



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

**UTILIZAÇÃO DE REATORES HÍBRIDOS DE FLUXO CONTÍNUO  
E EM BATELADAS SEQUÊNCIAIS PARA REMOÇÃO  
CONJUNTA DE CARBONO E NITROGÊNIO DE ESGOTO  
URBANO**

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

Orientadora: Prof<sup>a</sup> Rejane Helena Ribeiro da Costa, PhD.

**VANESSA SANTOS SOUTO**

**FLORIANÓPOLIS – SC  
2007**

## Ficha Catalográfica

Souto, Vanessa Santos

**Utilização de Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo e em Bateladas Seqüenciais 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.

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

**UTILIZAÇÃO DE REATORES HÍBRIDOS DE FLUXO CONTÍNUO E EM  
BATELADAS SEQUÊNCIAIS NA REMOÇÃO CONJUNTA DE CARBONO E  
NITROGÊNIO DE ESGOTOS URBANOS**

VANESSA SANTOS SOUTO

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:

*Dedico este trabalho a minha família  
pelo apoio em todos os momentos.*

## AGRADECIMENTOS

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

A minha orientadora, a professora Rejane, pela oportunidade da realização deste trabalho, credibilidade, sugestões, disponibilidade e paciência nesses anos de pesquisa.

A Delmira pela co-orientação, críticas e sugestões durante o trabalho, por estar sempre pronta a ajudar mesmo à distância e por aceitar participar da banca.

A Heike pelos seus ensinamentos na microscopia ótica e eletrônica, pelo auxílio na captura de imagens e pela disponibilidade.

Aos meus pais, pelo apoio em todas as etapas da minha vida, estando sempre presentes.

As minhas amigas Dany, Karine e Thais por estarem sempre ao meu lado.

Aos bolsistas de iniciação científica: Viviane, Letícia, Henrique e especialmente ao Clésio, Bruno, Edu e Mark pelos finais de semana e feriados no LETA e pela amizade conquistada durante o trabalho.

A Ana e Anne Marie pela ajuda nos testes respirométricos.

Aos meus amigos do mestrado e doutorado: Fernanda, Eunice, Flávia Tavares, Iracema, Luiz, Marcos, Mariele e Zé.

Aos amigos do LABEFLU: Flávia, Alexandre, Claudia, Alan, Iria e Rosane.

Aos funcionários do LIMA, especialmente a Arlete pela amizade e ajuda nas análises de laboratório.

A UFSC, PPGEA e CNPq.

A CAPES, pela bolsa concedida durante a pesquisa.

A empresa Rotária do Brasil Ltda. pela assistência dada e a empresa ACS fibra pelo fornecimento do suporte em plástico reciclado.

E aos professores Flávio Rubens Lapolli e Paulo Belli Filho por aceitarem participar da banca.

## SUMÁRIO

<b>LISTA DE FIGURA</b> .....	<b>XI</b>
<b>LISTA DE TABELA</b> .....	<b>XVII</b>
<b>LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS</b> .....	<b>XIX</b>
<b>RESUMO</b> .....	<b>XXIII</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>XXIV</b>
<b>1 INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
<b>2 OBJETIVOS</b> .....	<b>5</b>
<b>2.1 Objetivo Geral</b> .....	<b>5</b>
<b>2.2 Objetivos Específicos</b> .....	<b>5</b>
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>6</b>
<b>3.1 Processo de Lodos Ativados (Biomassa suspensa)</b> .....	<b>6</b>
3.1.1 Princípios da Sedimentação do Lodo .....	8
3.1.2 Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) .....	10
3.1.3 Microrganismos envolvidos no processo de Lodos Ativados .....	16
<b>3.2 Biofilme (Biomassa fixa)</b> .....	<b>17</b>
<b>3.3 Reatores de biofilme</b> .....	<b>22</b>
<b>3.4 Sistemas Híbridos</b> .....	<b>28</b>
3.4.1 Sistemas Únicos .....	29
3.4.1.1 Sistema único com material suporte fixo no reator .....	30
3.4.1.2 Sistema único com material suporte livre no reator.....	31
3.4.2 Sistemas Combinados ou Multiestágios.....	31
<b>3.5 Compostos de Nitrogênio</b> .....	<b>38</b>

3.5.1 Nitrificação .....	39
3.5.1.1 Princípios da Nitrificação .....	39
3.5.1.2 Microrganismos envolvidos no processo.....	40
3.5.1.3 Fatores que afetam a Nitrificação.....	41
3.5.2 Desnitrificação.....	44
3.5.2.1 Princípios da Desnitrificação .....	44
3.5.2.2 Fatores que afetam a desnitrificação.....	45
3.5.3 Remoção Biológica de Fósforo (Biodesfosfatação).....	46
<b>3.6 Respirimetria e Transferência de Oxigênio.....</b>	<b>48</b>
<b>4 MATERIAIS E MÉTODOS .....</b>	<b>51</b>
<b>4.1 Instalação Experimental .....</b>	<b>51</b>
4.1.1 Captação do Esgoto Bruto .....	51
4.1.2 Inoculação dos RHFC's e RHBS .....	52
4.1.3 Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFCs).....	53
4.1.3.1 Ensaio 1 ( Ens 1) .....	55
4.1.3.2 Ensaio 2 ( Ens 2) .....	56
4.1.3.3 Ensaio 3 ( Ens 3) .....	56
4.1.4 Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS).....	57
4.1.4.1 Material Suporte .....	60
4.1.4.2 Estratégias Operacionais e Funcionamento do Reator.....	61
<b>4.2 Monitoramento dos Experimentos .....</b>	<b>64</b>
<b>4.3 Medida da Decantabilidade do Lodo do RHBS – Índice Volumétrico do Lodo (IVL) e Velocidade de Decantação (<math>V_D</math>).....</b>	<b>69</b>
<b>4.4 Análises Respirométricas no RHBS.....</b>	<b>70</b>

4.4.1 Teste de Bancada (Estratégia 3) .....	71
4.4.2 Teste de Laboratório (Estratégias 2 e 3).....	71
<b>4.5 Cinética de Nitrificação e Desnitrificação no RHBS .....</b>	<b>72</b>
<b>4.6 Cálculos Realizados .....</b>	<b>73</b>
4.6.1 Eficiência de Remoção (E) .....	73
4.6.2 Eficiência de Desnitrificação ( $E_{DN}$ ) .....	74
4.6.3 Eficiência de desnitrificação parcial nas fases anóxicas de um ciclo..	74
4.6.4 Eficiência de nitrificação parcial nas fases aeróbias de um ciclo .....	75
4.6.5 Eficiência de Remoção do Nitrogênio Total .....	75
4.6.6 Vazão Diária de Esgoto ( $Q_d$ ) .....	76
4.6.7 Carga Volumétrica Aplicada (CV) .....	76
4.6.8 Balanço de Nitrogênio.....	76
4.6.9 Massa de Cal.....	77
<b>4.7 Análise Estatística.....</b>	<b>77</b>
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>79</b>
<b>5.1 Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFC's) .....</b>	<b>79</b>
5.1.1 Caracterização do Esgoto Bruto .....	79
5.1.2 Ensaio 1 ( Ens 1) .....	80
5.1.2.1 Remoção de Carbono (DQO) .....	83
5.1.2.2 Nitrificação .....	85
5.1.2.3 Microscopia ótica .....	89
5.1.3 Ensaio 2 ( Ens 2) .....	93
5.1.3.1 Remoção de Carbono (DQO) .....	95
5.1.3.2 Nitrificação .....	97

5.1.3.3 Comportamento dos ST e STV no Ensaio 2. ....	102
5.1.3.4 Microscopia ótica .....	104
5.1.4 Ensaio 3 ( Ens 3) .....	106
5.1.4.1 Remoção de Carbono (COT) .....	108
5.1.4.2 Nitrificação .....	110
5.1.4.3 Comportamento dos ST, STV e SST nos reatores.....	113
5.1.4.4 Microscopia Ótica e Eletrônica .....	115
5.1.5 Resumos dos Ensaios 1, 2 e 3 .....	119
<b>5.2 Reator Híbrido em Batelada Sequencial (RHBS) .....</b>	<b>121</b>
5.2.1 Caracterização do Esgoto Bruto .....	121
5.2.2 Estratégia 1 ( Est 1) .....	122
5.2.2.1 Remoção de Carbono (DQO, DBO e COT) .....	124
5.2.2.2 Remoção de Nitrogênio e Fósforo .....	125
5.2.2.3 Comportamento do reator durante os ciclos monitorados .....	127
5.2.2.4 Comportamento dos ST, SST e SSV na Est 1.....	130
5.2.2.5 Microscopia Ótica .....	131
5.2.3 Estratégia 2 ( Est 2) .....	132
5.2.3.1 Remoção do Carbono (DQO, DBO, COT).....	134
5.2.3.2 Remoção do Nitrogênio e Fósforo.....	135
5.2.3.3 Comportamento do reator durante os ciclos monitorados.....	137
5.2.3.4 Comportamento dos Sólidos na Est 2.....	141
5.2.4 Estratégia 3 (Est 3) .....	143
5.2.4.1 Remoção do Carbono (DQO, DBO e COT).....	144
5.2.4.2 Remoção do Nitrogênio e Fósforo.....	146

5.2.4.3 Comportamento do reator durante os ciclos monitorados .....	149
5.2.4.4 Comportamento dos sólidos na Est 3 .....	152
5.2.4.5 Microscopia ótica e eletrônica.....	154
5.2.5 Resumos das três estratégias operacionais do RHBS .....	158
5.2.6 Resultado da Análise Inferencial.....	159
5.2.7 Balanço de Nitrogênio.....	160
5.2.8 Índice Volumétrico do Lodo (IVL) e Velocidade de Decantação ( $V_D$ ) .....	163
5.2.9 Ensaio Respirométricos.....	165
5.2.10 Cinética de Nitrificação e Desnitrificação .....	171
<b>6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES .....</b>	<b>176</b>
<b>6.1 Reatores Híbridos de fluxo contínuo (RHFC's).....</b>	<b>176</b>
<b>6.2 Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS).....</b>	<b>177</b>
<b>7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....</b>	<b>180</b>
<b>APÊNDICE.....</b>	<b>192</b>

## LISTA DE FIGURA

Figura 3.1 - Esquema representativo do processo de lodos ativados convencional.....	7
Figura 3.2 – Fases seqüenciais de um RBS.....	11
Figura 3.3 – Mecanismos e Processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes. Fonte: Gonçalves et al., 2001 .....	18
Figura 3.4 - Fases do desenvolvimento do biofilme. Fonte: Adaptado de Nguyen, 1989 .....	20
Figura 3.5 – Resistências associadas à dissolução e ao consumo de oxigênio.....	49
Figura 3.6 – Variação da concentração de O <sub>2</sub> dissolvido com o tempo, durante a execução do método dinâmico. ....	50
Figura 4.1 - Esquema do Sistema de Tratamento dos RHFCs. ....	52
Figura 4.2 – Esquema do Sistema de Tratamento do RHBS.....	52
Figura 4.3 – Foto e perfil dos Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFCs).....	53
Figura 4.4 - Foto dos Materiais Suporte utilizado no Ens 1 .....	55
Figura 4.5 – Foto dos materiais suporte utilizados no Ens 2.....	56
Figura 4.6 – Rede de Nylon fixada em uma armação de madeira.....	57
Figura 4.7 – Foto do RHSB utilizando ao longo da pesquisa. ....	58
Figura 4.8 – Foto do interior e da frente do painel de controle .....	59
Figura 4.9 – Dimensões (mm) da Armação em Aço Inoxidável. ....	60
Figura 4.10 – Vista de perfil e superior das redes de nylon .....	61
Figura 4.11 – Esquema do funcionamento dos ciclos operacionais.....	62
Figura 4.12 – Foto das vidrarias e equipamentos utilizados nos testes de bancada .....	71
Figura 5.1 – Comportamento do OD e pH no R <sub>TEST</sub> .....	81
Figura 5.2 - Comportamento do OD e pH no R <sub>F IPL</sub> .....	81
Figura 5.3 – Comportamento do OD e pH no R <sub>ESPL</sub> .....	81
Figura 5.4 – Comportamento do OD e pH no R <sub>OSTR</sub> .....	82
Figura 5.5 – Eficiência de remoção da DQO nos R <sub>F IPL</sub> , R <sub>TEST</sub> , R <sub>ESPL</sub> e R <sub>OSTR</sub> ao longo do Ens 1. ....	83
Figura 5.6 – Diagrama de caixas das concentrações de DQO <sub>T</sub> do esgoto bruto e DQO <sub>F</sub> na saída dos reatores no Ens 1.....	84
Figura 5.7 – Eficiências de remoção do amônio nos reatores ao longo do Ens 1. ....	86
Figura 5.8 – Diagrama de caixas das concentrações de NH <sub>4</sub> -N do esgoto bruto e na saída dos reatores no Ensaio 1.....	87
Figura 5.9 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência do amônio no reator R <sub>F IPL</sub> .....	88

Figura 5.10 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência do amônio no reator $R_{TEST}$ .....	88
Figura 5.11 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator $R_{ESPL}$ .....	88
Figura 5.12 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator $R_{OSTR}$ .....	89
Figura 5.13 – Flocos e Tecamebas em formas de rosca (lodo no $R_{FIPL}$ ) (T = 30 dias) ..	90
Figura 5.14 - Tecamebas (biofilme do $R_{FIPL}$ ) (T = 51 dias).....	90
Figura 5.15 – <i>Euglypha</i> sp (biofilme do $R_{FIPL}$ ) (T = 51 dias).....	90
Figura 5.16 - <i>Aspidisca</i> sp (biofilme do $R_{FIPL}$ ) (T = 50 dias) .....	90
Figura 5.17 – <i>Opercularia</i> sp ( $R_{TEST}$ ) ( T = 50 dias).....	91
Figura 5.18 – Zooglea ( $R_{TEST}$ ) (T = 50 dias).....	91
Figura 5.19 – Colônias de <i>Epistylis</i> sp (lodo do $R_{ESPL}$ ) (T = 30 dias).....	91
Figura 5.20 - <i>Sphaerotilus</i> sp (biofilme do $R_{ESPL}$ ) (T = 30 dias).....	92
Figura 5.21 – Beggiatoa sp (biofilme do $R_{ESPL}$ ) (T = 51 dias).....	92
Figura 5.22 – <i>Spirillum</i> (biofilme do $R_{ESPL}$ ) ( T = 51 dias).....	92
Figura 5.23 – <i>Zooglea</i> ( lodo do $R_{OSTR}$ ) ( T = 30 dias)....	93
Figura 5.24 – Cisto de <i>Vorticella</i> sp (biofilme do $R_{OSTR}$ ) (T = 51 dias) .....	93
Figura 5.25 – Comportamento do OD e pH no $R_{TEST}$ .....	94
Figura 5.26 - Comportamento do OD e pH no $R_{ARG}$ .....	94
Figura 5.27 – Comportamento do OD e pH no $R_{PLR}$ .....	95
Figura 5.28 – Eficiência de remoção da $DQO_T$ nos $R_{ARG}$ , $R_{TEST}$ e $R_{PLR}$ ao longo do Ens 2.....	96
Figura 5.29 – Concentrações de $DQO_T$ do esgoto bruto e $DQO_F$ na saída dos reatores $R_{ARG}$ , $R_{TEST}$ e $R_{PLR}$ .....	97
Figura 5.30 – Eficiências de remoção do amônio nos reatores ao longo do Ens 2. ....	98
Figura 5.31 – Diagrama de caixas das concentrações de $NH_4.N$ do esgoto bruto e do efluente dos reatores ao longo dos Ens 2.....	99
Figura 5.32 – Comportamento do nitrito, nitrato e amônio e a eficiência de remoção do amônio no reator $R_{ARG}$ .....	100
Figura 5.33 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência do amônio no reator $R_{TEST}$ .....	101
Figura 5.34 – Comportamento do amônio, nitrito e nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator $R_{PLR}$ .....	102
Figura 5.35 – Resultados dos ST do esgoto bruto e do lodo dos reatores, $R_{ARG}$ , $R_{TEST}$ e $R_{PLR}$ .....	103

Figura 5.36 – Resultados dos STV do esgoto bruto e no lodo dos reatores $R_{ARG}$ , $R_{TEST}$ e $R_{PLR}$ .....	103
Figura 5.37 – <i>Aelosoma</i> sp ( lodo do $R_{ARG}$ ) ( T = 27 dias) .....	104
Figura 5.38 – <i>Vorticella</i> sp (lodo do $R_{ARG}$ ) (T = 27 dias).....	104
Figura 5.39 – <i>Vorticella</i> sp ( $R_{TEST}$ ) ( T = 27 dias).....	105
Figura 5.40 – Rotatoria sp e Tecamebas ( $R_{TEST}$ ) (T = 27 dias).....	105
Figura 5.41 – <i>Aelosoma</i> sp ( lodo do $R_{PLR}$ ) ( T = 10 dias).....	105
Figura 5.42 – Tecamebas (lodo do $R_{PLR}$ ) (T = 10 dias).....	105
Figura 5.43 – <i>Aelosoma</i> sp e Tecameba (biofilme do $R_{PLR}$ ) (T = 16 dias).....	105
Figura 5.44 – <i>Vorticella</i> sp (biofilme do $R_{PLR}$ ) (T = 16 dias).....	105
Figura 5.45 - Valores de OD obtidos nos reatores $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ no Ens 3.....	107
Figura 5.46 - Valores de pH obtidos nos reatores $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ no Ens 3. ....	108
Figura 5.47 – Eficiências de remoção do COT nos reatores $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ . ....	109
Figura 5.48 – Diagramas de caixa com as concentrações de COT do esgoto bruto e na saída dos reatores $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ . ....	110
Figura 5.49 – Eficiência de remoção do amônio nos $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ ao longo do Ens 3. ....	111
Figura 5.50 – Comportamento do amônio efluente, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator $R_{TEST}$ . ....	112
Figura 5.51 – Comportamento do amônio efluente, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator $R_{RED}$ . ....	113
Figura 5.52 - Comportamento dos ST no esgoto bruto, $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ ao longo do Ens 3. ....	114
Figura 5.53 - Comportamento dos STV no esgoto bruto, $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ ao longo do Ens 3. ....	114
Figura 5.54 - Comportamento dos STV no esgoto bruto, $R_{TEST}$ e $R_{RED}$ ao longo do Ens 3. ....	114
Figura 5.55 - <i>Epistylis</i> sp ( $R_{TEST}$ ) ( T = 20 dias).....	115
Figura 5.56 - Diversidade de microrganismos ( $R_{TEST}$ ) (T = 20 dias).....	115
Figura 5.57 – <i>Tecamebas</i> (lodo do $R_{RED}$ ) ( T = 20 dias) .....	116
Figura 5.58 – <i>Tecamebas</i> , <i>Paramecium</i> (lodo do $R_{RED}$ ) ( T = 20 dias).....	116
Figura 5.59 - Fotos das redes de nylon não colonizadas observados no MEV .....	117
Figura 5.60 – Material suporte colonizado (500x) .....	118
Figura 5.61 – Material suporte colonizado por bactérias e fungos filamentosos (1600x) e (800x). ....	118
Figura 5.62 – <i>Vorticellas</i> sp e colônias de <i>Epistylis</i> sp (200 x) e (400x) .....	119

Figura 5.63 - Comportamento da DQO <sub>T</sub> afluyente, efluente e eficiência de remoção durante a Est 1. ....	124
Figura 5.64 - Concentrações de NH <sub>4</sub> -N, afluyente, efluente, NO <sub>2</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N, e eficiência de remoção do NH <sub>4</sub> -N durante a Est 1 .....	126
Figura 5.65 – Comportamento do PO <sub>4</sub> -P afluyente, efluente e eficiência de remoção durante a Est 1. ....	127
Figura 5.66 - Evolução do OD e pH ao longo do ciclo do dia 11/4/2006 (T = 22 dias) .....	128
Figura 5.67 - Comportamento da DQO <sub>T</sub> e DQO <sub>F</sub> no ciclo do dia 11/4/2006 (T = 22 dias). ....	128
Figura 5.68 - Evolução das concentrações de NH <sub>4</sub> -N, NO <sub>2</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N, PO <sub>4</sub> -P e NT do ciclo do dia 11/4/2006 (T = 22 dias). ....	129
Figura 5.69 – Concentrações de ST, SST e SSV no lodo do reator na Est 1 .....	130
Figura 5.70 – <i>Vorticellas</i> sp junto com flocos de lodo (T = 37 dias). ....	131
Figura 5.71 – Microrganismos presentes no lodo do reator na Est 1 ( T = 37 dias). ...	132
Figura 5.72 - Concentrações de DQO <sub>T</sub> afluyente, efluente e eficiência de remoção durante a Est 2. ....	134
Figura 5.73 – Comportamento do Fosfato ao longo da Est 2.....	136
Figura 5.74 - Concentrações de NH <sub>4</sub> -N afluyente e efluente, NO <sub>2</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N e eficiência de remoção de NH <sub>4</sub> -N durante a Est 2.....	137
Figura 5.75 - Comportamento do OD e pH durante o ciclo do dia 3/05/2006 (T = 7 dias). ....	138
Figura 5.76 - Valores de alcalinidade durante o ciclo do dia 03/05/2006 (T = 7 dias). ....	139
Figura 5.77 - Comportamento da DQO <sub>T</sub> , DQO <sub>F</sub> e PO <sub>4</sub> -P ciclo do dia 03/05/2006 (T = 7 dias). ....	139
Figura 5.78 - Comportamento do NH <sub>4</sub> -N, NO <sub>2</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N, NTK e NT ao longo do ciclo do dia 03/05/2006 (T = 7 dias). ....	140
Figura 5.79 – Comportamento dos SS, SST e SV do lodo ao longo da Est 2.....	141
Figura 5.80 – Relação dos SSV/SST do lodo na Est 2.....	142
Figura 5.81 - Concentrações de DQO <sub>T</sub> afluyente, efluente e eficiência de remoção na Est 3 .....	145
Figura 5.82 - Concentrações de DBO <sub>5</sub> afluyente, efluente e eficiência de remoção na Est 3 .....	146
Figura 5.83 - Concentrações de PO <sub>4</sub> -P afluyente e efluente na Est 3.....	147
Figura 5.84 - Concentrações de NH <sub>4</sub> -N afluyente e efluente, NO <sub>2</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N e eficiência de remoção durante a Est 3.....	148
Figura 5.85 - Comportamento do OD e pH ao longo do ciclo do dia 06/10/2006 ( T = 130 dias). ....	149

Figura 5.86 - Valores de alcalinidade ao longo do ciclo do dia 06/10/2006 (T = 130 dias).....	150
Figura 5.87 - Comportamento da DQO <sub>T</sub> , DQO <sub>F</sub> e PO <sub>4</sub> -P ao longo do ciclo do dia 06/10/2006 (T = 130 dias).....	150
Figura 5.88 - Comportamento do NH <sub>4</sub> -N, NO <sub>2</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N, NTK e NT ao longo do ciclo do dia 6/10/06 ( T = 130 dias).....	151
Figura 5.89 – Comportamento dos ST, SST e SSV do lodo na Est 3 .....	152
Figura 5.90 – Relação dos SSV/SST do lodo ao longo da Est 3 .....	153
Figura 5.91 - Lodo com aspecto fino (T = 133 dias).....	154
Figura 5.92 – <i>Rotatorias</i> sp, <i>Zooglea</i> e <i>Tecamebas</i> no biofilme ( T = 133 dias).....	155
Figura 5.93 – Rotíferos sp no biofilme ( T = 133 dias).....	155
Figura 5.94 – <i>Aelosomas</i> sp e <i>Rotíferos</i> sp no biofilme (T = 133 dias) .....	155
Figura 5.95 - Biofilme formado nas redes (350x) ( T = 137 dias) .....	156
Figura 5.96 - Colônias de Bactérias (4000x) ( T = 137 dias).....	156
Figura 5.97 – Suporte todo coberto pelo biofilme (240x) (T = 137 dias) .....	156
Figura 5.98 – Colônias de Bactérias (3200x) ( T = 20 dias).....	157
Figura 5.99 – Colônias de Bactérias (5000x) (T = 137 dias).....	157
Figura 5.100 – <i>Aelosomas</i> sp e <i>Tecamebas</i> juntos do biofilme (60x) (T = 137 dias) ..	157
Figura 5.101 – Balanço de nitrogênio do ciclo do dia 4/4/06 (Est 1 – T = 15 dias).....	160
Figura 5.102 – Balanço de nitrogênio no início dos ciclos monitorados na Est 2.....	160
Figura 5.103 – Balanço de nitrogênio no final dos ciclos monitorados na Est .....	161
Figura 5.104 – Balanço de nitrogênio no início dos ciclos monitorados na Est 3.....	161
Figura 5.105 – Balanço de nitrogênio no final dos ciclos monitorados na Est 3 .....	162
Figura 5.106 – Perfil do IVL e IVLD ao longo da estratégia 3.....	163
Figura 5.107 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 30/05/06 (Est 3 - T = 1 dia).....	166
Figura 5.108 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 6/06/06 (Est 3 – T = 8 dias) .....	166
Figura 5.109 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 20/06/06 (Est 3 – T = 22 dias) .....	166
Figura 5.110 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 4/07/06 (Est 3 – T = 36 dias) .....	167
Figura 5.111 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 20/07/06 (Est 3 - T = 52 dias) .....	167
Figura 5.112 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 29/08/06 (Est 3 – T = 92 dias) .....	167

Figura 5.113 – Respirograma obtido no teste de laboratório no dia 17/05/06 (Est 2 – T = 21 dias) .....	169
Figura 5.114 - Respirograma obtido no teste de laboratório no dia 07/06/06 (Est 3 – T = 9 dias) .....	170
Figura 5.115 – Comportamento da DQO <sub>T</sub> e DQO <sub>F</sub> durante a cinética.....	171
Figura 5.116 – Comportamento do NO <sub>2</sub> -N, NO <sub>3</sub> -N e PO <sub>4</sub> -P durante a cinética. ....	172
Figura 5.117 – Comportamento do pH e alcalinidade durante a cinética.....	173
Figura 5.118 – Comportamento do OD durante a cinética.....	174

## LISTA DE TABELA

Tabela 3.1 – Interpretação do Resultado do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) .....	10
Tabela 3.2 - Exemplos de estudos realizados em RBS.....	14
Tabela 3.3 – Estágios de formação do biofilme .....	19
Tabela 3.4 - Exemplos de estudos realizados em reatores de biofilme.....	26
Tabela 3.5 - Exemplos de estudos realizados por diferentes autores utilizando Sistemas Híbridos.....	34
Tabela 4.1 – Características dos materiais suporte utilizados nos ensaios.....	54
Tabela 4.2 - Síntese das Condições Operacionais nos Ensaio 1, 2 e 3 .....	57
Tabela 4.3 – Síntese das Estratégias Operacionais.....	64
Tabela 4.4 – Acompanhamento analítico nos RHFCs e no RHBS .....	67
Tabela 4.5 – Coletas realizadas em dias de monitoramento dos ciclos.....	68
Tabela 4.6 - Procedimento utilizado na cinética de nitrificação e desnitrificação. ....	73
Tabela 5.1 - Características do esgoto bruto utilizado nos RHFC's.....	79
Tabela 5.2 – Condições operacionais e características dos materiais suporte no Ens 1 .	80
Tabela 5.3 – Cargas aplicadas e remoção da DQO no Ens 1 .....	83
Tabela 5.4 – Cargas aplicadas e remoção do NH <sub>4</sub> -N no Ens 1 .....	85
Tabela 5.5 – Condições operacionais e características dos materiais suporte no Ens 2 .	93
Tabela 5.6 – Cargas aplicadas e remoção da DQO no Ens 2 .....	96
Tabela 5.7 – Cargas aplicadas e remoção do NH <sub>4</sub> -N no Ens 2 .....	98
Tabela 5.8 – Condições operacionais e características dos materiais suporte no Ens 3	107
Tabela 5.9 – Remoção do COT no Ens 3. ....	109
Tabela 5.10 – Remoção do NH <sub>4</sub> -N no Ens 3 .....	111
Tabela 5.11 – Síntese dos Ensaio 1, 2 e 3 .....	119
Tabela 5.12 - Características do esgoto bruto utilizado no RHBS .....	121
Tabela 5.13 - Condições operacionais aplicadas na Est 1 .....	123
Tabela 5.14 – Valores médios e eficiências de remoção da DQO, DBO e COT na Est 1 .....	124
Tabela 5.15 – Resultados da alcalinidade, nitrogênio e fósforo na Est 1 .....	125
Tabela 5.16 - Condições operacionais aplicadas na Est 2 .....	133
Tabela 5.17 - Valores médios e eficiências de remoção da DQO, DBO e COT na Est 2 .....	134
Tabela 5.18 - Resultados da alcalinidade, nitrogênio e fósforo na Est 2.....	135

Tabela 5.19 - Condições operacionais aplicadas na Est 3 .....	143
Tabela 5.20 - Valores médios e eficiências de remoção da DQO, DBO e COT na Est 3 .....	144
Tabela 5.21 - Resultados da alcalinidade, nitrogênio e fósforo na Est 3.....	146
Tabela 5.22 – Resumos das 3 estratégias estudadas no RHBS .....	158
Tabela 5.23 – Resultados da ANOVA nas três estratégias estudadas .....	159
Tabela 5.24 – Valores médios IVL e $V_D$ . .....	164
Tabela 5.25 – Resultados dos Testes de Bancada realizados no lodo do RHBS.....	168
Tabela 5.26 – Resultados dos testes de laboratório ( Est 2- 17/5/06 e Est 3 – 07/6/06)	170
Tabela 5.27 – Tempo das fases aeróbias, concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$ afluente e eficiência de remoção do $\text{NH}_4\text{-N}$ .....	175

## LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

A/M	Relação alimento/microrganismo
AGV	Ácido Graxos Voláteis
APHA	American Public Health Association
C	Coleta
CaCO <sub>3</sub>	Carbonato de Cálcio
Ca(OH) <sub>2</sub>	Hidróxido de Cálcio
C/N	Relação carbono/nitrogênio
CASAN	Companhia Catarinense de Águas e Saneamento
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CN	Carga de Nitrogênio
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COT	Carbono Orgânico Total
COV	Carga Orgânica Volumétrica
C:N:P	Relação carbono/nitrogênio/fósforo
CTC	Centro Tecnológico
CV	Carga Volumétrica
DBO <sub>5</sub>	Demanda Bioquímica de Oxigênio de 5 dias
DOO <sub>S</sub>	Demanda Química de Oxigênio Solúvel
DQO <sub>T</sub>	Demanda Química de Oxigênio Total
DQO <sub>F</sub>	Demanda Química de Oxigênio Filtrada
DQO <sub>T</sub> /NTK	Relação da Demanda Química de oxigênio total e Nitrogênio Total Kjeldhal
DQO/NH <sub>4</sub> -N/PO <sub>4</sub> -P	Relação da DQO, amônio e fosfato
DN	Desnitrificação
DN:N	Relação da Fase anóxica e aeróbia
<i>E</i>	Eficiência de Remoção
<i>E<sub>DN</sub></i>	Eficiência de desnitrificação
<i>E<sub>DN1,2,3</sub></i>	Eficiência de desnitrificação parcial nas fases anóxicas de um ciclo
<i>E<sub>NI,2,3</sub></i>	Eficiência de nitrificação parcial nas fases aeróbias de um ciclo

Ens	Ensaio
$E_{NT}$	Eficiência de remoção do Nitrogênio Total
EPA	Environmental Protection Agency
Est	Estratégia
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
FATMA	Fundação do Meio Ambiente de Santa Catarina
$F_A$	Fase aeróbia
$F_D$	Fase de Decantação
$F_e$	Fase de Enchimento
$F_{DN}$	Fase Anóxica
$F_R$	Fase de Retirada
IBGE	Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
IVL	Índice Volumétrico de Lodo
LABEFLU	Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LIMA	Laboratório Integrado do Meio Ambiente
MBBR	Moving Bed Biofilm Reactor
MO	Microscopia Ótica
MEV	Microscopia Eletrônica de Varredura
MPSC	Ministério Público de Santa Catarina
N	Nitrogênio
N	Nitrificação
Norg	Nitrogênio Orgânico
$N_c$	Número de ciclos realizados por dia
$NH_3$	Amônia livre
$NH_4-N$	Íon Amônio ou Nitrogênio Amoniacal expresso como nitrogênio
$(NH_4-N)_E$	Concentração de amônio no afluente
$(NH_4-N)_S$	Concentração remanescente do amônio no efluente
$(NH_4-N)_0$	Concentração do amônio no início da 1ª, 2ª ou 3ª fase aeróbia
$(NH_4-N)_F$	Concentração do amônio no final da 1ª, 2ª ou 3ª fase aeróbia
$(NO_x-N)_s$	Concentração dos compostos nitrogenados oxidados (nitrito e nitrato) no final do ciclo

$(NO_x-N)_0$	Concentração dos compostos nitrogenados oxidados (nitrito e nitrato) medidos após 10 min. do 1º, 2º ou 3º enchimento.
$(NO_x-N)_F$	Concentração dos compostos nitrogenados oxidados (nitrito e nitrato) medidos no final da 1ª, 2ª ou 3ª fase anóxica.
$NO_2-N$	Nitrito expresso como Nitrogênio
$NO_3-N$	Nitrato expresso como Nitrogênio
NT	Nitrogênio Total
$NT_0$	Nitrogênio total no início do ciclo
$NT_F$	Nitrogênio total no final do ciclo
NTK	Nitrogênio Total Kjeldhal
$N_2$	Gás Nitrogênio
OAPs	Organismos acumuladores de fósforo
OD	Oxigênio Dissolvido
OSBG	Optimized Support Biological Growth
PET	Polietileno Terftalo
pH	Potencial Hidrogeniônico
PMF	Prefeitura Municipal de Florianópolis
PPGEA	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental
$PO_4-P$	Fosfato expresso como Fósforo
PVC	Policloreto de Vinila
$Q$	Vazão
$QO_2$	Velocidade de respiração celular
$QO_2X$	Velocidade específica de respiração
$R_{ARG}$	Reator Híbrido com argilas em pelets
RBS	Reator em Bateladas Seqüenciais
RBLF	Reator de Biofilme em Batelada Seqüencial
$R_{ESPL}$	Reator Híbrido com espumas de poliuretano
$R_{FIPL}$	Reator Híbrido com fitas plásticas
RHBS	Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais
RHFC	Reator Híbrido de Fluxo Contínuo
RHFC's	Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo
RHLM	Reator Híbrido de Leito Móvel

RLFBS	Reator de Leito Fluidizado por Bateladas Sequenciais
RLMBS	Reator de Leito Móvel em Batelada Sequencial
R <sub>OSTR</sub>	Reator Híbrido com cascas de ostras
R <sub>PLR</sub>	Reator Híbrido com plásticos reciclados
R <sub>RED</sub>	Reator Híbrido com redes em nylon
R <sub>TEST</sub>	Reator testemunha
$S_0$	Concentração do afluente no reator
$S_S$	Concentração do efluente no reator
SBR	Sequencing Batch Reactor
SST	Sólidos em Suspensão Totais
ST	Sólidos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
STV	Sólidos Totais Voláteis
STF	Sólidos Totais Fixos
SDT	Sólidos Dissolvidos Totais
SDF	Sólidos Dissolvidos Fixos
SDV	Sólidos Dissolvidos Voláteis
T	Temperatura
TRH	Tempo de Retenção Hidráulica
UFSC	Universidade Federal de Santa Catarina
V	Volume
$V_e$	Volume de enchimentos por ciclo
$V_r$	Volume útil do reator
$V_D$	Velocidade de Decantação do Lodo
$V_{30}$	Volume de 1 L de lodo após 30 min. de decantação
X	Quantidade de amônio presente no reator
$X$	Concentração do lodo
Y	Quantidade de carbonato necessária para oxidar X mgNH <sub>4</sub> -N
Z	Quantidade de cal a ser adicionada no reator
$\rho$	Densidade
$m$	Massa do suporte

## RESUMO

Neste trabalho estudou-se a redução da matéria orgânica e nitrogenada de esgoto doméstico utilizando reatores híbridos de fluxo contínuos (RHFC's) e um reator híbrido em bateladas seqüenciais (RHBS). Os RHFC's foram constituídos por reatores do tipo lodo ativado preenchidos com materiais suporte para a fixação da biomassa. O estudo foi realizado em três etapas, sendo que na etapa 1 utilizou-se três diferentes materiais suporte: fita plástica ( $R_{FIPL}$ ), espuma de poliuretano ( $R_{ESPL}$ ) e cascas de ostras ( $R_{OST}$ ). Na etapa 2, utilizou-se como materiais suporte: argila em pelets ( $R_{ARG}$ ) e plástico reciclado ( $R_{PLR}$ ) e na etapa 3, redes de nylon ( $R_{RED}$ ). Em cada etapa monitorou-se também um reator testemunha apenas com lodo ativado ( $R_{TEST}$ ). Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas médias (COV) de 0,86 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e cargas de nitrogênio médias (CN) de 0,12 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia na etapa 1 e 0,26 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,04 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia na etapa 2 e 0,29 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,07 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia na etapa 3. Foram monitorados diariamente o pH, T e OD de cada reator e realizadas análises físico-químicas e também observações microscópicas do lodo e dos suportes. Os reatores apresentaram eficiências médias variando entre 66 % e 79 % na remoção da DQO<sub>T</sub> e na nitrificação entre 41 % e 68 %. Apenas os reatores híbridos  $R_{FIPL}$ ,  $R_{RED}$  e  $R_{ARG}$  apresentaram concentrações médias de nitrogênio amoniacal inferiores a 20 mg/L no efluente, atendendo a Resolução do CONAMA n° 357/05. Para o estudo do RHBS foram instaladas redes de nylon em um reator em batelada seqüencial com volume útil de tratamento de 1,42 m<sup>3</sup> totalmente automatizado, funcionando em regime de ciclos, intercalando fases de enchimento, anóxica, aeróbia, decantação e retirada. Diariamente eram realizados 3 ciclos com duração de 8 horas cada. Em cada ciclo eram realizados 3 enchimentos escalonados. O período de estudo foi dividido em 3 estratégias (Est 1, Est 2 e Est 3), conforme as cargas de DQO e NH<sub>4</sub>-N aplicadas. Estas variaram entre 0,14 e 0,51 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,02 e 0,06 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia. O monitoramento do reator foi realizado através de análises físico-químicas do meio líquido, ensaios de decantação para a determinação do IVL e da  $V_D$ , observações microscópicas do material suporte e do lodo, além dos testes respirométricos para a determinação da velocidade específica de respiração ( $QO_2X$ ) das bactérias presentes no lodo. Ao longo das três estratégias, o reator apresentou eficiências médias variando entre: 75 a 89 % DQO<sub>T</sub>; 83 a 97 % DBO<sub>5</sub>; 58 a 84 % SST; 8 a 34 % PO<sub>4</sub>-P; 60 % a 77 % na nitrificação; 46 a 64 % na remoção do nitrogênio total e 79 a 84 % na desnitrificação. As concentrações médias de amônio no efluente tratado ficaram abaixo de 20 mgNH<sub>4</sub>-N/L atendendo a Resolução n° 357/2005 do CONAMA. O Índice Volumétrico do lodo (IVL) variou entre 66 e 152 ml/g, sendo classificado como um lodo de boa e média decantabilidade. As observações microscópicas ajudaram no monitoramento das condições operacionais dos RHFC's e do RHBS e na maioria do período de estudo observou-se a presença de microrganismos indicadores de situações estáveis no tratamento, tais como: *Tecamebas*, *Vorticellas* sp, *Epistylis* sp, *Aspidiscas* sp e *Rotatorias* sp.

**PALAVRAS-CHAVE:** Reator Híbrido de Fluxo Contínuo (RHFC), Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS), nitrificação, remoção do carbono, esgoto urbano.

## ABSTRACT

The present study evaluated the organic matter and nitrogen compounds reduction through hybrid continuous flow reactors (HCFR's) and a hybrid sequencing batch reactor (HSBR). The RHFC were composed by activated sludge reactors filled with support materials for biomass fixation. The study was divided into three phases. During phase 1, three support materials were used: plastic tape ( $R_{FIPL}$ ), polyurethane foam ( $R_{ESPL}$ ) and oyster shells ( $R_{OST}$ ) and in phase 2, the support materials used were: palletized clay ( $R_{ARG}$ ) and recycled plastic. In the phase 3, nylon nets were tested ( $R_{RED}$ ). Within all phases a reactor with only activated sludge ( $R_{TEST}$ ) was used as a control. Volumetric organic loads of 0,86 kg COD/m<sup>3</sup>.day, 0,26 kg COD/m<sup>3</sup>.day, 0,29 kg COD/m<sup>3</sup>.day and nitrogen loads of 0,12 kgNH<sub>4</sub>-N/ m<sup>3</sup>.day, of 0,04 kgNH<sub>4</sub>-N/ m<sup>3</sup>.day, of 0,07 kgNH<sub>4</sub>-N/ m<sup>3</sup>.day were applied during phases 1, 2 and 3, respectively. The parameters controlled daily were: pH, Temperature, Dissolved oxygen. Besides, physico-chemical and microbiological analysis were conducted. The reactors presented average COD removal efficiencies between 66 % and 79 % and nitrification rates varying from 41 % and 68 %. Considering the ammoniacal nitrogen, just the hybrid reactors ( $R_{RED}$  and  $R_{ARG}$ ) presented concentration bellow 20 mg/L, accepted by CONAMA legislation n° 357/05. In the RHBS reactor trial, nylon nets were installed in an automatic sequential batch reactor with volume of 1,42 m<sup>3</sup> working through different cycles as: filling, anoxic phase, aerobic phase, decantation and withdraw. Three cycles of 8h were conducted daily, and during each one, three filling phases happened. The study were divided into three strategies (1, 2 and 3), according to the COD and nitrogen loads. They varied from 0,14 to 0,51 kg COD/ m<sup>3</sup>.day and 0,02 and 0,06 Kg NH<sub>4</sub>-N/ m<sup>3</sup>. The reactor monitoring were made through physico-chemical analysis of the liquid phase, decantation tests and IVL/V<sub>D</sub> determination, support and sludge microscopic observations and respirometry tests. During the three strategies, the reactor presented average efficiencies varying between 75 and 89 % for COD; 83 and 97 % for BOD<sub>5</sub>; 58 and 84 % for total solids, 8 and 34 % for PO<sub>4</sub>-P; 60 and 77 % for nitrification; 46 and 64 % for total nitrogen; 79 to 84 % for denitrification. The ammonia average concentrations presented in the effluent were bellow 20 mg/L, accepted by CONAMA legislation n°357/05. The sludge volume index varied between 66 and 152 ml/g, being considered a high and medium decantability sludge. The microscopic observations helped the operational conditions monitoring of RHBS and RHFC's reactors and during most part of the trial, it was observed the presence of microorganisms which indicate stable treatment conditions, as: *Tecamebas*, *Vorticellas* sp, *Epistylis* sp, *Aspidiscas* sp and *Rotatorias* sp.

**KEY-WORDS:** hybrid continuous flow reactor (HCFR), hybrid sequencing batch reactor (HSBR), nitrification, carbon removal, urban wastewater

## 1 INTRODUÇÃO

A água está sendo degradada e isto se intensificou nas últimas décadas devido ao crescimento populacional e industrial desordenado, gerando grande volume de despejos que são lançados nos recursos hídricos, em sua maioria, sem tratamento adequado.

No Brasil, apenas 33,5% dos domicílios são atendidos por rede geral de esgoto. O atendimento chega ao seu nível mais baixo na região Norte, onde apenas 2,4% dos domicílios são atendidos, seguidos da região nordeste (14,7%), Centro-Oeste (28,1%) e Sul (22,5%). A região sudeste apresenta o melhor atendimento: 53,0% dos domicílios têm rede geral de esgoto. Dos 5.507 municípios existentes em 2000, 2.630 não eram atendidos por rede coletora, utilizando soluções alternativas como tanques sépticos e sumidouros, fossas secas, valas abertas e lançamentos em cursos d'água (IBGE, 2000). Em Santa Catarina, o cenário não muda, apenas 37 (12,63%) dos 293 municípios possuem rede coletora de esgoto sanitário implantada e sistema de tratamento licenciado (MPSC, 2005).

Os processos biológicos são bastante empregados no tratamento de esgotos domésticos, pois eles promovem a estabilização da matéria orgânica presente no efluente a ser tratado, através da ação de microrganismos, e dependendo do sistema de tratamento utilizado, é possível promover também a remoção de nutrientes com boas eficiências.

Um dos processos biológicos com biomassa suspensa utilizado no tratamento de esgoto são os de lodos ativados com reatores de fluxo contínuo ou intermitente (batelada). No reator com fluxo intermitente, também conhecido como reator em batelada seqüencial (RBS), ocorrem todas as etapas de tratamento em uma única unidade, através do estabelecimento de ciclos operacionais. Esta tecnologia tornou-se mais difundida e aplicada a partir dos anos 80 em função do desenvolvimento tecnológico na área de eletromecânica. Com a preocupação quanto ao lançamento de nutrientes nos corpos receptores, este reator tem sido modificado para se alcançar a nitrificação, desnitrificação e remoção biológica do fósforo (von SPERLING, 1997).

Na busca de tratamentos biológicos mais eficientes, tem-se os reatores de biomassa fixa, onde são utilizados materiais suporte fixos ou móveis dentro do reator para o desenvolvimento da biomassa aderida (biofilme). Entre algumas vantagens desses reatores, tem-se: tempo de detenção hidráulica (TDH) inferiores ao tempo de geração celular, possibilidade de aplicação de cargas orgânicas mais altas, remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo), redução do tamanho das unidades de tratamento, menor produção de lodo e custos de instalação.

Com o objetivo de combinar as vantagens dos reatores de biomassa fixa e de biomassa suspensa, foram desenvolvidos os reatores híbridos, 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).

Um dos tipos de reatores híbridos que vêm sendo estudado é o reator de biofilme em bateladas seqüenciais (RBBS) ou reator híbrido em bateladas seqüenciais (RHBS), que consiste na adição de material suporte móvel ou fixo em um reator de lodos ativados com fluxo intermitente, agregando assim as vantagens dos reatores em bateladas seqüenciais (RBS) e dos reatores de biofilme. Este tipo de reator já vem sendo utilizado em outros países com excelentes eficiências e é uma alternativa no tratamento de águas residuárias com altas cargas e produção sazonal e oferece vantagens como: possibilidade de utilização de suportes plásticos reciclados com baixa densidade, obtendo-se redução nos custos de energia (WOLFF, 2005), melhoria na decantabilidade do lodo e maior capacidade de retenção de biomassa no reator (ØDEGGARD *et al.*, 1994), possibilidade de reabilitação de instalações biológicas existentes para a eliminação de nitrogênio (MÜLLER, 1998), diminuição do volume requerido e fácil operação quando comparado com sistemas convencionais de lodos ativados (ANDREOTTOLA *et al.*, 2002).

## **JUSTIFICATIVA**

O lançamento de nutrientes nos ambientes aquáticos tem se tornado uma preocupação para a proteção dos corpos d'água e para a população em geral. A

acumulação excessiva das várias formas de nitrogênio (amônia, nitritos e nitratos) na superfície e em águas subterrâneas podem ocasionar efeitos adversos para o meio ambiente e para saúde humana. O nitrogênio nos processos bioquímicos de conversão da amônia a nitrito e deste a nitrato, implica no consumo de oxigênio dissolvido do meio. A amônia é o composto nitrogenado responsável pelos efeitos tóxicos nos peixes e outras vidas aquáticas. Já o nitrogênio na forma de nitritos e nitratos está associado a doenças como a metahemoglobinemia (síndrome do bebê azul) e alguns tipos de câncer (EPA, 1993).

Devido a esses problemas, as legislações ambientais vigentes estabelecem, além da redução da matéria orgânica, a redução de nutrientes nos efluentes domésticos e/ou industriais lançados nos corpos d'água receptores. O Estado de Santa Catarina, através do Decreto nº 14250 de 5 de Junho de 1981, estabelece concentrações máximas de 60 mg DBO<sub>5</sub>/L (ou 80 % de remoção de DBO<sub>5</sub>) e 10 mg/L de nitrogênio total para o lançamento dos efluentes lançados direta ou indiretamente em lagoas, lagunas e estuários. O Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) estabelece através da Resolução nº 357/2005, como padrão de lançamento para os efluentes de qualquer fonte poluidora, uma concentração máxima de 20 mg/L de nitrogênio amoniacal total.

Visando minimizar os impactos ambientais causados pelo lançamento dos efluentes domésticos e atender as legislações ambientais vigentes, têm-se buscado sistemas de tratamento que sejam eficazes na remoção conjunta da matéria carbonácea e nitrogenada sem haver a necessidade de grandes áreas de instalações.

O Programa de Pós Graduação de Engenharia Ambiental (PPGEA) da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), através dos pesquisadores do Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU), vem realizando desde 1997, pesquisas no 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; HEIN DE CAMPOS, 2001 e MARTINS, 2003), reatores de leito fluidizado em bateladas seqüenciais (BORTOLOTTI, 2004 e HEIN DE CAMPOS, 2006), sistemas de biomassa suspensa, como os reatores em bateladas seqüenciais (COSTA, 2005) e sistema híbrido (WOLFF, 2005).

Entre os anos de 2002 a 2005, os estudos desenvolvidos em parceria com o Institut National des Sciences Appliqueés (INSA) de Toulouse – França, em dois

reatores híbridos preenchidos com materiais suportes flotantes (plástico reciclado e polietileno) para a remoção conjunta da matéria orgânica e nitrogênio, mostraram eficiências médias de 95 % na remoção do nitrogênio, 73 % na DQO<sub>T</sub> utilizando plásticos reciclados e eficiências médias de 73 % na remoção do nitrogênio e 89 % na DQO<sub>T</sub> para o reator preenchido com polietileno (WOLFF, 2005). Devido às boas eficiências obtidas com esses reatores, resolveu-se dar continuidade, através do LABEFLU, aos estudos nos reatores híbridos na remoção conjunta da matéria carbonácea e nitrogenada de efluentes domésticos, utilizando materiais suporte nacionais, objetivo da presente dissertação de mestrado.

Neste contexto, foram realizados estudos em reatores híbridos de fluxo contínuo (RHFC's) em escala de bancada e em um reator híbrido operado em bateladas seqüenciais (RHBS) em escala piloto. Primeiramente foram estudados os RHFC's, através de ensaios, onde foram aplicadas cargas e materiais suporte diferentes: fitas plásticas, espumas de poliuretano, cascas de ostras, plásticos reciclados, argilas em pelets e rede de nylon. Os resultados obtidos nesses ensaios conduziram ao estudo no RHBS, utilizando rede de nylon como material suporte. Foram realizadas estratégias operacionais, aumentando-se as cargas aplicadas de uma estratégia para outra.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo Geral**

Este trabalho teve como objetivo geral estudar a aplicação de reatores híbridos para remoção conjunta de carbono e nitrogênio de esgoto urbano, a fim de obter um efluente tratado que atenda aos padrões de lançamento estabelecidos pelas legislações ambientais vigentes.

### **2.2 Objetivos Específicos**

- ✓ Estudar o desempenho de diferentes materiais suporte nacionais, naturais e sintéticos, como participantes efetivos do processo de tratamento biológico de esgoto urbano, em reatores híbridos de bancada com fluxo contínuo (RHFC's).
- ✓ Estudar o comportamento de reator híbrido em bateladas seqüenciais (RHBS), em escala piloto, submetido a diferentes cargas aplicadas de carbono e nitrogênio.

## 3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 3.1 Processo de Lodos Ativados (Biomassa suspensa)

O processo de lodos ativados é o mais utilizado no tratamento secundário de águas residuárias domésticas e industriais (METCALFF & EDDY, 2003). Os primeiros trabalhos nesta área foram os dos doutores Angres Smith, na Inglaterra em 1882, e de Gilbert John Fowler, também na Inglaterra, em 1897, além dos experimentos norte-americanos na Estação Experimental de Lawrence, de Clark e Gauge, em 1912 (JORDÃO & PESSÔA, 2005). Ainda no ano de 1912, o pesquisador inglês Fowler decidiu usar em seus experimentos uma cultura de biomassa suspensa, e em 1913, junto com Mumford, publicou resultados favoráveis obtidos em um tanque de aeração com biomassa em suspensão, e um decantado, mas ainda sem recirculação do lodo, mantendo uma inoculação contínua de organismos (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Em 1914, dois discípulos de Fowler, Ardern e Lockett constataram que a adição do lodo ativado em uma outra batelada de água residuária resultava numa aceleração notável do processo de remoção do material orgânico e um crescimento adicional do lodo. A capacidade de acelerar a remoção do material orgânico de águas residuárias fez com que o lodo biológico fosse chamado de lodo ativado (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

No Brasil, o processo de lodos ativados foi inicialmente estudado no ano de 1934 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 princípio do tratamento baseia-se na retenção de um volume considerável de biomassa ativa, denominado lodo ativado, no interior de um reator onde o oxigênio é fornecido para o metabolismo aeróbio. A biomassa é mantida em suspensão através de um sistema de agitação, que pode ser também o responsável pela aeração, evitando-se assim o estabelecimento de zonas anaeróbias (von SPERLING, 1997).

Basicamente, no sistema de lodos ativados tem-se um tanque de aeração (reator biológico) e uma unidade de separação de sólidos (decantador), de onde parte do lodo é

separado e recirculado para o reator e a outra parte é descartada (lodo em excesso), enquanto o líquido tratado (efluente) deixa o sistema (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Na Figura 1.1 visualiza-se um esquema representativo do processo de lodos ativados convencional.

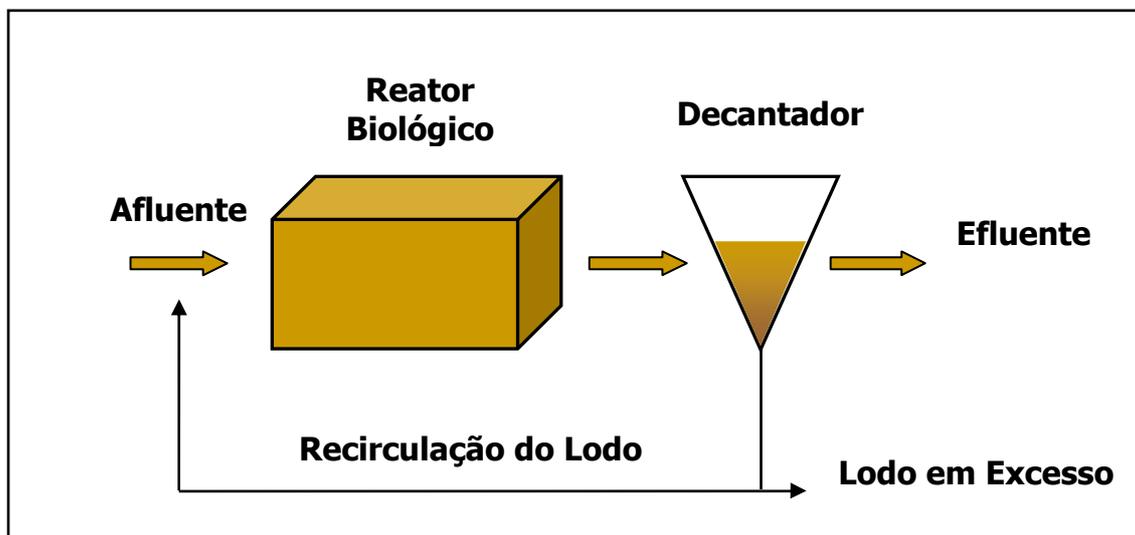


Figura 3.1 - Esquema representativo do processo de lodos ativados convencional

Muitos fatores físicos, químicos e biológicos, como a falta de oxigênio, mudança de pH, falta de nutrientes ou a formação de lodo intumescido ou lodo flutuante, podem impedir a formação de flocos ou destruir os flocos já formados. Conseqüentemente pode ocorrer à perda da biomassa não decantada com o efluente final (HOFFMANN, 2004).

De acordo com von Sperling (1997), os processos de lodos ativados podem ser classificados quanto ao fluxo e quanto à idade do lodo. Com relação ao fluxo, a alimentação do sistema de tratamento pode ocorrer de forma contínua ou intermitente (batelada). Em relação à idade do lodo, o sistema pode ser dividido em lodos ativados convencionais, aeração modificada, intermediária e aeração prolongada. Sendo que os sistemas mais utilizados são os de lodos ativados convencionais e os de aeração prolongada.

Nos sistemas de lodos ativados convencionais com fluxo contínuo, a idade do lodo varia de 4 a 10 dias e o tempo de retenção hidráulica no reator varia de 6 a 8 horas. Já nos sistemas com aeração prolongada de fluxo contínuo, a idade do lodo varia de 18 a 30 dias e o tempo de retenção do líquido no reator de 16 a 24 horas. Este tempo de

retenção mantém a biomassa mais tempo no sistema, conseqüentemente, no final do processo de tratamento ela já estará estabilizada, dispensando assim um tratamento separado para o lodo biológico excedente. Conseqüentemente, o volume do reator será maior do que nos sistemas convencionais (von SPERLING, 1997).

As vantagens do processo de lodos ativados são:

- Eficiência de tratamento com remoção típica entre 85 e 95 % (JORDÃO & PESSÔA, 2005);
- Nitrificação usualmente obtida no sistema de aeração prolongada (von SPERLING, 1997);
- Possibilidade de remoção biológica de Nitrogênio (N) e Fósforo (P) no aeração prolongada (von SPERLING, 1997).
- Maior flexibilidade operacional (JORDÃO & PESSÔA, 2005);
- Baixos requisitos de área e ausência de odores (SANTOS *et al.*, 2003; von SPERLING, 1997).

### **3.1.1 Princípios da Sedimentação do Lodo**

A qualidade do efluente tratado no sistema de lodo ativado está ligada diretamente com a etapa da decantação. Grande parte do sucesso operacional da estação de lodos ativados é devido ao equilíbrio entre os organismos filamentosos e os formadores de floco. Caso esse equilíbrio não ocorra, podem ocorrer as seguintes situações (HORAN, 1990 apud von SPERLING, 1996):

- Predominância dos organismos formadores de flocos: Há insuficiente rigidez no floco, gerando um floco pequeno e fraco, com má decantabilidade. Tal condição é denominada como crescimento disperso (pin-point flocc).
- Predominância dos organismos filamentosos: Os filamentos se projetam para fora do floco, impedindo a aderência de outros flocos. Assim, após a sedimentação, os flocos ocupam um volume excessivo, que pode trazer problemas na operação do decantador

secundário, causando a deterioração da qualidade do efluente final. Tal condição é denominada intumescimento do lodo (Sludge Bulking).

➤ Equilíbrio entre organismos filamentosos e formadores de flocos: Boa decantabilidade e adensabilidade do lodo.

Um dos testes mais antigos e comumente utilizados para avaliar a decantabilidade do lodo no controle do processo é o Índice de Mohlman, mais conhecido como Índice Volumétrico do lodo (IVL). Este índice é definido como sendo o volume em mililitros ocupados por 1 grama de lodo, após uma decantação de 30 minutos em uma proveta de 1L (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Segundo von Sperling (1997), algumas padronizações estão sendo realizadas no teste do IVL, sendo que as variantes mais comuns do teste são:

- Teste sem agitação durante o período de sedimentação (IVL): a amostra é deixada em decantação sem distúrbios
- Testes sem agitação e com diluição da amostra (IVLD): a amostra original é diluída com o efluente final do reator em razão de 2.
- Teste com agitação durante o período de sedimentação (IVLA): a agitação é suave, com o objetivo de reproduzir a leve agitação que ocorre em um decantador em escala real. A agitação é realizada através de uma barra fina vertical periférica, com uma rotação de 1 a 2 rpm.
- Teste com agitação e expressão dos resultados na concentração padronizada de 3,5 g/L (IVLA<sub>3,5</sub>): realiza-se o teste com diferentes concentrações iniciais (obtidas através de diluições e concentrações da amostra), e interpola-se o resultado para a concentração de 3,5 g/L.

A interpretação do IVL é feita no sentido de que, quanto maior o seu valor, pior é a sedimentabilidade do lodo, ou seja, o lodo ocupa um maior espaço no decantador secundário. A Tabela 3.1 apresenta uma interpretação aproximada do resultado do IVL.

Tabela 3.1 – Interpretação do Resultado do Índice Volumétrico de Lodo (IVL)

Sedimentabilidade	Faixa de Valores do Índice Volumétrico de Lodo (ml/g)			
	IVL	IVLD	IVLA	IVL3,5
<b>Ótima</b>	0-50	0 - 45	0 – 50	0 - 40
<b>Boa</b>	50 - 100	45-95	50 - 80	40 - 80
<b>Média</b>	100 - 200	95-165	80 - 140	80 - 100
<b>Ruim</b>	200 - 300	165-215	140 - 200	100 - 120
<b>Péssima</b>	> 300	> 215	> 200	> 120

Fonte: von Sperling, 1997.

Em relação aos tipos de sedimentação do lodo, são conhecidos três tipos determinados pela natureza dos sólidos suspensos (JORDÃO & PESSÔA, 2005) e pela concentração com que os sólidos se encontram na suspensão: sedimentação discreta, sedimentação floculenta e sedimentação zonal. A sedimentação zonal ocorre porque as partículas sólidas em suspensão possuem concentração muito elevada e propriedades físicas bem semelhantes (SANTOS *et al.*, 2005). Neste tipo de sedimentação ocorre a formação de uma matriz de flocos interligados e esses sedimentam com a mesma velocidade (velocidade de sedimentação em zona – VSZ). Logo, a sedimentação não é ditada pelas forças que agem sobre eles individualmente, mas, sim, pelas forças que agem sobre o conjunto de flocos interligados (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

### 3.1.2 Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS)

A partir dos anos 80, os reatores em batelada seqüenciais (RBS) tornaram-se mais difundidos e aplicados ao tratamento de uma maior diversidade de efluentes em função do desenvolvimento em eletromecânica e automação (SANTOS *et al.*, 2003).

Atualmente 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, 1997).

O processo de lodo ativado em batelada (fluxo intermitente) consiste de um reator de mistura completa, onde são incorporados todas as unidades, processos e operações normalmente associados ao tratamento convencional de lodos ativados (von SPERLING, 1997; JORDÃO E PESSÔA, 2005).

De acordo com Artan & Orhon (2005), o processo de tratamento em um RBS ocorre de acordo com as fases seqüenciais apresentadas na Figura 3.2.

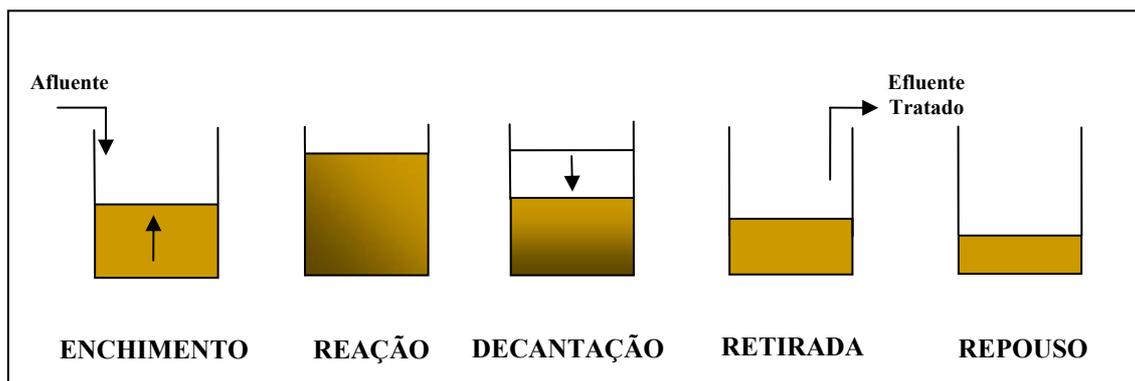


Figura 3.2 – Fases seqüenciais de um RBS

- **Fase de Enchimento ( $F_e$ ):** Nesta fase, ocorre à 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.
- **Fase de Reação ( $F_A$ ):** Nesta fase, os aeradores permanecem ligados e ocorre à mistura da massa líquida contida no reator. As bactérias consomem o substrato ocorrendo à remoção carbonácea e a nitrificação. Mantém-se uma concentração de SST (Sólidos Suspensos Totais) típica do processo, da ordem de 2000 a 4000 mg/L (JORDÃO & PESSÔA, 2005).
- **Fase de Decantação ou Sedimentação ( $F_S$ ):** Os aeradores são desligados, e os sólidos em suspensão sedimentam no interior do tanque, até uma determinada altura de manta de lodo; a concentração de ST (Sólidos Totais) 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 ( $F_{Re}$ ):** O efluente clarificado é retirado do sistema durante esta fase (ARTAN & ORHON, 2005).

➤ **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 próximo início do ciclo de operação (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

De acordo com von SPERLING (1997), a duração usual de cada ciclo pode ser alterada em função das variações da vazão afluyente, das necessidades 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%.

Geralmente os reatores em batelada operam com pelo menos dois ciclos por dia. O número de ciclos ocorrendo em um tanque é a razão entre as 24 horas do dia e tempo de um ciclo:  $N = 24/T_c$  (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

As vantagens do RBS em relação ao sistema de lodos ativados convencionais são:

- Fácil de operar e flexibilidade na operação, através da variação dos ciclos (von SPERLING, 1997; ARTAN *et al.*, 2001; SANTOS *et al.*, 2003; DULKADIROGLU *et al.*, 2005; AKIN E UGURLU, 2005);
- Aumento da estabilidade operacional e redução nos gastos com mão-de-obra, (SANTOS *et al.*, 2003);
- Baixos requisitos de área (von SPERLING, 1997; AKIN & UGURLU, 2005);
- Mais estáveis contra cargas de pico (EPA, 1993; IRVINE *et al.*, 1997);
- Possibilidade de controle à distância (on line) com automação (HOFFMANN *et al.*, 2007).

Uma das características principais da tecnologia do RBS, sob o ponto de vista microbiológico, é a facilidade de mudança entre condições de altas e baixas relações A/M (alimento/microrganismo) durante a fase de reação e, também, as diferentes condições de OD (oxigênio dissolvido) impostas ao reator (GOMES & SOUZA, 1998).

Entre algumas desvantagens do RBS, têm-se: o descarte do efluente tratado de forma pontual a cada término do ciclo, acarretando um grande choque de carga para o corpo receptor (COSTA, 2005).

A Tabela 3.2. apresenta alguns estudos realizados em RBS para remoção de carbono e nutrientes.

Tabela 3.2 – Exemplos de estudos realizados em RBS

Autor	Volume do Reator	Substrato Utilizado (mg/L)	Características do ciclo	Idade do lodo (d)	Cargas Aplicadas (kg/m <sup>3</sup> .dia) e Eficiência de Remoção	Observações
Costa (2005)	1,42 m <sup>3</sup>	Esgoto doméstico	Enchimento escalonado Número de Ciclos por dia = 2, 3, 4 ou 6 Número de enchimentos por ciclo = 3 ou 4.		DQO = 0,33 a 2,14  DQO <sub>T</sub> = 65 a 87 % Desnitrificação = 30 a 86 % Biodesfosfatação = 22,2 a 77,9% DBO <sub>5</sub> > 93% Nitrificação = 74 a 100%	
Medeiros <i>et al.</i> , (2005)	600 L	Esgoto doméstico Vazão = 1200L/dia 1ª etapa (NH <sub>4</sub> -N = 30,1 mg/L DQO = 430 mg/L e NTK = 49 mg/L).  2ª etapa (NH <sub>4</sub> -N = 22,5 mg/L DQO = 360 mg/L e NTK = 46,2 mg/L)	Três bateladas diárias de 8 horas cada	1ª etapa - 10  2ª etapa - 30	NH <sub>4</sub> -N = 86% DQO <sub>T</sub> = 88%  NH <sub>4</sub> -N = 88% DQO <sub>T</sub> = 88%	T= 22,5°C IVL = 79 mL/g  T= 19°C IVL = 85mL/g
Cybis <i>et al.</i> , (2003)	600L	Esgoto doméstico DQO = 257 mg/L N = 38,4 mgN/L	3 ciclos por dia Enchimento escalonado, 3 Bateladas (600L, 400L e 400L) Enchimento = 1 h Reação aeróbia = 2 h Reação anóxica = 3 h Sedimentação = 1 h Esvaziamento = 1h		DQO = 90% N= 88% N = 4,6 mgN/L	CaCO <sub>3</sub> efluente = 72 mg/L IVL = 86 mL/g SSV no reator = 2874 mg/L

Autor	Volume do Reator	Substrato Utilizado (mg/L)	Características do ciclo	Idade do lodo (d)	Cargas Aplicadas (kg/m <sup>3</sup> .dia) e Eficiência de Remoção	Observações
<b>Kargi &amp; Uygur (2002)</b>		Esgoto sintético DQO/N/P = 100/5/1,5	Anaeróbio 1 (2h) Anóxico 1 (1h) Aeróbio 1 (4,5 h) Anóxico 2 (1,5h) Aeróbio 2 (1,5) Sedimentação (0,5h)	5 a 30	Idade do lodo = 10 d (DQO = 94%, NH <sub>4</sub> -N = 84% e PO <sub>4</sub> -P = 70%)	IVL = 55mL/g
<b>Surampalli <i>et al.</i>, (1997)</b>	3 reatores com volume de 643 m <sup>3</sup> /cada	Reator 1: (10 mg/L DBO <sub>5</sub> , 2 mg/L NH <sub>3</sub> -N)  Reator 2: (DBO <sub>5</sub> = 10 mg/L, e NH <sub>3</sub> -N = 1,5 mg/L)  Reator 3: (30 mg de e NH <sub>3</sub> -N)	Reator 1 = com fases anóxicas e aeróbias, 1 h sedimentação, 1 h reação, 1 h decantação).  Reator 2 = enchimento variou com a vazão afluente, sedimentação = 70 min e decantação = 50 min  Reator 3 = ciclos de 6 h com mistura anóxica e ciclos de 4 horas sem mistura anóxica	25 a 30	A/M = 0,01 – 0,02 Reator 1 = 96% DBO <sub>5</sub> e 95% NH <sub>3</sub> -N = 95%  Reator 2 = 97% DBO <sub>5</sub> , NH <sub>3</sub> -N = 0,94 mg/L  Reator 3 = 96% DBO <sub>5</sub> , DBO <sub>5</sub> = 30 mg/L, NT = 8mg/L	

### 3.1.3 Microrganismos envolvidos no processo de Lodos Ativados

O lodo ativado é formado principalmente de bactérias, protozoários, rotíferos, fungos e nemátodos (von SPERLING, 1996; METCALF & EDDY, 2003; JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Segundo Richard (1989 apud ABREU, 2004) a biomassa num processo de lodos ativados é constituída, de aproximadamente, por 95% de bactérias e 5% de outros organismos, dos quais fazem parte os protozoários, rotíferos e invertebrados.

De acordo com Bento (2000), a natureza da microfauna existente no lodo ativado é característica da idade do lodo, das concentrações de oxigênio disponível ao metabolismo aeróbio, da presença e quantidade de determinados substratos, etc.

As bactérias são organismos unicelulares procariotas, podendo apresentar-se isoladamente ou em agregados, formando colônias de aspecto característico, como filamentos, em formas de cachos de uva ou outros. A classificação das bactérias quanto à forma inclui as seguintes principais categorias: bastonetes, esféricas e espiraladas. A sua reprodução se dá principalmente por meio de divisão binária, além da formação de esporos e reprodução sexuada (BRANCO, 1986; von SPERLING, 1996; METCALF & EDDY, 2003).

As bactérias constituem-se no grupo de maior presença e importância dos sistemas de tratamento de esgotos. Elas desempenham três papéis básicos no processo de lodos ativados: a oxidação da matéria orgânica carbonácea, a nitrificação e a formação dos flocos que confere a capacidade de sedimentação ao lodo (BENTO, 2000).

Em geral, as bactérias envolvidas no processo de lodos ativados são gram – negativas e incluem os gêneros: *Pseudomonas*, *Zooglea*, *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Nocardia*, *Bdellovibrio*, *Mycobacterium* e as bactérias nitrificantes *Nitrossomonas* e *Nitrobacter* (METCALF & EDDY, 2003).

Em relação aos protozoários, eles são em sua maioria representados por organismos heterotróficos e aeróbios estritos. Sua reprodução se dá por divisão binária. São usualmente maiores que as bactérias e podem se alimentar das mesmas. Em função de algumas características estruturais e principalmente do mecanismo de locomoção, os

protozoários podem ser divididos em vários grupos, sendo que os de principais interesses são: amebas, flagelados e ciliados (BRANCO, 1986; von SPERLING, 1996)

As principais atuações dos protozoários no tratamento de esgotos são: consumo de matéria orgânica, consumo de bactérias livres e participação na formação dos flocos (von SPERLING, 1996).

Em relação aos rotíferos, estes são eficientes no consumo de bactérias dispersas e pequenas partículas de matéria orgânica. A sua presença no efluente indica um eficiente processo de purificação biológica (von SPERLING, 1996; METCALF & EDDY, 2003).

### **3.2 Biofilme (Biomassa fixa)**

De acordo com Costa (1989), o biofilme é definido como “um conjunto de microrganismo e produtos extracelulares fixados sobre uma superfície sólida (meio suporte), tornando-se uma camada volumosa e espessa”. Dependendo das condições de crescimento e da hidrodinâmica do sistema, a espessura do biofilme pode variar de 10µm a 10 mm (WEF, 2000 apud METCALF & EDDY, 2003).

Para Bishop (1997), o biofilme é constituído de células vivas, células mortas e células fragmentadas em uma matriz de polímeros extracelulares (glicocálix), fixados na superfície do suporte. Essa matriz é conhecida como biopolímero ou polissacarídeo e embora os polissacarídeos predominem e representem até 65 % dos materiais extracelulares (GOODWIN & FORSTER, 1985 apud LAZAROVA & MANEM, 1995) outras substâncias também estão presentes, como as proteínas, ácidos nucleicos e lipídeos (HORAN & ECCLES, 1986 apud LAZAROVA & MANEM, 1995).

O biofilme aderido ao meio suporte é especialmente heterogêneo, composto de organismos aeróbios e anaeróbios. Eles podem ser usados sob condições anaeróbias, anóxicas e aeróbias para remover biologicamente carbono orgânico, nitrogênio e fósforo de águas residuárias (RODGERS *et al.*, 2006). 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. Segundo MASUDA *et al.*, (1991), nos reatores de biofilme aeróbio, as bactérias heterotróficas e nitrificantes dominam a camada mais

superficial enquanto as bactérias desnitrificantes dominam as camadas mais profundas. O oxigênio dissolvido é o fator determinante no estabelecimento das camadas. 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 apud von SPERLING, 1996). Na competição entre o oxigênio dissolvido e o espaço no biofilme pelas bactérias nitrificantes e heterotróficas, o grupo mais sensível são as oxidantes de amônio e oxidante de nitrito em virtude de suas taxas de crescimento, que são mais baixas do que outros grupos de bactérias (OKABE *et al.*, 1996).

Nos biofilmes, os compostos necessários para o desenvolvimento bacteriano, como a matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes, 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 (Figura 3.3). Sólidos de natureza coloidal ou suspensa não conseguem se difundir no biofilme, necessitando ser hidrolisados a moléculas de menores dimensões. Os produtos finais do metabolismo são transportados em sentido inverso, na direção da fase líquida (IWAI & KITAO, 1994 apud von SPERLING, 1996). Tanto o substrato doador quanto o receptor de elétrons devem penetrar no biofilme, para que a reação bioquímica se processe (GONÇALVES *et al.*, 2001).

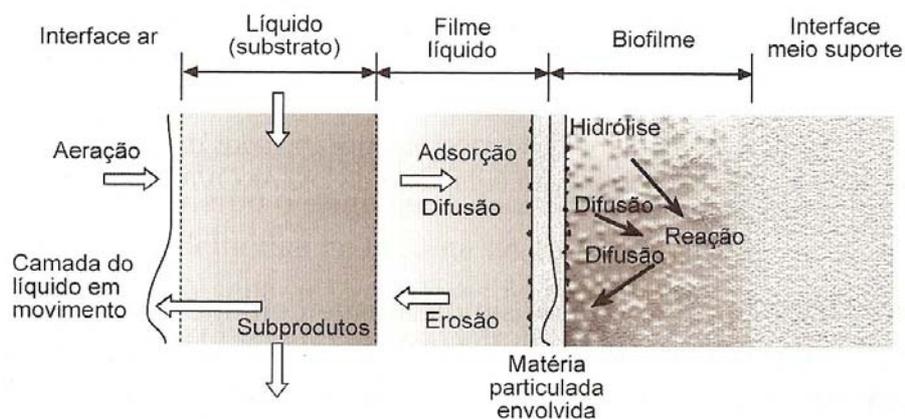


Figura 3.3 – Mecanismos e Processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes. Fonte: Gonçalves et al., 2001

A estrutura externa do biofilme é um resultado do balanço entre o desprendimento, resultante de forças de cisalhamento e do processo de crescimento, resultantes das taxas de crescimento superficial específico e na maioria dos sistemas de reatores de biofilme as forças de cisalhamento não são uniformes (VAN LOOSDRECHT *et al.*, 1995).

Segundo Hamilton (1987), diversos 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.

Segundo Iwai & Kitao (1994 apud von SPERLING, 1996) o processo de formação do biofilme ocorre em três etapas, como mostra a Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Estágios de formação do biofilme

Espessura do Biofilme	Características
<b>Fina</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- O filme é fino e freqüentemente não cobre toda a superfície do meio suporte</li> <li>- O crescimento bacteriano se dá segundo uma taxa logarítmica</li> <li>- Todos os microrganismos crescem nas mesmas condições, com o crescimento sendo similar ao de uma biomassa dispersa.</li> </ul>
<b>Intermediária</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- A taxa do crescimento bacteriano torna-se constante</li> <li>- A espessura da camada ativa permanece inalterada, independentemente do aumento da espessura total do biofilme.</li> <li>- Caso o suprimento de matéria orgânica seja limitado, os microrganismos assumem um metabolismo suficiente apenas para a sua manutenção, não havendo crescimento bacteriano.</li> <li>- Caso o suprimento de matéria orgânica seja inferior aos requisitos para manutenção, a espessura do biofilme torna-se menor.</li> </ul>
<b>Elevada</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- O crescimento microbiano é contraposto pelo próprio decaimento dos organismos, pelo consumo por outros organismos e pela tensão de cisalhamento.</li> <li>- Partes do biofilme podem ser desalojadas do meio suporte</li> <li>- Caso o biofilme continue a crescer, sem ser desalojado do meio suporte, ocorrerá entupimento do biofiltro.</li> </ul>

Fonte: Adaptado de IWAI & KITAO, 1994 apud von SPERLING, 1996

De acordo com Nguyen (1989), o crescimento microbiano em suportes sólidos, ocorre em seis fases distintas: fase de latência ou de ativação, fase exponencial ou de aceleração, fase de acumulação linear; fase de estabilização, fase estacionária e fase de queda ou desprendimento, conforme apresentado na Figura 3.4.

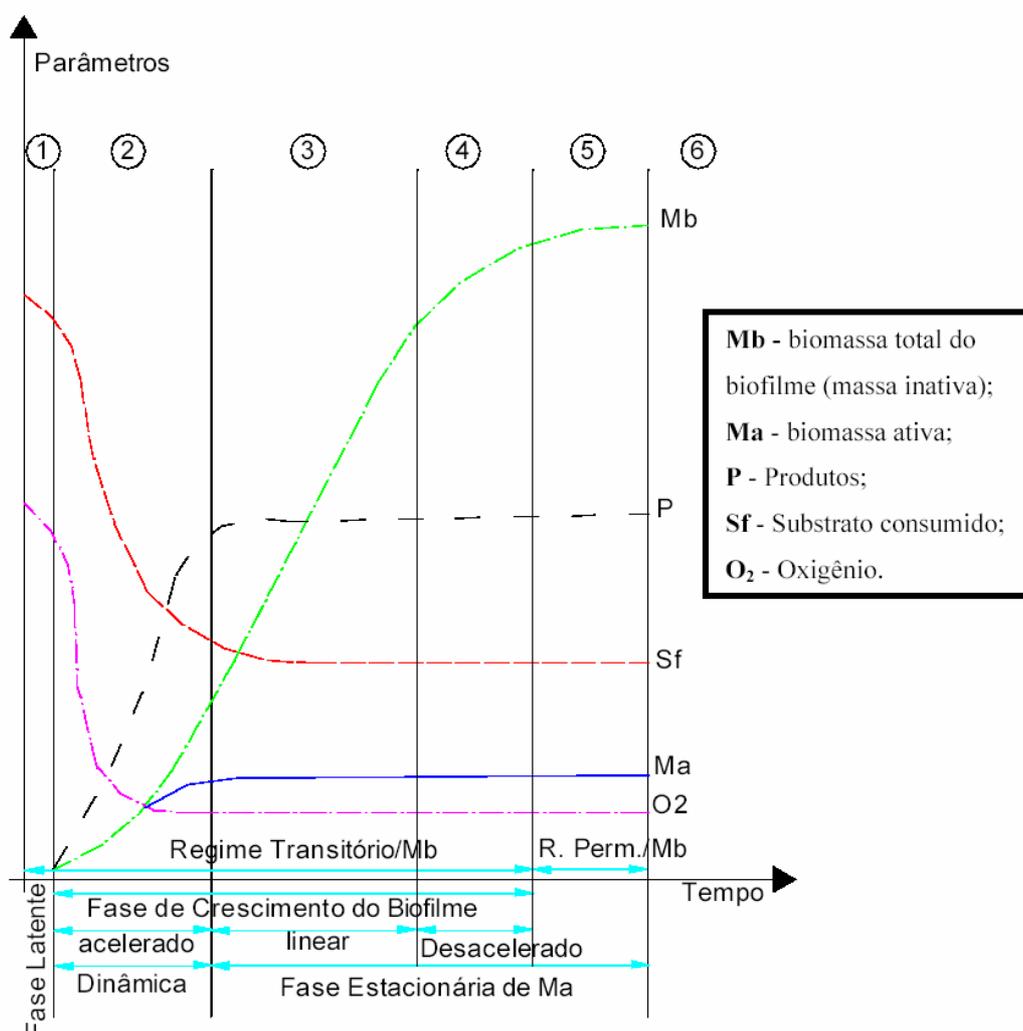


Figura 3.4 - Fases do desenvolvimento do biofilme. Fonte: Adaptado de Nguyen, 1989.

**1 - Fase de latência ou de ativação:** esta fase corresponde ao fenômeno de adsorção das moléculas orgânicas sobre a superfície áspera do suporte (etapa passiva de fixação) e fixação bacteriana, por meio de forças de interação eletrostáticas ou não eletrostáticas e de forças atrativas de Van der Waals (etapa ativa). Ocorre a formação de pequenas colônias dispersas, situadas preferencialmente nas protuberâncias da superfície rugosa. É uma fase que ocorre rapidamente, onde os microrganismos aclimatam-se ao novo ambiente. É influenciada pela concentração do substrato de entrada e das propriedades da superfície do suporte.

**2 - Fase exponencial ou de aceleração:** corresponde a uma verdadeira explosão do fenômeno, onde os microrganismos ativos, em suspensão, colonizarão o suporte à taxa de crescimento máxima. Estas colônias se ampliam e se espalham por toda a superfície. Nesta fase, constata-se que as taxas de produção de polissacarídeos e de proteínas aumentam rapidamente; ocorre uma queda extremamente rápida e massiva da concentração do substrato; observa-se um grande consumo de oxigênio, tornando-se limitante, sendo necessário fornecer oxigênio através de uma fonte exterior, e uma acumulação muito nítida da biomassa.

**3 - Fase de acumulação linear:** corresponde a uma taxa constante de acumulação da biomassa sobre o suporte. No decorrer desta fase, a concentração do substrato na saída do reator fica constante e mínima, o consumo de oxigênio pelos microrganismos é constante e máximo e a espessura ou a massa do biofilme continua a aumentar de modo linear em função do tempo devido à acumulação da biomassa desativada, pois a biomassa ativa deve atingir um valor crescente e máximo.

**4 - Fase de estabilização:** está ligada aos esforços hidrodinâmicos, onde os efeitos aumentam com a espessura do biofilme e a velocidade do líquido, que impedem as acumulações adicionais do biofilme. Nesta fase, os fenômenos físicos tornam-se preponderantes, sendo que o biofilme torna-se sensível, em particular, às tensões de cisalhamento, sobretudo no caso de um biofilme aeróbio obtido com alta concentração em oxigênio dissolvido, devido à sua estrutura filamentosa pouca aderente. A massa total do biofilme, a espessura, a atividade bacteriana, os teores de proteínas e de polissacarídeos tendem aos valores máximos, enquanto que as concentrações em oxigênio e em substrato na saída ficam sempre constantes. Os sólidos em suspensão aumentam em função da taxa de oxigênio dissolvido

**5 - Fase estacionária:** é caracterizada por um equilíbrio ecológico entre os microrganismos na fronteira das duas zonas (aeróbias e anaeróbias). Nesta fase, a massa total do biofilme atinge valores máximos, que caracterizam um regime permanente em relação à fase sólida, embora o regime permanente na fase líquida seja estável desde a

fase de acumulação linear. O desprendimento será igual à acumulação do biofilme, que se traduz por uma velocidade nula de crescimento do biofilme.

**6 - Fase de desprendimento:** é um fenômeno aleatório que depende do comportamento das bactérias fixas diretamente no suporte e da acumulação do biofilme. Caracteriza-se por fatores biológicos como a lise celular nas camadas profundas, pelas modificações das interações bactéria-suporte e por fatores físicos, tais como ação da força da gravidade e das forças tangenciais sobre a massa do biofilme. Nesta fase, os sólidos em suspensão aumentam, ocorre um acréscimo de substrato na fase líquida devido à perda parcial ou total do biofilme e o crescimento de um novo biofilme no lugar onde parte deste se desprende. Observa-se uma queda na massa fixa total de proteínas e de polissacarídeos, além de um desequilíbrio das concentrações do substrato e da biomassa.

Characklis (1990 apud NICOLELLA *et al.*, 2000) cita que quatro fatores podem contribuir para o desprendimento do biofilme do material suporte: o consumo das bactérias na superfície externa do biofilme pelos protozoários; períodos de descarga, erosão (remoção contínua de pequenas partes do biofilme, principalmente causada pela tensão de cisalhamento), abrasão (análoga à erosão, mas causada pelas colisões das partículas).

### 3.3 Reatores de biofilme

Os reatores de biomassa fixa ou aderida têm sido muito utilizados no tratamento de efluentes domésticos e industriais. Esses reatores caracterizam-se por apresentarem meios suportes para a formação do biofilme.

De acordo com Lazzarova e Manem (1994), os novos processos biológicos com culturas fixas podem ser classificados mediante o movimento do material suporte, em reatores de leito fixo e reatores de leito móvel. Entre os reatores de leito fixo, têm-se os biofiltros aerados submersos (BFs) e os filtros biológicos (FB). Já entre os reatores de leito móvel, têm-se os reatores de leito fluidizado (RLF), biodiscos e os reatores “airlift”.

Os processos com leito móvel possuem meio suporte em permanente movimento e utilizam material com alta superfície específica para a adesão da biomassa. A principal vantagem em relação aos processos com leito fixo é a ausência de colmatção do meio filtrante e as principais desvantagens são: os elevados custos operacionais e os dispositivos sofisticados necessários para a adequada distribuição de fluxo e aeração (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Nos últimos tempos, um tipo de reator de leito móvel que vem se destacando são os MBBR (reatores de biofilme de leito móvel-agitado). Eles podem ser utilizados como reatores de biofilme ou como sistemas híbridos, quando o material suporte é adicionado no reator de lodo ativado. Os MBBR estão sendo usados em mais de 100 estações de tratamento ao redor do mundo para remoção de DQO/DBO, nitrificação e desnitrificação dos efluentes industriais e municipais. O princípio de funcionamento deste reator é que o biofilme cresce em material suporte plástico, de baixa densidade, que se move no reator por causa da agitação provocada pela aeração (nos reatores aeróbios) ou pela agitação mecânica (reatores anaeróbios e anóxicos) (ØDEGAARD *et al.*, 2000).

As vantagens desses tipos de reatores são: insignificantes perdas de carga, não necessitam de períodos para retrolavagem, não são susceptíveis a entupimento, o preenchimento do material suporte dentro do reator do MBBR pode variar dependendo dos objetivos de estudo, não precisam de nenhuma recirculação de lodo (RUSTEN *et al.*, 2006) e tem alta performance com altas cargas orgânicas e com altas concentrações de substrato, ao contrário da maioria dos reatores de biofilme (ØDEGAARD *et al.*, 1994).

Uma alternativa que vem sendo empregada para tratar efluentes domésticos e industriais são os reatores de biofilme em bateladas seqüenciais (RBBS), que combinam as vantagens dos RBS com os reatores de biofilme. Este tipo de reator pode ser utilizado apenas como reator de biofilme (RBBS), ou como reator híbrido, quando o material suporte é colocado em um tanque de lodo ativado com fluxo intermitente (Reator Híbrido em Batelada Seqüencial - RHBS). Basicamente a operação do RBBS e do RHBS é igual a do RBS, com diferentes fases: fases anaeróbias/anóxicas, aeróbias, decantação e retirada.

Gárzon-Zúñiga & Gonzáles- Martínez (1996) estudando um RBBS constataram que o reator pode remover matéria orgânica, fósforo e nitrogênio com boas eficiências através de estratégias operacionais adequadas.

Os reatores de biofilme apresentam muitas vantagens, como:

- Redução da produção de lodo (RODGERS *et al.*, 2006)
- Maior capacidade para absorver cargas de choque (COSTA, 1989).
- Eliminação de longos períodos de sedimentação do lodo e alta retenção de biomassa e concentração (GÁRZON-ZÚÑIGA & GONZÁLES- MARTINEZ,1996).
- Ocorrência de desnitrificação em zonas anaeróbias nas camadas profundas do biofilme (RODGERS *et al.*, 2006).
- Facilidade para oxidar cargas com altas taxas de componentes solúveis dentro do biofilme (ANDREOTTOLA *et al.*, 2005).
- A coexistência entre microrganismos aeróbios e anaeróbios é maior do que nos sistemas de crescimento disperso, porque a espessura do biofilme é usualmente superior ao diâmetro do floco biológico (IWAI & KITAO 1994 apud von SPERLING, 1996)

Como desvantagens dos reatores de biofilme têm-se: a necessidade de retrolavagem nos filtros fixos aerados, a elaboração de métodos para separação da biomassa do meio suporte nos leitos fluidizados (RODGERS, 1999), os riscos de entupimento nos filtros de areia e turfa e a separação dos materiais suporte nos reatores de biofilme com leito móvel (RODGERS *et al.*, 2006).

Entre alguns materiais suporte que estão sendo utilizados nos reatores de biofilme têm-se: PVC (Policloreto de Vinila) (BORTOLLOTO, 2004; BARBOSA, 2004; WANG *et al.*, 2005), PET (Polietileno Tereftalato) (MARTINS, 2003; BORTOLLOTO, 2004), plástico reciclado e polietileno (PAUL *et al.*, 2007), chapas de PVC (ZHAN *et al.*, 2006), polipropileno (ANDEOTTOLA *et al.*, 2005), OSBG<sup>®</sup> (Optimized Support for biological Growth) (WOLFF, 1997; MARTINS, 2003), partículas Kaldnes<sup>®</sup> (WELANDER E MATTIASSON, 2003; ØDEEGARD *et al.*, 1994; RUSTEN *et al.*, 2006).

Materiais suporte pequenos, como espumas ou outros materiais (< 1mm de tamanho), estão sempre suspensos nos tanques de lodo ativado e oferecem uma área superficial grande para a imobilização da biomassa sem reduzir o volume efetivo do tanque. Esses materiais são facilmente manuseados, devido ao seu tamanho. No entanto, para que esses materiais sejam mantidos no tanque de aeração serão necessárias medidas adicionais de separação e recirculação do sistema (DULKADIROGLU *et al.*, 2005).

O material suporte ideal deve ter o propósito de ser barato, fácil de instalar, não entupir canalizações, bombas, etc e ter uma alta área superficial específica para o desenvolvimento do biofilme. De acordo com Oger (1994 apud COSTA, 1989), os materiais suporte devem apresentar as seguintes características:

- Apresentar elevada superfície específica;
- Apresentar boa resistência mecânica;
- Caracterizar-se por um estado de superfície essencialmente poroso, permitindo uma melhor adesão da biomassa;
- Apresentar um tamanho ideal para as condições de funcionamento do reator

A Tabela 3.4 apresenta alguns estudos realizados por vários pesquisadores em reatores de biofilme na remoção do carbono, nitrogênio e fósforo.

Tabela 3.4 – Exemplos de estudos realizados em reatores de biofilme

Autor	Reator e Volume	Substrato Utilizado (mg/L)	Materiais Suporte	Cargas Aplicadas	TRH (h)	Eficiência de Remoção	Observações
Hein de Campos (2006)	<b>Reator de leito fluidizado por bateladas seqüenciais (RLFBS)</b>  V = 132,8L	Efluentes urbanos	PVC reciclado Densidade = 1329 kg/m <sup>3</sup> Diâmetro = 4,02mm	DQO = 0,11 a 0,37 kgDQO/m <sup>3</sup> .d  N-NH <sub>4</sub> = 0,011 a 0,033 kgNH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> .d	12 e 24	Ciclo de 24 h (NH <sub>4</sub> -N = 93 a 96%, Desnitrificação = 67 a 100% e DQO = 84 a 93%)  Ciclos de 12 h (DQO = 81 a 91% , desnitrificação = 92,4 a 100% e NH <sub>4</sub> -N= 73%)	
Andreottola <i>et al.</i> (2005)	<b>Reator de biofilme de leito fixo (RBLF)</b>  - 1º estágio (2 reatores em paralelo, V = 12,5 m <sup>3</sup> cada) - 2º estágio (1 reator, V = 12,5 m <sup>3</sup> )	Águas Residuárias de vinícolas	Polipropileno Densidade= 1,05 g/cm <sup>3</sup> Diâmetro= 11 cm Superfície específica = 140 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>	1º estágio (2,4 kgDQO <sub>T</sub> /m <sup>3</sup> .d)  2º estágio (1,3 kgDQO <sub>T</sub> /m <sup>3</sup> .d)		1º estágio – DQO <sub>T</sub> = 80%  2º estágio - DQO <sub>T</sub> = 51%	
Welander & Mattiasson (2003)	<b>Reator de biofilme com suporte suspenso</b> V = 750 ml	Esgoto urbano	Kaldnes K <sub>1</sub> Preenchimento = 50%		0,80 a 4	T = 15°C e TRH = 0,83 (2,7gNO <sub>x</sub> -N/m <sup>2</sup> material/d)	

Autor	Reator e Volume	Substrato Utilizado (mg/L)	Materiais Suporte	Cargas Aplicadas	TRH (h)	Eficiência de Remoção	Observações
Martins (2003)	<b>Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio</b>	Efluente de restaurante universitário + esgoto urbano	PVC Densidade = 1329 kg/m <sup>3</sup>  PET Densidade = 1342 kg/m <sup>3</sup>  OSBG <sup>®</sup> Densidade = 1180 kg/m <sup>3</sup>	19 kgDQO/m <sup>3</sup> .dia  13 e 29 kgDQO/m <sup>3</sup> .dia  21 kgDQO/m <sup>3</sup> .dia	0,7  0,42  0,42 e 0,7	61% DQO <sub>T</sub>  46 e 71% DQO <sub>T</sub>  65% DQO <sub>T</sub>	
Andreottola <i>et al</i> (2002)	<b>Reator de Biofilme em Bateladas seqüenciais (RBBS)</b> V = 40L	Efluentes de vinícola DQO = 2170	KMT Densidade = 0,96g/m <sup>3</sup> Preenchimento= 67%	8,8 kgDQO/m <sup>3</sup> .dia	8,9 – 32h	DQO = 86% e 99%	T = 20°C 5 ciclos por dia (288 min cada)
Gárzon-Zúñiga & Gonzáles-Martínez (1996)	<b>Reator de biofilme em bateladas seqüenciais (RBBS)</b> V = 1m <sup>3</sup>	Esgoto municipal DQO <sub>T</sub> = 205 NH <sub>4</sub> -N = 19,5 PO <sub>4</sub> -P = 7,8	Pall- Rings	3 gDQO/m <sup>2</sup> .dia		DQO = 89% PO <sub>4</sub> -P = 71% NH <sub>4</sub> -N = 98%	Ciclos de 24H Fase anaeróbia/aeróbia (1:1)

### 3.4 Sistemas Híbridos

Atualmente muitas pesquisas vêm sendo realizadas envolvendo os sistemas híbridos, os quais têm a biomassa suspensa e a biomassa fixa (ØDEGAARD *et al.*, 2000; WOLFF *et al.*, 2005). 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).

Os sistemas híbridos podem ser constituídos por unidades separadas (sistema combinado ou multiestágios), como por exemplo, um filtro biológico e um reator de lodos ativados. Podem também combinar a biomassa fixa e suspensa no mesmo reator, caracterizando um sistema de tratamento único (simples estágio), através da adição de um material suporte no tanque de lodos ativados. Diversos tipos de materiais suporte têm sido desenvolvidos para uso nos processos de lodos ativados. Estes materiais podem encontrar-se suspensos ou fixados no tanque de aeração (METCALF & EDDY, 2003; DULKADIROGLU *et al.*, 2005).

Segundo Metcalf & Eddy (2003), existem mais do que seis variações nos processos nos quais o material suporte é fixo no tanque de aeração no sistema de lodos ativados. Entre algumas dessas variações tem-se: processos Ringlace<sup>®</sup> e BioMatrix<sup>®</sup>, processo Bio-2 Sludge<sup>®</sup> e RBCs submersos. Há mais que dez variações nos processos de tratamento no qual o material suporte se encontra suspenso no tanque de aeração do sistema de lodos ativados, como por exemplo, o Captor<sup>®</sup>, o Linpor<sup>®</sup> e o Kaldnes<sup>®</sup>.

Um tipo de reator híbrido que vem sendo estudado atualmente é o Reator Híbrido em Batelada Seqüencial (RHBS) ou Reator de Biofilme em Batelada Seqüencial (RBBS), que combina as vantagens dos reatores de biofilme com os reatores de lodos ativados. Neste sistema híbrido é adicionado um material suporte em um reator de lodos ativados, que funciona com fluxo intermitente. Como visto no ítem 3.2.3, o RBBS também pode ser classificado como um reator de biofilme. Neste caso o reator funciona com fluxo intermitente, porém dentro dele está presente apenas a biomassa fixa formada nos materiais suporte.

De acordo com Andreottola *et al.*, (2005), os RBBS são uma alternativa no tratamento de águas residuárias com altas cargas orgânicas e produção sazonal. Eles

oferecem vantagens quando comparado com os sistemas convencionais de lodos ativados, como: diminuição do volume requerido quando comparado com sistemas de lodo ativados convencionais, redução de problemas de intumescimento do lodo, não necessitam de recirculação e retrolavagem e são de fácil operação.

Sirianuntapiboon *et al.*,(2005), compararam um RBS e um RBBS e constataram que para a mesma carga aplicada, a eficiência do RBBS em termos de DQO e DBO<sub>5</sub> é de 5 a 7 % maior do que no RBS.

As principais vantagens dos sistemas híbridos são:

- Maior eficiência na nitrificação, independente da idade do lodo (WANNER *et al.*, 1988);
- Melhoria na decantabilidade do lodo (GEBARA, 1999, ØDEGAARD *et al.*, 1994; WANNER *et al.*, 1988; EPA, 1993);
- Possibilidade de utilização de suportes plásticos reciclados com baixa densidade, obtendo-se redução nos custos de energia (WOLFF, 2005);
- Melhoria na remoção da DQO (GEBARA, 1999);
- Estabilidade e resistência a cargas de choque (METCALFF & EDDY, 2003);
- Necessidade de instalações mais compactas e conseqüentemente redução nos custos de implantação e operação (ØDEGAARD *et al.*, 1994);
- Possibilidade de reabilitação de instalações biológicas existentes para a eliminação de nitrogênio (MÜLLER, 1998);
- Proteção contra a perda total da biomassa (EPA, 1993).

### 3.4.1 Sistemas Únicos

Os sistemas únicos caracterizam-se por apresentarem em um mesmo reator a biomassa fixa e suspensa. Esse tipo de sistema pode ser classificado em: “Sistema único com material suporte fixo” e “Sistema único com material suporte móvel no reator”.

### 3.4.1.1 Sistema único com material suporte fixo no reator

- ***Sistema Ringlace®***

O sistema Ringlace® foi desenvolvido no Japão em 1970 e passou a ser utilizado 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 (RINGLACE BIOMEDIA, 2006).

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 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> do volume do tanque (SEN *et al.*, 1993 apud METCALF & EDDY, 2003).

Segundo EPA (1993), geralmente, de 25 a 50 % do tanque de aeração é preenchido com o suporte. As vantagens desse sistema são: redução na produção e melhora na sedimentabilidade do lodo, não necessita de manutenção, melhora a taxa de nitrificação e promove uma alta remoção de DBO (RINGLACE BIOMEDIA, 2006).

- ***Sistema Bio-2 Sludge®***

Entre os anos 1982 e 1988, Weber–Ingenieure implementaram uma combinação do processo de lodos ativados com reatores de biofilme, o qual foi chamado Bio-2-Sludge, combinando as vantagens dos dois processos. Esse processo consiste em um sistema híbrido, no qual um reator de lodos ativados é preenchido com um meio suporte fixo e submerso no reator, com porcentagem de 16 a 26 % do volume do reator (WOLFF, 2005). 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 (MÜLLER, 1998).

### 3.4.1.2 Sistema único com material suporte livre no reator

- ***Captor<sup>®</sup> e Linpor<sup>®</sup>***

Em ambos os sistemas Captor<sup>®</sup> e Linpor<sup>®</sup> são usadas esponjas 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/cm<sup>3</sup> e ocupam entre 20 a 30 % do volume do reator. As esponjas Captor possuem dimensões aproximadas de 30mm x 25mm x 25mm (METCALF & EDDY, 2003) e as Linpor apresentam lados de 10 a 12 mm.

Ambos os 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 (METCALF & EDDY, 2003).

- ***Kaldnes – Moving Bed<sup>TM</sup> Process***

Um reator de biofilme com leito móvel agitado e aerado foi desenvolvido pela companhia Kaldnes Miljøteknologi. O processo 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/cm<sup>3</sup>, podendo preencher de 25 a 50 % do volume do tanque de aeração (METCALF & EDDY, 2003) e possuem uma elevada área superficial específica, variando entre 350 a 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

### 3.4.2 Sistemas Combinados ou Multiestágios

- ***Filtros Biológicos /Tanque de Contato de Sólidos – (FB/TC) e Filtros Biológicos/Lodo Ativado – (FB/LA)***

O objetivo desses processos 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. O tanque de lodos ativados deve ser operado com uma idade de lodo suficiente para garantir a nitrificação (EPA, 1993).

O efluente do filtro biológico é direcionado para alimentar o processo de lodos ativados e o lodo em excesso, 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 (METCALF & EDDY, 2003).

Segundo EPA (1993), o processo FB/TC distingue-se do FB/LA por apresentar as seguintes características: a função primária do tanque de contato de sólidos é aumentar a captura dos sólidos e a remoção da DQO particulada; e a maior parte da remoção da DQO solúvel acontece no filtro biológico.

- ***Filtro Biológico Aerado / Lodos Ativados (FBA/LA)***

O sistema FBA/LA teve início no ano de 1973. O lodo recirculado proveniente do decantador é misturado com o esgoto bruto afluente para alimentar o filtro biológico.

- ***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***

Nesta combinação, o filtro biológico e o processo de lodos ativados são operados em série com um decantador intermediário entre o filtro e sistema de lodos ativados. Essa combinação é frequentemente usada 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 E EDDY, 2003).

A Tabela 3.5 apresenta alguns estudos realizados por vários pesquisadores em reatores híbridos na remoção do carbono, nitrogênio e fósforo.

Tabela 3.5 – Exemplos de estudos realizados por diferentes autores utilizando Sistemas Híbridos

Autor	Reator e Volume	Substrato (mg/L)	Material Suporte	Cargas Aplicadas (kg/m <sup>3</sup> .d) /idade do lodo (d)	TRH (h)	Eficiência de Remoção (%)	Observações
Sirianuntapiboon & Yommee (2006)	<b>Reator em Batelada Seqüencial Aeróbico com biofilme móvel (RBS- aeróbico -BM)</b> V = 7,5L	Esgoto Sintético	borracha em forma de cubos (2x2x2 mm <sup>3</sup> ) Vol= 8mm <sup>3</sup> (cada) Densidade = 1925g/cm <sup>3</sup> Área Superficial total = 0,39m <sup>2</sup>	DBO = 0,264 kg/m <sup>3</sup> .d	36	DQO = 95,3%, DBO = 96,5% NTK = 95,8%, PT = 84,4%	IVL = 95ml/g
				DBO = 0,132 kg/m <sup>3</sup> .d	72	DQO = 96,6%, DBO = 97,2% NTK = 96,9%, PT = 73,6%	IVL = 90ml/g
				DBO = 0,080 kg/m <sup>3</sup> .d	120	DQO = 97,5%, DBO = 97,9% NTK = 97,6%, PT = 65,3%	IVL = 69ml/g
Zhao <i>et al.</i> , (2006)	<b>Reator de Biofilme com Leito Móvel com Terra Diatomácea como material suporte</b> V = 10, 5L	Esgoto Municipal DQO = 120 a 336 P <sub>T</sub> = 3,1 a 6,56 NH <sub>4</sub> -N = 21,78 a 52,5	Partículas de polietileno em formato esférico Preenchimento = 50% Densidade = 0,95 a 0,99 g/cm <sup>3</sup> Sup. Esp. = 400 a 500 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>  140 gDE Area = 50 a 60 m <sup>2</sup> /g Tamanho = 50 a 100 µm.		2,5	DQO = 84 a 95% NH <sub>4</sub> -N= 89 a 92,5%	T = 11 a 28°C  OD = 6,8 a 7,3mg/L

Autor	Reator e Volume	Substrato (mg/L)	Material Suporte	Cargas Aplicadas (kg/m <sup>3</sup> .d)/idade do lodo (d)	TRH (h)	Eficiência de Remoção (%)	Observações
Dulkadiroglu <i>et al.</i> (2005)	<b>Reator de leito móvel em bateladas seqüenciais (RLMBS)</b>  V = 10L	Esgoto sintético  DQO = 400 NH <sub>4</sub> -N = 40	KMT Polietileno tipo K1 Densidade= 0,95g/cm <sup>3</sup> Diâmetro= 10 mm Sup. Específica = 350 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> Preenchimento = 70%	3,01 gDQO/m <sup>2</sup> 0,30 gNH <sub>4</sub> - N/m <sup>2</sup> 4,4 d 6,7 d 15,9 d	8	T = 20°C - 0,241 mgNOx-N/m <sup>2</sup> .d T = 15°C - 0,252 mgNOx-N/m <sup>2</sup> .d T = 10°C -0,178 mgNOx-N/m <sup>2</sup> .d	
Wolff (2005)	<b>Reator híbrido de leito móvel</b>  Volume = 22L	Esgoto doméstico	Plástico reciclado Diâmetro= 2,31mm Densidade = 900 kg/m <sup>3</sup> Sup.Esp= 2596 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> sup Preenchimento = 20%  Polietileno Diâmetro= 10 mm Densidade = 880kg/m <sup>3</sup> Sup Esp = 3075 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> sup. Preenchimento = 10%	NTK =0,16 DQO = 1,0 3 e 10d  NTK = 0,15 DQO= 0,9 3 e 10 d		Nitrogênio = 95% DQO <sub>T</sub> = 73 %  Nitrogênio = 73 % DQO <sub>T</sub> = 79 %	T cte = 16°C
Sirianuntapiboon <i>et al.</i> , (2005)	<b>Reator de biofilme em batelada seqüencial (RBBS)</b>  V = 20L	Águas residuárias de indústria de leite	Meio plástico cilíndrico  Diâmetro = 5cm Área superficial total = 2,7m <sup>2</sup> Volume total do meio suporte no reator = 225 cm <sup>3</sup>	DBO = 1,34  DBO = 1,0  DBO = 0,68  DBO = 0,5	3  4  6  8	DQO = 89,3%, DBO = 83%, NTK = 59,4% DQO = 94,2%, DBO= 91, 9% NTK = 69,4 % DQO = 97,9%, DBO = 97% NTK = 79,3% DQO = 98,6, DBO = 97,7 % NTK = 87,0	IVL = 97ml/g IVL = 50ml/g IVL = 44ml/g IVL = 44ml/g

Autor	Reator e Volume	Substrato (mg/L)	Material Suporte	Cargas Aplicadas (kg/m <sup>3</sup> .d)/ idade do lodo (d)	TRH (h)	Eficiência de Remoção (%)	Observações
Christensson & Welander (2004)	<b>Reator Anóxico + Lodo Ativado + Reator Biológico Híbrido</b>  V = 800L	Esgoto Urbano NH4 = 36 NH4 = 31 NH4 = 37 NH4 = 32	Plástico octogonal preenchido com quadrados  Área superficial específica = 900 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> Preenchimento = 43%	0,62 0,62 0,69 0,52	1,2 a 1,5	N = 94% N = 78% N = 88% N = 97%	T = 16,8°C T = 12,9°C T = 19,8°C T = 14,0°C
Li <i>et al.</i> (2003)	<b>Reator de Biofilme em Batelada Sequencial (RBBS)</b>  V = 18L	Esgoto artificial DQO = 250-400 NT = 30-60	Fibras Área superficial específica = 2,66m <sup>2</sup> /L reator Preenchimento = 30%	DQO = 1,0	9e 6	P = 90% N = 57%	IVL = 99,5 – 103,8 ml/g
Al-Sharekh & Hamoda (2001)	<b>Reator híbrido aerado com filme fixo submerso (HASFF)</b>  4 reatores acoplados , Vtotal = 132,75 L	Esgoto urbano DQO = 319 DQO = 262 DQO = 295 DQO = 293	Placas fixas de cerâmicas	DQO = 1,33 DQO = 0,74 DQO = 0,5 DQO = 0,37	A = 2 B = 4 C = 6 D = 8	DQO = 72,8 DQO = 65,7 DQO = 76,7 DQO = 75	OD > 3
Villaverde <i>et al.</i> (2000)	<b>Biofiltros submersos em série</b>  2 biofiltros com V = 35,3 L cada	Esgoto Urbano	Partículas de Pozzolano Diâmetro = 3 – 4mm Densidade = 1900 Kg/m <sup>3</sup> Porosidade = 0,5 Superfície Específica = 700m <sup>2</sup>		2	DQO <sub>T</sub> = 88% DBO = 93% N = 78% SST = 84% SSV = 85%	T = 22°C

Autor	Reator e Volume	Substrato (mg/L)	Material Suporte	Cargas Aplicadas (kg/m <sup>3</sup> .d)/idade do lodo (d)	TRH (h)	Eficiência de Remoção (%)	Observações
Jianlong <i>et al</i> (2000)	<b>Reator Biológico Híbrido (HBR)</b> Tanque de aeração = 7,8L	Esgoto doméstico e Glicose DQO = 190 DQO = 365 DQO = 760	Espuma de Poliuretano Densidade= 28-30 kg/m <sup>3</sup> Volume = 1m <sup>3</sup> Preenchimento = 15 a 30%	0,76 1,46 3,04	6	DQO = 90,3% DQO = 87,3% DQO = 83,7%	
Su & Ouyang (1996)	<b>Lodo Ativado + Biodisco (10,5 m.s<sup>-1</sup>)</b> Anaeróbio = 31 L Anóxico = 31 L Aeróbio = 90 L	Sintético N-NH <sub>4</sub> = 20 DQO <sub>T</sub> = 300 DBO <sub>5</sub> = 210 NTK = 28 P = 5,5	PVC	6,7gN/m <sup>2</sup> .d	12 10 8	DBO = 96% T = 20°C (N = 96,7%)	

### 3.5 Compostos de Nitrogênio

Dentro do seu ciclo na biosfera, o nitrogênio alterna-se entre várias formas e estados de oxidação. No meio aquático, ele pode ser encontrado como nitrogênio molecular ( $N_2$ ), escapando para a atmosfera, nitrogênio orgânico (dissolvido e suspensão), amônia, nitrito ( $NO_2^-$ ) e nitrato ( $NO_3^-$ ) (von SPERLING, 1996).

Em uma estação de tratamento de esgoto (ETE), o nitrogênio pode se apresentar em diversas formas, dependendo da etapa de tratamento do esgoto. Nos esgotos domésticos brutos, ele está presente principalmente na forma de nitrogênio orgânico (uréia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas com o grupo amino) e nitrogênio amoniacal ( $NH_3$  - amônia livre e  $NH_4^+$  - amônia ionizada) (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999; von SPERLING, 1997).

Segundo Jordão & Pessôa (2005), em um tratamento de esgotos, uma parcela do nitrogênio orgânico sob forma de material em suspensão é removida no tratamento primário. Já no tratamento secundário, a maior parte da forma orgânica em suspensão é transformada em amônia ou outras formas inorgânicas.

A presença de nitrogênio nos corpos d'água pode ser considerada indesejada devido a uma série de problemas ambientais e de saúde pública como: na forma de amônia livre é tóxico aos peixes e a outros organismos aquáticos; na forma de íon amônia irá consumir oxigênio no meio aquático, promovendo a nitrificação no próprio corpo d'água em qualquer forma. O nitrogênio é um nutriente importante para as plantas aquáticas e contribui fortemente para provocar a eutrofização. Além disso, na forma de íon nitrito é prejudicial à saúde das crianças (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Nas últimas décadas, tem crescido a consciência de que a remoção dos nutrientes das águas residuárias é uma medida importante para preservar a qualidade dos corpos d'água receptores de efluentes de sistemas de tratamento (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

O controle do nitrogênio em efluentes líquidos, através da aplicação de processos biológicos, começou nos E.U.A no final da década de 60, tendo sido identificado como de grande importância, demonstrado pelos efeitos adversos que as formas de nitrogênio apresentam sobre os sistemas aquáticos (FERREIRA, 2000).

No Brasil, as ETE's Norte e Sul de Brasília foram às pioneiras em processos biológicos visando à remoção de nitrogênio e fósforo (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

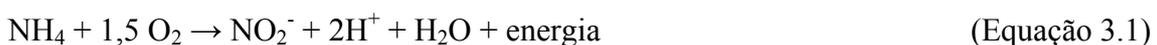
O tratamento convencional de lodos ativados geralmente produz um efluente com níveis de nitrogênio de 15 a 35 mg/L de nitrogênio total. Já nos processos avançados que incluem a nitrificação e desnitrificação, pode geralmente produzir um efluente de qualidade com 2 a 10 mg/L de nitrogênio total (EPA, 1993).

### 3.5.1 Nitrificação

#### 3.5.1.1 Princípios da Nitrificação

A nitrificação foi introduzida nos anos 50 como um processo adicional ao da remoção do material orgânico nos sistemas de lodos ativados (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

O processo consiste na oxidação da amônia em nitrato, realizado em duas etapas: a oxidação da amônia em nitrito (nitritação) por bactérias como as *Nitrossomonas* sp (equação 3.1) e a oxidação do nitrito em nitrato (nitratção) por bactérias como as *Nitrobacter* sp (equação 3.2).



A reação global da nitrificação (equação 3.3) é a soma das equações 1 e 2.



A energia liberada nestas reações é utilizada pelos microrganismos nitrificantes na síntese de compostos orgânicos a partir de fontes de carbono inorgânico, como dióxido de carbono (von SPERLING, 1997).

A nitrificação ocorre simultaneamente com a DBO que é exercida no tanque de aeração e a quantidade de oxigênio requerida para a nitrificação é maior do que a

quantidade de oxigênio necessária para a oxidação da DBO. Normalmente a nitrificação é um processo favorecido pela elevada idade do lodo (FERREIRA, 2000).

A remoção de nitrogênio também tem repercussões econômicas importantes. A nitrificação é um processo que consome tanto oxigênio como alcalinidade. Observa-se na equação 3.3 que 1 mol de amônia requer 2 moles de oxigênio para a sua oxidação, logo a oxidação de 1 gNH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/L consome 4,57 g O<sub>2</sub>/L (von SPERLING, 1997; VAN HAANDEL & MARAIS, 1999; JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Observa-se também na equação 3, que além do consumo de oxigênio, ocorre a liberação de H<sup>+</sup>, consumindo a alcalinidade do meio e possivelmente reduzindo o pH. Para cada mg de NH<sub>4</sub>-N oxidado são necessários 7,1 mg de alcalinidade, caso contrário o pH do meio poderá descer a níveis tóxicos e inibir a nitrificação (von SPERLING, 1997).

De acordo com Ferreira (2000), a eficiência da nitrificação oscila entre 85 e 99% em condições normais, ocorrendo eficiências fora das faixas adequadas de pH, OD e idade do lodo, sendo o controle de pH um dos fatores mais decisivos na eficácia do processo, devido a possíveis flutuações do teor de nitrogênio introduzidas pelos efluentes.

### 3.5.1.2 Microrganismos envolvidos no processo

Os microorganismos envolvidos no processo de nitrificação são bactérias autotróficas quimiossintetizantes, ou seja, aquelas que utilizam como fonte de carbono o gás carbônico e a energia é obtida através da oxidação de um substrato inorgânico, como a amônia, à formas mineralizadas (von SPERLING, 1996).

As bactérias responsáveis pela nitrificação são divididas em dois grupos principais: As *Nitrosomas*, responsáveis pela oxidação do amônio ao nitrito e as *Nitrobacter* responsáveis pela oxidação do nitrito a nitrato. Porém, outras bactérias como *Nitrosococcus*, *Nitrosospira*, *Nitrosolobus* e *Nitrosorobio* também são capazes de oxidar o amônio a nitrito. Além das *Nitrobacter*, os nitritos também podem ser oxidados por outras bactérias autotróficas, como as *Nitrospira*, *Nitrococcus*, *Nitrospina* e *Nitroesystis* (RITMANN & McCARTY, 2001; METCALF & EDDY, 2003).

Alguns estudos têm mostrado que em vários processos de tratamento de águas residuárias, a *Nitrobacter* não é a mais importante oxidadora de nitrito e que a *Nitrospira* tem sido mais frequentemente identificada neste processo (RITMANN & McCARTY, 2001).

A velocidade de crescimento das bactérias responsáveis pela nitrificação, principalmente as *Nitrosomonas*, é bem lenta e bastante inferior à das bactérias heterotróficas, responsáveis pela remoção da matéria carbonácea. Segundo EPA (1993) e Ferreira (2000), o tempo de geração das bactérias heterotróficas é de 10 a 20 vezes menores do que as nitrificantes. Já as *Nitrobacter* quando comparadas com as *Nitrosomonas*, apresentam uma taxa de crescimento mais rápida, razão pela qual não há acúmulo representativo de nitrito no sistema de tratamento (EPA, 1993).

De acordo com von Sperling (1997), em um sistema de tratamento biológico em que se objetiva a nitrificação, a idade do lodo é um fator importante, de modo que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que elas sejam arrastadas do sistema.

Alguns pesquisadores têm estudado a influência da idade do lodo no processo de nitrificação, tanto nos processos de lodos ativados, quanto nos processos de biomassa fixa e nos sistemas híbridos. Medeiros *et al.*, (2005) utilizando um RBS para tratar 1200 L/ dia de esgoto doméstico obtiveram eficiências de 86% e 88% de remoção de amônio utilizando idades de lodo de 10 e 30 dias, respectivamente. Wolff (2005) utilizando reatores híbridos com idades de lodo de 3 e 10 dias para tratar esgoto domésticos, verificou que não houve influência deste parâmetro na eficiência de remoção de nitrogênio, pois esta estava ligada principalmente as bactérias autotróficas presentes nos materiais suporte.

### **3.5.1.3 Fatores que afetam a Nitrificação**

Alguns fatores podem influenciar na taxa de crescimento das bactérias nitrificantes. Como já dito anteriormente, a idade do lodo é um fator importante na eficiência de nitrificação. Outros fatores como a temperatura, concentração de oxigênio dissolvido (OD), pH, alcalinidade e substâncias tóxicas também influenciam.

### Temperatura:

A temperatura é um parâmetro que influencia diretamente a velocidade de crescimento dos organismos nitrificantes. Em países tropicais, as chances de ocorrência de nitrificação são bastante elevadas, em virtude das altas temperaturas que aceleram a velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes.

De acordo com Ferreira (2000), o processo de nitrificação ocorre numa larga faixa de temperatura, de 4°C a 45°C, sendo que a temperatura ótima para as *Nitrosomonas* é de 35°C, e de 35°C a 42°C como ótima para as *Nitrobacter*.

Para Arceivala (1981 apud von SPERLING, 1997), a temperatura ótima para nitrificação encontra-se na faixa de 25 a 36°C.

### pH e Alcalinidade:

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), com valores de pH abaixo de 6,3 praticamente cessa toda a nitrificação, sendo que a melhor faixa encontra-se entre 7,2 a 8,6.

Ferreira (2000) reporta que na faixa de pH de 5 a 8, em um reator biológico aquoso, o pH de equilíbrio desse reator será governado pela quantidade de CO<sub>2</sub> e alcalinidade presente no sistema.

### Oxigênio Dissolvido

A concentração de OD tem efeito significativo nas velocidades de crescimento das bactérias nitrificantes em tratamentos biológicos. De acordo com EPA (1993), o valor de OD para o qual a nitrificação é limitado está entre 0,5 e 2,5 mg/L, tanto em sistemas de crescimento suspenso quanto em crescimento aderido em regime

estacionário, dependendo do grau de transporte de massa. Jordão & Pessoa (2005) recomendam manter pelo menos 2,0 mg/L.

Metcalf & Eddy (2003) reportam que, em concentrações abaixo de 0,5 mg/L, tem-se observado um efeito inibitório maior nas *Nitrobacter* do que nas *Nitrosomas*.

### Substâncias Tóxicas

Os organismos nitrificantes são susceptíveis a uma série de compostos orgânicos e inorgânicos. A presença desses compostos tóxicos no tratamento pode inibir seriamente o crescimento das bactérias nitrificantes, principalmente as *Nitrosomonas*, pois são muito sensíveis a perturbações (von SPERLING, 1997).

De acordo com Ferreira (2000), os compostos inorgânicos identificados como inibidores potenciais da nitrificação são: zinco, cianeto, cobre mercúrio, cromo, níquel, prata, cobalto, cromato de potássio, cádmio, chumbo e fluoretos, dentre outros. Skinner & Walker (1961 apud METCALF & EDDY, 2003) mostraram a completa inibição da oxidação da amônia com a presença de 0,25 mg/L de níquel, 0,25 mg/L de cromo e 0,10 mg/L de cobre.

As nitrificantes também são sensíveis à presença de certas formas de nitrogênio, como a amônia não-ionizada ou livre ( $\text{NH}_3$ ) e ácido nitroso não ionizado ( $\text{HNO}_2$ ). A amônia livre é inibidora das *Nitrosomonas* em concentrações entre 10 e 150 mg/L e da *Nitrobacter* em concentrações variando de 0,22 a 2,8 mg/L. Tanto as concentrações do ácido nitroso quanto da amônia livre são dependentes do pH e da temperatura (EPA, 1993).

## 3.5.2 Desnitrificação

### 3.5.2.1 Princípios da Desnitrificação

A desnitrificação consiste na redução dos nitratos em um ambiente anóxico, praticamente desprovido de oxigênio, pela ação das bactérias de vários gêneros, resultando como formas gasosas de nitrogênio, óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N<sub>2</sub>O) e gás nitrogênio (N<sub>2</sub>). Na equação 3.4 observa-se redução do nitrato a gás nitrogênio.



No processo de desnitrificação os nitratos são utilizados por microrganismos heterotróficos como receptores de elétrons, em substituição ao oxigênio. Observa-se na equação 3.4 que na redução do nitrato ocorre o consumo de H<sup>+</sup>, implicando na economia de alcalinidade e no aumento da capacidade tampão do meio (von SPERLING, 1996).

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 mgNH<sub>4</sub>-N/L oxidados, com a desnitrificação o consumo passa a ser de 3,5 mg/L de alcalinidade (von SPERLING, 1997).

Além de promover a recuperação da alcalinidade e do oxigênio, a desnitrificação é recomendada para todos os sistemas de lodos ativados pelas suas vantagens, como: diminuição nas concentrações de nitrato lançadas no meio ambiente, menor produção de lodo em excesso e melhor sedimentabilidade do lodo no decantador secundário (von SPERLING, 1997; HOFFMANN *et al.*, 2004).

Para a ocorrência de desnitrificação em um sistema de lodos ativados, são necessárias algumas condições, como: a presença de uma massa bacteriana facultativa, ausência de OD no licor misto, condições ambientais adequadas para o crescimento de microrganismos, a presença de nitrato no licor misto e uma fonte de carbono orgânico (doador de elétrons) que pode estar disponível no próprio esgoto ou ser adicionado artificialmente. Por isso, é interessante que o processo de desnitrificação ocorra logo após o enchimento, desta forma as bactérias podem utilizar-se do carbono presente no

esgoto bruto para realizar a redução do nitrato, não necessitando de uma fonte artificial (EPA, 1993; von SPERLING, 1997; VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

A velocidade de crescimento das desnitrificantes é similar à dos organismos heterotróficos aeróbios e, portanto, muito maior do que a das nitrificantes. Logo, a idade do lodo para as bactérias desnitrificantes, necessária para prevenir a “lavagem” das mesmas em um reator, será menor do que para as bactérias nitrificantes.

Todas as bactérias desnitrificantes são organismos aeróbios facultativos, ou seja, eles podem usar tanto o oxigênio quanto o nitrato como receptor final de elétrons. Entre as bactérias heterotróficas responsáveis pela desnitrificação, incluem-se as do gênero: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Arthrobacter*, *Bacillus*, *Chromobacterium*, *Corynebacterium*, *Flavobacterium*, *Hypomicrobium*, *Moraxella*, *Neisseria*, *Paracoccus*, *Propioniaacterium*, *Pseudomonas*, *Rhizobium*, *Rhodopseudomonas*, *Spirillum* e *Vibrio*, sendo as *Pseudomonas* as mais comuns entre as desnitrificantes (PAYNE, 1981 apud METCALF & EDDY, 2003).

### 3.5.2.2 Fatores que afetam a desnitrificação

#### OD e presença de nitrato no licor misto:

O requisito para que a desnitrificação ocorra é a ausência de OD disponível no meio. Na prática, é usual e aceitável se trabalhar com concentrações de OD de 0,5 mg/L, com máximo de 1,0 mg/L (FERREIRA, 2000). 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 OD/L.

#### Temperatura:

O processo de desnitrificação ocorre em uma ampla faixa de temperatura, de 0 a 50°C, com um ótimo na faixa de 35°C a 50°C (BARNES & BLIS, 1983 apud von SPERLING, 1997). De acordo com Van Haandel & Marais (1999), a velocidade de desnitrificação aumenta com a temperatura até um valor ótimo de 40°C.

### pH:

De acordo com EPA (1993), as velocidades de desnitrificação são reduzidas abaixo do pH 6 e acima de pH 8,0. Barnes & Bliss (1983 apud von SPERLING, 1997) sugerem um pH na faixa de 6,5 a 7,5, ocorrendo uma queda de 70% na velocidade de desnitrificação para um pH abaixo de 6 e acima de 8.

Segundo Surampalli *et al.*, (1997) e Jordão & Pessôa (2005), o pH ótimo está na faixa de 6,5 a 8. Com valores de pH abaixo de 6 e acima de 9, a velocidade de desnitrificação é reduzida.

### Substancia tóxicas:

As bactérias desnitrificantes são menos sensíveis às substâncias tóxicas presentes nos esgotos quando comparadas com as nitrificantes. As desnitrificantes se encontram presentes em uma maior diversidade de espécies no esgoto, isso reduz o impacto provocado por algum inibidor específico (von SPERLING, 1997).

### Relação Carbono (C): Nitrogênio (N)

Um outro fator que muitas vezes limita a desnitrificação é a baixa relação entre C:N de esgoto bruto. Segundo Brandão (2002 apud WOLFF, 2005) uma relação C:N de 3,4 gCOT/gNO<sub>3</sub> completa a desnitrificação.

### **3.5.3 Remoção Biológica de Fósforo (Biodesfosfatação)**

O fósforo está presente nos esgotos na forma orgânica e inorgânica. O orgânico encontra-se combinado à matéria orgânica, em proteínas e aminoácidos. O fósforo inorgânico existe sob a forma de ortofosfato e polifosfato (Jordão & Pessôa, 2005), sendo que o ortofosfato é o mais fácil de remover dos três tipos de fósforo existente. Os polifosfatos são convertidos a ortofosfato pela hidrólise e o fósforo orgânico é convertido a ortofosfato através da decomposição bacteriana (Process Design Manual for Phosphorus, 1997 apud SURAMPALLI *et al.*, 1997).

No Brasil, a concentração de fósforo nos esgoto domésticos é baixa quando comparada com outros países. Em países ricos, a proporção P/DQO se situa 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).

A possibilidade da remoção do fósforo no tratamento biológico teve maior desenvolvimento após os trabalhos de Levin e Shapiro em 1965. Eles apresentaram o conceito de que os flocos de lodos ativados têm a capacidade de remover do meio uma quantidade de fósforo superior à necessária apenas para o desenvolvimento das células ou para satisfazer as necessidades naturais de seu metabolismo. Este fenômeno foi chamado na época de “luxury uptake”, ou seja, assimilação exacerbada (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Randall *et al* (1997 apud GOMES & SOUZA, 1998) diz que o mecanismo EBPR (remoção biológica de fósforo ou luxury uptake) é a retirada do fósforo pelas bactérias em uma quantidade que exceda os 2,3 % em peso do fósforo.

Entre as principais bactérias responsáveis pela remoção do fósforo (organismos acumuladores de fósforo – OAP) destacam-se as do gênero *Acinetobacter* (SOARES *et al.*, 2001).

Para que ocorra a remoção do fósforo é necessária alternância entre as condições anaeróbias e aeróbias, pois os OAP necessitam disso para construir os seus componentes internos de armazenamento de energia, moléculas orgânicas e polifosfatos. Nas fases anaeróbias, a concentração de DBO solúvel decresce e a concentração de fósforo solúvel aumenta. Já nas fases aeróbias, ocorre o consumo do substrato armazenado e assimilação do fósforo (a concentração de fósforo diminui). O fosfato solúvel é retirado pelos OAP's, sendo armazenado em suas células para geração de energia na fase anaeróbia, ao passo que a concentração de DBO solúvel continua decrescendo (von SPERLING, 1997).

O fósforo, incorporado em grandes quantidades nas células dos OAP's, é removido do sistema através da remoção do lodo biológico excedente, a qual descarta da mistura uma fração de todos os organismos dos lodos ativados, incluindo os OAP's (von SPERLING, 1997).

### 3.6 Respirometria e Transferência de Oxigênio

A respirometria é uma técnica amplamente utilizada para a caracterização das águas residuárias e dos lodos ativados constituindo um dos métodos para avaliar a atividade microbiana e para calibração de modelos cinéticos microbianos (MARSILI – LIBELLI & TABANI, 2002).

Os primeiros trabalhos na área de respirometria foram de Jenkins (1960) e Montgomery (1967), tendo como base seus próprios estudos experimentais sobre a quantificação do consumo de OD em sistemas de lodos ativados. O procedimento para estimar-se a velocidade de consumo de oxigênio (TCO) é simples e o campo de aplicação muito vasto (ANDREOTTOLA *et al.*, 2005).

A velocidade de transferência de oxigênio para as células é o fator que determina a velocidade de conversão biológica. A disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da solubilidade e da transferência de massa e da velocidade com o que o oxigênio dissolvido é consumido. Nos reatores de biofilme, os mecanismos de transporte envolvem o oxigênio e nitrogênio amoniacal ( $O_2$  e  $NH_4-N$ ), além de produto intermediário ( $NO_2-N$ ) e final ( $NO_3-N$ ) (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Em sistemas onde ocorrem simultaneamente a oxidação da matéria orgânica e nitrificação, a competição entre as bactérias heterotróficas e autotróficas pelo  $O_2$  determina a estrutura do compartimento aeróbio do biofilme. Quando a relação  $O_2/DQO$  é muito pequena, o compartimento aeróbio é inteiramente dominado pelas bactérias heterotróficas e a nitrificação não ocorre no biofilme (GÖNENC E HARREMÕES, 1990 apud GONÇALVES *et al.*, 2001).

De acordo com von Sperling (1997), os fatores que mais influenciam na velocidade de transferência de oxigênio são: temperatura, concentração de oxigênio dissolvido, característica do esgoto e características do aerador e da geometria do reator.

Segundo Schmidell (2001), existem muitas resistências associadas ao transporte de oxigênio da fase gasosa até o seu consumo final. Na Figura 3.5 é apresentado um esquema no qual podem ser identificadas algumas das resistências associadas à dissolução e ao consumo de oxigênio.

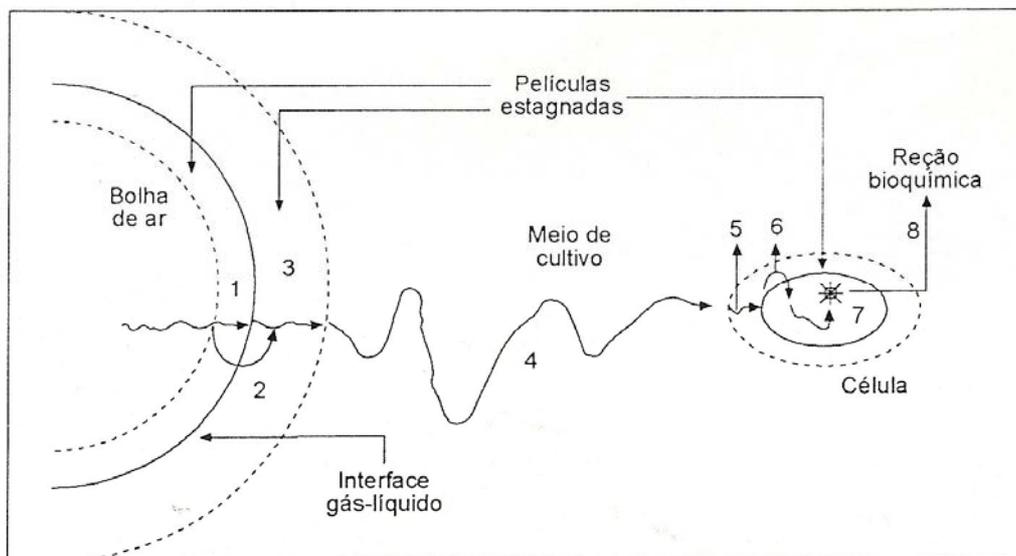


Figura 3.5 – Resistências associadas à dissolução e ao consumo de oxigênio. Fonte: Schmidell, 2001

- 1 – Transferência do oxigênio do gás para o líquido – devido a uma película gasosa estagnada, através da qual o oxigênio deve se difundir.
- 2 – Resistência na interface gás-líquido
- 3- Resistência associada à película estagnada ao redor da bolha de gás
- 4- Resistência associada à difusão do oxigênio até as células
- 5 – Resistência devido à película líquida em torno da célula
- 6 – Resistência imposta pela membrana celular
- 7 – Resistência devido à difusão do oxigênio no citoplasma
- 8 – Resistência associada à velocidade de reação de consumo final deste oxigênio

Existem vários métodos para a determinação do  $QO_2$  (velocidade específica de respiração), na presença ou não de microrganismos. Um dos métodos mais utilizados para quantificar o  $QO_2$  na presença de microrganismos, é o método dinâmico, que consiste no emprego de uma sonda para a determinação da concentração de  $O_2$  dissolvido. Neste método, em um dado instante ( $t_0$ ), interrompe-se a aeração, de forma a anular a transferência de oxigênio e a concentração de  $O_2$  dissolvido ( $C_0$ ) começa a diminuir. Quando o OD atinge um certo valor ( $C_{01}$  - instante  $t_1$ ), retoma-se a agitação e a aeração, nas condições que estavam sendo praticadas, observando-se o aumento da concentração de  $O_2$  dissolvido, até atingir novamente o valor inicial ( $C_0$ ) (SCHMIDELL, 2001).

Na Figura 3.6 visualiza-se a variação da concentração de  $O_2$  dissolvido com o tempo, durante a execução do método dinâmico.

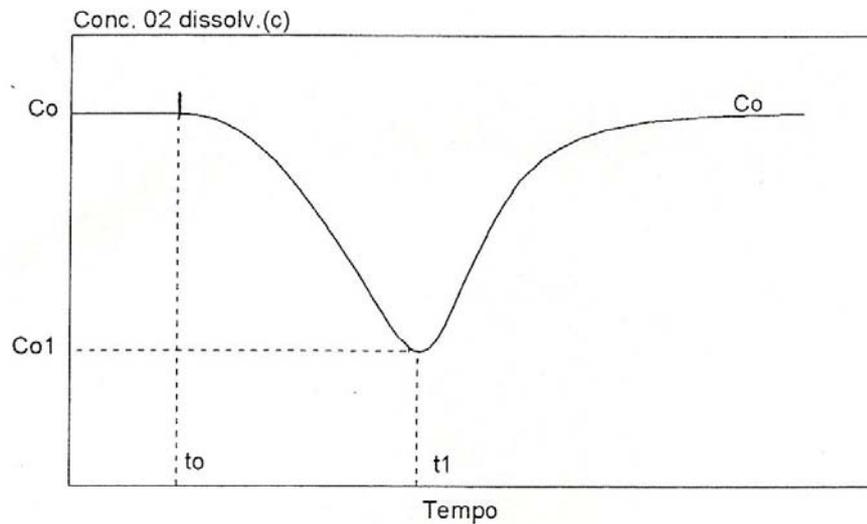


Figura 3.6 – Variação da concentração de  $O_2$  dissolvido com o tempo, durante a execução do método dinâmico. Fonte: Schmidell, 2001

Como o método dinâmico leva um curto período de tempo para ser realizado, supõe-se que não há alteração da concentração celular ( $X$ ), assim como deve ser mantido constante o valor de  $QO_2$ .

A partir do instante  $t_0$ , onde  $C = C_0$ , deve ocorrer uma variação linear de  $C$  com o tempo, reta esta cujo coeficiente angular é igual a  $(-QO_2X)$ . A partir do valor de  $X$  nesse instante, determina-se o valor de  $QO_2$  (SCHMIDELL, 2001).

## **4 MATERIAIS E MÉTODOS**

### **4.1 Instalação Experimental**

As instalações experimentais dos Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFC) e do Reator Híbrido em Batelada Seqüencial (RHBS) foram montadas no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU), localizado no pátio do Restaurante Universitário (RU), da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC).

#### **4.1.1 Captação do Esgoto Bruto**

O esgoto doméstico bruto utilizado em todos os reatores era proveniente do bairro Pantanal da cidade de Florianópolis, SC. Ele era captado da rede coletora de esgotos da Companhia Catarinense de Águas e Saneamento (CASAN), por um conjunto moto-bomba (marca Schneider, BSC-94 –  $\frac{3}{4}$  CV Mono 60 Hz), localizado em um poço de visita, de onde era bombeado para um tanque de armazenamento com volume de 5 m<sup>3</sup> e tempo de retenção hidráulica (TRH) entre 1 e 2 dias. Para a retirada do lodo acumulado no fundo do tanque de armazenamento, foi realizada três vezes por semana uma descarga de fundo por um período de 35 minutos e uma vez por semana o tanque era todo esvaziado e depois abastecido novamente.

Após passar pelo tanque de armazenamento, o esgoto era bombeado através de uma bomba com deslocamento positivo (marca Netzsch 2NP15A) para um tanque de passagem com volume de 105 L e em seguida alimentava os RHFCs ( Figura 4.1). Já no estudo do RHBS, o esgoto era bombeado diretamente do tanque de armazenamento para o RHBS, conforme apresentado na Figura 4.2.

Os efluentes tratados eram retirados dos reatores através de um conjunto de compressor semelhante ao da alimentação e em seguida devolvido para a mesma rede coletora da CASAN.

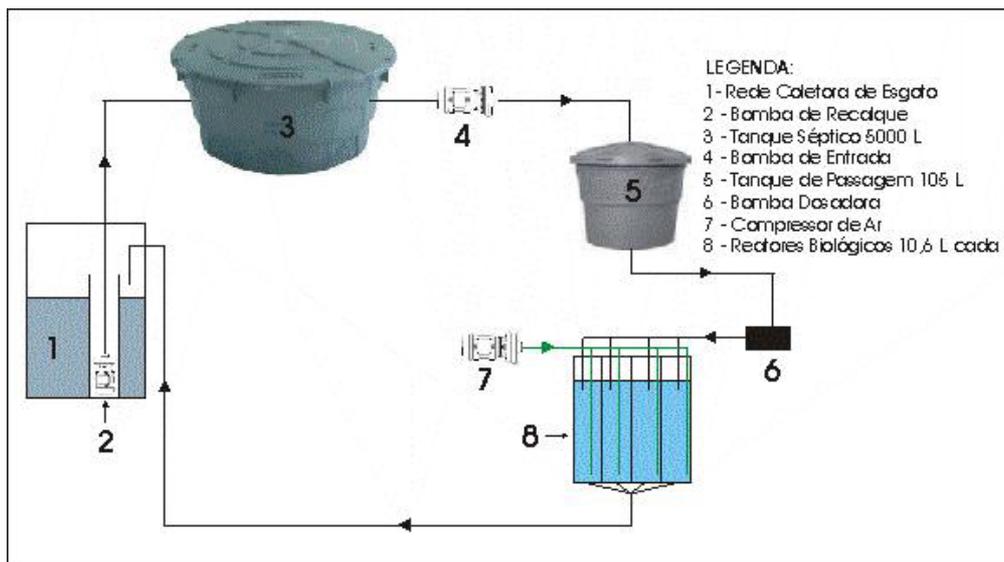


Figura 4.1 - Esquema do Sistema de Tratamento dos RHFCs.

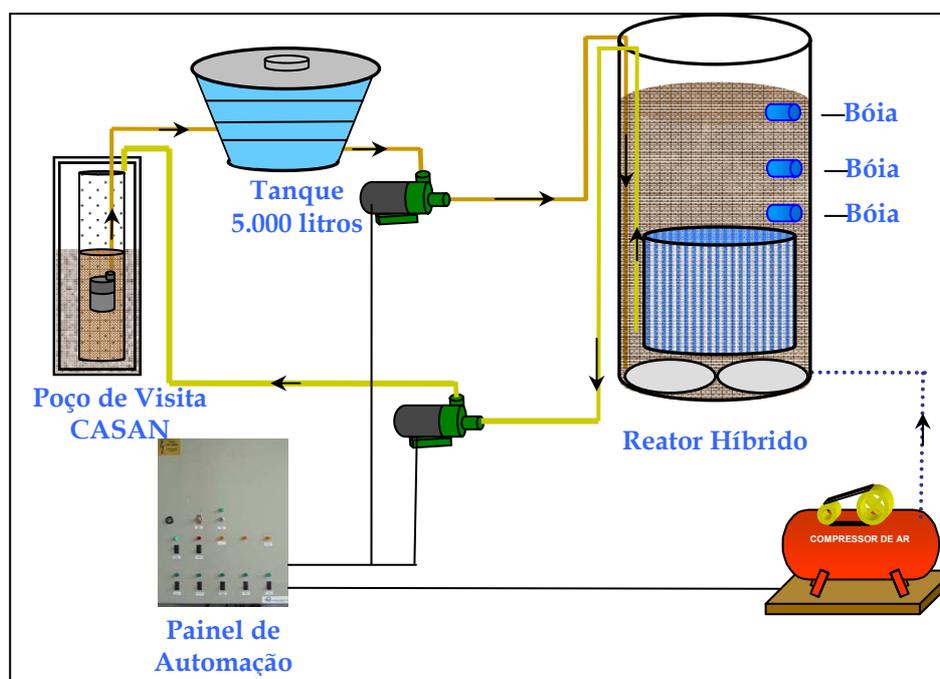


Figura 4.2 – Esquema do Sistema de Tratamento do RHBS.

#### 4.1.2 Inoculação dos RHFC's e RHBS

Os reatores foram inoculados com lodo ativado proveniente de um Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) pertencente a uma Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do condomínio Madri, localizado na cidade de Palhoça, SC.

Após a coleta, o lodo seguia para o LABEFLU onde era inoculado nos reatores. Em todos eles, após a inoculação do lodo, adicionava-se esgoto bruto e ligava-se o sistema de aeração por um período de 6 horas a fim de auxiliar na fixação inicial dos microrganismos no meio suporte.

Nos RHFC's, foram inoculados 6 L de lodo em cada reator estudado, nos três ensaios, e em seguida adicionados 3 L de esgoto bruto. Ligavam-se os aeradores e dava-se a partida nos reatores, aumentando-se gradativamente a vazão durante dois dias até alcançar a vazão desejada.

No RHBS foram inoculados 120 L de lodo. Neste caso, alternaram-se períodos com e sem aeração, sempre retirando o sobrenadante e reabastecendo com esgoto bruto. Este procedimento foi realizado durante dois dias antes da partida do reator, que ocorreu no dia 21 de Março de 2006.

#### 4.1.3 Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFCs)

Os Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFC's) foram construídos em acrílico transparente, cada um com volume útil de 10,6 L. O ar comprimido era fornecido continuamente através de difusores de ar que ficavam localizados no fundo do dos reatores. Na Figura 4.3 estão apresentados detalhes dos RHFC's.

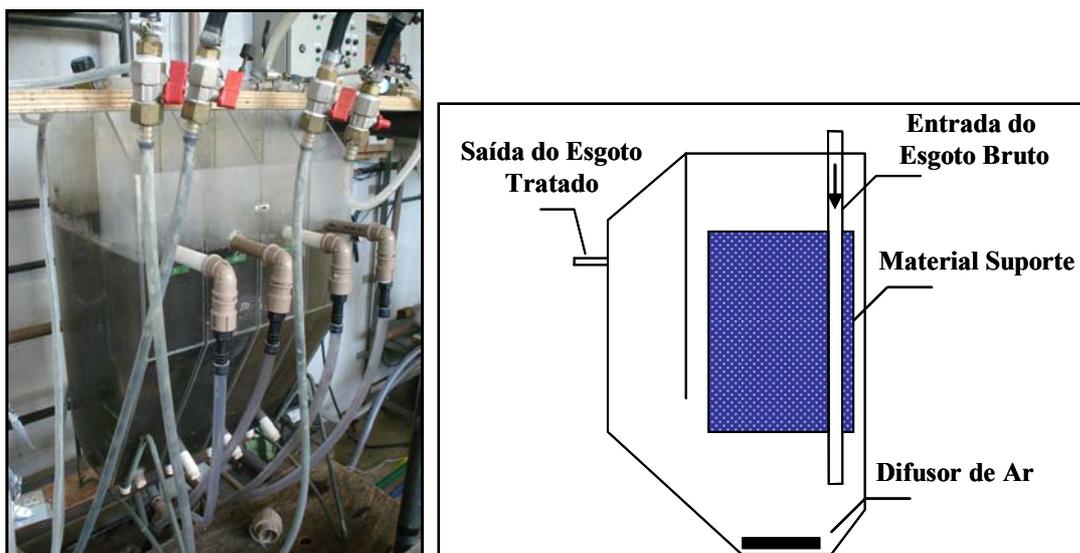


Figura 4.3 – Foto e perfil dos Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFC's).

O estudo dos RHFC's deu-se através da realização de três ensaios (Ensaio 1 – Ens 1, Ensaio 2 – Ens 2 e Ensaio 3 – Ens 3) com diferentes materiais suporte. Em cada ensaio, além dos reatores híbridos, existia um reator apenas com biomassa em suspensão que serviu como reator testemunha ( $R_{TEST}$ ).

A Tabela 4.1 apresenta os materiais suporte utilizados separadamente em cada ensaio, com suas respectivas características.

Tabela 4.1 – Características dos materiais suporte utilizados nos ensaios.

<b>Ensaio</b>	<b>Material Suporte</b>	<b>Densidade (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Superfície Específica (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup><sub>suporte</sub>)</b>
1	Fita Plástica	273	2000
	Espuma de Poliuretano	30,5	400
	Casca de Ostra	1870	2000
2	Argila em Pelets	630	343
	Plástico Reciclado	690	2000
3	Rede de nylon	569	4140

A densidade dos materiais foi determinada através da equação 4.1:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (\text{Equação 4.1})$$

Onde:

$\rho$  = densidade ( m/L<sup>3</sup>)

$m$  = massa do suporte (M)

$V$  = volume do suporte

A superfície específica de cada suporte ( $m^2/m^3_{\text{suporte}}$ ) foi determinada pela razão superfície/volume. Foram calculados os volumes equivalentes e as superfícies de cada suporte.

#### 4.1.3.1 Ensaio 1 ( Ens 1)

O Ensaio 1 (Ens 1) foi realizado no período de Agosto de 2005 a Novembro de 2005, tendo um monitoramento de 59 dias. Neste ensaio foram utilizados três reatores híbridos, com fitas plásticas ( $R_{\text{FIPL}}$ ), cascas de ostras ( $R_{\text{OSTR}}$ ) e espuma de poliuretano ( $R_{\text{ESPL}}$ ). Na Figura 4.4 estão apresentados os materiais suporte utilizados neste ensaio.



Figura 4.4 - Foto dos Materiais Suporte utilizado no Ens 1

As fitas plásticas foram dispostas verticalmente em tramas, com enquadramento de metal, no interior do reator de modo que ficassem fixas. As cascas de ostras e as espumas de poliuretano foram confinadas separadamente em redes de nylon, que ficavam totalmente submersas e fixas no reator.

A alimentação dos reatores era feita por gravidade com uma vazão de 30 L/dia. O TRH em cada reator foi de 0,35 d. Foram aplicadas diariamente em cada reator uma carga orgânica volumétrica média (COV) de  $0,86 \pm 0,3 \text{ KgDQO}/m^3 \cdot \text{dia}$  e carga de nitrogênio média (CN) de  $0,12 \pm 0,02 \text{ KgNH}_4\text{-N}/m^3 \cdot \text{dia}$ .

#### 4.1.3.2 Ensaio 2 ( Ens 2)

Este ensaio foi realizado de Novembro de 2005 a Dezembro de 2005, com duração de 32 dias. Foram utilizados dois reatores híbridos, com argilas em pelets ( $R_{ARG}$ ) e com plásticos reciclados ACS<sup>®</sup> ( $R_{PLR}$ ). Estes materiais suporte também ficavam confinados separadamente dentro de redes de nylon totalmente submersas. Na Figura 4.5 estão apresentados os suportes utilizados no Ens 2.



Figura 4.5 – Foto dos materiais suporte utilizados no Ens 2

A alimentação dos reatores era realizada através de bombas peristálticas com uma vazão de 10 L/dia. Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) de  $0,26 \pm 0,08$  KgDQO/m<sup>3</sup>.dia e carga de nitrogênio média (CN) de  $0,04 \pm 0,005$  KgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia. O TRH utilizado neste ensaio foi de 1,06 d.

#### 4.1.3.3 Ensaio 3 ( Ens 3)

O Ensaio 3 ( Ens 3) foi realizado de Janeiro de 2006 a Março de 2006, com 61 dias de operação. Neste ensaio utilizou-se um reator híbrido com redes de nylon ( $R_{RED}$ ), as quais foram fixadas em uma armação de madeira e colocada no interior do reator. Na Figura 4.6 visualiza-se as redes de nylon utilizadas neste ensaio.



Figura 4.6 – Rede de Nylon fixada em uma armação de madeira

A alimentação dos reatores foi realizada através de bombas peristálticas com uma vazão de 15 L/dia. Foram aplicadas cargas orgânicas volumétricas (COV) de  $0,29 \pm 0,04$  KgDQO/m<sup>3</sup>.dia e carga de nitrogênio média (CN) de  $0,07 \pm 0,005$  KgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia. O TRH utilizado em cada reator foi de 0,71 d.

A Tabela 4.2 apresenta uma síntese das condições operacionais estabelecidas nos Ens 1, Ens 2 e Ens 3.

Tabela 4.2 - Síntese das Condições Operacionais nos Ensaios 1, 2 e 3

Ensaio	Vazão (L/dia)	TRH (d)	COV (KgDQO/m <sup>3</sup> .dia)	CN (KgNH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> . dia)
1	30	0,35	$0,86 \pm 0,3$	$0,12 \pm 0,02$
2	10	1,06	$0,26 \pm 0,08$	$0,04 \pm 0,005$
3	15	0,71	$0,29 \pm 0,04$	$0,07 \pm 0,04$

#### 4.1.4 Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS)

O Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS) foi construído em forma cilíndrica, com chapa metálica de espessura de 5 mm. Ele tinha 2,20 m de altura e 0,95 m de diâmetro interno, sendo utilizado para o tratamento, uma altura de 2,0 m, significando uma volume útil de 1,42 m<sup>3</sup>.

Este reator também foi utilizado como RBS nos estudos realizados por Costa (2005), para verificar seu desempenho no tratamento de esgoto doméstico, com cargas

orgânicas volumétricas aplicadas entre 0,33 a 2,14 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia. Na Figura 4.7 tem-se a foto do RHBS utilizado ao longo da pesquisa.



Figura 4.7 – Foto do RHBS utilizado ao longo da pesquisa.

Na base do reator foram instalados dois difusores de ar do tipo membrana circular com diâmetro de 0,20 m cada uma, que produziam bolhas finas. Esses difusores eram alimentados através de um compressor de ar, marca Air Pump – Modelo EL – 100 com capacidade de 100L/min.

O funcionamento do RHBS era automatizado, gerenciado pelo software WinDosPs desenvolvido pela empresa Rotária do Brasil Ltda. A partir desse programa era possível inserir dados desejados para o funcionamento do RHBS, como número e tempo dos ciclos e dos enchimentos, fases e duração das reações (anóxica, aeróbia), tempo da decantação e da retirada do esgoto tratado, bem como o acionamento das bombas de entrada e saída do compressor de ar e das sondas de níveis. 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.

Quando necessário, era possível realizar o funcionamento do reator de forma manual, com o uso de botões localizados na parte dianteira do painel de controle, onde também era possível verificar em que fase do ciclo o reator se encontrava. Na Figura 4.8 visualiza-se foto do interior e da frente do painel de controle.



Figura 4.8 – Foto do interior e da frente do painel de controle

No interior do reator foram instaladas duas sondas de níveis. A primeira sonda foi instalada para garantir o nível mínimo do líquido no reator e a segunda sonda servia para garantir o nível máximo. Quando se desejava aumentar o volume de esgoto tratado, mexia-se na posição da primeira sonda, alterando o nível mínimo.

A concentração de SST do lodo do reator foi mantida entre 1500 a 3500 mg/L, conforme recomendado por EPA (1993). Quando necessário, realizava-se a retirada do lodo em excesso 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.

#### 4.1.4.1 Material Suporte

O material suporte utilizado no RHBS foi a rede em nylon. Partes da rede foram fixadas em uma armação de aço inoxidável formando retângulos paralelos uns aos outros. A escolha da rede de nylon como material suporte foi feita em virtude dos resultados obtidos na remoção do amônio no estudo dos RHFC's e também pelas vantagens, quando comparadas aos demais materiais suporte, como: resistência, facilidade de instalação e a alta área superficial específica fornecida para o desenvolvimento do biofilme. As redes de nylon apresentavam densidade de  $569 \text{ kg/m}^3$  e forneceram uma área superficial específica de  $4140 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ .

Na Figura 4.9 estão apresentados os desenhos com as dimensões da armação de aço inoxidável e na Figura 4.10 visualiza-se as fotos do perfil e da vista superior da armação de aço inoxidável.

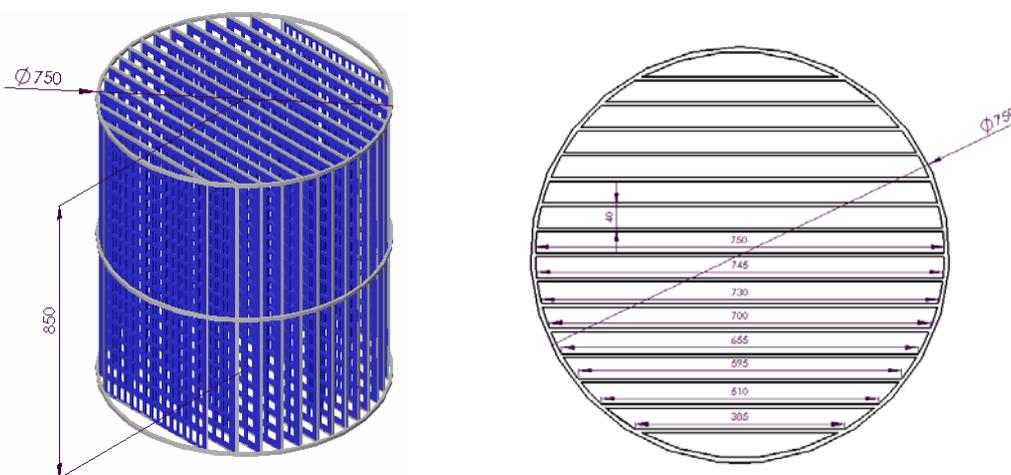


Figura 4.9 – Dimensões (mm) da Armação em Aço Inoxidável.



Figura 4.10 – Vista de perfil e superior das redes de nylon

#### 4.1.4.2 Estratégias Operacionais e Funcionamento do Reator

O reator RHBS funcionou em regime de ciclos, com fases de enchimento, anóxica, aeróbia, decantação e retirada. O tempo das fases anóxicas (desnitrificação) e aeróbias (nitrificação) variaram conforme a necessidade do tratamento. Na primeira e segunda estratégia a relação das fases anóxicas e aeróbias foi de 195min:195min em cada ciclo. Na estratégia 3 trabalhou-se com as relações 210min:210min, 270min:150min ou 150min:270min. Essa variação das fases aeróbias e anóxicas permitiu que se pudesse otimizar a fase de nitrificação e/ou desnitrificação em determinada etapa do estudo.

Diariamente eram realizados 3 ciclos com duração de 8 horas cada. Em cada ciclo eram realizados três enchimentos escalonados, conforme apresentado na Figura 4.11.

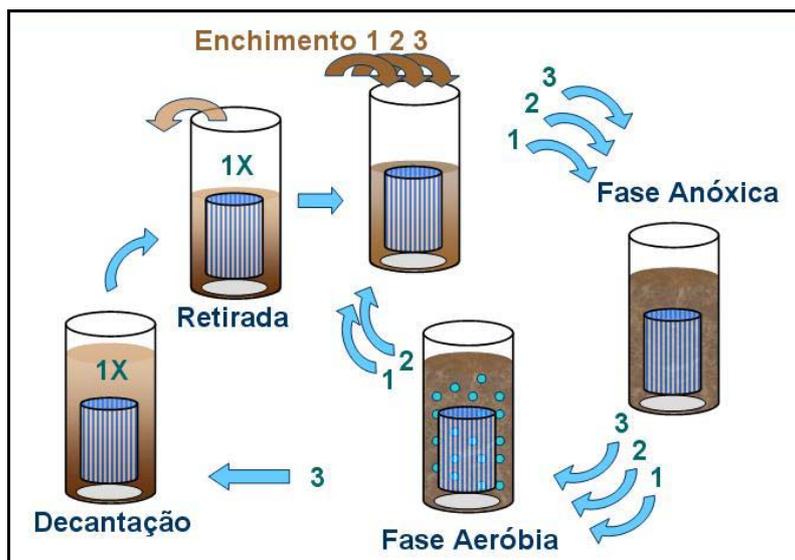


Figura 4.11 – Esquema do funcionamento dos ciclos operacionais.

- **Fase de Enchimento ( $F_E$ ):** o reator era alimentado com esgoto bruto proveniente do tanque de armazenamento. Durante todo o período de estudo, foram realizados 3 enchimentos escalonados em cada ciclo, totalizando 9 enchimentos por dia. O primeiro e o terceiro enchimento eram controlados pelas sondas de nível inferior e superior e o segundo pelo tempo estabelecido. Os tempos dos enchimentos ( $T_e$ ) variaram conforme a estratégia aplicada, ou seja, com o aumento do volume de enchimento dos ciclos.
- **Fase Anóxica ( $F_{DN}$ ):** Esta fase iniciava-se sempre depois de cada enchimento, a fim de utilizar o nitrato remanescente do ciclo anterior e promover a liberação do fosfato pelas bactérias. Nesta fase, a cada 15 minutos o ar era ligado durante 4 segundos pra manter sempre uma mistura homogênea dentro do reator.
- **Fase Aeróbia ( $F_A$ ):** Iniciava-se sempre depois da fase anóxica com o acionamento das membranas de aeração para a realização da remoção carbonácea e da nitrificação. Para que o processo de nitrificação não fosse prejudicado devido aos valores de pH, procurou-se mantê-lo sempre acima de 7,0 mg/L durante as fases aeróbias. Para isso era realizado diariamente o monitoramento dessas fases, com o intuito de verificar o valor do pH do início até o final das fases. Quando o valor do

pH ficava abaixo de 7, adicionava-se a cal. A quantidade adicionada dependia dos valores de pH medidos durante essas fases.

- **Fase de Decantação (Fd):** Era realizada sempre depois da última aeração de cada ciclo. O sistema de aeração era desligado e ocorria a separação do lodo em suspensão e o do esgoto tratado.
  
- **Fase de Retirada (Fr):** Após a decantação era feita a retirada do esgoto tratado. O volume de esgoto tratado retirado do reator era igual a soma do volume dos três enchimentos realizados em um ciclo. Após a retirada, iniciava-se um novo ciclo.

O período de estudo do RHBS foi dividido em três estratégias (Est 1, Est 2 e Est 3) conforme o aumento do volume dos enchimentos e conseqüentemente das cargas, como detalhado a seguir:

**Estratégia 1:** Foi realizada de 21 de Março a 26 de Abril de 2006, tendo no total 37 dias de operação. Nesta estratégia o reator foi alimentando com um volume de 70 L em cada enchimento e foram aplicadas cargas volumétricas médias de 0,14 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,02 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia. Durante esta estratégia foram monitorados integralmente 2 ciclos, nos dias 4 e 11 de Abril de 2006.

**Estratégia 2:** Esta estratégia ocorreu entre os dias 27 de Abril e 29 de Maio de 2006, com duração de 33 dias. O volume de esgoto bruto que alimentou o reator em cada enchimento foi de 100 L e foram aplicadas cargas volumétricas médias de 0,21 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,03 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia. Durante esta estratégia monitorou-se integralmente 3 ciclos, nos dias 3, 15 e 22 de Maio de 2006.

**Estratégia 3:** Esta estratégia teve início no dia 30 de Maio e foi finalizada em 15 de Outubro, após 139 dias de monitoramento. O reator recebeu em cada enchimento um volume de 150 L de esgoto bruto e foram aplicadas cargas volumétricas médias de 0,51 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,06 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia.

Um resumo das condições operacionais estabelecidas em cada estratégia operacional estudada é apresentado na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Síntese das Estratégias Operacionais

Condições Aplicadas	Estratégias		
	Est 1	Est 2	Est 3
Tempo da Estratégia (dias)	37	33	135
Número de Ciclos /dia	3	3	3
Tempo total de cada ciclo (h)	8	8	8
Volume de esgoto (L) / enchimento	70	100	150
Numero de enchimentos/ ciclo	3	3	3
Volume de esgoto tratado (L) / dia	630	900	1350
Tempo da fase anóxica ( $F_{DN}$ ) (min)	65	65	50, 65, 70 e 90
Tempo das fases anóxicas/ciclo (min)	195	195	150, 195, 210 e 270
Tempo da fase Aeróbia ( $F_A$ ) (min)	65	65	50, 65, 70 e 90
Tempo das fases Aeróbias /ciclo (min)	195	195	150, 195, 210 e 270
Tempo da ( $F_d + F_r$ ) /ciclo (min)	90	90	60 ou 90
COV (kgDQO/m <sup>3</sup> .dia)	0,14 ± 0,02	0,21 ± 0,05	0,51 ± 0,01
CN (kgNH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> .dia)	0,02 ± 0,005	0,03 ± 0,01	0,06 ± 0,01

## 4.2 Monitoramento dos Experimentos

As amostras coletadas nos RHFCs e no RHBS foram armazenadas em frascos coletores apropriados e em seguida encaminhadas ao Laboratório Integrado do Meio Ambiente (LIMA) para a realização das análises físico-químicas e microscópicas.

As coletas das amostras do esgoto bruto utilizado nos RHFCs foram realizadas na saída do tanque de passagem, utilizado no sistema de tratamento dos RHFC. Já o esgoto bruto utilizado no RHBS foi coletado através da tubulação de entrada do reator.

As análises de nitrogênio total kjeldahl (NTK) não puderam ser realizadas no período de estudo dos RHFCs devido a problemas no aparelho de digestão utilizado para a realização do NTK.

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 CaCO<sub>3</sub>):** A alcalinidade foi determinada pelo método da titulação com H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> utilizando o indicador alaranjado de metila até pH de 4,3.
- **pH, Temperatura (T) e Oxigênio Dissolvido (OD):** As medições do pH e Temperatura e Oxigênio Dissolvido foram realizadas com pHmetro e oxímetro digital da marca ORION – modelo 1230 e através da sonda multiparâmetros YSI 556.
- **Carbono Orgânico Total (COT):** As amostras foram preservadas com ácido clorídrico, mantendo o pH  $\leq 2$  e estocadas sob refrigeração para posterior análise. As análises foram realizadas no aparelho TOC – 5000 A, marca SHIMADZU, através do NPOC (Carbono Orgânico Não Purgável).
- **Nitrito (N-NO<sub>2</sub><sup>-</sup>), Nitrato (N-NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) e Fosfato (P-PO<sub>4</sub><sup>-</sup>):** 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  $\mu$ m) da marca SARTORIUS.
- **Nitrogênio Amoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>):** As amostras foram filtradas em membrana de acetato de celulose (0,45  $\mu$ m) da marca Sartorius. A análise foi determinada através do método colorimétrico de Nessler e a leitura realizada em um espectrofotômetro da marca HACH DR/4000.
- **Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK):** Foi determinado pela digestão em meio fortemente ácido em uma temperatura elevada. A amostra digerida é redissolvida em água destilada, deionizada 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 (DBO<sub>5</sub>):** Determinada pelo método manométrico, por um período de incubação de 5 dias a 20 °C. Foi utilizado para leitura o aparelho HACH, modelo TRACK.
- **Demanda Química de Oxigênio (DQO):** A determinação da DQO<sub>T</sub> (DQO total) e DQO<sub>F</sub> (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  $\leq 2$  e mantidas sob refrigeração para posterior análise. Para as amostras de DQO<sub>F</sub> foram utilizados papéis filtro marca Quanty (diâmetro dos poros 25 $\mu\text{m}$ ).
- **Sólidos Suspensos Totais (SST):** Foram determinados através de filtração à vácuo em filtro de membrana de acetato de celulose (0,45  $\mu\text{m}$  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 25 $\mu\text{m}$ ). 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 do Laboratório Integrado do Meio Ambiente (LIMA) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina.
- **Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV):** Para verificar a estrutura do biofilme foi utilizado o microscópio eletrônico de varredura da marca PHILLIPS XL 30 – Microsonda, do Laboratório de Materiais do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Santa Catarina. Antes das observações microscópicas as amostras eram desidratadas com solução de Glutaraldeído e depois recebiam banho de ouro.

A Tabela 4.4 apresenta o acompanhamento analítico nos RHFCs e no RHBS, com as variáveis monitoradas e a frequência de amostragem.

Tabela 4.4 – Acompanhamento analítico nos RHFCs e no RHBS

Variáveis e Unidade	Frequência e número de amostragem	
	RHFCs	RHBS
pH	Diariamente	Diariamente
OD (mg/L)	Diariamente	Diariamente
T (°C)	Diariamente	Diariamente
Alcalinidade Total (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	-	Diariamente
DBO (mg/L)	-	Semanalmente
DQO (mg/L)	3 x por semana nos Ens 1 e Ens 2 / duplicata	3x por semana / duplicata
COT (mg/L)	No Ens 3 / 3 x por semana	Semanalmente
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	3x por semana	3x por semana

NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	3x por semana	3x por semana
NTK (mg/L)	-	Monitoramento da cinéticas dos ciclos
PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	-	3x por semana
ST (mg/L)	1 x por semana no Ens 2 e Ens 3 /duplicata	2 x por semana/duplicata
SST (mg/L)	1 x por semana no Ens 3/ duplicata	2 x por semana/duplicata
STV (mg/L)	1 x por semana no Ens 2 e Ens 3 /duplicata	-
SSV (mg/L)	-	2 x por semana/duplicata

Em dias de monitoramento dos ciclos no RHBS, além das coletas do esgoto bruto (enchimento 1) 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

Coletas	Tempo do Ciclo (min)				Fases do Ciclo
	DN:N 50:90	DN:N 65:65	DN:N 70:70	DN:N 90:50	
1	0	0	0	0	Enchimento 1
2	15	15	15	15	Mistura
3	50	65	70	90	Final da DN 1
4	140	130	140	140	Final da N1
5	140	130	140	140	Enchimento 2
6	155	145	155	155	Mistura
7	190	195	210	230	Final do DN2
8	280	260	280	280	Final do N2
9	280	260	280	280	Enchimento 3
10	330	325	350	370	Final do DN3
11	420	390	420	420	Final do N3
12	465	450	465	465	Retirada do efluente tratado

### 4.3 Medida da Decantabilidade do Lodo do RHBSB – Índice Volumétrico do Lodo (IVL) e Velocidade de Decantação ( $V_D$ ).

Com o objetivo de avaliar a decantabilidade do lodo do RHBSB, foram realizados ensaios para determinar o índice volumétrico do lodo (IVL) e velocidade máxima de decantação ( $V_D$ ). Foram realizados ao todo 20 ensaios durante as estratégias 2 e 3, no período entre Maio a Outubro de 2007, afim de se obter um perfil de sedimentação do lodo, com a evolução do IVL ao longo das estratégias.

O IVL é definido como o volume (mL) ocupado por 1 g de lodo decantado em uma proveta volumétrica, após uma decantação de 30 minutos. Na Figura 4.12 e na Equação 4.2 tem-se, respectivamente, o esquema de realização e o cálculo utilizado para a determinação do IVL.

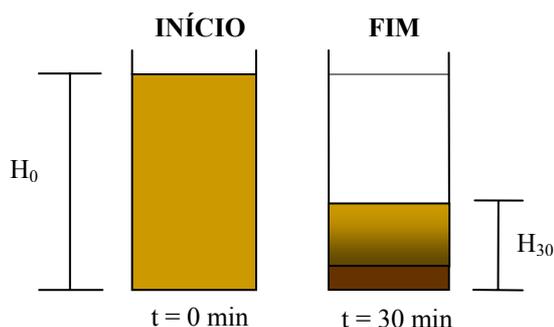


Figura 4.12 – Esquema da realização do teste de IVL.

$$IVL = \frac{V_{30}}{X} \quad \text{(Equação 4.2)}$$

Onde:

$IVL$  = Índice Volumétrico do Lodo (mL/g)

$V_{30}$  = Volume de 1 L de lodo após 30 minutos de decantação (mL/L)

$X$  = Concentração do lodo (gSST/L)

Para a realização dos ensaios, foi necessário a retirada 1 L de lodo do reator, o qual era coletado sempre durante as fases de aeração. Após a coleta, o lodo era colocado em uma proveta graduada de 1L e deixado em repouso até que a variação da altura interface sólido/líquido fosse encerrada, caracterizando o fim do processo de decantação.

Em cada ensaio foi obtida a altura da interface sólido/líquido de 3 em 3 minutos no período de 1 hora. Para o cálculo do IVL foi utilizado o valor da altura da interface obtida no tempo ( $t$ ) = 30 minutos e a determinação da concentração dos sólidos em suspensão ( $X$ ) do lodo. A  $V_D$  foi determinada através do deslocamento da interface em cada intervalo de tempo e, após a plotagem do gráfico determinou-se a velocidade máxima para cada ensaio. Nos ensaios onde a altura da interface no  $t = 30$  minutos foi superior a 25 % da altura inicial (maior que 250 mL), foi realizada a diluição do lodo com o efluente da saída do reator, em razão de dois, conforme recomendado por (von SPERLING, 1997). Assim, foi utilizado 500 mL de lodo e 500 mL do efluente do reator.

#### 4.4 Análises Respirométricas no RHBS

Ao longo das estratégias 2 e 3 foram realizadas algumas análises respirométricas no lodo do reator, com o objetivo de determinar a velocidade de respiração celular ( $QO_2X$ ).

Para a determinação do  $QO_2X$  foi utilizado o método dinâmico, proposto por SCHMIDELL (2001), no qual é utilizada uma sonda para a determinação da concentração de oxigênio dissolvido (OD). A coleta dos valores de OD era realizada a cada 5 segundos e os dados foram armazenados em uma sonda multiparâmetros modelo YSI 556. A velocidade de respiração celular ( $QO_2X$ ) foi determinada através do coeficiente angular da inclinação da melhor reta do gráfico “OD (mg/L) x tempo (min)” e a velocidade específica de respiração ( $QO_2$ ) foi obtida através da divisão de ( $QO_2X$ ) pela concentração de SST ( $X$ ).

As análises respirométricas foram divididas em: Testes de Bancada e Teste de Laboratório. Para a realização desses testes foram utilizados, além da sonda multiparâmetro, um erlenmeyer, bombas de aquário para difusão do ar, agitador magnético e algumas vidrarias. Na Figura 4.12 visualizam-se os equipamentos e vidrarias utilizados nos testes de bancada.



Figura 4.12 – Foto das vidrarias e equipamentos utilizados nos testes de bancada

#### 4.4.1 Teste de Bancada (Estratégia 3)

Para a realização deste teste, era coletado 1 L de lodo do reator nas fases aeróbias e em seguida transferido para um erlenmeyer, onde o lodo era submetido a uma agitação e aeração constante. Em seguida, iniciava-se a coleta dos dados, a cada 5 segundos. Retirava-se 40 mL para a realização de análises de DQO solúvel,  $\text{NH}_4\text{-N}$  e SST (x).

Após a estabilização do valor de oxigênio dissolvido, a aeração era interrompida, porém o lodo era mantido a uma leve agitação, impedindo que ele decantasse. A aeração era retomada quando a concentração de OD atingia 50 % do valor registrado na sonda na hora em que a aeração foi interrompida.

No período entre 6 a 26 de Junho os testes foram realizados mantendo-se a temperatura de 35 °C e o pH a 7,5, com o objetivo de manter uma condição ideal para a bactérias nitrificantes. Após este período, os testes foram realizados com temperatura e pH semelhantes ao do reator biológico.

#### 4.4.2 Teste de Laboratório (Estratégias 2 e 3)

Nesta etapa eram coletados 6 L de lodo nas fases aeróbias que ficavam aerando por um período de 24 h antes da realização do ensaio. Após este período, a aeração era desligada e o lodo ficava em repouso durante 2 h. Em seguida, retirava-se o sobrenadante e completava-se o volume para 1 L com uma solução de macro e

micronutrientes. Todo o volume era transferido para o erlenmeyer, onde a amostra ficava sob agitação e aeração constantes. Em seguida, iniciava-se a coleta dos dados a cada 5 segundos e retirava-se 40 mL para a realização de análises de DQO solúvel (DQO<sub>s</sub>), NH<sub>4</sub>-N e SST.

Após a estabilização do valor de OD, a aeração era interrompida, e registravam-se os valores para a respiração endógena. A aeração era retomada seguindo o mesmo procedimento da Etapa 1 e em seguida adicionava-se o Pulso 1 ( Amônia - 50 mg/L). Coletava-se 40 mL do lodo para a realização das análises de DQO<sub>s</sub>, NH<sub>4</sub>-N e SST. Novamente desligava-se a aeração e registrava-se os valores de OD para a respiração com adição do Pulso 1. Quando a aeração era retomada, adicionava-se o Pulso 2 (Carbono - 100 mg/L) e coletava-se 40 mL do lodo para a realização das análises de DQO<sub>s</sub>, NH<sub>4</sub>-N e SST. A aeração era interrompida e registrava-se os valores de OD para a respiração com adição do Pulso 2. Quando o valor de OD atingia 50% do valor obtido antes da adição do Pulso 2, retoma-se a aeração. O procedimento de preparação dos pulsos e da solução de macro e micronutrientes encontram-se respectivamente, no Anexo 1 e 2.

#### **4.5 Cinética de Nitrificação e Desnitrificação no RHBS**

No final da estratégia 3 foi realizada uma cinética de nitrificação (fase aeróbia) e desnitrificação (fase anóxica) no RHBS, com o objetivo de conhecer o tempo necessário para a oxidação do amônio e redução do nitrato presentes no reator. O procedimento adotado para a realização dessa cinética foi:

- O reator foi alimentado até o nível máximo e em seguida foram acionados os aeradores por um período de 12 horas, para que as bactérias alcançassem a respiração endógena e conseqüentemente fosse consumida toda a matéria carbonácea e nitrogenada presente no reator;
- Após este período, foi realizada a primeira coleta (C1) para a realização de algumas análises;
- Foi adicionado no reator 159g de NH<sub>4</sub>CL (cloreto de amônio), que equivale uma concentração de 30 mgNH<sub>4</sub>-N/L;

- 30 minutos depois foi realizada a 2ª coleta (C2) e assim sucessivamente até a 7ª coleta da cinética de nitrificação (C7).
- Após a última coleta da nitrificação (C7), a aeração foi interrompida e deu-se início a cinética de desnitrificação, com a adição de 327,6g de  $C_6H_{12}O_6$  (glicose), que equivale uma concentração de 250 mgDQO/L.
- Meia hora depois foi realizada a primeira coleta (C1) da cinética de desnitrificação e assim sucessivamente até a C3.

Em cada coleta, eram monitorados os valores de pH, OD, T e alcalinidade, e coletadas amostras para a realização de análises de  $DQO_T$ ,  $DQO_F$ ,  $NH_4-N$ ,  $PO_4-P$ ,  $NO_2-N$  e  $NO_3-N$ . Para manter os valores de pH acima de 7 e não prejudicar a cinética de nitrificação foi adicionado cal quando necessário. A Tabela 4.6 mostra o procedimento utilizado na realização desta cinética

Tabela 4.6 - Procedimento utilizado na cinética de nitrificação e desnitrificação.

Fase	Horário (h)	Tempo do ciclo (min)	Coleta	Observações
Aeróbia	7:30	0	C1	Adição de $NH_4CL$ (30 mg $NH_4-N$ )
Aeróbia	8:00	30	C2	
Aeróbia	9:00	90	C3	
Aeróbia	10:00	150	C4	
Aeróbia	11:00	210	C5	
Aeróbia	12:00	270	C6	
Anóxica	13:00	330	C7	Adição de $C_6H_{12}O_6$ (250mgDQO/L)
Anóxica	13:30	360	C1	
Anóxica	14:30	420	C2	
Anóxica	15:30	480	C3	

## 4.6 Cálculos Realizados

### 4.6.1 Eficiência de Remoção (E)

A eficiência em termos de remoção carbonácea para a  $DQO_T$  e  $DQO_F$  foi calculada a partir da equação 4.3. Para os outros parâmetros (COT, ST, SST, SSV,

DBO<sub>5</sub>, NH<sub>4</sub>-N, PO<sub>4</sub>-P) também foi utilizada essa equação, apenas substituindo os valores de DQO.

$$E = \left( \frac{S_0 - S_s}{S_0} \right) * 100 \quad (\text{Equação 4.3})$$

Onde:

$E$  = Eficiência de Remoção (%)

$S_0$  = Concentração do afluente do reator (mg/L)

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

#### 4.6.2 Eficiência de Desnitrificação ( $E_{DN}$ )

$$E_{DN} = \left( \frac{((NH_4 - N)_E - (NH_4 - N)_S) - (NO_x - N)_S}{((NH_4 - N)_E - (NH_4 - N)_S)} \right) * 100 \quad (\text{Equação 4.4})$$

Onde:

$E_{DN}$  = Eficiência de desnitrificação (%)

$(NH_4 - N)_E$  = Concentração do amônio afluente (mg/L)

$(NH_4 - N)_S$  = Concentração Remanescente de Amônio no efluente (mg/L)

$(NO_x - N)_S$  = Concentração dos compostos de nitrogênio oxidado (nitrito e nitrato) no final do ciclo (mg/L)

#### 4.6.3 Eficiência de desnitrificação parcial nas fases anóxicas de um ciclo

$$E_{DN1,2,3} = \left( \frac{(NO_x - N)_0 - (NO_x - N)_F}{(NO_x - N)_0} \right) * 100 \quad (\text{Equação 4.5})$$

Onde:

$E_{DN\ 1,2,3}$  = Eficiência de desnitrificação na 1ª, 2ª ou 3ª fase anóxica de um ciclo (%)

$(NOx-N)_0$  = Concentração dos compostos de nitrogênio oxidado (nitrito e nitrato) medidos na mistura ( após o 1º, 2º ou 3º enchimento) (mg/L)

$(NOx-N)_F$  = Concentração dos compostos de nitrogênio oxidado (nitrito e nitrato) medidos no final da 1ª, 2ª ou 3ª fase anóxica de um ciclo (mg/L)

#### 4.6.4 Eficiência de nitrificação parcial nas fases aeróbias de um ciclo

$$E_{N\ 1,2,3} = \left( \frac{(NH_4 - N)_0 - (NH_4 - N)_F}{(NH_4 - N)_0} \right) * 100 \quad \text{(Equação 4.6)}$$

Onde:

$E_{N\ 1,2,3}$  = Eficiência de nitrificação na 1ª, 2ª ou 3ª fase aeróbia de um ciclo (%)

$(NH_4-N)_0$  = Concentração do amônio no início da 1ª, 2ª ou 3ª fase aeróbia (mg/L)

$(NH_4-N)_F$  = Concentração do amônio no final da 1ª, 2ª ou 3ª fase aeróbia (mg/L)

#### 4.6.5 Eficiência de Remoção do Nitrogênio Total

$$E_{NT} = \left( \frac{(NT)_0 - (NT)_F}{(NT)_0} \right) * 100 \quad \text{(Equação 4.7)}$$

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)

#### 4.6.6 Vazão Diária de Esgoto ( $Q_d$ )

$$Q = n_c * Ve \quad (\text{Equação 4.8})$$

Onde:

$Q$  = Vazão diária de Esgoto ( $m^3/\text{dia}$ )

$n_c$  = número de ciclos realizados por dia

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

#### 4.6.7 Carga Volumétrica Aplicada (CV)

$$CV = \frac{S_o * Q}{1000 * Vr} \quad (\text{Equação 4.9})$$

Onde:

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

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

$Q$  = vazão diária de esgoto ( $m^3/\text{dia}$ )

$Vr$  = Volume útil do reator ( $m^3$ )

#### 4.6.8 Balanço de Nitrogênio

Para o cálculo do balanço do nitrogênio foram utilizadas as seguintes equações:

$$N_{org} = NTK - NH_4-N \quad (\text{Equação 4.10})$$

$$NT \text{ afluente} = N_{org} + NH_4-N \quad (\text{Equação 4.11})$$

$$NT \text{ efluente} = N_{org} + NH_4-N + NO_x-N \quad (\text{Equação 4.12})$$

$$N \text{ removido} = NT \text{ afluente} - NT \text{ efluente} \quad (\text{Equação 4.13})$$

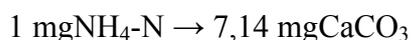
No cálculo do NT afluente os valores de nitrito e nitrato (NO<sub>x</sub>-N) foram considerados nulos, pois foram encontrados somente traços destes íons no início dos ciclos.

Através da diferença entre o NT do Afluente e do efluente em cada ciclo, foram feitas as porcentagens de nitrogênio total removido no sistema

#### 4.6.9 Massa de Cal

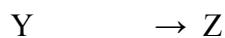
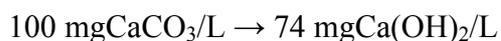
Para os cálculos da quantidade de cal adicionada na massa líquida do reator, foi utilizada a relação de que para cada 1 mgNH<sub>4</sub>-N oxidado serão necessários 7,14 mgCaCO<sub>3</sub>/L (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). A quantidade de cal variou conforme os valores de pH e alcalinidade medidos no reator e a adição era realizada no final das fases anóxicas e, quando necessária, 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 mgNH<sub>4</sub>-N



Onde:

Z = Quantidade de cal a ser adicionada no reator.

#### 4.7 Análise Estatística

A análise estatística dos resultados obtidos nos RHFCs e no RHBS foi realizada através de análises descritivas e inferencial (ANOVA), utilizando o programa STATISTICA (Statsoft, 2001).

A análise descritiva tem a função de descrever e conhecer os dados coletados, para levantar hipóteses que poderão ser comprovados pela análise inferencial. Já a análise inferencial tem o intuito de verificar se existem diferenças estatisticamente significativas entre os parâmetros analisados.

Foram analisados nos três ensaios dos RHFCs: a eficiência de remoção da  $DQO_T$  e  $NH_4-N$ , e também as concentrações de  $NO_2-N$  e  $NO_3-N$  obtidas no efluente tratado dos reatores. Em cada estratégia estudada no RHBS, analisaram-se as eficiências de remoção de  $DQO_T$ ,  $DQO_F$ ,  $NH_4-N$ , DN, NT e SST, além das concentrações de  $NO_2-N$  e  $NO_3-N$  no final dos ciclos operacionais.

A análise descritiva consistiu de uma parte descritiva (Bussab & Moretin, 2002), com a determinação das estatísticas descritivas básicas: tamanho da amostra, média aritmética, desvio padrão, valor mínimo, 1º quartil (contempla 25 % dos elementos), mediana, 3º quartil (contempla 75 % dos elementos) e valor máximo.

Após a realização da análise descritiva, foi feita a análise inferencial, onde foi verificado se houve diferença significativa entre as três estratégias estudadas no RHBS. Esta análise foi baseada na Análise de Variância (ANOVA) com um fator (Neter, 1990a) e no teste de comparação múltipla de TUKEY (Neter, 1990b), para a identificação se há diferença estatisticamente significativa nas médias dos parâmetros analisados no RHBS.

## 5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFC's)

#### 5.1.1 Caracterização do Esgoto Bruto

A Tabela 5.1 apresenta os valores médios obtidos no esgoto bruto utilizado na alimentação dos RHFC no período de Setembro de 2005 a Março de 2006.

Tabela 5.1 - Características do esgoto bruto utilizado nos RHFC's

Parâmetros	RHFC		
	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3
	Média $\pm \sigma^2$ (n)	Média $\pm \sigma^2$ (n)	Média $\pm \sigma^2$ (n)
DQO <sub>Total</sub> (mg/L)	305 $\pm$ 104,8 (9)	276 $\pm$ 82,6 (13)	201 $\pm$ 28,2 (3)
DQO <sub>Filtrada</sub> (mg/L)	-	224 $\pm$ 54,6 (6)	179 $\pm$ 29,2 (3)
DBO <sub>5</sub> (mg/L)	-	-	175 $\pm$ 42,4 (2)
NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	40 $\pm$ 7,2 (13)	47 $\pm$ 4,9 (14)	46 $\pm$ 3,5 (24)
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	0,034 $\pm$ 0,12 (13)	0,029 $\pm$ 0,17 (14)	0,04 $\pm$ 0,14 (24)
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	0,09 $\pm$ 0,14 (13)	0,08 $\pm$ 0,14 (14)	0,08 $\pm$ 0,13 (24)
COT (mg/L)	-	-	36 $\pm$ 10,5 (21)
ST (mg/L)	-	516 $\pm$ 157,1 (3)	434 $\pm$ 75,0 (8)
STV (mg/L)	-	279 $\pm$ 89,9 (3)	249 $\pm$ 55,7 (8)
SST (mg/L)	-	-	46 $\pm$ 34,5 (8)

Observa-se pelos resultados apresentados na Tabela 5.1 que houve uma diminuição expressiva das concentrações de DQO<sub>T</sub> no ensaio 3, provavelmente devido aos períodos chuvosos ocorridos no decorrer desse ensaio ( Janeiro a Março de 2006), fazendo com que o esgoto bruto chegasse ao poço de captação diluído. Pode-se dizer que essa diluição é ocasionada pela contribuição de águas pluviais na rede, embora o sistema de coleta de esgoto sanitário adotado pela CASAN seja do tipo separador absoluto.

Em relação aos valores de NH<sub>4</sub>-N obtidos em todos os ensaios, o esgoto pode ser classificado como de alta concentração. No entanto, as concentrações de DQO e ST são

típicas de um esgoto de baixa a média concentração (METCALF & EDDY, 2003; JORDÃO & PESSÔA, 2005).

A relação  $DBO_5/DQO_T$  do Ensaio 3 foi de 0,87, indicando um esgoto de fácil biodegradabilidade (METCALF & EDDY, 2003).

### 5.1.2 Ensaio 1 ( Ens 1)

O ensaio 1 ocorreu no período de Setembro a Novembro de 2005, tendo 51 dias de monitoramento. Neste ensaio foram estudados 4 reatores híbridos com os seguintes materiais suporte: fitas plásticas ( $R_{FIPL}$ ), espuma de poliuretano ( $R_{ESPL}$ ) e cascas de ostras ( $R_{OSTR}$ ); além do reator testemunha ( $R_{TEST}$ ).

A Tabela 5.2 apresenta as condições operacionais e as características dos materiais suporte utilizados neste ensaio.

Tabela 5.2 – Condições operacionais e características dos materiais suporte no Ens 1

Parâmetros	Reatores			
	$R_{FIPL}$	$R_{TEST}$	$R_{ESPL}$	$R_{OSTR}$
Vazão (L)	30	30	30	30
TRH (d)	0,35	0,35	0,35	0,35
Densidade ( $kg/m^3$ )	273	-	30,5	1870
Superfície Específica média ( $m^2/m^3$ suporte)	2000	-	400	2000

Observa-se na Tabela 5.2 que as fitas plásticas e as cascas de ostras apresentaram superfícies específicas iguais, porém, as cascas de ostras ficaram confinadas em rede, sobrepostas umas as outras, diminuindo a superfície específica oferecida por elas.

Nas Figuras 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4 estão apresentados os gráficos com o comportamento de OD e pH, respectivamente, nos reatores  $R_{TEST}$ ,  $R_{FIPL}$ ,  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$  ao longo do período estudado.

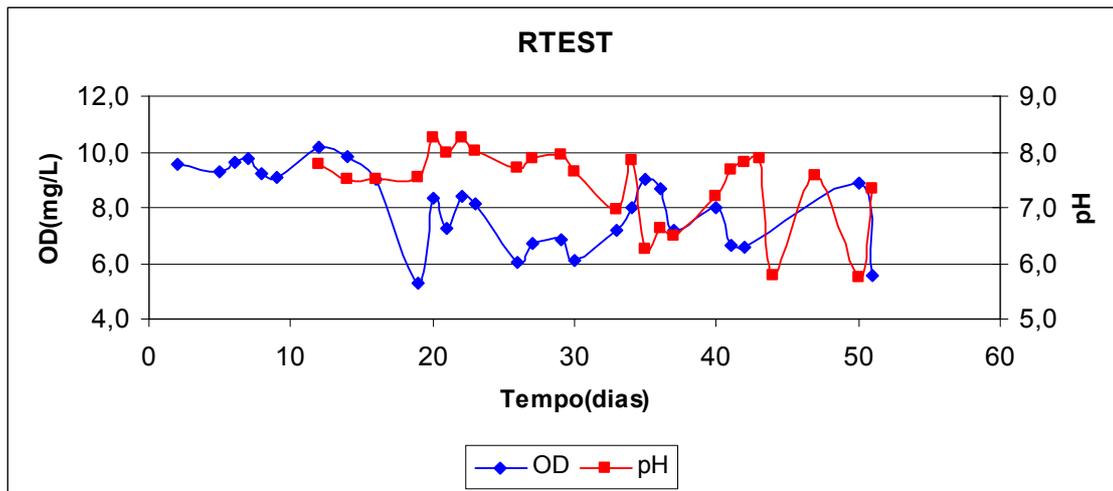


Figura 5.1 – Comportamento do OD e pH no  $R_{TEST}$

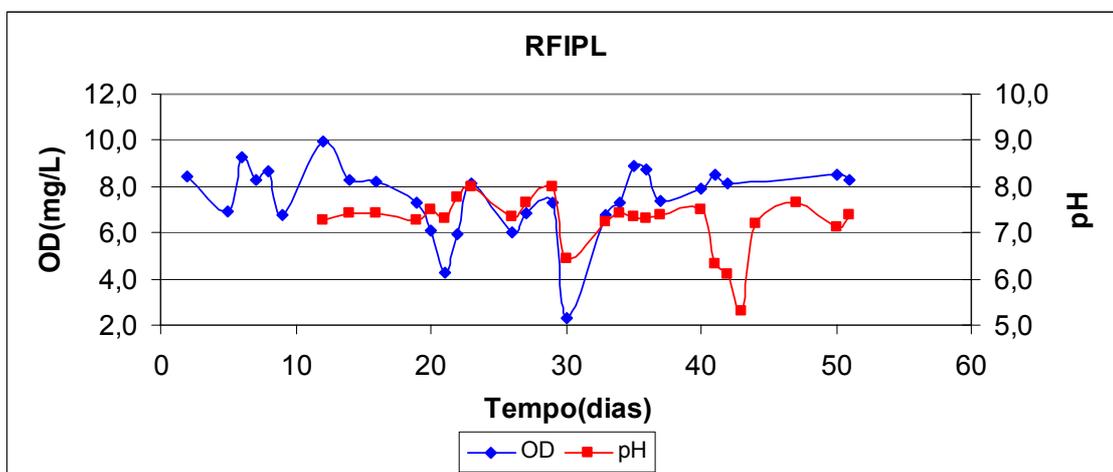


Figura 5.2 - Comportamento do OD e pH no  $R_{FIPL}$

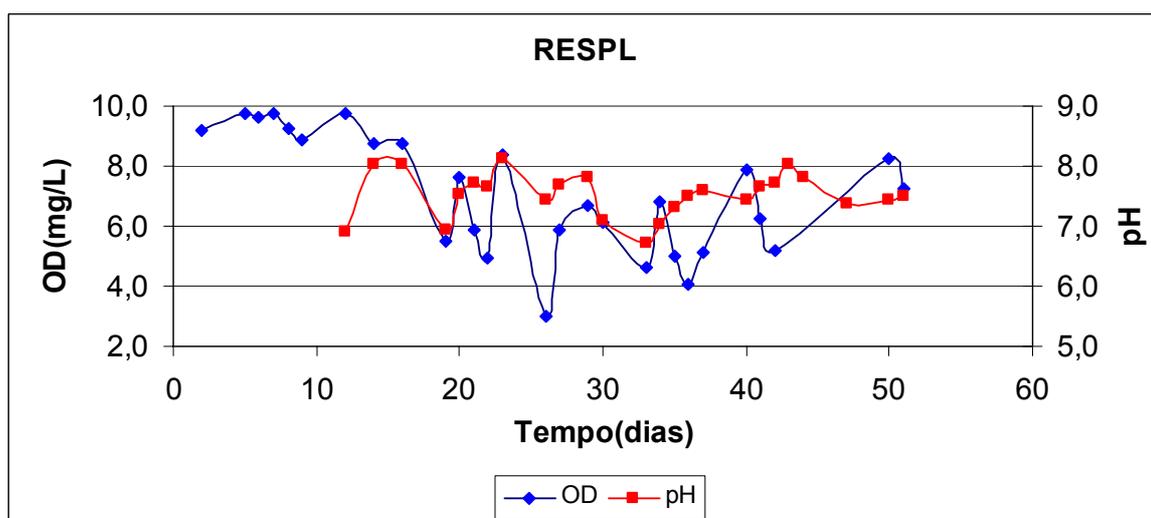


Figura 5.3 – Comportamento do OD e pH no  $R_{ESPL}$

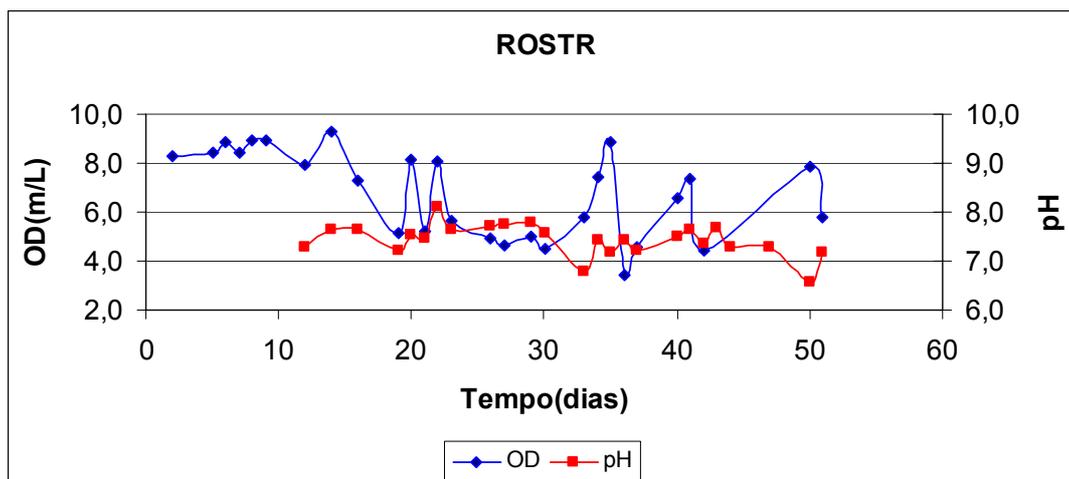


Figura 5.4 – Comportamento do OD e pH no R<sub>OSTR</sub>

Os gráficos mostram que houve uma grande instabilidade nos valores de OD e pH em todos os reatores ao longo do período estudado. Os valores médios de OD nos R<sub>TEST</sub>, R<sub>FIPL</sub>, R<sub>ESPL</sub> e R<sub>OSTR</sub> foram de  $8,01 \pm 1,57$  mg/L,  $7,48 \pm 1,57$  mg/L;  $7,07 \pm 1,97$  mg/L e  $6,78 \pm 1,78$  mg/L, respectivamente. Observa-se que em todos os reatores, exceto o R<sub>FIPL</sub>, os valores mínimos de OD ficaram acima de 3mg/L durante todo o Ens 1, estando acima dos valores mínimos recomendados por EPA (1993) para a realização do processo de nitrificação (2,5 mg/L).

Em relação ao pH, os valores variaram entre (5,73 e 8,27) no R<sub>TEST</sub>, (5,29 e 7,99) no R<sub>FIPL</sub>, (6,71 e 8,14) no R<sub>ESPL</sub> e entre (6,57 e 8,10) no R<sub>OSTR</sub>. Os quatro reatores em alguns momentos apresentaram valores de pH abaixo de 7,0, o que segundo Surampalli *et al.*, (1997), reduz a velocidade de nitrificação em cerca de 50 % da velocidade ótima.

Os valores médios de temperatura nos 4 reatores foram praticamente os mesmos, ficando em 19,56°C (R<sub>TEST</sub>), 19,61°C (R<sub>FIPL</sub>), 19,7°C (R<sub>ESPL</sub>) e 19,88°C (R<sub>OSTR</sub>). Estes valores estão fora da faixa ideal (25°C a 35°C) recomendada por Jordão & Pessoa (2005).

No apêndice A (Tabela 8) encontram-se os valores obtidos com a análise estatística descritiva para a remoção do carbono e nitrificação em cada reator estudado neste ensaio.

### 5.1.2.1 Remoção de Carbono (DQO)

A Tabela 5.3 mostra as cargas orgânicas volumétricas médias aplicadas (COV), as concentrações médias de DQO na saída dos reatores e as respectivas eficiências médias de remoção.

Tabela 5.3 – Cargas aplicadas e remoção da DQO no Ens 1

Parâmetros	Reatores ( $n = 9$ )			
	$R_{FIPL}$	$R_{TEST}$	$R_{ESPL}$	$R_{OSTR}$
COV (kgDQO/m <sup>3</sup> .d)	$0,86 \pm 0,3$	$0,86 \pm 0,3$	$0,86 \pm 0,3$	$0,86 \pm 0,3$
DQO <sub>F</sub> (mg/L)	$56 \pm 25,5$	$86 \pm 32,1$	$76 \pm 25,6$	$86 \pm 32,4$
Remoção de DQO* (%)	$78 \pm 13,4$	$66,5 \pm 20,8$	$73 \pm 14,1$	$70 \pm 12,9$

\* DQO<sub>T</sub> entrada - DQO<sub>F</sub> saída

Observa-se na Tabela 5.3 que os reatores híbridos apresentaram melhores eficiências de remoção quando comparado ao reator testemunha, na qual havia apenas biomassa suspensa.

Na Figura 5.5 tem-se as eficiências de remoção da DQO ao longo do Ens 1 nos reatores  $R_{FIPL}$ ,  $R_{TEST}$ ,  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$ .

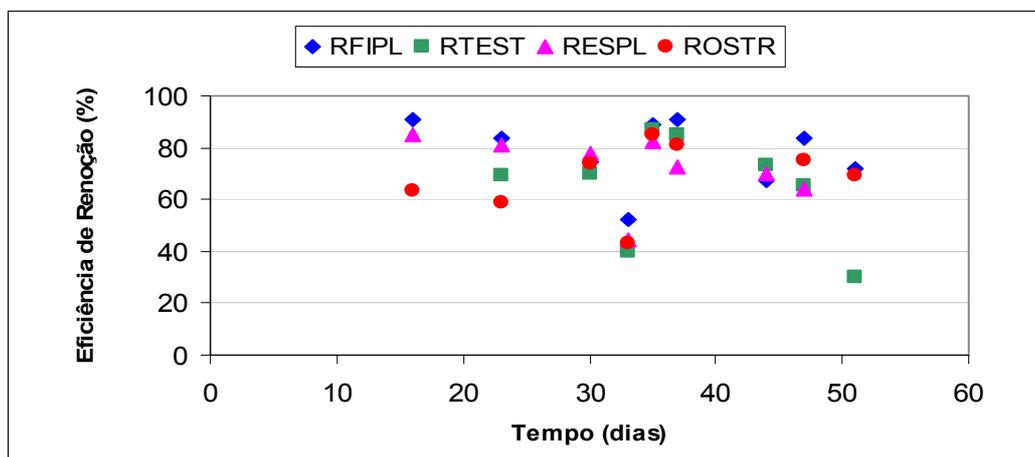


Figura 5.5 – Eficiência de remoção da DQO nos  $R_{FIPL}$ ,  $R_{TEST}$ ,  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$  ao longo do Ens 1.

A eficiência de remoção da DQO nos reatores foi instável, o que indica que os reatores não conseguiram entrar em regime permanente até o término do ensaio. O reator

de lodos ativados ( $R_{TEST}$ ) apresentou a menor eficiência de remoção, variando entre 30 e 87 %, com média de  $66,5 \pm 20,8$  %.

Observou-se que nos reatores híbridos onde os materiais suporte ficaram confinados em redes ( $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$ ), sem livre movimento, foram obtidas as menores eficiências, provavelmente devido à dificuldade no fornecimento de oxigênio e nutrientes dentro dessas redes. Os reatores  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$  apresentaram eficiências semelhantes, com média de  $73 \pm 14,1$  % e  $70 \pm 12,9$  %, respectivamente.

Apesar dos reatores  $R_{FIPL}$  e  $R_{OSTR}$  apresentarem materiais com a mesma superfície específica ( $2000\text{m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ ), no reator  $R_{FIPL}$  foram observadas as melhores eficiências de remoção, com média de  $79 \pm 13,4$  %, variando entre 52 e 91 %. Isto pode estar ligado ao fato de que as fitas ficaram espaçadas dentro do reator permitindo que o biofilme formado na superfície do suporte recebesse um bom aporte de oxigênio e nutrientes.

Na Figura 5.6 visualizam-se os diagramas de caixa referentes às concentrações de  $DQO_T$  do esgoto bruto e da  $DQO_F$  na saída dos reatores  $R_{FIPL}$ ,  $R_{TEST}$ ,  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$ .

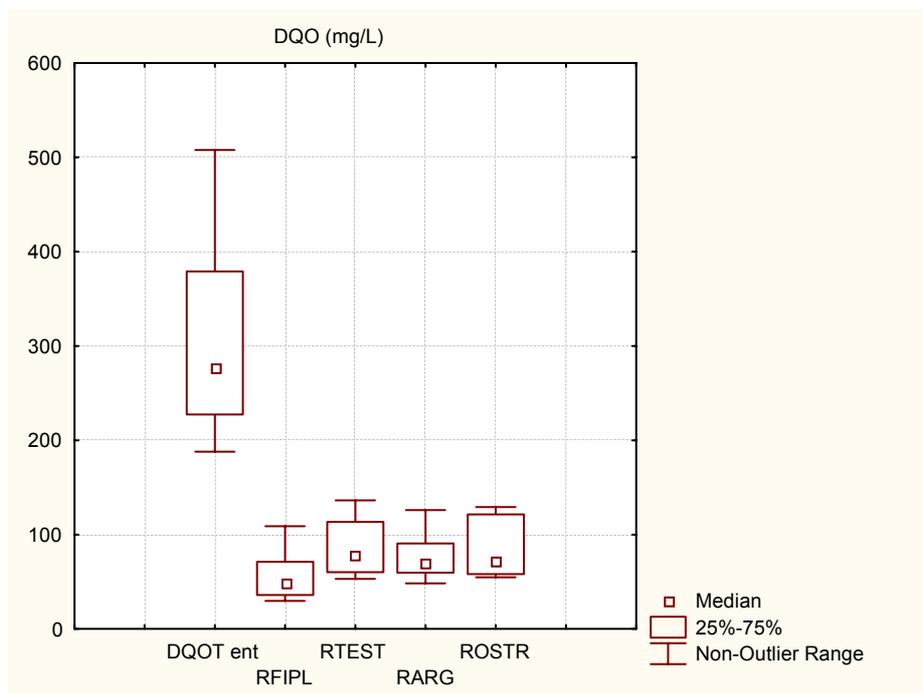


Figura 5.6 – Diagrama de caixas das concentrações de  $DQO_T$  do esgoto bruto e  $DQO_F$  na saída dos reatores no Ens 1.

Observa-se na Figura 5.6 que ocorreu uma variabilidade nas concentrações da DQO<sub>T</sub> do esgoto bruto entre 188 mg/L e 508 mg/L, com mediana e média de 277 mg/L e 305 mg/L, respectivamente.

Os valores das concentrações na saída dos reatores R<sub>ESPL</sub> e R<sub>OSTR</sub> e R<sub>TEST</sub> apresentaram medianas de 70 mg/L, 72,5 mg/L e 79 mg/L, respectivamente.

O reator R<sub>F IPL</sub> apresentou concentrações na saída entre 30 mg/L e 109 mg/L (mediana de 49,5 mg/L e média de 56 mg/L).

### 5.1.2.2 Nitrificação

A Tabela 5.4 mostra as cargas médias de nitrogênio aplicadas (CN), as concentrações médias de NH<sub>4</sub>-N, NO<sub>2</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N na saída dos reatores e as eficiências médias de remoção do NH<sub>4</sub>-N.

Tabela 5.4 – Cargas aplicadas e remoção do NH<sub>4</sub>-N no Ens 1

Parâmetros	Reatores ( <i>n</i> = 13)			
	R <sub>F IPL</sub>	R <sub>TEST</sub>	R <sub>ESPL</sub>	R <sub>OSTR</sub>
CN (kgNH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> .d)	0,12 ± 0,02	0,12 ± 0,02	0,12 ± 0,02	0,12 ± 0,02
NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	18 ± 11,4	24 ± 9,78	26 ± 9,30	26,5 ± 10,44
Remoção de NH <sub>4</sub> -N (%)	67 ± 21,3	50 ± 25,5	41 ± 22,61	41 ± 31,71
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	3,4 ± 5,3	5,1 ± 6,4	2,7 ± 3,3	2,6 ± 3,3
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	15,9 ± 13,8	6,1 ± 9,2	1,8 ± 4,9	3,8 ± 6,6

A Tabela 5.4 mostra que, na remoção do amônio, o reator R<sub>TEST</sub> apresentou melhores eficiências na nitrificação do que os reatores híbridos (R<sub>ESPL</sub> e R<sub>OSTR</sub>), porém inferior a do reator R<sub>F IPL</sub>.

Na Figura 5.7 estão apresentadas as eficiências de remoção do amônio nos reatores durante o Ens 1.

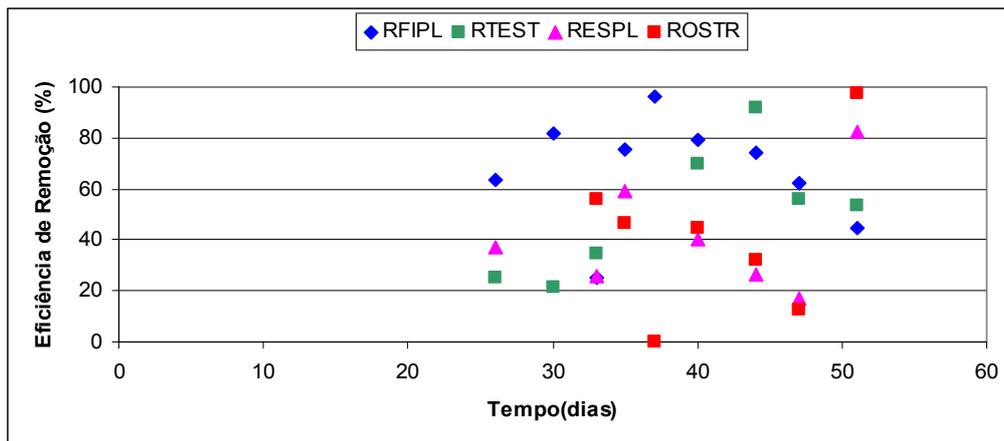


Figura 5.7 – Eficiências de remoção do amônio nos reatores ao longo do Ens 1.

Assim como ocorreu na remoção de  $DQO_T$ , o reator  $R_{FIPL}$  foi o que apresentou a melhor eficiência na remoção do amônio. Observa-se na Figura 5.7 que a remoção do amônio neste reator foi mais estável quando comparado com os demais, com eficiência média de  $67 \pm 21,3 \%$ , variando entre 25 % e 96 %.

O reator  $R_{TEST}$  obteve eficiência média de  $50 \pm 25,5 \%$  variando entre 21 % e 92 % ao longo do ensaio. Nos reatores  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$  observou-se que as eficiências foram praticamente às mesmas, com médias de  $41 \pm 22,6 \%$  e  $41 \pm 31,7 \%$ , respectivamente.

Na Figura 5.8 visualizam-se os diagramas de caixa referentes às concentrações de  $NH_4-N$  no esgoto bruto e na saída dos reatores  $R_{FIPL}$ ,  $R_{TEST}$ ,  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$ .

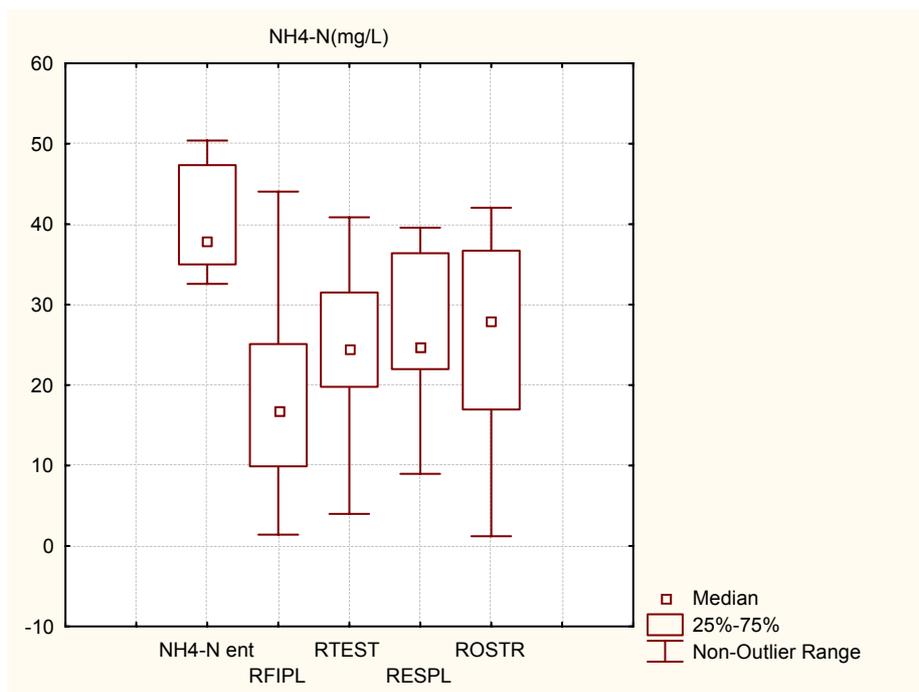


Figura 5.8 – Diagrama de caixas das concentrações de  $\text{NH}_4\text{-N}$  do esgoto bruto e na saída dos reatores no Ensaio 1.

Observa-se na Figura 5.8 que a variação nas concentrações de amônio do esgoto bruto foi menos expressiva do que as concentrações de amônio da saída dos reatores, variando entre 32,5 e 50,5 mg/L, com mediana de 38 mg/L e média de 41 mg/L.

Na Tabela 5.4 e na Figura 5.8 pode-se observar que os reatores  $R_{\text{TEST}}$ ,  $R_{\text{ESPL}}$  e  $R_{\text{OSTR}}$  apresentaram valores médios e medianos superiores a 20 mg/L, não atendendo a Resolução 357/05 do CONAMA. No reator  $R_{\text{FIPL}}$  houve uma maior dispersão entre os valores de amônio, mostrando que o reator não estava em regime permanente. Porém, mesmo com essa instabilidade, o reator  $R_{\text{FIPL}}$  obteve, respectivamente, valores médio e mediana de 18 mg/L e 17 mg/L, atendendo a Resolução 357/05 do CONAMA.

Nas Figuras 5.9, 5.10, 5.11 e 5.12 estão apresentados o comportamento do nitrito, nitrato e amônio com sua eficiência de remoção em cada reator durante o Ens 1.

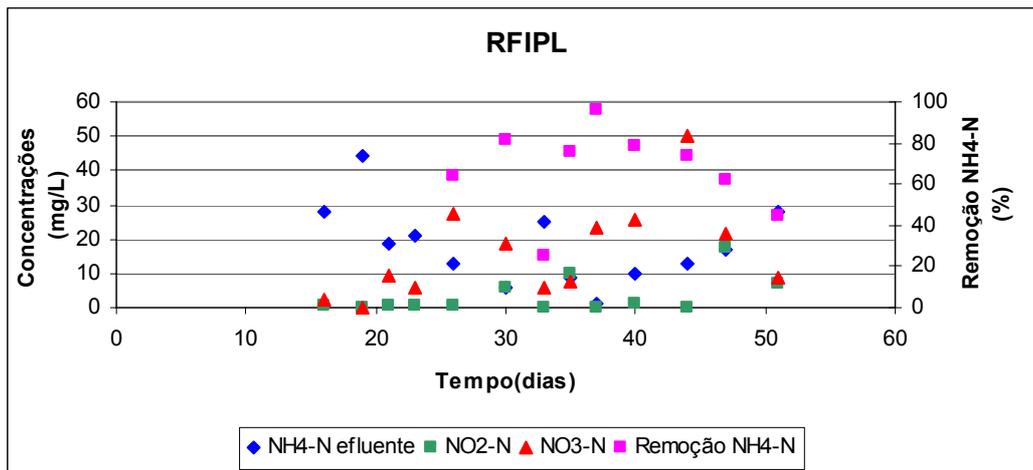


Figura 5.9 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência do amônio no reator  $R_{FIPL}$

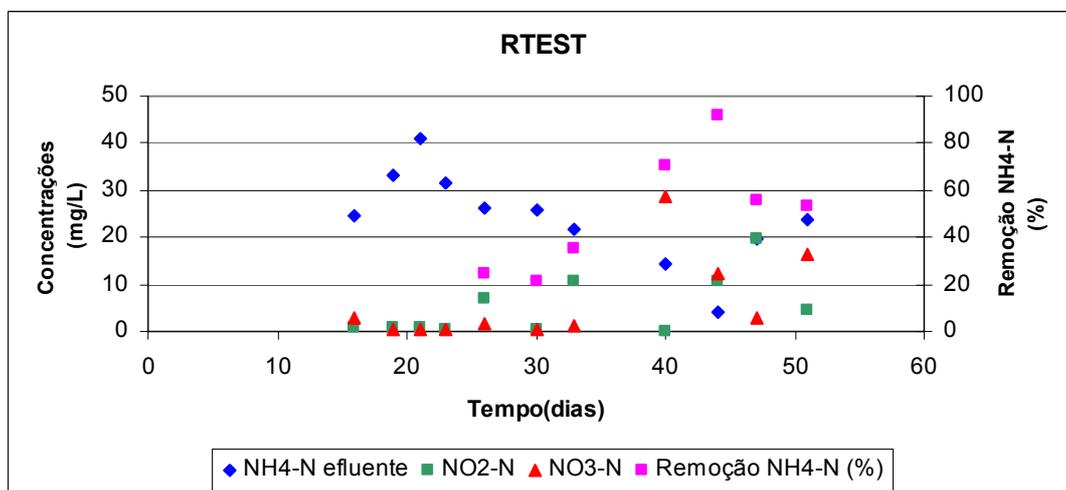


Figura 5.10 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência do amônio no reator  $R_{TEST}$ .

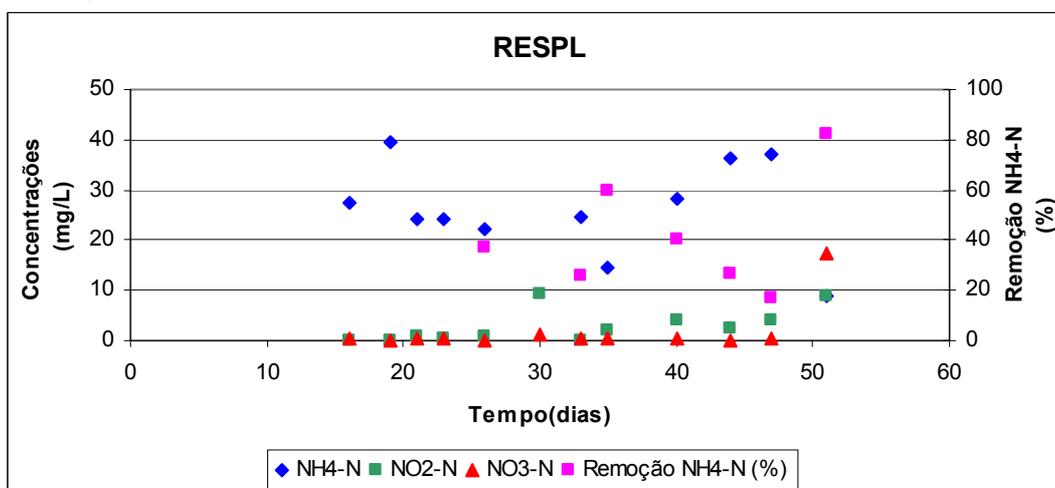


Figura 5.11 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator  $R_{ESPL}$

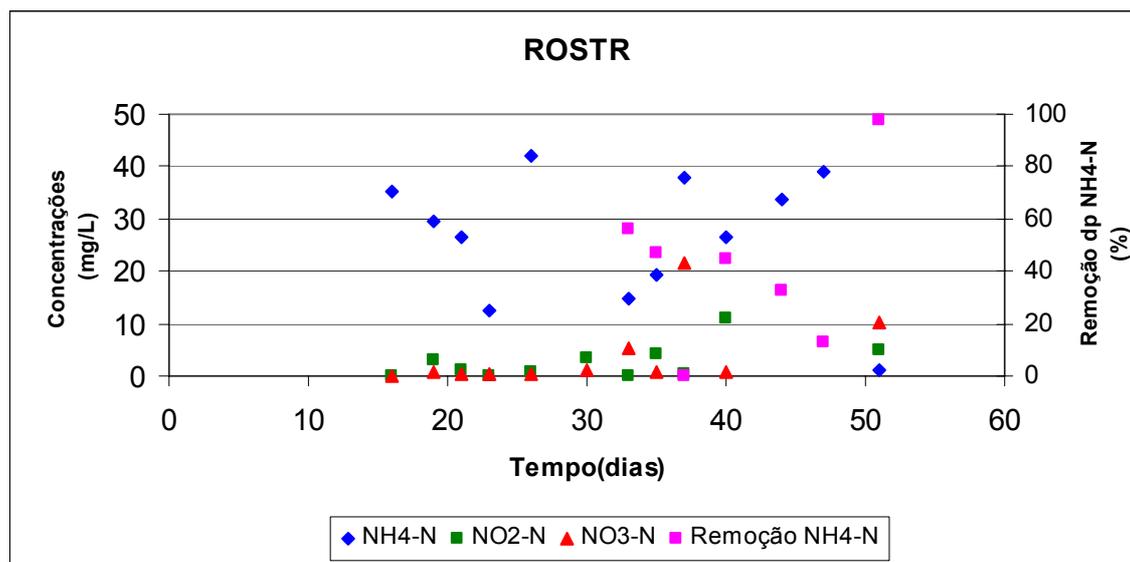


Figura 5.12 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator R<sub>OSTR</sub>

As concentrações médias de nitrito e nitrato no reator R<sub>F IPL</sub> foram respectivamente,  $3,4 \pm 5,3$  mgNO<sub>2</sub>-N/L e  $15,9 \pm 13,8$  mgNO<sub>3</sub>-N/L. Pode-se observar na Figura 5.9 e nos desvios padrões das médias de nitrito e nitrato, que houve uma grande instabilidade desses parâmetros durante todo o ensaio. No entanto, os valores de nitrato obtidos foram maiores que os de nitrito, indicando que a nitrificação efetiva foi obtida.

Observa-se nas Figuras 5.10, 5.11 e 5.12 que os reatores R<sub>TEST</sub>, R<sub>ESPL</sub> e R<sub>OSTR</sub> não obtiveram nitrificação total, apenas parcial (nitritação), pois as concentrações de nitrito foram quase sempre maiores do que as de nitrato. As médias de nitrito e nitrato nesses reatores foram de  $5,1 \pm 6,4$  mgNO<sub>2</sub>-N/L e  $6,1 \pm 9,2$  mgNO<sub>3</sub>-N/L;  $2,7 \pm 3,3$  mgNO<sub>2</sub>-N/L e  $1,8 \pm 4,9$  mgNO<sub>3</sub>-N/L;  $2,6 \pm 3,3$  mgNO<sub>2</sub>-N/L e  $3,8 \pm 6,6$  mgNO<sub>3</sub>-N/L, respectivamente.

### 5.1.2.3 Microscopia ótica

Ao longo deste ensaio foram capturadas algumas imagens microscópicas no lodo e nos materiais suporte dos reatores utilizados neste ensaio. Na Figura 5.13 observa-se a presença de flocos com *Tecameba* obtida no lodo do reator R<sub>F IPL</sub>.

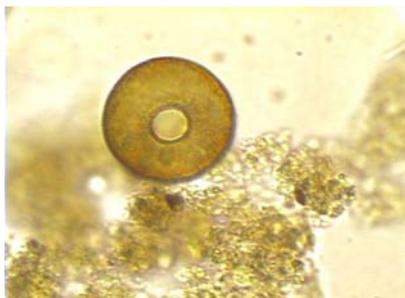


Figura 5.13 – Flocos e Tecamebas em formas de rosca (lodo no  $R_{FIPL}$ ) (T = 30 dias)

As *Tecamebas*, assim como *Vorticellas* sp e *Epistylis* sp, foram os microrganismos que apareceram com mais freqüências nas amostras do lodo. A presença desses microrganismos indica situações estáveis no sistema de tratamento e a ocorrência de nitrificação (JENKINS *et al.*, 1993; CETESB, 1997).

No biofilme formado nas fitas plásticas também foi observada a presença de *Tecamebas* (Figura 5.14) e a *Euglypha* sp (Figura 5.15), indicando uma operação estável. Foram observados também ciliados livres, como a *Aspidisca* sp (Figura 5.16), cuja presença, de acordo com CETESB (1997), indica a ocorrência de nitrificação no sistema.



Figura 5.14 - *Tecamebas* (biofilme do  $R_{FIPL}$ ) (T = 51 dias)



Figura 5.15 – *Euglypha* sp (biofilme do  $R_{FIPL}$ ) (T = 51 dias)

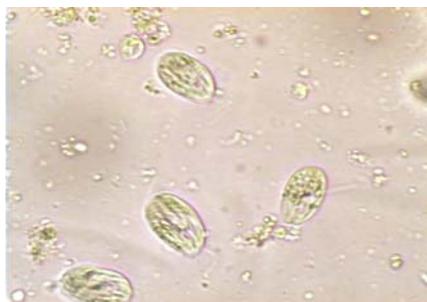


Figura 5.16 - *Aspidisca* sp (biofilme do  $R_{FIPL}$ ) (T = 50 dias)

Nas Figuras 5.17 e 5.18 visualizam-se algumas imagens capturas no lodo do reator  $R_{TEST}$ .



Figura 5.17 – *Opercularia* sp (R<sub>TEST</sub>)  
(T = 50 dias)



Figura 5.18 – *Zooglea* (R<sub>TEST</sub>)  
(T = 50 dias)

O reator R<sub>TEST</sub> apresentou boas concentrações de OD, com média de  $8,01 \pm 1,57$  mg/L no meio líquido, mesmo quando ocorreram períodos de sobrecarga. Observa-se na Figura 5.17 a presença de *Opercularia* sp, organismo típico deste tipo de situação. Na figura 5.18 observa-se uma má formação dos flocos com crescimento bacteriano muito rápido (*Zooglea*), indicando cargas elevadas.

Na Figura 5.19 tem-se uma imagem obtida no lodo do reator R<sub>ESPL</sub> e nas Figuras 5.20, 5.21 e 5.22 visualizam-se as imagens obtidas do biofilme formado nas espumas de poliuretano (R<sub>ESPL</sub>).

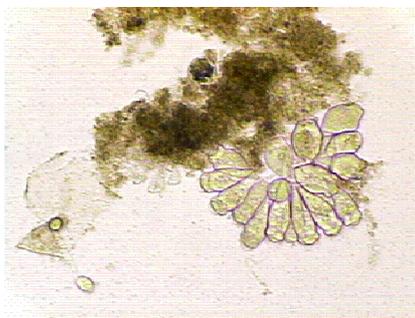


Figura 5.19 – Colônias de *Epistylis* sp (lodo do R<sub>ESPL</sub>) (T = 30 dias)

Na Figura 5.19 podem-se observar colônias de *Epistylis* junto com os flocos bem formados de lodo ativado. A presença desse ciliado fixo indica condições estáveis, com aeração suficiente capaz de manter a nitrificação (CANLER *et al.*, 1999). São indicadores de efluente tratado de boa a muito boa qualidade, pois possuem boa capacidade depuradora de remoção carbonácea (JENKINS *et al.*, 1993; CETESB, 1997). No entanto, as imagens obtidas no biofilme das espumas durante todo este ensaio mostram uma situação contrária à encontrada no lodo deste reator.

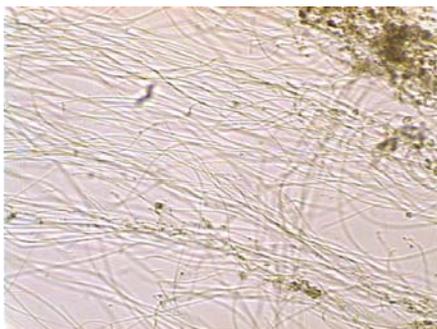


Figura 5.20 - *Sphaerotilus* sp  
(biofilme do R<sub>ESPL</sub>) (T = 30 dias)



Figura 5.21 – *Beggiatoa* sp  
(biofilme do R<sub>ESPL</sub>) (T = 51 dias)



Figura 5.22 – *Spirillum*  
(biofilme do R<sub>ESPL</sub>) (T = 51 dias)

Os microrganismos encontrados nas espumas de poliuretano indicam situações com falta de oxigênio, mostrando a condição de anaerobiose no interior e interstícios do material suporte. As Figuras 5.20, 5.21 e 5.22 apresentam respectivamente, *Sphaerotilus* sp, *Beggiatoa* sp e *Spirillum*, organismos típicos de situações com falta de oxigênio no meio (JENKINS *et al.*, 1993; CETESB, 1997; HOFFMANN *et al.*, 2001). Esta situação provavelmente ocorreu devido ao confinamento das espumas na rede, o que dificultou o fornecimento do oxigênio para o biofilme. Essa deficiência pode ter prejudicado o desempenho deste reator na remoção de carbono e amônio, visto que apresentou resultados inferiores ao reator que continha apenas biomassa suspensa (R<sub>TEST</sub>).

Nas Figuras 5.23 e 5.24 estão apresentadas as imagens obtidas no lodo e no material suporte, respectivamente, do reator R<sub>OSTR</sub>.

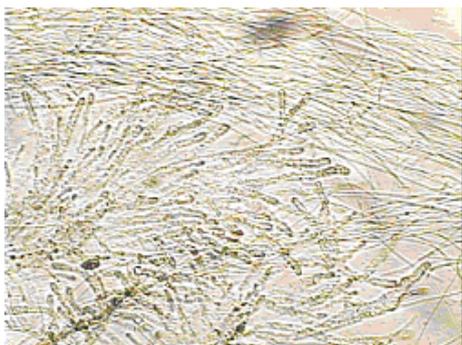


Figura 5.23 – *Zooglea*  
(lodo do R<sub>OSTR</sub>) (T = 30 dias)



Figura 5.24 – Cisto de *Vorticella* sp.  
(biofilme do R<sub>OSTR</sub>) (T = 51 dias)

Este reator foi um dos que apresentaram as menores eficiências em termos de remoção do amônio. Observa-se na Figura 5.23 a presença de *Zooglea* no lodo deste reator, indicando cargas elevadas. Já nas cascas de ostras, encontraram-se cistos de *Vorticella* sp, que também indica situações de sobrecargas, pois em situações desfavoráveis este organismo desaparece e deixa cistos (HOFFMANN, 2004).

### 5.1.3 Ensaio 2 ( Ens 2)

O ensaio 2 teve duração de 34 dias, tendo iniciado no dia 11 de Novembro de 2005 e foi operado até o dia 14 de Dezembro de 2005.

Foram estudados 2 reatores híbridos com os materiais suporte argilas em pelets (R<sub>ARG</sub>) e plásticos reciclados ACS<sup>®</sup> (R<sub>PLR</sub>). Além do reator testemunha, apenas com o lodo (R<sub>TEST</sub>).

A Tabela 5.5 apresenta as condições operacionais e as características dos materiais suporte utilizados no Ens 2.

Tabela 5.5 – Condições operacionais e características dos materiais suporte no Ens 2

Parâmetro	Reatores		
	R <sub>ARG</sub>	R <sub>TEST</sub>	R <sub>PLR</sub>
Vazão (L)	10	10	10
TDH (d)	1,06	1,06	1,06
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	630	-	690
Superfície Específica média (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> suporte)	343	-	2000

Neste ensaio, os dois materiais utilizados permaneceram confinados em rede sem movimento. Observa-se na Tabela 5.5 que os plásticos reciclados possuem uma superfície específica média quase seis vezes maior do que a argila em pelets.

Nas Figuras 5.25, 5.26 e 5.27 estão apresentados, respectivamente, o comportamento do OD e pH nos reatores  $R_{TEST}$ ,  $R_{ARG}$  e  $R_{OSTR}$  durante o Ens 2.

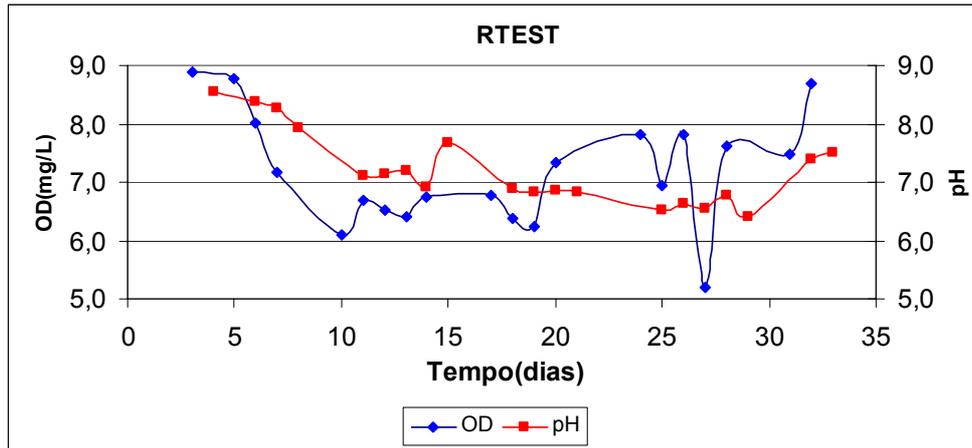


Figura 5.25 – Comportamento do OD e pH no  $R_{TEST}$

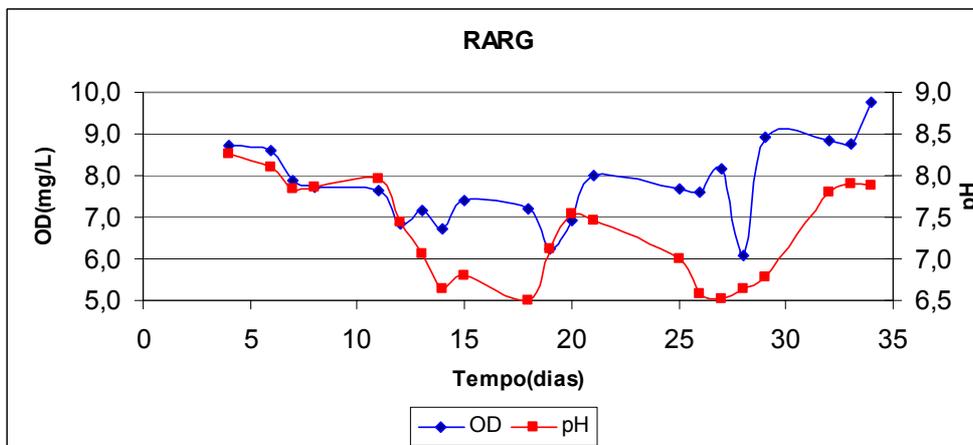


Figura 5.26 - Comportamento do OD e pH no  $R_{ARG}$

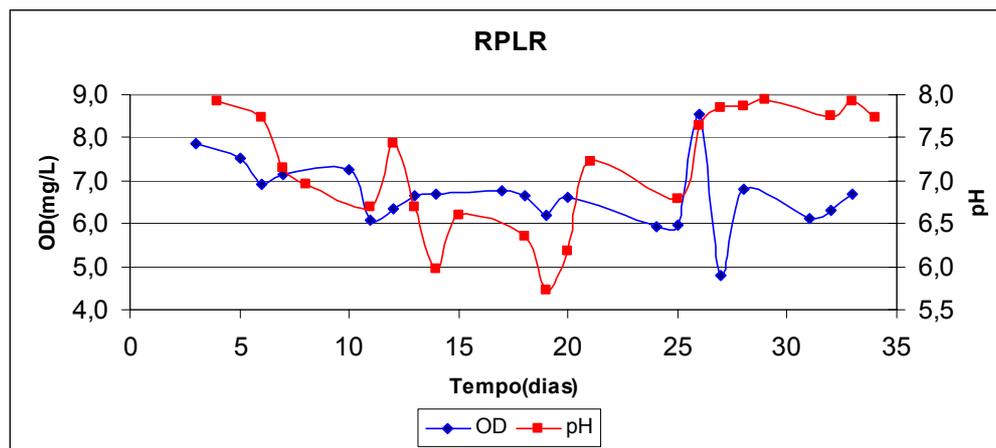


Figura 5.27 – Comportamento do OD e pH no R<sub>PLR</sub>

Observa-se pelas Figuras 5.25, 5.26 e 5.27 que o OD em todos os reatores ficou acima de 4,5 mg/L durante todo este ensaio. Os valores médios de OD foram de  $7,33 \pm 1,16$  mg/L no R<sub>TEST</sub>,  $7,75 \pm 0,95$  no R<sub>ARG</sub> e  $6,66 \pm 0,77$  mg/L no R<sub>PLR</sub>, estando acima do mínimo recomendado por EPA (1993) e Jordão & Pessoa (2005) para realizar a nitrificação.

Os valores de pH variaram durante todo o ensaio nos três reatores, sendo que o R<sub>PLR</sub> foi o que apresentou os menores valores, com mínimo de 5,73 e máximo de 7,94. Segundo EPA (1993), em valores de pH próximos de 5,8 a 6,0, a velocidade de nitrificação pode ser de 10 a 20 % do valor a um pH 7,0. O reator R<sub>TEST</sub> apresentou valores mínimos 6,4 e máximo de 8,55. E o reator R<sub>ARG</sub> valor mínimo de 6,51 e máximo de 8,26.

Em relação à temperatura, observou-se que os valores foram praticamente os mesmos, com média de  $22,63 \pm 1,44$  °C no R<sub>TEST</sub>,  $22,69 \pm 2,13$  °C no R<sub>ARG</sub> e  $22,98 \pm 1,50$  °C no R<sub>PLR</sub>, valores próximos àqueles reportados por Arceivala (1991 apud von SPERLING, 1997) como ótimo para realização da nitrificação.

No apêndice A (Tabela 9) encontram-se os valores obtidos com a análise estatística descritiva para a remoção do carbono e nitrificação em cada reator estudado neste ensaio.

### 5.1.3.1 Remoção de Carbono (DQO)

A Tabela 5.6 mostra as cargas orgânicas volumétricas médias aplicadas (COV), as concentrações médias de DQO na saída dos reatores e as respectivas eficiências médias de remoção.

Tabela 5.6 – Cargas aplicadas e remoção da DQO no Ens 2

Parâmetros	Reatores ( $n=13$ )		
	$R_{ARG}$	$R_{TEST}$	$R_{PLR}$
COV (kgDQO/m <sup>3</sup> .d)	0,26 ± 0,08	0,26 ± 0,08	0,26 ± 0,08
DQO <sub>F</sub> (mg/L)	62 ± 23,7	83,5 ± 25,7	66 ± 25,4
Remoção de DQO* (%)	76 ± 7,3	68 ± 10,15	74 ± 12,36

\* DQO<sub>T</sub> entrada - DQO<sub>F</sub> saída

Verifica-se na Tabela 5.6 que os reatores híbridos apresentaram eficiências maiores do que o reator de lodos ativados ( $R_{TEST}$ ) e apesar do reator  $R_{PLR}$  apresentar uma área superficial maior ( $2000 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ ) do que o reator  $R_{ARG}$  ( $343 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ ), eles apresentaram eficiências semelhantes. Isto pode estar ligado ao fato de que os dois materiais suporte ficaram confinados em rede, diminuindo assim a superfície disponível para o crescimento do biofilme.

Na Figura 5.28 estão apresentadas as eficiências de remoção da DQO<sub>T</sub> ao longo deste ensaio nos reatores  $R_{ARG}$ ,  $R_{TEST}$  e  $R_{PLR}$ .

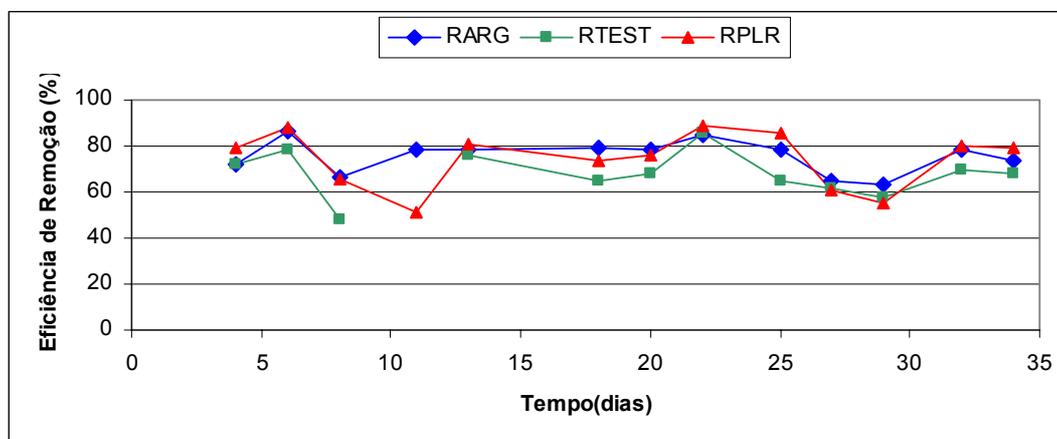


Figura 5.28 – Eficiência de remoção da DQO<sub>T</sub> nos  $R_{ARG}$ ,  $R_{TEST}$  e  $R_{PLR}$  ao longo do Ens 2.

Observa-se na Figura 5.28 que os reatores tiveram comportamento próximo da estabilidade na remoção do carbono, pois devido ao pouco tempo de monitoramento não entraram em regime permanente.

Em todo o período estudado as eficiências dos reatores híbridos ficaram acima de 50 %, sendo que o reator  $R_{ARG}$  apresentou eficiências variando entre 63,5 % e 87 %, com

média de  $76 \pm 7,3$  % e o reator  $R_{PLR}$  apresentou média de remoção de  $74 \pm 12,4$  %, variando entre 51 % e 89 %. O reator  $R_{TEST}$  apresentou eficiência menor do que os reatores híbridos, com média de  $68 \pm 10,1$  %.

Na Figura 5.29 estão apresentadas as concentrações de  $DQO_T$  do esgoto bruto e  $DQO_F$  na saída dos reatores durante o Ens 2.

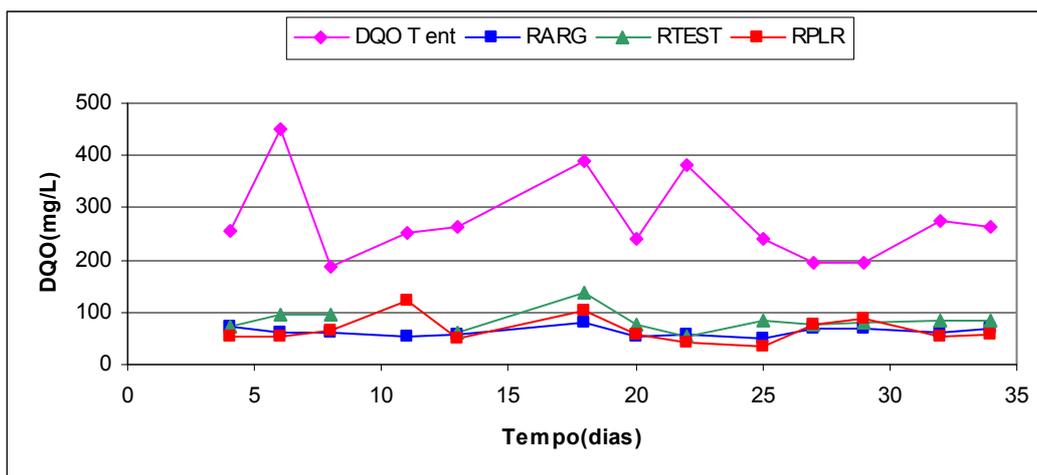


Figura 5.29 – Concentrações de  $DQO_T$  do esgoto bruto e  $DQO_F$  na saída dos reatores  $R_{ARG}$ ,  $R_{TEST}$  e  $R_{PLR}$

Observa-se na Figura 5.29 que houve uma grande flutuação entre os valores de  $DQO_T$ , variando entre 186 mg/L e 449 mg/L com média de  $276 \pm 82,6$  mg/L. Essa variação pode ter sido causada pela diluição do esgoto bruto em dias chuvosos.

As concentrações de  $DQO_F$  nos efluentes dos reatores variaram de 51,5 mg/L a 80 mg/L (média de 62 mg/L) no reator  $R_{ARG}$ , 34 mg/L a 122 mg/L (média de 66 mg/L) no reator  $R_{PLR}$ . Verificou-se que todas as amostras desses reatores atenderam o Decreto nº 14250/81 do Estado de Santa Catarina. Já o reator  $R_{TEST}$  apresentou concentrações variando de 54 mg/L a 138 mg/L, atendendo em média (83,5 mg/L) o Decreto nº 14250/81 de SC.

### 5.1.3.2 Nitrificação

A Tabela 5.7 mostra as cargas médias de nitrogênio aplicadas (CN), as concentrações médias de  $NH_4-N$ ,  $NO_2-N$ ,  $NO_3-N$  na saída dos reatores e as eficiências médias de remoção do  $NH_4-N$ .

Tabela 5.7 – Cargas aplicadas e remoção do  $\text{NH}_4\text{-N}$  no Ens 2

Parâmetros	Reatores ( $n = 14$ )		
	$R_{\text{ARG}}$	$R_{\text{TEST}}$	$R_{\text{PLR}}$
CN ( $\text{kgNH}_4\text{-N/m}^3\cdot\text{d}$ )	0,04	0,04	0,04
$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/L)	$20 \pm 6,5$	$23 \pm 9,9$	$22 \pm 14,3$
Remoção de $\text{NH}_4\text{-N}$ (%)	$57 \pm 15,5 \%$	$51 \pm 19,8 \%$	$53 \pm 29,3 \%$
$\text{NO}_2\text{-N}$ (mg/L)	$5,4 \pm 5,1$	$9,05 \pm 7,9$	$4,6 \pm 7,2$
$\text{NO}_3\text{-N}$ (mg/L)	$10,3 \pm 9,7$	$5,5 \pm 7,7$	$14,0 \pm 11,9$

Na Tabela 5.7 é possível verificar que o reator  $R_{\text{ARG}}$  foi o que apresentou a melhor eficiência na remoção do amônio, assim como ocorreu na remoção de carbono. Mesmo assim, observa-se através dos desvios padrões que houve uma grande instabilidade ao longo deste ensaio.

Na Figura 5.30 visualizam-se as eficiências de remoção do amônio nos reatores durante o Ens 2.

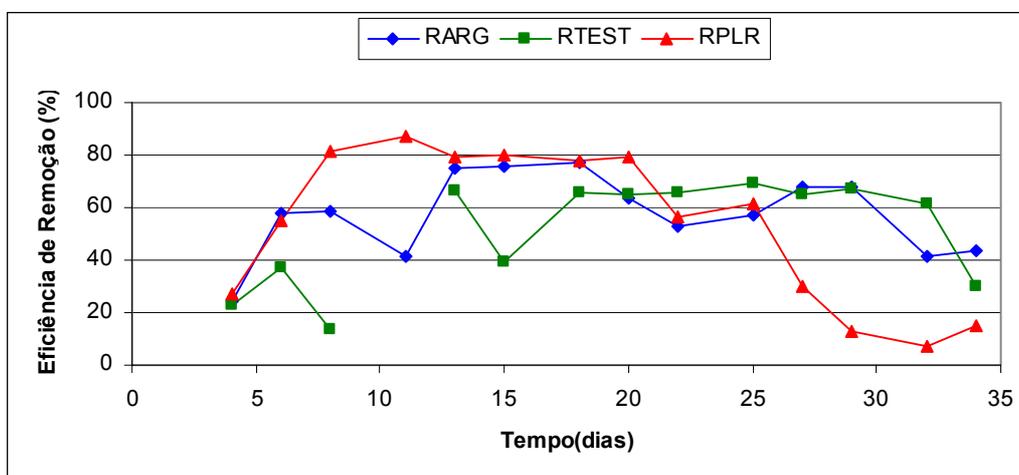


Figura 5.30 – Eficiências de remoção do amônio nos reatores ao longo do Ens 2.

Na Figura 5.30 é possível verificar uma grande instabilidade na remoção do amônio ao longo dos reatores. No reator  $R_{\text{TEST}}$  a partir do dia 17º dia de operação observou-se que a eficiência de remoção foi mais estável, provavelmente este reator estava entrando em regime permanente em relação à nitrificação. Neste período, ele obteve eficiências acima de 60 %. No entanto, nos últimos dias a eficiência voltou a diminuir,

provavelmente devido a alguma perturbação no reator. Observou-se neste período que o pH ficou em torno de 7,5, estando dentro dos valores ótimos para nitrificação (METCALFF & EDDY, 2003). As eficiências de remoção ao longo de todo o ensaio neste reator variaram entre 14 % e 69 %, com média de  $51 \pm 19,8$  %.

Pode-se dizer que os reatores  $R_{ARG}$  e no  $R_{PLR}$ , não entraram em regime, porém, mesmo assim, apresentaram eficiências maiores do que o reator  $R_{TEST}$ , mostrando que apesar do pouco tempo do ensaio, o biofilme formado nos suportes pôde contribuir com a remoção do amônio. Assim como se observou no reator  $R_{TEST}$ , também se verificou uma diminuição importante da eficiência do amônio nos últimos dias de monitoramento dos reatores híbridos, principalmente no reator  $R_{PLR}$ , cuja eficiência passou de 60 % para 7 %, entre os dias 25 e 30 do ensaio, evidenciando que houve uma grande perturbação nesse reator durante este período. Observou-se que nesse período os valores de pH e OD neste reator ficaram acima de 7,64 e 4,78 mg/L, respectivamente, estando dentro dos valores recomendados por Jordão & Pessoa (2005) para a realização da nitrificação.

Em geral, as eficiências médias de remoção foram de  $57 \pm 15,5$  % no reator  $R_{ARG}$  e  $53 \pm 29,3$  % no reator  $R_{PLR}$ .

Na Figura 5.31 visualizam-se os diagramas de caixa das concentrações de  $NH_4-N$  do esgoto bruto e na saída dos reatores no Ensaio 2.

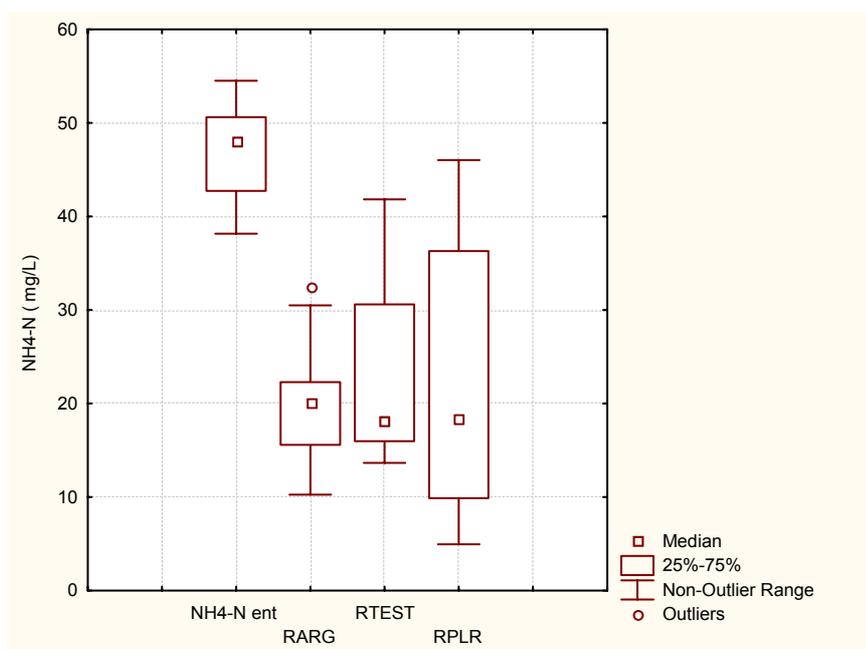


Figura 5.31 – Diagrama de caixas das concentrações de  $NH_4-N$  do esgoto bruto e do efluente dos reatores ao longo dos Ens 2.

As concentrações do esgoto bruto apresentaram pouca dispersão quando comparados com os efluentes dos reatores. As concentrações médias e medianas foram de  $47 \pm 4,9$  mg/L e 48 mg/L e indicam que o esgoto utilizado neste ensaio era de alta concentração (METCALF & EDDY, 2003).

Nota-se na Figura 5.31 que o reator  $R_{PLR}$  foi o que apresentou maiores dispersões em relação às concentrações de amônio ao longo do ensaio, mostrando uma instabilidade na remoção do amônio. Isto pode ser observado com os altos desvios padrões nas concentrações de saída deste reator. As concentrações médias e medianas foram de  $22 \pm 14,3$  mg/L e 18 mg/L, respectivamente.

O reator  $R_{ARG}$ , como já discutido anteriormente, foi o que apresentou a melhor eficiência de remoção do amônio, apresentando médias e medianas de  $20 \pm 6,5$  mg/L e 20 mg/L, respectivamente, atendendo a Resolução nº 357/05 do CONAMA. Em relação ao reator  $R_{TEST}$ , este apresentou concentrações médias de  $23 \pm 9,9$  mg/L e medianas de 18 mg/L.

Nas Figuras 5.32, 5.33 e 5.34 tem-se comportamento do nitrito, nitrato e amônio com sua eficiência de remoção durante o Ens 2.

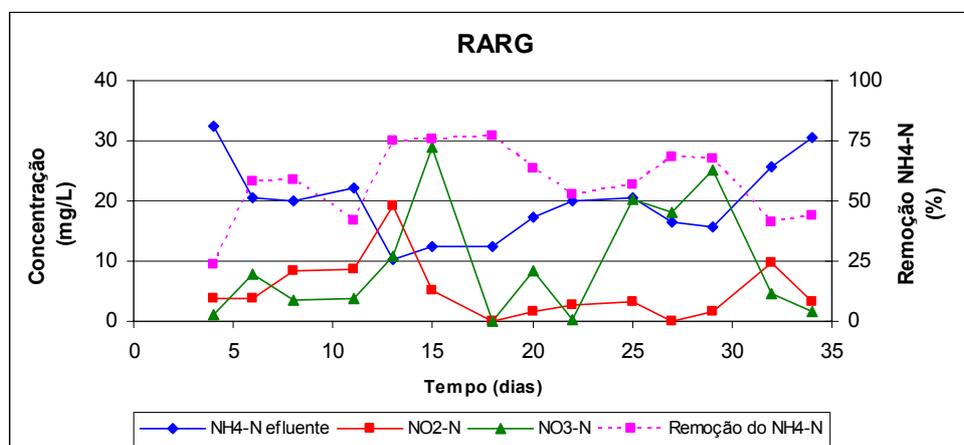


Figura 5.32 – Comportamento do nitrito, nitrato e amônio e a eficiência de remoção do amônio no reator  $R_{ARG}$

Observa-se na Figura 5.32 que já a partir do 5º dia do ensaio a eficiência de remoção do amônio foi superior a 50 % e que as concentrações de nitrito no início do estudo foram maiores do que as de nitrato, evidenciando uma nitrificação parcial. Já a partir do 15º dia de operação, as concentrações de nitrato ficaram maiores que as de

nitrito, mostrando o potencial do reator para uma nitrificação total. Nos últimos dias houve uma diminuição na eficiência de remoção do amônio e novamente as concentrações de nitrito voltaram a ser maiores do que as de nitrato. As concentrações médias foram de  $5,4 \pm 5,1$  mg NO<sub>2</sub>-N/L e  $10,3 \pm 9,7$  mgNO<sub>3</sub>-N/L.

Na Figura 5.33 visualizam-se as concentrações de nitrito, nitrato e amônio com sua eficiência de remoção no reator R<sub>TEST</sub>.

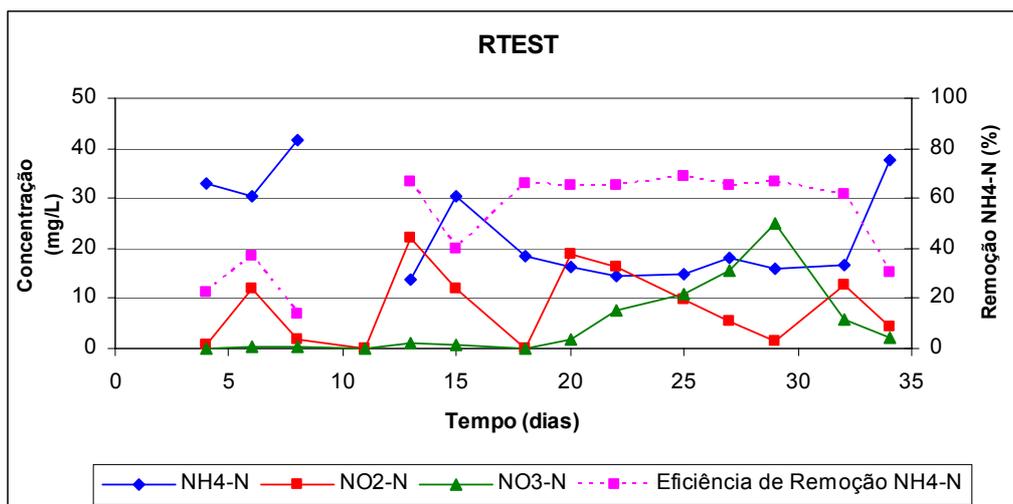


Figura 5.33 – Comportamento do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência do amônio no reator R<sub>TEST</sub>.

A Figura 5.33 mostra uma grande instabilidade nas concentrações de nitrito e nitrato. As concentrações de nitrito foram maiores que as de nitrato. Apenas no 27º e 29º dia do ensaio ocorreu o inverso, mostrando que a nitrificação neste reator não foi efetiva. Nos últimos dias de monitoramento, houve uma diminuição significativa na remoção do amônio e conseqüentemente as concentrações de nitrito e nitrato também diminuíram. As concentrações médias de nitrito e nitrato no efluente tratado foram de  $9,05 \pm 7,9$  mg/L e  $5,5 \pm 7,7$  mg/L, respectivamente.

Na Figura 5.34 estão apresentadas as concentrações de nitrito, nitrato e amônio com sua eficiência de remoção no R<sub>PLR</sub> ao longo do Ens 2.

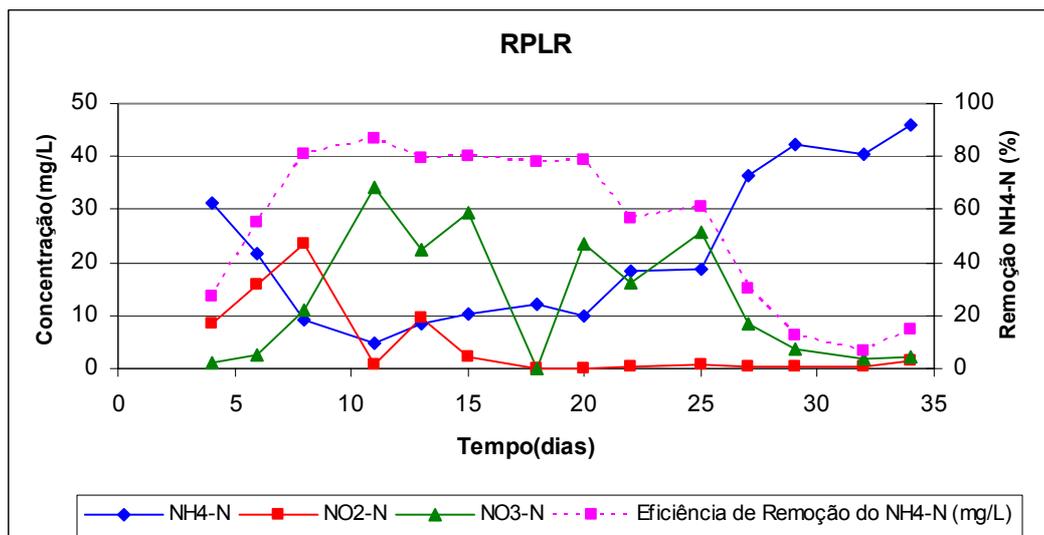


Figura 5.34 – Comportamento do amônio, nitrito e nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator  $R_{PLR}$

A Figura 5.34 mostra uma variação nas concentrações de amônio no efluente durante todo o ensaio causado pela instabilidade deste reator. Porém, apesar dessa instabilidade, verificou-se que em quase todo o período deste ensaio houve acumulação do nitrato. Entre os dias 7 e 20, o reator parecia que ia entrar em regime, com eficiências de remoção do amônio acima de 80 %. No entanto, a partir do 25º dia de operação houve um decréscimo significativo na eficiência de remoção, provocado por perturbações operacionais, logo as concentrações de amônio foram aumentando, passando de 18 mg/L para 36 mg/L, chegando a 46 mg/L no último dia de operação. Observou-se neste período que as concentrações de nitrato diminuindo de 25,84 mgNO<sub>3</sub>-N/L para 2,10 mgNO<sub>3</sub>-N/L. Em média o reator  $R_{PLR}$  apresentou concentrações de nitrito e nitrato de  $4,6 \pm 7,2$  mg/L e  $14,0 \pm 11,9$  mg/L, respectivamente.

### 5.1.3.3 Comportamento dos ST e STV no Ensaio 2.

Durante o Ens 2 foram realizados apenas 3 análises dos sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV) no lodo dos reatores. Nas Figuras 5.35 e 5.36 têm-se o comportamento desses parâmetros durante o ensaio.

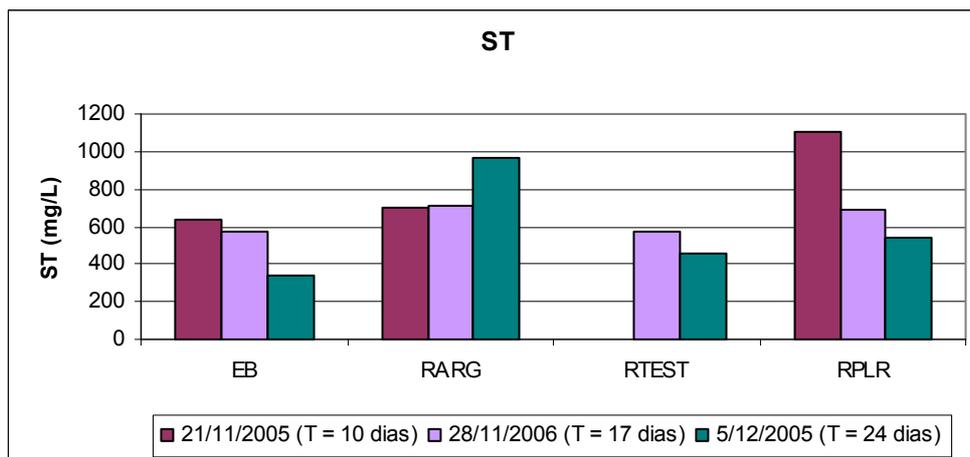


Figura 5.35 – Resultados dos ST do esgoto bruto e do lodo dos reatores,  $R_{ARG}$ ,  $R_{TEST}$  e  $R_{PLR}$ .

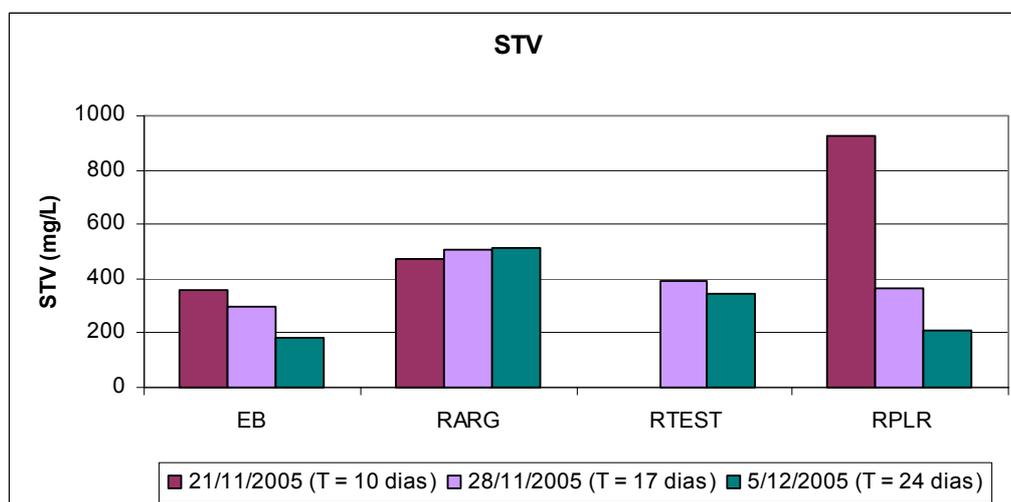


Figura 5.36 – Resultados dos STV do esgoto bruto e no lodo dos reatores  $R_{ARG}$ ,  $R_{TEST}$  e  $R_{PLR}$ .

Verifica-se na Figura 5.35 que as concentrações de sólidos totais do esgoto bruto diminuíram ao longo do ensaio, provavelmente causada pela diluição do esgoto em dias chuvosos e variaram entre 338 e 636 mgST/L. Estes valores são considerados por Metcalf e Eddy (2003) típicos de um esgoto de baixa a média concentração.

Observa-se nas Figuras 5.35 e 5.36 que no reator  $R_{ARG}$  as concentrações de ST e STV foram aumentando com o tempo, isto deve ter contribuído para ele ter obtido as melhores eficiências de remoção do carbono e amônio do que o reator  $R_{TEST}$ , no qual as concentrações de ST e STV foram diminuindo com o decorrer do ensaio.

Observa-se também nas Figuras 5.35 e 5.36 que as concentrações de ST e STV no reator híbrido  $R_{PLR}$  diminuíram com o decorrer do tempo, devido à perda de lodo ocasionada por problemas operacionais, principalmente entre os dias 10 e 17, onde as concentrações de ST e STV diminuíram significativamente de 1107 mgST/L para 694 mgST/L e de 926 mgSTV/L para 362 mgSTV/L. Verificou-se que entre esses dias as eficiências de remoção do amônio mantiveram-se acima de 77 %, indicando que a perda da biomassa suspensa não influenciou no desempenho do reator e que a biomassa fixa pode ter assegurado essas percentagens. No entanto, entre os dias 17 e 24 houve uma diminuição da eficiência de remoção de 77 % para 67 %, que pode estar relacionada com a perda do lodo.

As concentrações médias de ST e STV nos reatores foram de:  $795 \pm 152,9$  mgST/L e  $497,5 \pm 22,1$  mgSTV/L no reator  $R_{ARG}$ ;  $779 \pm 294,5$  mgST/L e  $499 \pm 378,3$  mgSTV no reator  $R_{PLR}$ ;  $514,5 \pm 80,6$  mgST/L e  $366 \pm 35$  mgSTV/L no reator  $R_{TEST}$ .

#### 5.1.3.4 Microscopia ótica

Nas Figuras 5.37 a 5.44 são apresentadas algumas imagens obtidas do lodo e materiais suporte utilizados neste ensaio. Nas Figuras 5.37 e 5.38 visualizam-se os microrganismos encontrados no lodo do reator  $R_{ARG}$ .



Figura 5.37 – *Aelosoma* sp  
(lodo do  $R_{ARG}$ ) (T = 27 dias)



Figura 5.38 – *Vorticella* sp  
(lodo do  $R_{ARG}$ ) (T = 27 dias)

As Figuras 5.37 e 5.38 mostram o lodo deste reator com flocos bem compactos e também o aparecimento de metazoários do tipo *Aelosoma* sp (Figura 5.37) e de *Vorticellas*

sp (Figura 5.38), indicando operação estável com uma boa oxigenação. As *Vorticellas* sp são espécies relativamente frágeis à introdução de compostos tóxicos e à falta de oxigênio. Ela indica uma correta eficiência depuradora e em geral, o comprimento do seu pedúnculo está relacionado com o grau de tratamento (CANLER *et al.*, 1999).

Nas Figuras 5.39 e 5.40 é possível observar as imagens obtidas no lodo do reator  $R_{TEST}$ .

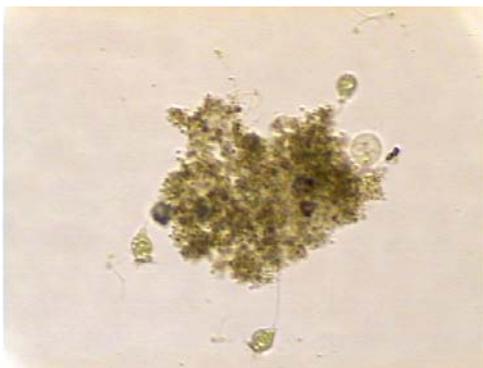


Figura 5.39 – *Vorticella* sp ( $R_{TEST}$ )  
(T = 27 dias)

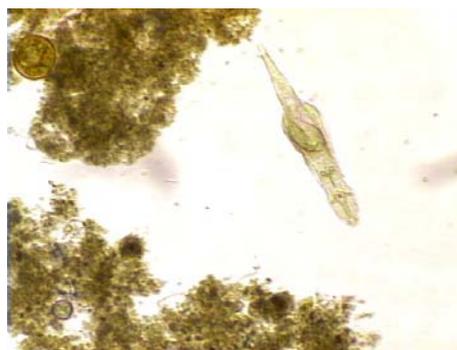


Figura 5.40 – *Rotatoria* sp e *Tecamebas*  
( $R_{TEST}$ ) (T = 27 dias)

Observa-se que este reator apresentou um lodo bem formado com a presença de ciliados, como *Vorticella* sp (Figura 5.39), além da presença Tecameba e do metazoário *Rotatoria* sp (Figura 5.40). A presença deste metazoário indica boas concentrações de oxigênio, baixa carga e uma alta estabilidade de operação (HOFFMANN, 2004).

Nas figuras 5.41, 5.42, 5.43 e 5.44 observam-se os organismos encontrados no lodo e no biofilme formado nas fitas plásticas do reator  $R_{PLR}$ .



Figura 5.41 – *Aelosoma* sp  
(lodo do  $R_{PLR}$ ) (T = 10 dias)



Figura 5.42 – *Tecamebas*  
(lodo do  $R_{PLR}$ ) (T = 10 dias)

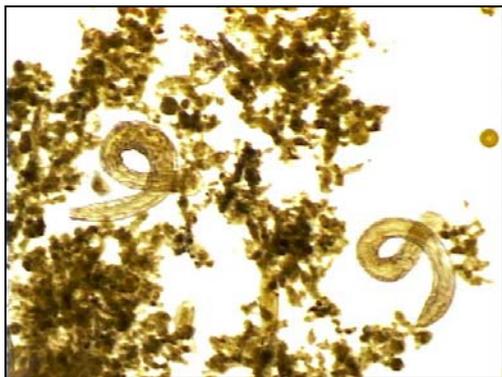


Figura 5.43 – *Aelosoma* sp e *Tecamebas* (biofilme do R<sub>PLR</sub>) (T = 16 dias)

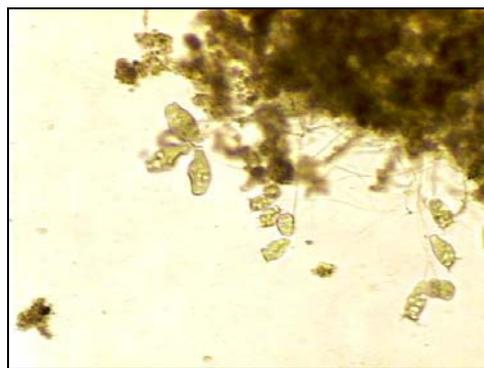


Figura 5.44 – *Vorticellas* sp (biofilme do R<sub>PLR</sub>) (T = 16 dias)

As imagens obtidas mostram que no lodo e nos plásticos reciclados do reator R<sub>PLR</sub> apareceram organismos indicadores de um sistema estável de tratamento, com boa aeração para a nitrificação. Pôde-se observar a olho nu, um biofilme bem formado neste suporte. A presença de uma cruz no interior desses materiais suporte contribuiu para que o biofilme formado ficasse protegido.

Observa-se tanto no lodo ativado quanto no biofilme a presença de *Tecamebas* (Figuras 5.42 e 5.43) e *Aelosomas* sp (Figuras 5.41 e 5.43). Este metazoário aparece em sistemas estabilizados, com boa qualidade do efluente. Observou-se também no biofilme a presença de várias *Vorticellas* sp (Figura 5.44). Estes ciliados fixos são espécies frágeis à introdução de compostos tóxicos e a falta de oxigênio. Logo, sua presença em processos biológicos indica uma correta eficiência de depuração (CANLER *et al.*, 1999).

#### 5.1.4 Ensaio 3 ( Ens 3)

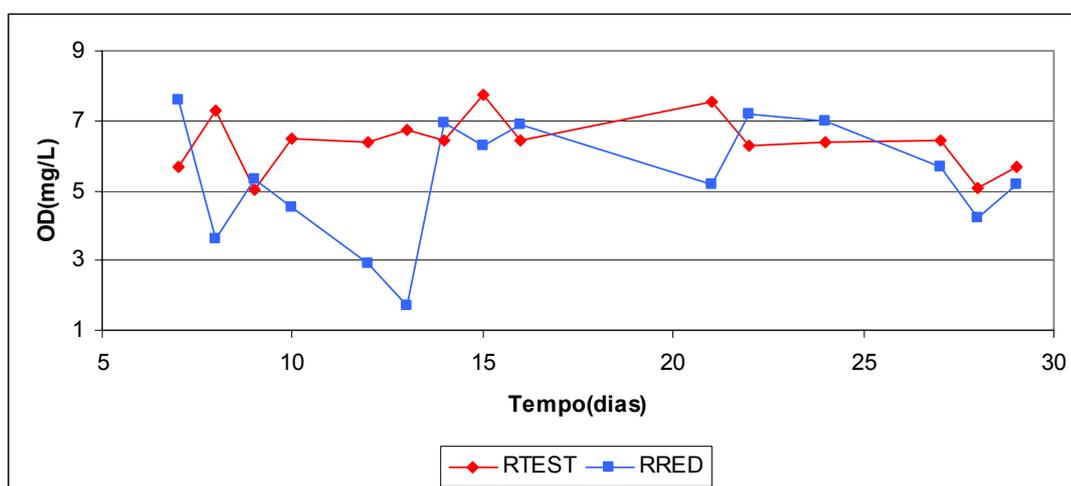
O ensaio 3 ocorreu no período entre 11 de Janeiro e 9 de Março de 2006, com 58 dias de monitoramento. Neste ensaio foi estudado um reator híbrido com redes de nylon como suporte (R<sub>RED</sub>) e o reator testemunha de lodo ativado (R<sub>TEST</sub>).

A Tabela 5.8 apresenta as condições operacionais e as características do material suporte utilizado no Ens 3.

Tabela 5.8 – Condições operacionais e características dos materiais suporte no Ens 3

Parâmetro	Reator	
	R <sub>TEST</sub>	R <sub>RED</sub>
Vazão (L)	15	15
TDH (d)	0,71	0,71
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	-	569
Superfície Especifica média (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> suporte)	-	4140

A Figura 5.45 apresenta os valores OD obtidos nos reatores R<sub>TEST</sub> e R<sub>RED</sub> durante o Ens 3

Figura 5.45 - Valores de OD obtidos nos reatores R<sub>TEST</sub> e R<sub>RED</sub> no Ens 3

Verifica-se na Figura 5.45 que os valores de OD variaram entre 5,04 mg/L e 7,74 mg/L com média de 6,42 mg/L no reator R<sub>TEST</sub>. Já no reator R<sub>RED</sub> a concentração média foi de  $5,34 \pm 1,72$  mg/L, ficando os valores acima de 2 mg/L, exceto no 13º dia, quando foi observado uma concentração de OD na massa líquida de 1,69 mg/L. De acordo com EPA (1993) e Ferreira (2000) para que a velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes não seja limitada pelas concentrações de OD, recomenda-se manter os valores sempre acima de 2,0 mg/L.

Na Figura 5.46 tem-se o comportamento do pH nos reatores R<sub>TEST</sub> e R<sub>RED</sub> ao longo do Ens 3.

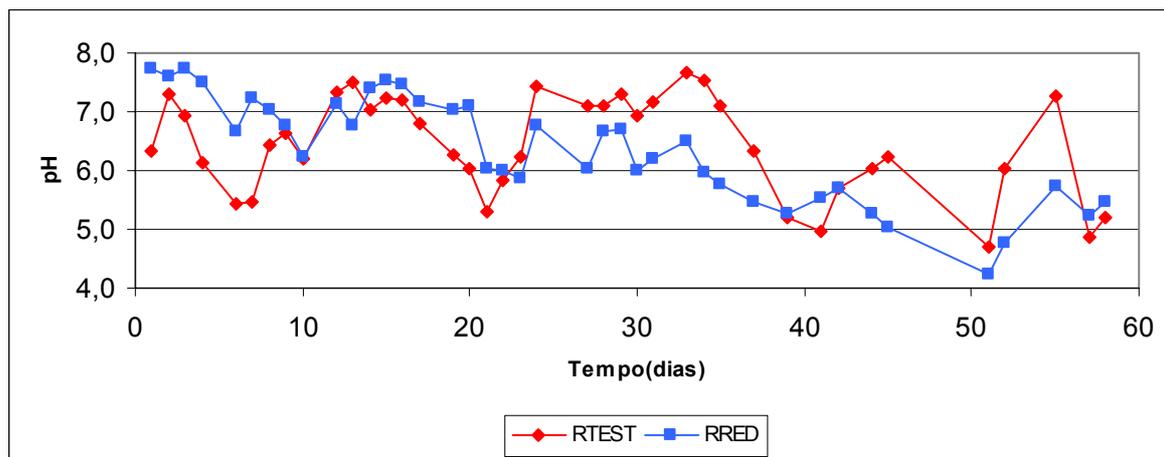


Figura 5.46 - Valores de pH obtidos nos reatores  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$  no Ens 3.

A Figura 5.46 mostra que os valores de pH variaram entre 4,7 e 7,66 no  $R_{TEST}$  e entre 4,24 e 7,75 no  $R_{RED}$ . Observa-se também pelo gráfico que na maioria dos dias deste ensaio, os valores de pH ficaram abaixo de 7,0, tanto no  $R_{TEST}$  quanto no  $R_{RED}$ . Estes valores baixos podem prejudicar a eficiência da nitrificação, pois de acordo com Metcalf & Eddy (2003) valores entre 7,0 e 7,2 são utilizados para manter uma velocidade razoável de nitrificação.

Em relação à temperatura, os valores médios medidos nos reatores foram semelhantes, com média de  $26,6 \pm 2,82$  °C (23,6 °C a 34,1 °C) no  $R_{TEST}$  e média de  $26,4 \pm 2,67$  °C (23,6 °C a 33,0 °C) no  $R_{RED}$ . Os valores de temperatura nesses reatores durante este ensaio quando comparados com os Ens 1 e Ens 2, foram maiores. Isto se deve a época em que o Ens 3 foi realizado (Janeiro a Março), onde geralmente são registradas as maiores temperaturas. Segundo Ferreira (2000), a temperatura ótima para as *Nitrosomonas* é de 35 °C, já para as *Nitrobacter* os valores variam entre 35 a 42 °C.

No apêndice A (Tabela 10) encontram-se os valores obtidos com a análise estatística descritiva para a nitrificação e remoção do COT em cada reator estudado.

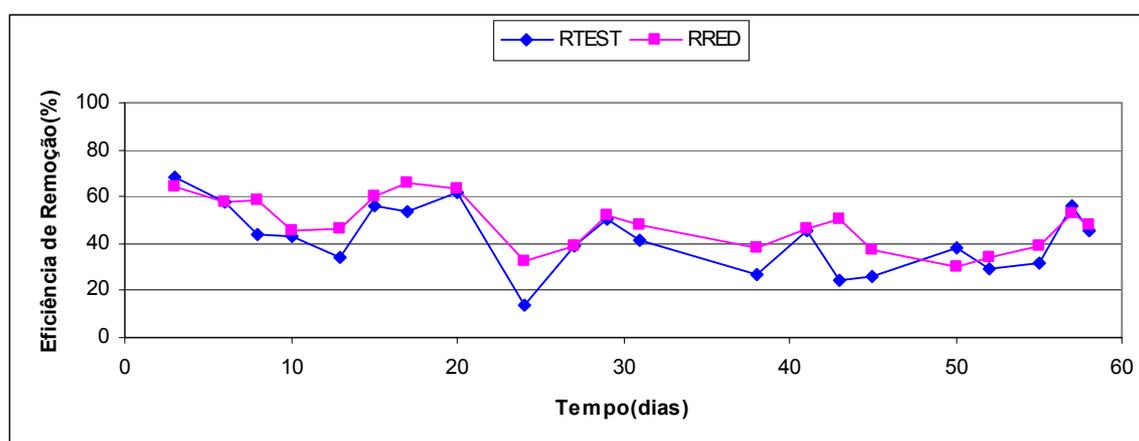
#### 5.1.4.1 Remoção de Carbono (COT)

A Tabela 5.9 mostra as cargas orgânicas volumétricas médias aplicadas (COV) em termos de COT, as concentrações médias de COT na saída dos reatores e as respectivas eficiências médias de remoção.

Tabela 5.9 – Remoção do COT no Ens 3.

Parâmetro	Reator ( $n = 21$ )	
	$R_{TEST}$	$R_{RED}$
COV ( $\text{kgCOT}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ )	$0,29 \pm 0,04$	$0,29 \pm 0,04$
COT (mg/L)	$20 \pm 3,7$	$18 \pm 2,9$
Remoção de COT (%)	$42 \pm 13,9$	$48 \pm 10,7$

Observa-se na Tabela 5.9 que o reator híbrido apresentou eficiência um pouco maior do que o reator testemunha ( $R_{TEST}$ ). Na Figura 5.47 estão apresentadas as eficiências de remoção do COT ao longo no Ens 3 para os dois reatores estudados.

Figura 5.47 – Eficiências de remoção do COT nos reatores  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$ .

Na Figura 5.47 pode-se observar que as eficiências de remoção do COT variaram entre 30 % e 66 %, com média de  $48 \pm 10,7$  % no reator  $R_{RED}$  e entre 14 % e 68 %, com média de  $42 \pm 13,9$  % no reator  $R_{RED}$ . Observa-se que apesar do reator  $R_{RED}$  possuir material suporte com alta superfície específica para o desenvolvimento do biofilme, ele apresentou apenas 6 % a mais na remoção do COT.

Na Figura 5.48 visualizam-se os diagramas de caixa com as concentrações de COT no esgoto bruto e na saída dos reatores  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$ .

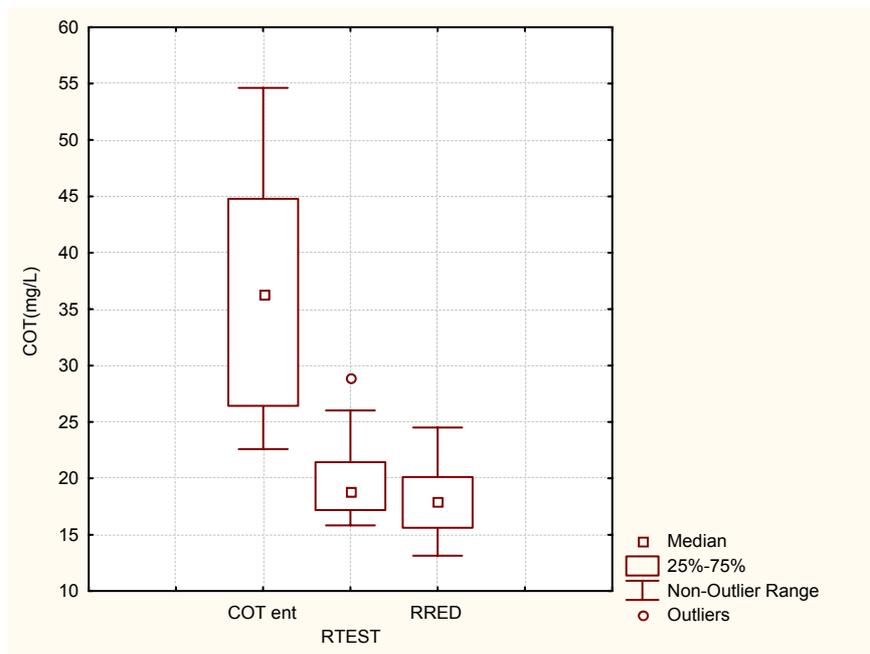


Figura 5.48 – Diagramas de caixa com as concentrações de COT do esgoto bruto e na saída dos reatores  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$ .

Nos diagramas de caixa é possível observar que houve uma grande dispersão entre os valores de COT do esgoto bruto utilizado neste ensaio. As concentrações variaram entre 23 mg/L e 55 mg/L, apresentando média de  $35 \pm 10,3$  mg/L e mediana de 36 mg/L. Já as concentrações de saída dos reatores apresentaram pouca dispersão. O efluente do reator  $R_{TEST}$  apresentou concentrações de COT ligeiramente mais altas do que no efluente do reator  $R_{RED}$ , sendo de  $20 \pm 3,7$  mg/L e  $18 \pm 2,9$  mg/L, respectivamente. As medianas foram de 19 mg/L ( $R_{TEST}$ ) e 18 mg/L ( $R_{RED}$ ).

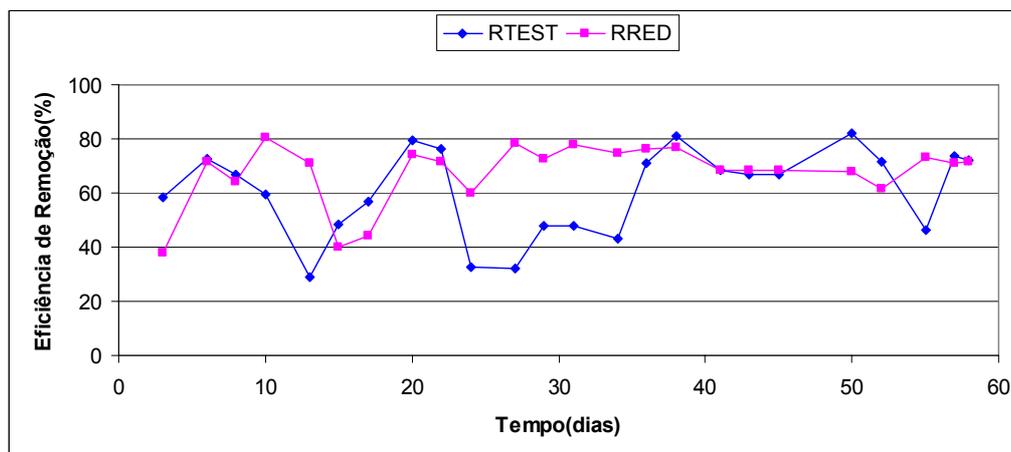
#### 5.1.4.2 Nitrificação

A Tabela 5.10 mostra as cargas médias de nitrogênio aplicadas (CN), as concentrações médias do  $NH_4-N$ ,  $NO_2-N$ ,  $NO_3-N$  na saída dos reatores e as respectivas eficiências médias de remoção do  $NH_4-N$ .

Tabela 5.10 – Remoção do  $\text{NH}_4\text{-N}$  no Ens 3

Parâmetro	Reator ( $n = 24$ )	
	$R_{\text{TEST}}$	$R_{\text{RED}}$
CN ( $\text{kgNH}_4\text{-N/m}^3\cdot\text{d}$ )	$0,065 \pm 0,05$	$0,065 \pm 0,05$
$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/L)	$18 \pm 7,8$	$15 \pm 5,5$
Remoção de $\text{NH}_4\text{-N}$ (%)	$60 \pm 16,0$	$68 \pm 11,6$
$\text{NO}_2\text{-N}$ (mg/L)	$3,6 \pm 4,5$	$3,6 \pm 4,4$
$\text{NO}_3\text{-N}$ (mg/L)	$21,6 \pm 15,5$	$26,9 \pm 10,3$

Na Tabela 5.10 observa-se que a concentração média de amônio no efluente dos reatores  $R_{\text{RED}}$  e  $R_{\text{TEST}}$  ficaram abaixo de 20 mg/L, atendendo em média a Resolução nº. 357/05 do CONAMA. Na Figura 5.49 estão apresentadas as variações das eficiências de remoção do amônio nos reatores  $R_{\text{TEST}}$  e  $R_{\text{RED}}$  ao longo do Ens 3.

Figura 5.49 – Eficiência de remoção do amônio nos  $R_{\text{TEST}}$  e  $R_{\text{RED}}$  ao longo do Ens 3.

Na Figura 5.49 observa-se que o reator  $R_{\text{TEST}}$  apresentou uma remoção instável durante todos os 58 dias de operação, variando entre 29 % e 82 %, com média de  $60 \pm 16,0$  %. Já no reator  $R_{\text{RED}}$ , houve também instabilidade na remoção do amônio até o 17º dia deste ensaio, porém a partir do 20º dia, o reator manteve-se mais estável, apresentando eficiências sempre acima de 60 % até o final deste ensaio, indicando que o reator estava entrando em regime permanente. As eficiências de remoção ao longo do ensaio variaram

de 38 % a 89 %, com média de  $68 \pm 11,6$  %. A Figura 5.50 apresenta o comportamento do amônio efluente, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator  $R_{TEST}$ .

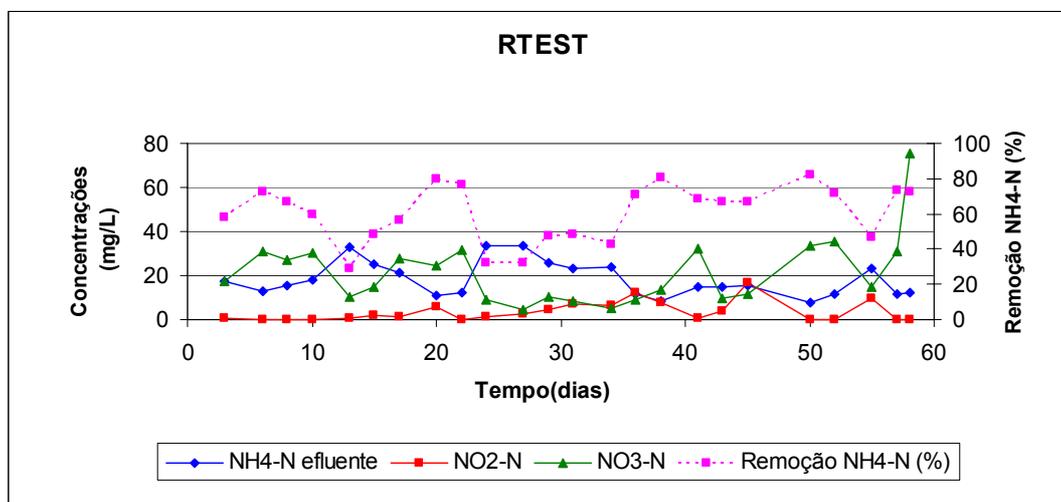


Figura 5.50 – Comportamento do amônio efluente, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator  $R_{TEST}$ .

As concentrações do esgoto bruto durante este ensaio variaram entre 39 mg/L e 53 mg/L. Já as concentrações de amônio no efluente tiveram uma oscilação maior, variando entre 8 mg/L e 33,5 mg/L, com média de  $18 \pm 7,8$  mg/L, atendendo a Resolução do CONAMA nº 357/05.

Observa-se na Figura 5.49 que houve acumulação de nitrito e nitrato no reator, sendo que as concentrações de nitrato foram quase sempre maiores do que as de nitrito. A concentração média de nitrito no efluente foi de  $3,6 \pm 4,5$  mg/L. Já as concentrações de nitrato variaram entre 4,4 mg/L e 76 mg/L.

Na Figura 5.51 tem-se o comportamento do amônio efluente, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator  $R_{RED}$ .

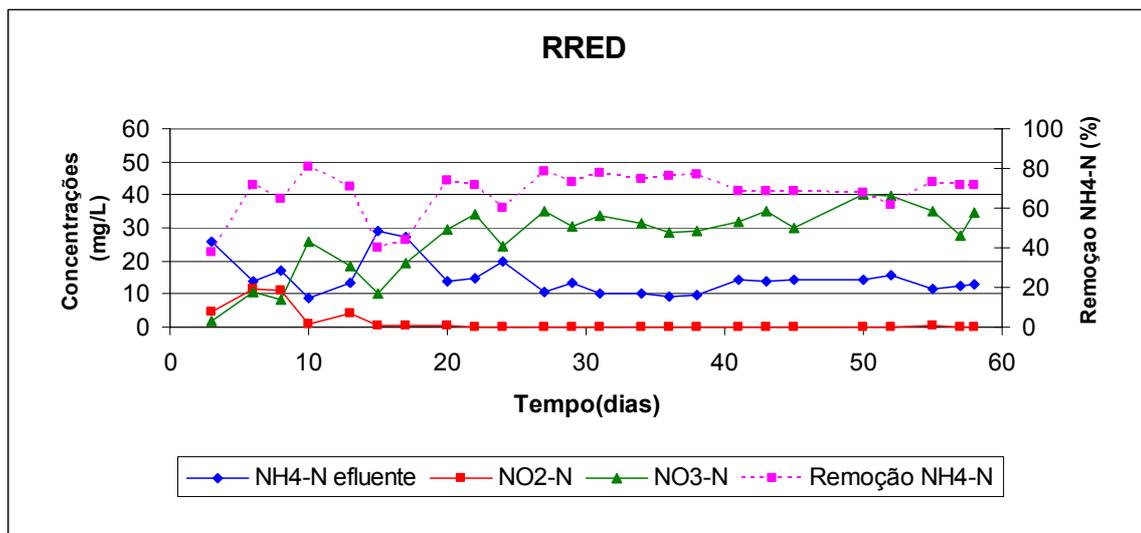


Figura 5.51 – Comportamento do amônio efluente, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção do amônio no reator  $R_{RED}$ .

As concentrações de amônio no efluente do reator  $R_{RED}$  variaram entre 9 mg/L a 29 mg/L, apresentando média de  $15 \pm 5,5$  mg/L. Observa-se na Figura 5.51 que a partir do 20º dia, quando o reator começou a entrar em regime permanente, as concentrações de amônio foram mais estáveis, mantendo-se sempre abaixo de 20 mg/L até o final do ensaio, conforme exigido pela Resolução nº 357/05 do CONAMA. Nesse mesmo período não foram mais encontrados traços de nitrito no efluente, mostrando uma nitrificação mais efetiva neste reator.

Em relação ao nitrato, verificou-se que houve acumulação durante todo o ensaio com valores no efluente oscilando entre 1,8 mgNO<sub>3</sub>-N/L e 40 mgNO<sub>3</sub>-N/L e média de  $26,9 \pm 10,3$  mgNO<sub>3</sub>-N/L, sendo que a partir do 20º dia as concentrações ficaram sempre acima de 25 mg/L.

#### 5.1.4.3 Comportamento dos ST, STV e SST nos reatores.

Nas Figuras 5.52, 5.53 e 5.54 estão apresentados, respectivamente, o comportamento dos ST, STV e SST do esgoto bruto e das fases líquidas dos reatores  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$ , ao longo do ensaio 3.

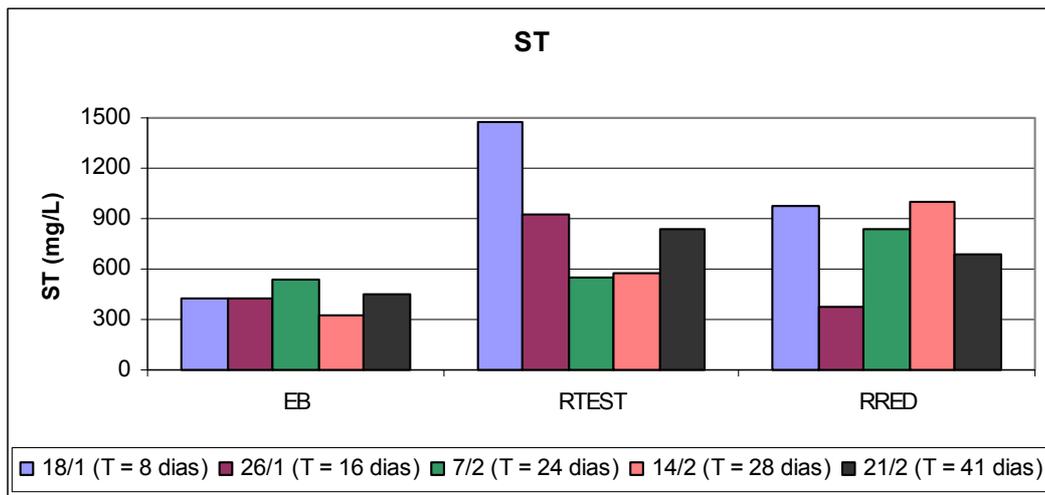


Figura 5.52 - Comportamento dos ST no esgoto bruto,  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$  ao longo do Ens 3.

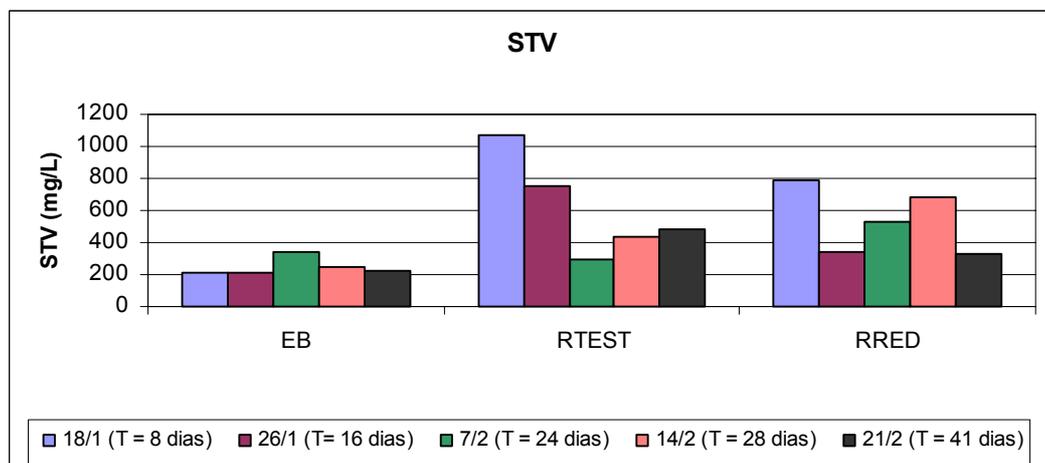


Figura 5.53 - Comportamento dos STV no esgoto bruto,  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$  ao longo do Ens 3.

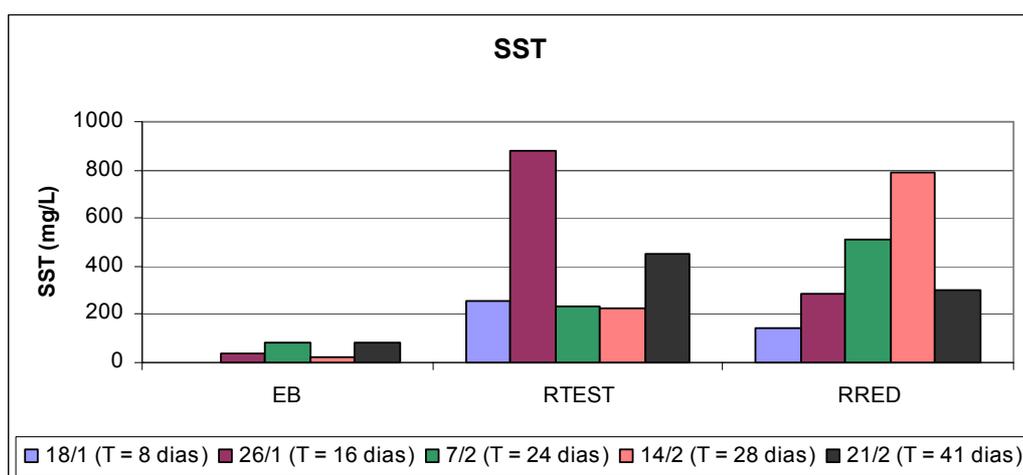


Figura 5.54 - Comportamento dos SST no esgoto bruto,  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$  ao longo do Ens 3.

As concentrações de ST do esgoto bruto apresentaram média de  $433,9 \pm 75,17$  mgST/L, sendo caracterizado como um esgoto doméstico de baixa a média concentração (METCALF & EDDY, 2003; JORDÃO & PESSÔA, 2005). As concentrações de SST e STV variaram de 3 a 81 mgSST/L e de 212 a 344,5 mgSTV/L.

As Figuras 5.52, 5.53 e 5.54 mostram um comportamento instável nas concentrações de ST, STV e SST no lodo dos reatores. As concentrações médias no reator  $R_{TEST}$  foram de  $874 \pm 375,5$  mgST/L,  $606 \pm 307$  mgSTV/L e  $408 \pm 280$  mgSST/L. Já o reator  $R_{RED}$  apresentou médias de  $777 \pm 253,7$  mgST/L,  $535 \pm 201,5$  mgSTV/L e  $405 \pm 250,8$  mgSST/L.

As relações STV/ST nos reatores  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$  foram em média de 0,694 e 0,688, respectivamente, mostrando que o reator  $R_{TEST}$  apresentou uma concentração de biomassa suspensa um pouco maior do que o reator  $R_{RED}$ .

#### 5.1.4.4 Microscopia Ótica e Eletrônica

Nas Figuras 5.54, 5.55, 5.56 e 5.57 podem ser observadas algumas fotos capturadas no lodo dos reatores  $R_{TEST}$  e  $R_{RED}$  após 20 dias do início da partida dos reatores.

Observou-se uma situação estável nos reatores já a partir dos primeiros dias deste ensaio, sendo mantida até os últimos dias de operação. As Figuras 5.54 e 5.55 mostram as imagens capturadas no reator  $R_{TEST}$ .



Figura 5.55 - *Epistylis* sp ( $R_{TEST}$ ) (T = 20 dias)

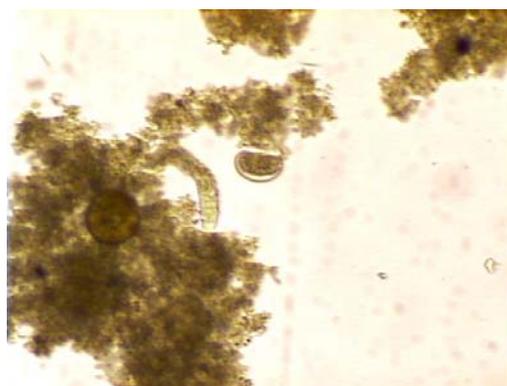


Figura 5.56 - Diversidade de microrganismos ( $R_{TEST}$ ) (T = 20 dias)

Observa-se na Figura 5.55 a presença do protozoário *Epistylis* sp. A presença de colônias desses microrganismos no lodo indica situações estáveis no tratamento com boa oxigenação (JENKINS *et al.*, 1993; CETESB, 1997). Na Figura 5.56 podem-se observar flocos bem formados e densos com a presença de alguns microrganismos, como a *Tecameba* e o metazoário *Aelosoma* sp. Nas Figuras 5.57 e 5.58 estão apresentadas as imagens capturadas no lodo do reator R<sub>RED</sub>.

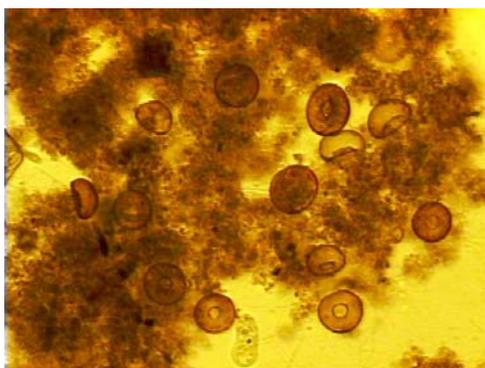


Figura 5.57 – *Tecamebas*  
(lodo do R<sub>RED</sub>) (T = 20 dias)

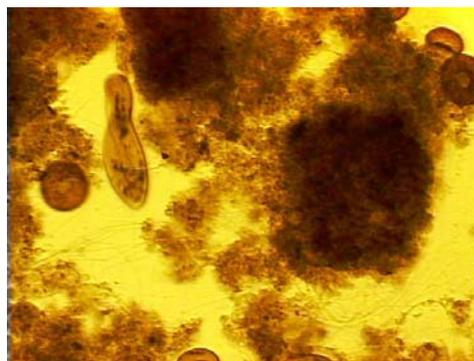


Figura 5.58 – *Tecamebas*, *Paramecium*  
(lodo do R<sub>RED</sub>) (T = 20 dias)

Verifica-se nas Figuras 5.57 e 5.58 a presença de várias *Tecamebas* e do ciliado livre *Paramecium* sp (Figura 5.58) junto com os flocos bem formados, o que é um indício de boas condições de tratamento, pois são reguladores do número de bactérias, contribuem para a formação do próprio floco e na remoção carbonácea (BRANCO, 1986).

Segundo Hoffmann (2004), as amebas e os ciliados desempenham um papel importante na análise microscópica do lodo ativado. Devido ao grande tamanho corpóreo desses microrganismos, eles podem ser utilizados como indicadores das características predominantes no sistema.

No final do Ens 3 foram retiradas amostras das redes de nylon utilizadas no reator R<sub>RED</sub> e feitas observações no Microscópio Eletrônico de Varredura (MEV). Nas Figuras 5.59 (A, B e C) estão apresentadas as fotos do material suporte antes de serem inseridos no reator.

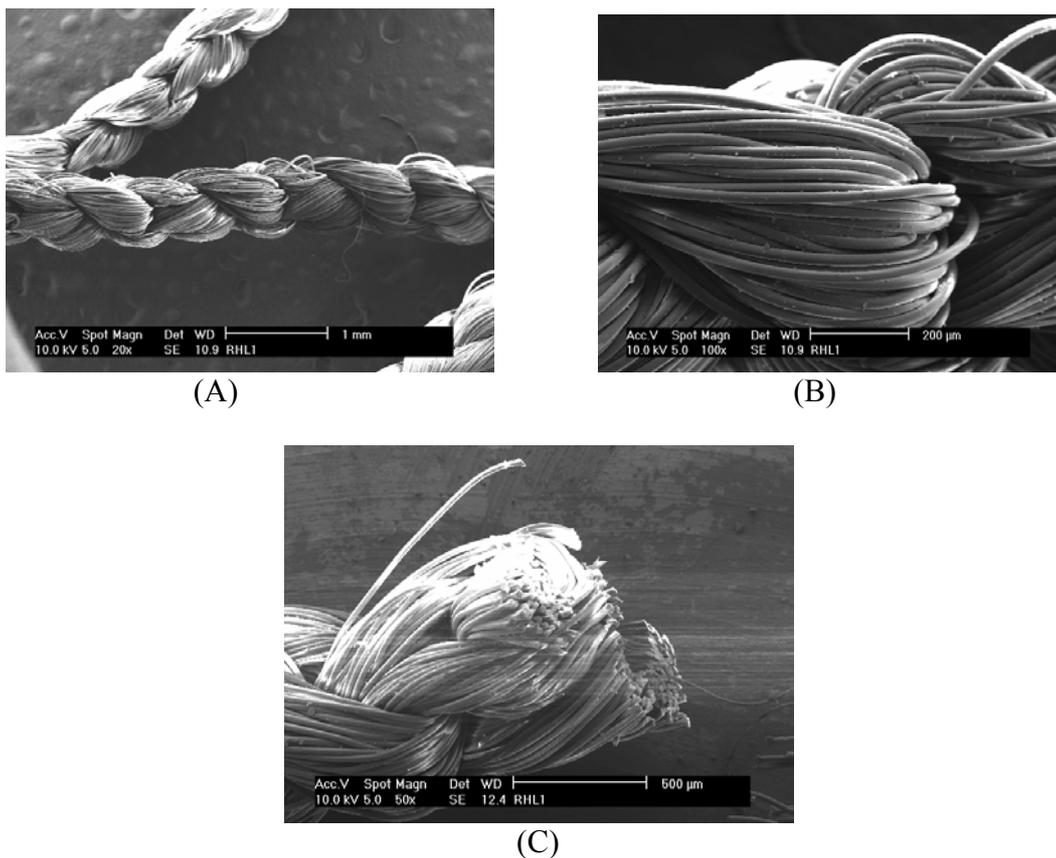


Figura 5.59 - Fotos das redes de nylon não colonizadas observadas no MEV (A) aumento de 20x, (B) aumento de 100x e (C) aumento de 50x.

Observa na Figura 5.59 que as redes de nylon utilizadas apresentam muitos fios entrelaçados, permitindo uma alta superfície específica, os quais favorecem a fixação e colonização dos microrganismos. As Figuras 5.60, 5.61 e 5.62 mostram fotos do material suporte colonizado, ao final da operação do reator  $R_{RED}$ . Na Figura 5.60 é possível observar um biofilme relativamente denso, cobrindo todo o material suporte. Observa-se também a presença de várias bactérias filamentosas (filamentos mais fortes), Tecamebas e polissacarídeos, que contribuem na adesão das bactérias no material suporte.

Como já visto anteriormente, as Tecamebas também foram observadas no lodo deste reator, indicando uma operação estável do reator com a ocorrência de nitrificação.

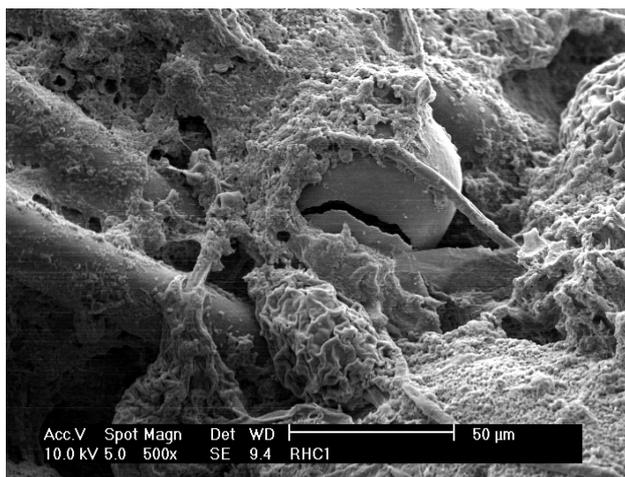


Figura 5.60 – Material suporte colonizado (500x)

Na Figura 5.61 visualizam-se diferentes tipos de bactérias cobrindo toda a superfície do material suporte e a presença de prováveis fungos filamentosos.

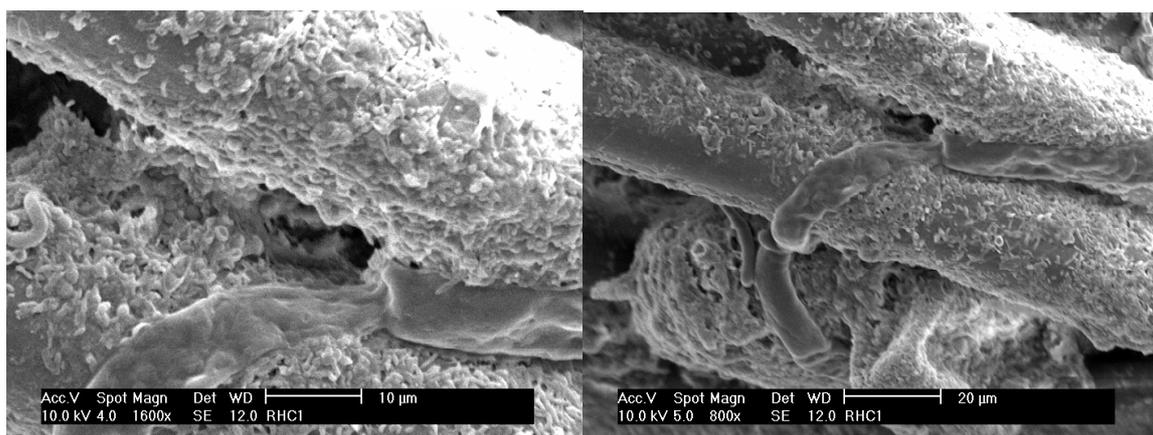


Figura 5.61 – Material suporte colonizado por bactérias e fungos filamentosos (1600x) e (800x).

De acordo com Hoffmann (2004), a presença desses fungos está associada a valores de pH baixos. Verificou-se que a partir do 20º dia de operação do reator R<sub>RED</sub> os valores de pH ficaram sempre abaixo de 7, chegando a 4,2 nos últimos dias deste ensaio.

Na Figura 5.62 observam-se os fios que compõem a rede de nylon cobertos por várias bactérias e ciliados pedunculados do tipo *Vorticellas* sp e também colônias de *Epistylis* sp fixados na superfície do suporte, ajudando na formação do biofilme.

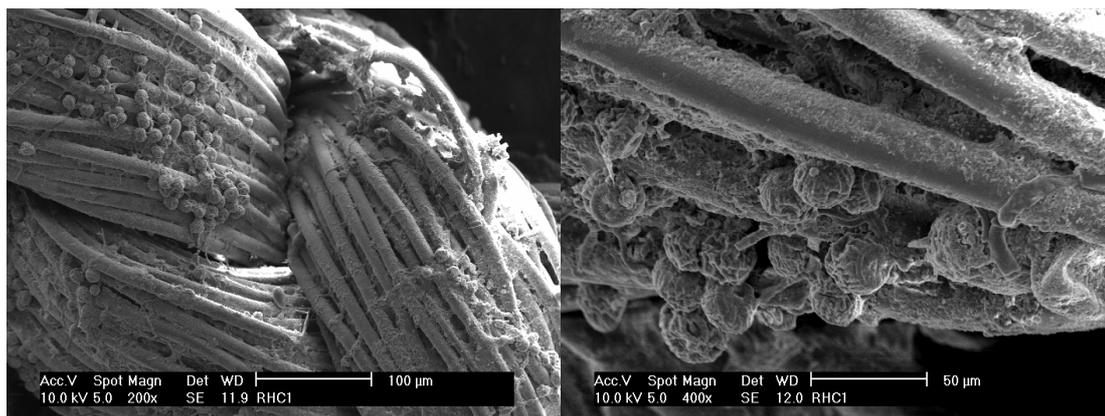


Figura 5.62 – *Vorticella* sp e colônias de *Epistylis* sp (200 x) e (400x)

Segundo Gerardi (1986 apud Bento, 2000), têm-se verificado que o grau de nitrificação no sistema de tratamento é maior quando estão presentes no reator as *Vorticella* sp e colônias de *Epistylis* sp.

### 5.1.5 Resumos dos Ensaios 1, 2 e 3

Na Tabela 5.11 é apresentado um resumo dos resultados obtidos nos reatores estudados nos Ensaios 1, 2 e 3.

Tabela 5.11 – Síntese dos Ensaios 1, 2 e 3

Ens	Reator	COV (kgDQO ou kgCOT/m <sup>3</sup> .d)	CN (mgNH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> .d)	Área Sup. (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> <sub>suporte</sub> )	DQO <sub>T</sub> (%)	COT (%)	NH <sub>4</sub> -N (%)
1	R <sub>FIPL</sub>	0,86	0,12	2000	79	-	67
	R <sub>TEST</sub>	0,86	0,12	-	66,5	-	50
	R <sub>ESPL</sub>	0,86	0,12	400	73	-	41
	R <sub>OSTR</sub>	0,86	0,12	2000	71	-	41
2	R <sub>ARG</sub>	0,26	0,04	343	76	-	57
	R <sub>TEST</sub>	0,26	0,04	-	68	-	51
	R <sub>PLR</sub>	0,26	0,04	2000	74	-	53
3	R <sub>TEST</sub>	0,29	0,07	-	-	42	60
	R <sub>RED</sub>	0,29	0,07	4140	-	48	68

Através da Tabela 5.11 é possível observar que todos os reatores híbridos estudados nos ensaios 1 e 2 e 3 apresentaram melhores eficiências de remoção do carbono

(DQO e COT) do que os reatores testemunhas ( $R_{TEST}$ ), mostrando o potencial dos reatores híbridos na remoção carbonácea quanto comparados com os reatores convencionais de lodos ativados. Em relação à remoção do amônio, observou-se que de todos os reatores híbridos, apenas os reatores  $R_{ESPL}$  e  $R_{OSTR}$  estudados no Ensaio 1 apresentaram eficiências menores do que o reator testemunha deste ensaio.

Comparando os reatores estudados no Ensaio 1, observa-se na Tabela 5.11 que os materiais suporte fitas plásticas ( $R_{FIPL}$ ) e cascas de ostras ( $R_{OSTR}$ ) apresentaram em média a mesma superfície específica para o desenvolvimento do biofilme ( $2000 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ ), porém o  $R_{FIPL}$  obteve melhores remoção médias do amônio (67 %) e matéria carbonácea (79 %), eficiência essa igual aquela obtida por Wolff (2005) para uma carga orgânica aplicada de  $0,9 \text{ kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ . em um reator híbrido de leito móvel com idade de lodo de 3 e 10 dias, utilizando polietileno como material suporte ( $3075 \text{ m}^2/\text{m}^3_{\text{suporte}}$ ), cuja eficiência média de remoção da  $\text{DQO}_T$  foi de 79 %.

Provavelmente as eficiências alcançadas pelo reator  $R_{FIPL}$  comparados com o  $R_{OSTR}$ , deve-se a maneira com que as fitas foram dispostas dentro do reator, permitindo assim que o biofilme formado sobre as fitas recebesse um bom aporte de oxigênio e nutrientes. Isto não ocorreu com as cascas de ostras utilizadas no  $R_{OSTR}$ , pois foram confinadas em redes, ficando sobrepostas umas as outras, o que poder ter diminuído a superfície específica disponível e prejudicado o fornecimento do oxigênio e nutrientes para as bactérias presentes no biofilme desses materiais.

Observa-se também no ensaio 1 que as cascas de ostras apresentaram um superfície específica média 4 vezes maior do que as espumas de poliuretano ( $R_{ESPL}$ ). No entanto, as eficiências de remoção de carbono e amônio entre os reatores foram praticamente as mesmas, mostrando que a superfície específica fornecida pelos materiais não foi a condição primordial para o bom desempenho desses reatores no Ensaio 1.

Nos reatores estudados no Ensaio 2, verificou-se que até o 20º dia de operação, o reator  $R_{PLR}$  apresentou melhor eficiência na remoção do amônio do que os reatores  $R_{ARG}$  e  $R_{TEST}$ . Porém, devido a problemas naquele reator, o reator  $R_{ARG}$  apresentou em média eficiências um pouco melhores na remoção do carbono e amônio do que o reator  $R_{PLR}$ .

No ensaio 3, observou-se que, apesar do  $R_{RED}$  possuir uma superfície específica de  $4140 \text{ m}^2 / \text{m}^3_{\text{suporte}}$ , este reator apresentou pouca diferença na remoção do amônio e do carbono do que o reator testemunha, na faixa de 8 e 6 % maior, respectivamente. O reator

R<sub>RED</sub> foi prejudicado devido aos baixos valores de pH, que podem ter comprometido o desenvolvimento nas bactérias nitrificantes no biofilme. Porém, mesmo com esses problemas operacionais, o reator R<sub>RED</sub> apresentou uma remoção de amônio mais estável do que o R<sub>TEST</sub>.

## 5.2 Reator Híbrido em Batelada Sequencial (RHBS)

### 5.2.1 Caracterização do Esgoto Bruto

A Tabela 5.12 apresenta os valores médios obtidos no esgoto bruto utilizado na alimentação do RHBS no período de Março a Outubro de 2006.

Tabela 5.12 - Características do esgoto bruto utilizado no RHBS

Parâmetro	RHBS		
	Est 1	Est 2	Est 3
	Média ± $\sigma^2$ (n)	Média ± $\sigma^2$ (n)	Média ± $\sigma^2$ (n)
pH	6,84 ± 0,76 (14)	7,04 ± 0,4 (12)	6,92 ± 0,16 (46)
OD (mg/L)	0,9 ± 1,44 (14)	1,83 ± 0,96 (12)	0,41 ± 0,5 (46)
T (°C)	23,11 ± 1,29 (14)	18,57 ± 1,66 (12)	19,52 ± 1,89 (46)
DQO <sub>Total</sub> (mg/L)	307 ± 49,4 (16)	332 ± 74,4 (12)	538 ± 94,2 (42)
DQO <sub>Filtrada</sub> (mg/L)	282 ± 54,3 (16)	299 ± 68,5 (12)	395 ± 74,4 (42)
DBO <sub>5, 20</sub> (mg/L)	192 ± 31,9 (3)	209 ± 46,6 (4)	222 ± 49,9 (16)
NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	47 ± 11,4 (14)	53,5 ± 9,5 (11)	59 ± 8,9 (39)
NO <sub>2</sub> -N(mg/L)	0,011 ± 0,02 (14)	0,015 ± 0,04 (11)	0,08 ± 0,03 (39)
NO <sub>3</sub> -N(mg/L)	0,035 ± 0,13 (14)	0,048 ± 0,11 (11)	0,035 ± 0,02 (39)
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	261 ± 1,1 (14)	211 ± 76,9 (12)	325 ± 51,1 (46)
COT (mg/L)	63 ± 8,5 (16)	80 ± 11,5 (12)	61,5 ± 16,5 (34)
PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	23 ± 7,2 (13)	25 ± 5,0 (12)	24 ± 4,06 (36)
ST (mg/L)	530 ± 118,9 (3)	455 ± 73,7 (6)	584 ± 106 (19)
SST (mg/L)	102 ± 75,0 (3)	65 ± 42,4 (6)	117 ± 49,8 (19)
NTK (mg/L)	-	68 ± 10,7 (3)	68 ± 14,0 (5)

Observa-se na Tabela 5.12 que os valores da temperatura no esgoto bruto foram maiores na Est 1, com média de  $23,11 \pm 1,3^{\circ}\text{C}$ . Neste período, as temperaturas apresentaram valores maiores devido à estação do ano, lembrando que esta estratégia ocorreu entre os meses de Março a Abril de 2006.

Verificou-se que com o passar das estratégias, o esgoto foi ficando mais concentrado, ou seja, na estratégia 3 o esgoto apresentou maiores concentrações em termos de carbono, nitrogênio e sólidos do que nas estratégias 1 e 2. Isto pode ser atribuído ao fato que no período da estratégia 3, houve poucos dias chuvosos, o que fez com que o esgoto bruto ficasse mais concentrado.

Os valores médios de DQO total e filtrada da Estratégia 1 e 2 são característicos de um esgoto urbano de baixa a média concentração. Já na Estratégia 3, o valor médio da DQO total é característico de um esgoto de média a alta concentração. Em relação ao amônio, observou-se que as concentrações médias obtidas nas três estratégias são típicas de esgoto com alta concentração (METCALF & EDDY, 2003).

A relação DQO/DBO média na Est 1 e 2 foi de 1,6 e na Est 3 de 2,4, indicando respectivamente, uma relação baixa e típica para esgotos domésticos. Esses valores indicam um esgoto de boa degradabilidade, pois quanto menor a relação DQO/DBO mais fácil é a degradação da matéria orgânica (HENZE *et al.*, 1995).

### **5.2.2 Estratégia 1 ( Est 1)**

A estratégia 1 foi a estratégia de partida para o crescimento da biomassa suspensa e fixa, ela começou no dia 21 de Março e finalizou no dia 26 de Abril, após 37 dias de monitoramento. Na Tabela 5.13 têm-se as condições operacionais aplicadas nesta estratégia.

Tabela 5.13 - Condições operacionais aplicadas na Est 1

<b>Condições Operacionais</b>	<b>Valor</b>
Ciclos por dia	3 x 8 h
Número de enchimentos / ciclo	3
Volume de cada enchimento (L)	70
Esgoto Tratado (L/dia)	630
Fases Anóxica (DN): Aeróbia (N) / ciclo	195 min:195 min
COV (kg DQO/m <sup>3</sup> .dia)	0,14 ± 0,02
CN (kg NH <sub>4</sub> -N/ m <sup>3</sup> .dia)	0,02 ± 0,005
DQO <sub>T</sub> / NH <sub>4</sub> -N/ PO <sub>4</sub> -P	150/23/11

Nesta estratégia foi utilizado um volume de 70L em cada enchimento, totalizando 630 L de esgoto tratado por dia. A relação das fases anóxicas e aeróbias em cada ciclo foram de 1DN: 1N (195 min: 195 min), ou seja, utilizou-se o mesmo tempo para cada fase. O tempo destinado para a decantação e retirada nesta estratégia foi de 90 minutos/ciclo.

A relação média C/N/P, em termos de DQO<sub>T</sub>/NH<sub>4</sub>-N/PO<sub>4</sub>-P foi de 150/23/11, acima da relação recomendada por Metcalf & Eddy (2003), que é de 150/5/1. Logo o esgoto utilizado nesta estratégia apresentou uma relação de nutrientes superior à necessária para os microrganismos.

Os valores de pH variaram entre 6,5 e 7,6 no início e entre 6,81 e 7,65 no final dos ciclos. Os valores médios de temperatura foram de 23 ± 1,44°C no início e 24,3 ± 1,74°C no final dos ciclos, estando abaixo da faixa ideal (25 a 35 °C) para a atividade biológica (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

Os valores médios de oxigênio dissolvido (OD) no início e final do ciclo foram respectivamente 0,89 ± 0,75mgO<sub>2</sub>/L e 3,96 ± 1,1mgO<sub>2</sub>/L.

Na Tabela 1 do Apêndice B estão apresentados os valores de OD, T, pH e alcalinidade obtidos no monitoramento do RHBS durante a Est 1 e na Tabela 10 desse mesmo apêndice encontram-se os valores obtidos com a análise estatística descritiva para a nitrificação e remoção do carbono nesta mesma estratégia.

### 5.2.2.1 Remoção de Carbono (DQO, DBO e COT)

Durante a Est 1, o reator apresentou eficiências superiores a 70 % para remoção de  $DQO_T$ ,  $DQO_F$  e  $DBO_5$ , como pode ser observado na Tabela 5.14.

Tabela 5.14 – Valores médios e eficiências de remoção da DQO, DBO e COT na Est 1

Parâmetro	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Eficiência (%)
$DQO_T$	$307 \pm 49,3$	$79 \pm 23,8$	$75 \pm 4,8$
$DQO_F$	$282 \pm 54,5$	$60 \pm 28,5$	$79 \pm 6,0$
$DBO_5$	$192 \pm 31,8$	$32 \pm 12$	$83 \pm 6,9$
COT	$63 \pm 8,5$	$20 \pm 2,7$	$68,5 \pm 4,1$

Através da Tabela 5.14 e da Tabela 10 (Apêndice B) é possível verificar que o reator apresentou instabilidade operacional, conforme mostram os desvios padrões das médias dos parâmetros. As concentrações de saída de  $DBO_5$  no efluente tratado apresentaram valores médios de  $32 \pm 12$ , estando abaixo de 60 mg/L, valor exigido pela Legislação Ambiental do Estado de Santa Catarina (Decreto 14250/81).

Na Figura 5.63 é possível observar o comportamento das concentrações de  $DQO_T$  na entrada e saída do reator e a eficiência de remoção da  $DQO_T$  durante esta estratégia.

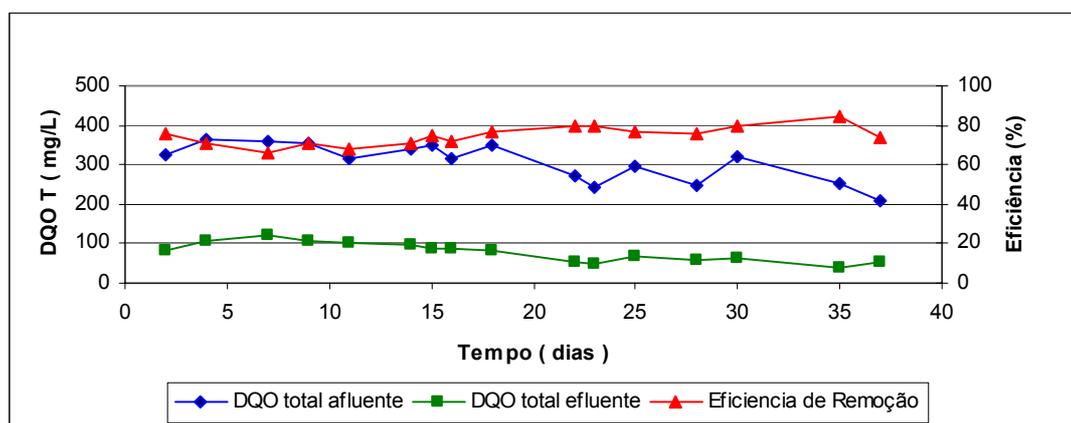


Figura 5.63 - Comportamento da  $DQO_T$  afluente, efluente e eficiência de remoção durante a Est 1.

As concentrações de  $DQO_T$  do esgoto bruto oscilaram durante toda a estratégia, apresentando valores entre 207 e 365 mg/L. Apesar dessas oscilações, o efluente tratado apresentou concentrações médias de  $DQO_T$  entre 40 e 121 mg/L. Observa-se na Figura

5.63 que, a partir do 18º dia de operação desta estratégia, a eficiência de remoção ficou sempre acima de 75 % e as concentrações no efluente abaixo de 65 mg/L, mesmo com as flutuações do esgoto bruto, indicando que o reator estava em regime permanente.

### 5.2.2.2 Remoção de Nitrogênio e Fósforo

A Tabela 5.15 apresenta as concentrações e eficiências referentes à remoção do nitrogênio e fósforo durante a Est 1

Tabela 5.15 – Resultados da alcalinidade, nitrogênio e fósforo na Est 1

Parâmetro	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Eficiência (%)
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	262 ± 1,1	128 ± 20,4	-
NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	47 ± 11,4	19 ± 8,4	60 ± 15,1
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	-	2,0 ± 1,3	-
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	-	4,7 ± 6,3	-
PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	23 ± 7,2	20,5 ± 4,4	8 ± 19,1

Eficiência de Desnitrificação (%): 79 ± 14,3

Eficiência de remoção do nitrogênio total (%): 46 ± 8,9

A eficiência de desnitrificação durante esta estratégia variou entre 53 e 98 % e o efluente final apresentou concentração média de 5 ± 6,3 mgNO<sub>3</sub>-N/L. Em relação à remoção de nitrogênio total, o reator obteve eficiência variando de 38 a 64 %, com média de 46 ± 8,9 %.

Na Figura 5.64 visualiza-se o comportamento do NH<sub>4</sub>-N afluente, efluente, NO<sub>2</sub>-N, NO<sub>3</sub>-N e eficiência de remoção do amônio nesta estratégia.

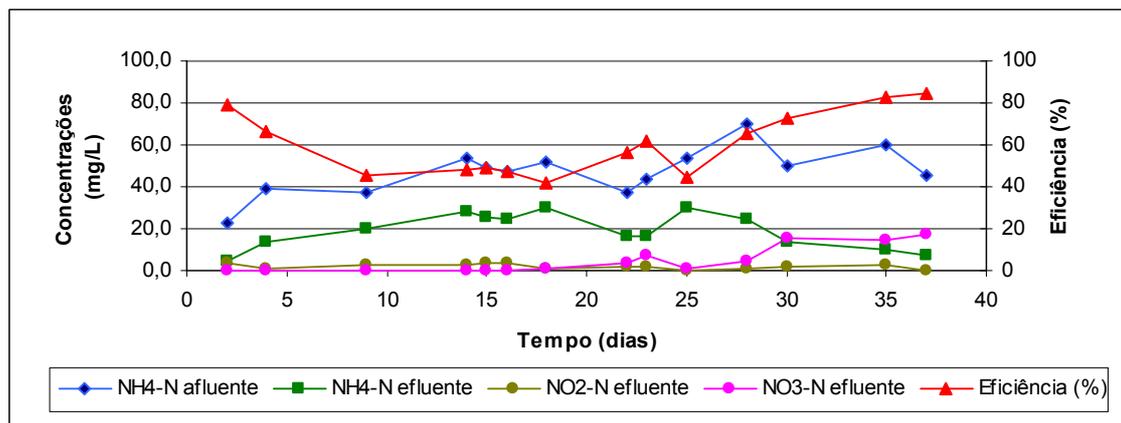


Figura 5.64 - Concentrações de  $\text{NH}_4\text{-N}$ , afluente, efluente,  $\text{NO}_2\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3\text{-N}$ , e eficiência de remoção do  $\text{NH}_4\text{-N}$  durante a Est 1

As concentrações de  $\text{NH}_4\text{-N}$  no esgoto bruto oscilaram durante toda Est 1 entre 22 mg/L e 70 mg/L. A eficiência de remoção do amônio variou entre 41 % e 84,5 %, tendo em média uma remoção de  $60 \pm 15,1$  %. Observa-se na Figura 5.64 que a partir do 25º dia de operação, a eficiência foi aumentando e chegando a 82 % nos últimos dias. Neste período, as concentrações de amônio no final do ciclo ficaram abaixo de 10 mg/L. Com isso, pode-se dizer que o reator estava entrando em regime permanente em termos de remoção do amônio após 30 dias de operação.

As concentrações de amônio no efluente tratado ao longo desta estratégia variaram entre 5 mg/L e 30 mg/L apresentando média de  $19 \pm 8,4$  mg/L, atendendo a Resolução nº 357/05 do CONAMA.

As concentrações de nitrito até a entrada em regime do reator permaneceram mais altas do que as de nitrato durante grande parte do tempo, mostrando uma nitrificação parcial. Porém, a partir da estabilização do reator (25ª dia), houve acumulação de nitrato e a nitrificação foi mais estável. Neste mesmo período, onde o reator apresentou melhores resultados, a eficiência da desnitrificação foi baixa, em torno de 55 %, com concentrações de nitrato acima de 15 mg/L no final do ciclo.

Na Figura 5.65 observa-se o comportamento do fosfato no início e final dos ciclos.

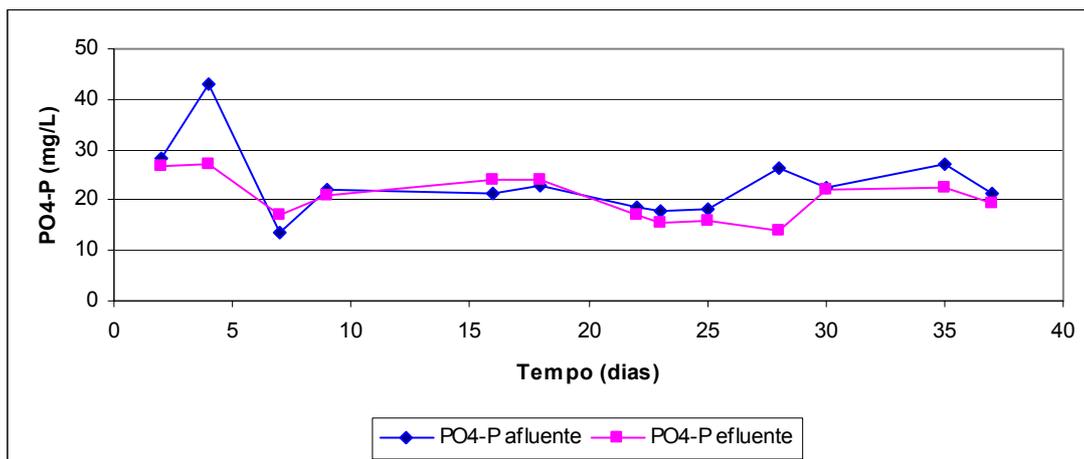


Figura 5.65 – Comportamento do PO<sub>4</sub>-P afluente, efluente e eficiência de remoção durante a Est 1.

Através da Figura 5.65 é possível verificar que o reator não foi capaz de remover eficazmente o fósforo nesta estratégia e no 7º, 16º e 18º dia de operação apresentou eficiências “negativas”, ou seja, a concentração de fosfato no final dos ciclos (efluente) foi maior do que no esgoto afluente.

Em média, o reator apresentou eficiência de  $8 \pm 19,1$  % na remoção do fosfato, com concentrações médias de  $20,5 \pm 4,4$  mgPO<sub>4</sub>-P/L no final dos ciclos.

### 5.2.2.3 Comportamento do reator durante os ciclos monitorados

Nesta estratégia foram monitorados dois ciclos, nos dias 4/4/2006 (T = 15 dias) e 11/4/2006 (T = 22 dias). As Tabelas 11 e 12 (Apêndice B) apresentam os resultados obtidos com o monitoramento desses ciclos e nas Figuras 5.66, 5.67 e 5.68 observam-se os resultados obtidos durante o monitoramento do ciclo realizado no dia 11 de Abril de 2006.

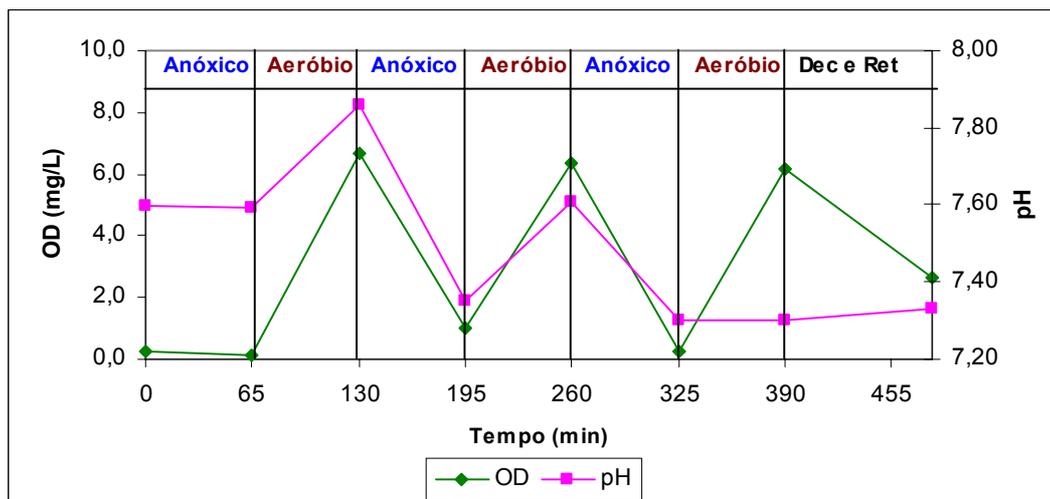


Figura 5.66 - Evolução do OD e pH ao longo do ciclo do dia 11/4/2006 (T = 22 dias)

Observa-se na Figura 5.66 que os valores de pH permaneceram acima de 7,20 durante todo o ciclo. Em relação às concentrações de OD, observa-se que os valores foram aumentando ao longo das fases aeróbias, alcançando valores acima de 6,0 mg/L no final destas. Em relação às fases anóxicas, o OD diminuiu gradativamente, chegando a 0,15 mg/L na primeira fase, 1,0 mg/L na segunda e 0,26 mg/L na terceira fase. Os valores de alcalinidade ficaram sempre acima de 120 mgCaCO<sub>3</sub>/L e a temperatura aumentou no decorrer do ciclo, apresentando valor de 23,5 °C no início e de 26,4 °C no final.

Na Figura 5.67 está apresentado o comportamento da DQO<sub>T</sub> e DQO<sub>F</sub> durante o ciclo.

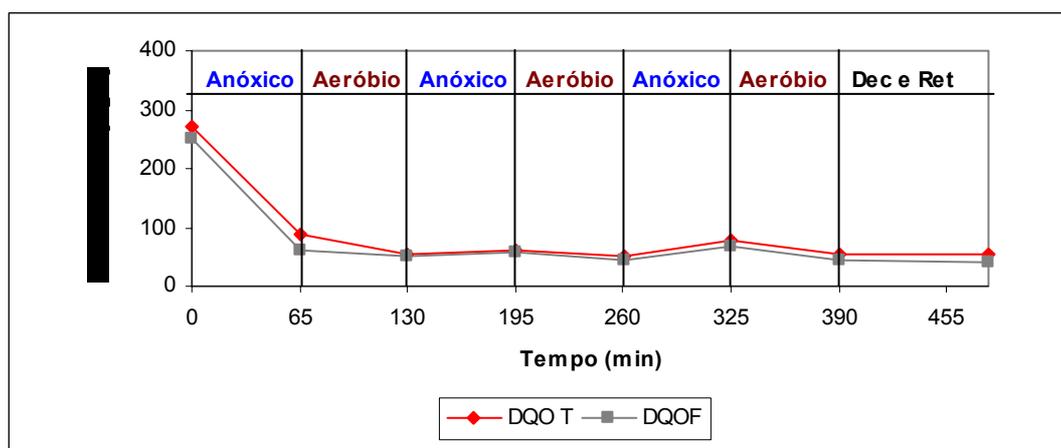


Figura 5.67 - Comportamento da DQO<sub>T</sub> e DQO<sub>F</sub> no ciclo do dia 11/4/2006 (T = 22 dias).

O esgoto bruto que alimentou o reator nesta estratégia apresentou concentrações de  $DQO_T$  e  $DQO_F$  de 270 mg/L e 252 mg/L, respectivamente. Observa-se uma diminuição acentuada nos valores dessas variáveis nos primeiros 65 minutos do ciclo, com uma redução de 271 mg/L para 89 mg/L ( $DQO_T$ ) e 252 mg/L para 62 mg/L ( $DQO_F$ ). Esta redução deve-se em grande parte ao efeito de diluição do esgoto bruto com o esgoto remanescente no reator e também da oxidação da matéria carbonácea pelas bactérias heterotróficas.

Ao longo do ciclo observou-se que as concentrações de  $DQO_T$  e  $DQO_F$  foram diminuindo e o reator obteve eficiências de 80 % e 84 %, respectivamente. As concentrações no final do ciclo foram de 54 mg $DQO_T$ /L e 41 mg $DQO_F$ /L. Na Figura 5.68 observa-se a evolução do amônio, nitrito, nitrato, fosfato e nitrogênio total durante este ciclo.

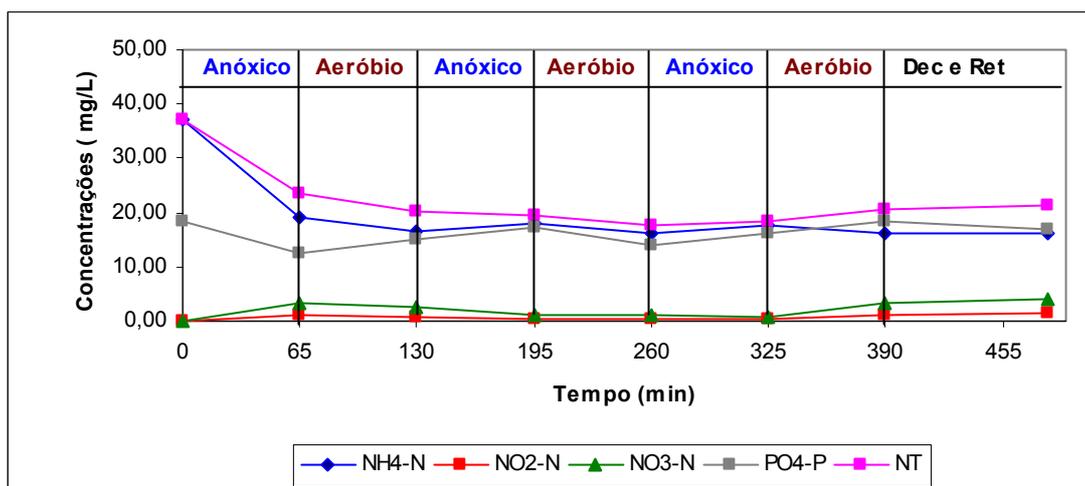


Figura 5.68 - Evolução das concentrações de  $NH_4-N$ ,  $NO_2-N$ ,  $NO_3-N$ ,  $PO_4-P$  e  $NT$  do ciclo do dia 11/4/2006 ( $T = 22$  dias).

Assim como ocorreu com as variáveis  $DQO_T$  e  $DQO_F$ , houve também uma diluição nos valores de  $NH_4-N$ , nos primeiros 65 minutos (fase anóxica), quando a concentração de amônio diminuiu de 37 mg/L para 19 mg/L.

Observa-se na Figura 5.68 que durante as fases aeróbias houve uma diminuição nas concentrações de amônio provocada pelo processo de nitrificação. A eficiência de remoção do amônio foi de 57 % e o efluente tratado deixou o reator com uma concentração de 16 mg $NH_4-N$ /L, atendendo a Resolução n° 357/05 do CONAMA.

Em termos de desnitrificação, o reator obteve eficiência em torno de 75 %, apresentando concentrações médias de 1,40 mgNO<sub>2</sub>-N/L e 4 mgNO<sub>3</sub>-N/L no final do ciclo. Com relação às concentrações de nitrogênio total (NT), observa-se na Figura 5.68 que do início ao final do ciclo houve uma diminuição de 16 mg/L, representando uma eficiência de 42 % na remoção do nitrogênio.

Em relação à remoção do fósforo, observa-se na Figura 5.68, que só ocorreu assimilação do fosfato pelas bactérias na 2ª fase aeróbia, logo, o processo de remoção foi prejudicado e no final do ciclo o efluente apresentou concentração de 17 mgPO<sub>4</sub>-P/L.

#### 5.2.2.4 Comportamento dos ST, SST e SSV na Est 1

Conforme já observado na Tabela 5.11 do item 5.2.1, o esgoto bruto utilizado na alimentação do reator ao longo desta estratégia apresentou concentrações médias de 530 ± 118,9 mgST/L e 102± 75,1 mgSST/L. As concentrações de ST e SST são típicas de um esgoto doméstico com baixa a média concentração (JORDÃO & PESSÔA, 2005).

As concentrações de sólidos no lodo do reator variaram entre 561,5 e 1921 mgST/L, 280 e 1360 mgSST/L e entre 126 e 1122 mgSSV/L, como pode ser observado na Figura 5.69. Verificou-se que após 10 dias de operação do reator, as concentrações de ST, SST e SSV eram inferiores à faixa ideal recomendada para se manter no tanque de aeração. EPA (1993) sugere concentrações de SSV entre 1500 e 3500 mg/L. Neste mesmo período onde as concentrações foram baixas, as eficiências de remoção do carbono e amônio apresentaram-se, em torno de 68 e 45 % respectivamente, mostrando que a baixa concentração celular do lodo pode também ter prejudicado a eficiência do reator.

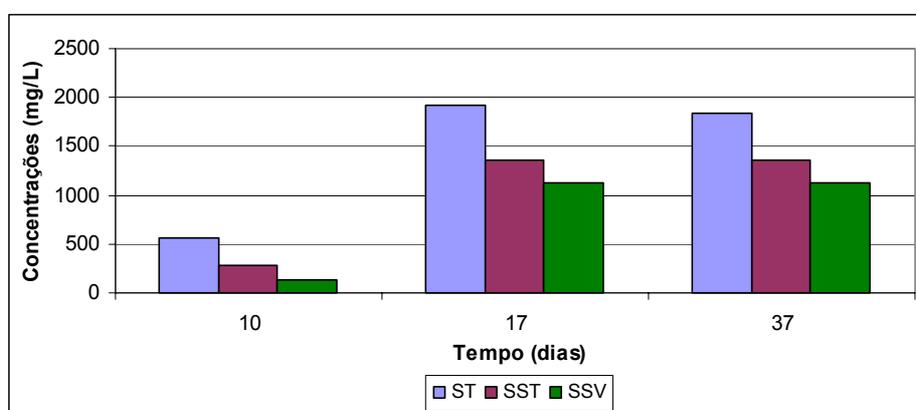


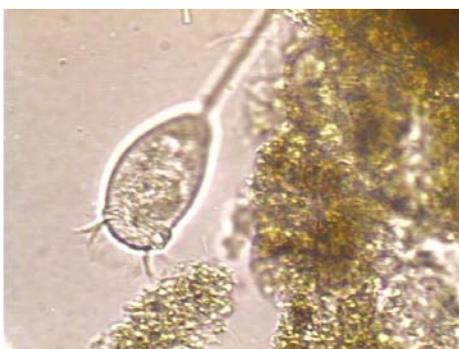
Figura 5.69 – Concentrações de ST, SST e SSV no lodo do reator na Est 1

Nas relações SSV/SST do lodo, observou-se uma baixa relação (0,45) aos 10 dias de operação, devido à baixa concentração de SSV no lodo. Nos demais dias, a relação manteve-se acima de 0,82, indicando que o lodo apresentou uma boa quantidade de matéria orgânica. De acordo com Henze *et al.* (1995), valores entre 0,8 e 0,9 indicam uma alta fração de matéria orgânica nos sólidos suspensos.

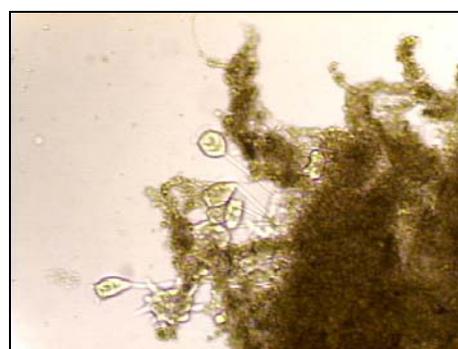
Em termos de remoção de SST, o reator apresentou eficiência de  $58 \pm 19,1$  % e o efluente tratado após decantação apresentou concentrações médias de  $34 \pm 6$  mgSST /L e  $448 \pm 62,6$  mgST/L.

### 5.2.2.5 Microscopia Ótica

Ao longo da Estratégia 1 foram realizadas várias observações microscópicas no lodo do reator com o auxílio do microscópio ótico. Através das Figuras 5.70 e 5.71 é possível verificar que no final desta estratégia o lodo apresentava-se compacto, com flocos bem formados, apresentando vários microrganismos indicadores de uma situação estável de tratamento, com boa oxigenação e ocorrência de nitrificação.



(A)



(B)

Figura 5.70 – *Vorticellas* sp junto com flocos de lodo (T = 37 dias).

Na Figura 5.70, observar-se a presença de várias *Vorticellas* sp junto com os flocos de lodo ativado. A presença desses ciliados fixos nos flocos é um indício de boas condições de tratamento, pois são reguladores do número de bactérias, contribuem para a formação do próprio floco e na remoção carbonácea (BRANCO, 1986).

Na Figura 5.71 (A) além de *Rotatoria* sp, observam-se colônias de *Epistylis* sp junto com os flocos. A presença desse ciliado fixo indica condições estáveis, com aeração

suficiente, capaz de manter a nitrificação (CANLER *et al.*, 1999) e são indicadores de efluente tratado de boa a muito boa qualidade, pois possuem capacidade depuradora de remoção carbonácea (JENKINS *et al.*, 1993; CETESB, 1997). Em 5.71 (B) também se tem a presença de *Rotatoria* sp junto com os flocos bem formados de lodo ativado. Este tipo de metazoário tem um período de geração mais longo do que os organismos unicelulares e aparecem apenas em lodo mais velho e em condições estáveis de funcionamento (HOFFMANN, 2004).

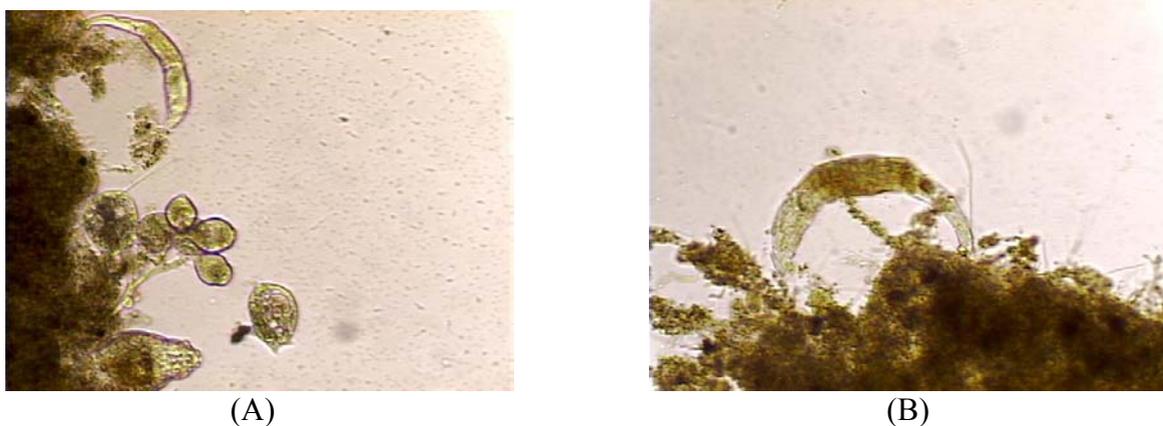


Figura 5.71 – Microorganismos presentes no lodo do reator na Est 1 ( T = 37 dias).

### 5.2.3 Estratégia 2 ( Est 2)

A estratégia 2 caracterizou-se pelo aumento do volume de enchimento de 70 para 100 L, totalizando 900 L de esgoto tratado diariamente. A carga orgânica volumétrica aumentou de 0,14 para 0,21 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e a carga de nitrogênio de 0,03 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia para 0,03 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia. Esta estratégia teve início no dia 27 de Abril de 2006 e foi finalizada no dia 29 de Maio de 2006, após 33 dias de monitoramento. A Tabela 5.16 apresenta as condições operacionais aplicadas nesta estratégia.

Tabela 5.16 - Condições operacionais aplicadas na Est 2

<b>Condições Operacionais</b>	<b>Valor</b>
Ciclos por dia	3 x 8 h
Número de enchimentos / ciclo	3
Volume de cada enchimento (L)	100
Esgoto Tratado (L/dia)	900
Fases Anóxica (DN): Aeróbia (N) / ciclo	195 min:195 min
COV (kg DQO/m <sup>3</sup> .dia)	0,21 ± 0,05
CN (kg NH <sub>4</sub> -N/ m <sup>3</sup> .dia)	0,03 ± 0,01
DQO <sub>T</sub> / NH <sub>4</sub> -N/ PO <sub>4</sub> -P	150/24/11

Nesta estratégia, a relação das fases anóxicas e aeróbias utilizada em cada ciclo foi a mesma da Est 1, ou seja, 195 min: 195 min em cada ciclo e 90 minutos para a decantação e retirada, totalizando um ciclo de 480 minutos. Os resultados da Tabela 5.16 mostra que a relação DQO<sub>T</sub>/NH<sub>4</sub>-N/PO<sub>4</sub>-P foi praticamente a mesma da Est 1 (150/23/11), estando acima dos valores recomendados por Jordão & Pessoa (2005) para manter um balanço adequado de matéria orgânica e nutrientes para o tratamento biológico, que é de 150/5/1.

Os valores de pH variaram de 6,64 a 7,87 no início e de 7,56 a 6,59 no final dos ciclos. Nesta estratégia foi necessário adicionar cal em alguns dias, pois a alcalinidade natural do esgoto bruto não foi suficiente para manter o pH acima de 7 durante as fases aeróbias e em alguns dias a eficiência de desnitrificação foi baixa. De acordo com von Sperling (1996), com a desnitrificação ocorre à liberação de oxigênio e o consumo de H<sup>+</sup>, implicando na economia de alcalinidade e no aumento da capacidade tampão do meio.

Em relação à temperatura, observou-se que os valores apresentaram-se mais baixos do que na Est 1, devido a época em que foi realizada, quando as temperaturas já se encontravam mais amenas. Os valores médios foram de 18, 57 ± 1,66 °C no início e 19,08 ± 1,78 °C no final dos ciclos.

Na Tabela 2 do Apêndice B estão apresentados os valores de OD, T, pH e alcalinidade obtidos no monitoramento do RHBS durante a Est 2 e na Tabela 10 desse mesmo apêndice encontram-se os valores obtidos com a análise estatística descritiva para a nitrificação e remoção do carbono nesta mesma estratégia.

### 5.2.3.1 Remoção do Carbono (DQO, DBO, COT)

Comparando os resultados da Tabela 5.17 com os resultados apresentados na Tabela 5.20 (Est 1), pode-se observar que o reator apresentou eficiência em torno de 10 % superior na remoção do carbono nesta estratégia, o que mostra que ele foi capaz de absorver carga maior.

Tabela 5.17 - Valores médios e eficiências de remoção da DQO, DBO e COT na Est 2

Parâmetro	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Eficiência (%)
DQO <sub>T</sub>	332 ± 74,4	48 ± 12,4	84 ± 7,4
DQO <sub>F</sub>	299 ± 68,5	33 ± 12,9	88 ± 7,2
DBO <sub>5</sub>	209,5 ± 46,6	9 ± 4,5	96 ± 1,9
COT	80 ± 11,5	20 ± 14,4	74 ± 14,4

Observa-se na Tabela 5.17 que o reator apresentou eficiência média de 96 % na remoção de DBO<sub>5</sub> produzindo um efluente tratado com concentrações médias de 9 mgDBO<sub>5</sub>/L, valor abaixo do mínimo exigido pelo Decreto 14250/81 de SC (< 60 mg/L ou 80% de remoção). Na Figura 5.72 observa-se as concentrações de DQO<sub>T</sub> afluente, efluente e eficiência de remoção durante a Est 2.

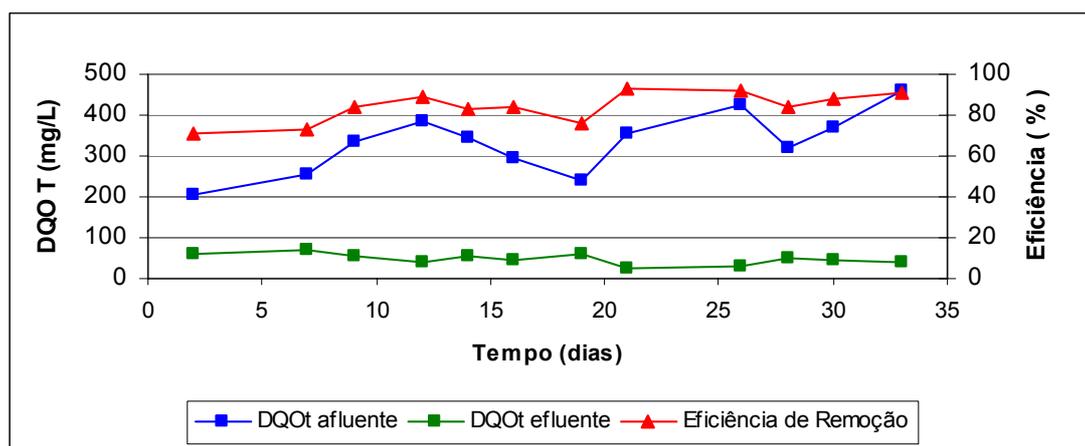


Figura 5.72 - Concentrações de DQO<sub>T</sub> afluente, efluente e eficiência de remoção durante a Est 2.

O reator apresentou comportamento estável nesta estratégia, com percentuais de remoção sempre acima de 70 % para DQO<sub>T</sub>, apesar das grandes flutuações apresentadas

pelo esgoto bruto, com variações entre 206 e 458 mg/L, como mostra a Figura 5.72. A partir do 19º dia de operação, a eficiência passou de 76 % para 92 % e manteve-se acima de 80 % até o final do experimento, mostrando que o reator apresentava tendência ao regime permanente. No último dia de monitoramento, onde foi observada a maior concentração de DQO<sub>T</sub> no esgoto bruto (458 mg/L), a eficiência de remoção chegou a 92 % e no final deste ciclo o efluente tratado apresentava concentração de 41 mg/L de DQO<sub>T</sub>, mostrando o potencial deste reator para absorver altas cargas aplicadas.

### 5.2.3.2 Remoção do Nitrogênio e Fósforo

Assim como ocorreu na remoção do carbono, o reator apresentou eficiência superior na remoção do nitrogênio quando comparados com a Est 1. A Tabela 5.18 apresenta os resultados referentes a remoção de nitrogênio e fósforo nesta estratégia.

Tabela 5.18 - Resultados da alcalinidade, nitrogênio e fósforo na Est 2

Parâmetro	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Eficiência (%)
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	211,5 ± 76,9	105 ± 48,7	-
NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	53 ± 9,5	14 ± 8,4	76 ± 13,5
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	-	2,3 ± 1,1	-
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	-	3,8 ± 1,5	-
PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	25 ± 5,0	15 ± 2,6	38 ± 14,2
Eficiência de desnitrificação (%): 84 ± 5,8			
Eficiência de remoção do nitrogênio total (%): 64 ± 14,1			

Através da Tabela 5.18 é possível observar que a eficiência de desnitrificação ao longo desta estratégia foi alta, com média de 84 ± 5,84%, variando entre 72 % e 92 %. As concentrações de nitrito variaram entre 0,5 e 3,6 mgNO<sub>2</sub>-N/L e de nitrato entre 2,6 e 7,9 mgNO<sub>3</sub>-N/L no final dos ciclos. Em relação à remoção de nitrogênio total, verificou-se que o reator apresentou eficiências superiores àquelas da Est 1. Os valores oscilaram entre 50 % e 86 %, com média de 64 ± 14,1%.

Na Figura 5.73 observa-se que nesta estratégia também houve remoção de fosfato, e quando comparada com a Est 1, nesta estratégia o reator não apresentou eficiências

“negativas”, pois as concentrações de fosfato no efluente (final dos ciclos) foram em todos os dias menores do que no início dos ciclos (afluente).

A eficiência média de remoção do fosfato foi de  $38 \pm 14,2\%$  e o efluente tratado apresentou concentrações que variaram entre 10 mg/L e 20 mg/L, com média de  $15 \pm 2,6$ mg/L.

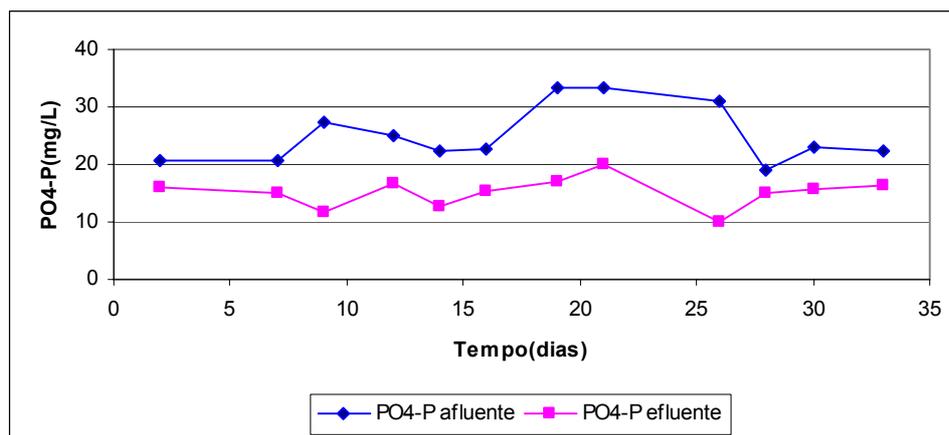


Figura 5.73 – Comportamento do Fosfato ao longo da Est 2

No 26º dia de operação, observou-se a menor eficiência de remoção do fosfato e da desnitrificação desta estratégia, com porcentagens de 21 % e 72 %, respectivamente e concentração de nitrato de 7,9 mgNO<sub>3</sub>-N no efluente tratado. Neste período ocorreu uma queda brusca de temperatura, de 20 para 15°C, e os valores de OD nas fases anóxicas ficaram em torno de 1,90 mg/L, acima do valor recomendado por Ferreira (2000), que recomenda trabalhar com concentrações de OD de 0,5 mg/L, com máximo de 1,0 mg/L, para que o processo de desnitrificação não seja prejudicado.

Na Figura 5.74 estão apresentadas as concentrações de NH<sub>4</sub>-N (afluente e efluente), NO<sub>2</sub>-N e NO<sub>3</sub>-N efluente e as eficiências de remoção de NH<sub>4</sub>-N durante a Est 2.

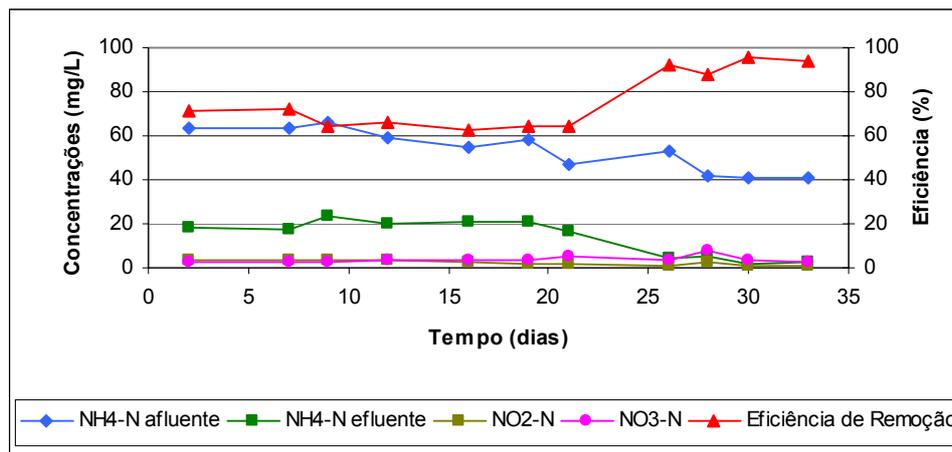


Figura 5.74 - Concentrações de  $\text{NH}_4\text{-N}$  afluente e efluente,  $\text{NO}_2\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3\text{-N}$  e eficiência de remoção de  $\text{NH}_4\text{-N}$  durante a Est 2.

As concentrações de amônio na entrada variaram entre 41 mg/L e 66 mg/L, devido a mudanças nas características do esgoto bruto (afluente) no decorrer desta estratégia. A eficiência média de remoção do amônio foi de  $76 \pm 13,5$  % variando entre 62 % e 95 %. Verifica-se na Figura 5.74 que até o 21º dia, quando a concentração do amônio estava em torno de 60 mg/L, a eficiência do reator manteve-se entre 62 e 72 %. A partir deste dia, a concentração do amônio diminuiu e a eficiência de remoção aumentou de 64 % para 92%, mantendo-se acima de 87% até o final desta estratégia. As concentrações do amônio no final do ciclo variaram entre 2 mg/L e 23 mg/L, com média de  $14 \pm 8,4$  mg/L, atendendo a Resolução nº 357/05 do CONAMA.

Em relação às concentrações de nitrito e nitrato no efluente, observou-se que se mantiveram baixas, mesmo quando o reator obteve eficiências acima de 87 % na remoção do amônio. Isto ocorreu devido a desnitrificação, que alcançou percentagens acima de 72 % durante toda a estratégia, chegando a 91 % no ultimo do experimento. Em médias as concentrações de nitrito e nitrato no efluente foram de  $2,3 \pm 1,1$  mg $\text{NO}_2\text{-N/L}$  e  $3,8 \pm 1,53$  mg $\text{NO}_3\text{-N/L}$ .

### 5.2.3.3 Comportamento do reator durante os ciclos monitorados

Nesta estratégia foram monitorados três ciclos, nos dias 3/05/2006 (T = 7 dias), 15/05/2006 (T = 19 dias) e 22/05/2006 (T = 26 dias). Nestes três ciclos, o tempo de cada fase aeróbia e anóxica foi de 65 minutos. Nas Tabelas 13, 14 e 15 (Apêndice B) estão os

resultados obtidos com o monitoramento desses ciclos e nas Figuras 5,75 a 5,78 estão apresentados os resultados obtidos com o monitoramento do ciclo do dia 3/05/06.

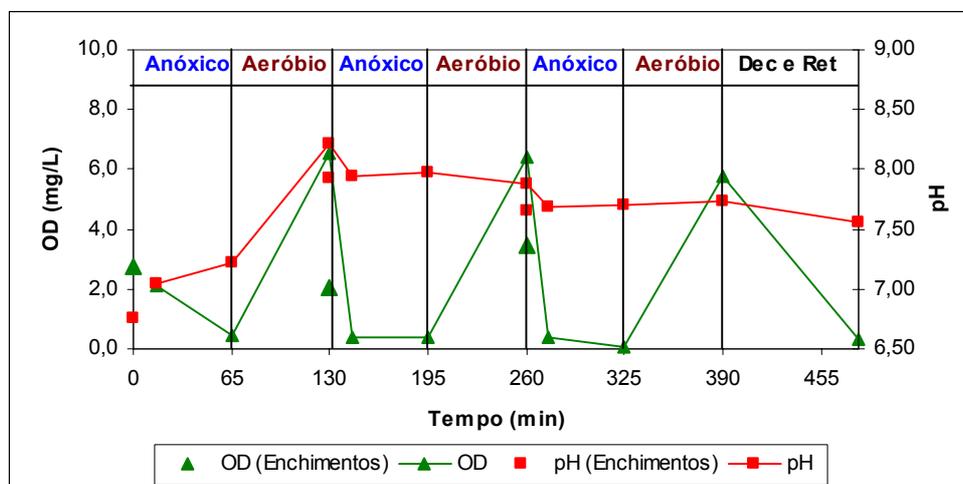


Figura 5.75 - Comportamento do OD e pH durante o ciclo do dia 3/05/2006 (T = 7 dias).

A Figura 5.75 mostra que os valores de pH nas fases aeróbias e anóxicas ficaram sempre acima de 7,0. Observa-se que houve um aumento no valor de pH de 6,75 no início para 7,22 no final da primeira fase anóxica, provocado pelo processo de desnitrificação. No entanto, nas demais fases anóxicas esse aumento não foi observado. Durante a primeira fase aeróbia, o valor do pH elevou-se, devido à adição de cal, realizada apenas nesta fase.

O valor de OD ficou em torno de 0,4 mgO<sub>2</sub>/L na primeira e segunda fases anóxicas e em 0,09 mgO<sub>2</sub>/L na terceira. Já nas fases aeróbias variou entre 0,42 mgO<sub>2</sub>/L no início e 6,54 mgO<sub>2</sub>/L no final.

Em relação à temperatura, observou-se um aumento progressivo do início ao final, com valores entre 19,43 °C e 20,33 °C, respectivamente. Na Figura 5.76 tem-se o comportamento da alcalinidade.

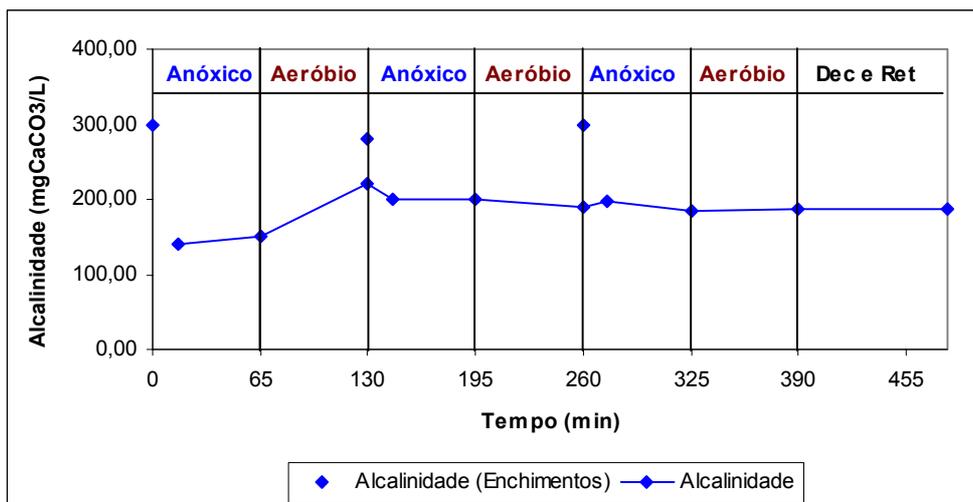


Figura 5.76 - Valores de alcalinidade durante o ciclo do dia 03/05/2006 (T = 7 dias).

A Figura 5.76 mostra que após 15 minutos do início da primeira fase anóxica, houve um aumento no valor da alcalinidade devido ao processo de desnitrificação, que consome  $H^+$  e consequentemente aumenta os valores. Nas demais fases, este processo não foi observado. Verifica-se também, que na primeira fase aeróbia houve um aumento nos valores da alcalinidade, devido à adição de cal no decorrer desta. Na Figura 5.77 observa-se o comportamento da  $DQO_T$ ,  $DQO_F$  e  $PO_4-P$  ao longo do ciclo.

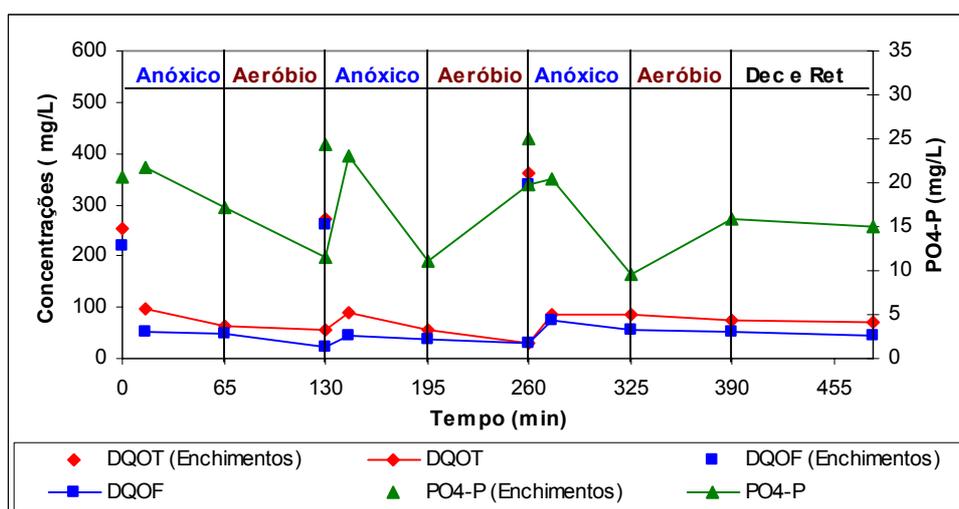


Figura 5.77 - Comportamento da  $DQO_T$ ,  $DQO_F$  e  $PO_4-P$  ciclo do dia 03/05/2006 (T = 7 dias).

Observa-se na Figura 5.77 os picos nos tempos 0, 130 e 260 minutos que se referem à entrada do esgoto bruto no reator (enchimento escalonado). Os valores de  $DQO_T$

e  $DQO_F$  no início do ciclo foram, respectivamente, 254 mg/L e 220 mg/L, e foram diminuindo ao longo do ciclo devido à oxidação da matéria orgânica, apresentando valores de 69 mg $DQO_T$ /L e 47 mg $DQO_F$ /L no final do ciclo. As eficiências de remoção foram de 73 % ( $DQO_T$ ) e 79 % ( $DQO_F$ ).

Em relação à remoção do fósforo, observou-se que não houve liberação do fosfato nas fases anóxicas enquanto a DQO era removida, bem como não houve assimilação (captura) pelas bactérias nas fases aeróbias, a não ser na primeira. Assim como nos demais dias desta estratégia a remoção de fósforo foi devido à diluição do esgoto bruto com o esgoto remanescente no reator. No final do ciclo a concentração de fosfato era de 15 mg $PO_4-P$ /L. Na Figura 5.78 visualizam-se os valores de  $NH_4-N$ ,  $NO_2-N$ ,  $NO_3-N$ , NTK e NT ao longo do ciclo.

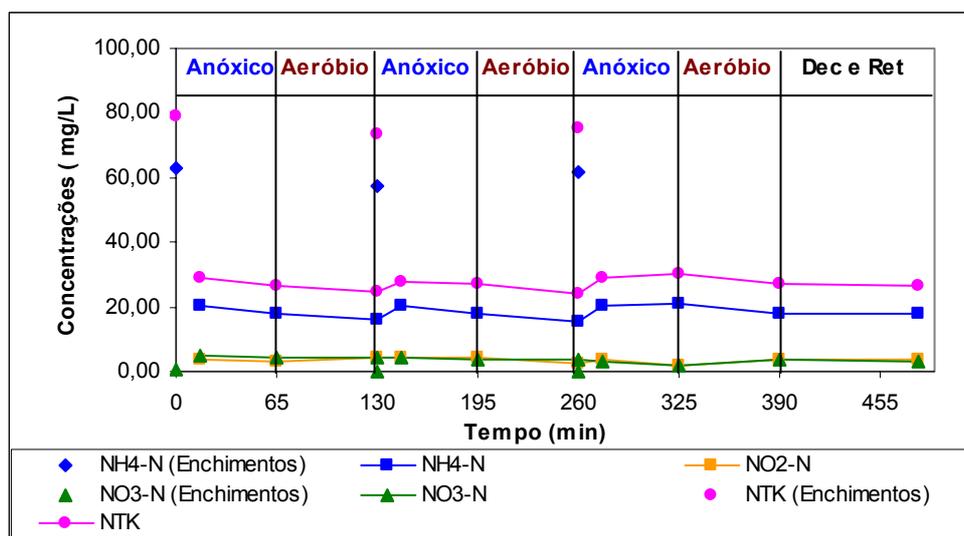


Figura 5.78 - Comportamento do  $NH_4-N$ ,  $NO_2-N$ ,  $NO_3-N$ , NTK e NT ao longo do ciclo do dia 03/05/2006 (T = 7 dias).

Como pode ser observado na Figura 5.78, houve uma diminuição do amônio e NTK e leve aumento do nitrito e nitrato durante as fases aeróbias provocado pela nitrificação. Verifica-se que a diferença entre os valores de  $NH_4-N$  e NTK mostra que o nitrogênio orgânico não sofreu modificações durante o ciclo. De acordo com Santos *et al.* (2003) só a predominância de compostos orgânicos nitrogenados não-biodegradáveis e de degradação lenta proporciona este comportamento.

A eficiência de remoção do amônio neste ciclo, em relação à concentração do amônio que entrou no reator, foi de 72 % e o efluente tratado apresentou concentração de

18 mg/L, atendendo a Resolução nº 357/05 do CONAMA. Ao longo do ciclo, observou-se uma nitrificação instável com valores de nitrito e nitrato muito semelhantes e no final do ciclo o efluente tratado apresentou concentrações de 3,8 mgNO<sub>2</sub>-N/L e 2,8 mgNO<sub>3</sub>-N/L, mostrando uma nitrificação parcial (nitritação).

Nas fases anóxicas, observou-se uma diminuição nas concentrações de nitrito e nitrato devido a desnitrificação. Observou-se que as relações DQO<sub>T</sub>/NT mantiveram-se muito baixas nessas fases, entre 3 e 5. De acordo com Henze *et al.*, (1995) uma boa relação para a desnitrificação seria entre 12 e 16.

Vários fatores podem ter contribuído para essas baixas eficiências na desnitrificação neste ciclo, como os altos valores de OD durante as fases anóxicas, as baixas relações DQO<sub>T</sub>/NT e o fato de ter sido realizado após 7 dias de monitoramento, tempo que pode ter sido curto para a adaptação das bactérias desnitrificantes.

Neste ciclo, verificou-se uma remoção de nitrogênio de 59 %, com redução nos valores de 79 mgNT/L no início para 33 mgNT/L no final do ciclo.

#### 5.2.3.4 Comportamento dos Sólidos na Est 2

O esgoto bruto utilizado nesta estratégia apresentou concentrações médias de 455 ± 73,7 mgST/L e 65 ± 42,4 mgSST/L. Em termos de ST, esse esgoto pode ser classificado, conforme Metcalf & Eddy (2003), como um esgoto doméstico de baixa a média concentração.

Na Figura 5.79 visualiza-se o comportamento dos ST, SST e SSV do lodo do RHBS durante a estratégia estudada.

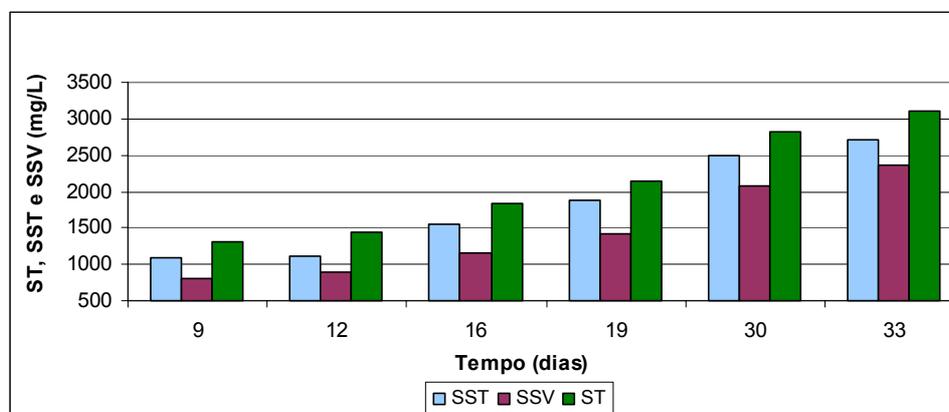


Figura 5.79 – Comportamento dos SS, SST e SV do lodo ao longo da Est 2

Observa-se na Figura 5.79 valores crescentes nas barras, representando o aumento da concentração celular no lodo com o decorrer desta estratégia. Procurou-se manter o valor de SST entre 1500 e 3500 mgSST/L no reator, conforme recomendado por EPA (1993) para lodos ativados. Apenas nos primeiros oito dias de operação desta estratégia, a concentração de SST ficou abaixo de 1500 mg/L.

Os valores de ST, SST e SSV variaram entre 1300 e 3101 mgST/L, 1089 e 2716 mgSST/L e entre 800 e 2365 mgSSV/L. A Figura 5.80 mostra as relações SSV/SST do lodo obtidas ao longo desta estratégia.

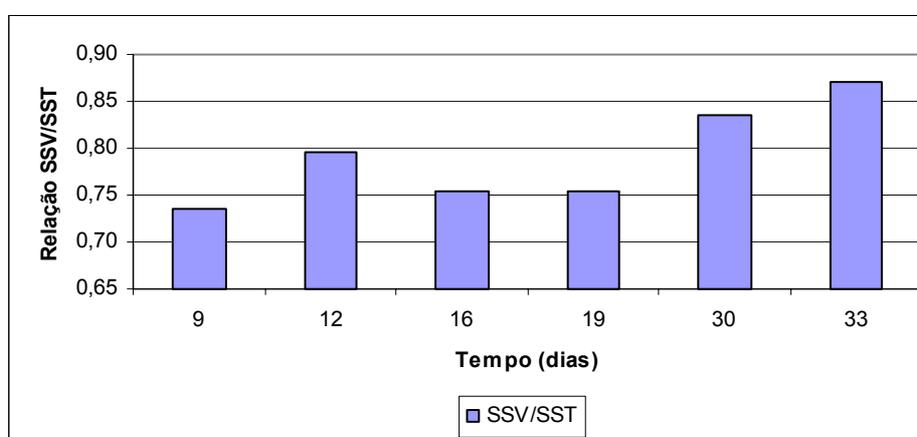


Figura 5.80 – Relação dos SSV/SST do lodo na Est 2

Através das barras da Figura 5.80 é possível observar que as relações SSV/SST durante esta estratégia variaram entre 0,73 e 0,87. De acordo com von Sperling (1997), em um sistema de lodos ativados convencional essa relação está na faixa de 0,7 a 0,85. As relações mais altas desta estratégia (0,84 e 0,87) foram observadas na última semana, onde também se observou as maiores eficiências na remoção do amônio.

Em termos de remoção de ST e SST, o reator obteve eficiências médias de  $29 \pm 27$  % e 77 %, respectivamente, gerando um efluente tratado após decantação com concentrações médias de  $8 \pm 4,2$  mgSST/L e  $349 \pm 42,6$  mgST/L.

### 5.2.4 Estratégia 3 (Est 3)

A estratégia 3 teve início no dia 30 de Maio de 2006 e foi finalizada em 15 de Outubro de 2006, após 139 dias de monitoramento. Esta foi a estratégia com maior tempo de monitoramento e em cada enchimento o reator recebeu 150 L de esgoto bruto, totalizando 1350 L tratados diariamente. As cargas aplicadas foram de 0,51 kg DQO/m<sup>3</sup>.dia e 0,06 ± 0,01 kg NH<sub>4</sub>-N/ m<sup>3</sup>.dia. A Tabela 5.19 apresenta as condições operacionais aplicadas nesta estratégia.

Tabela 5.19 - Condições operacionais aplicadas na Est 3

Condições Operacionais	Valor
Ciclos por dia	3 x 8 h
Número de enchimentos / ciclo	3
Volume de cada enchimento (L)	150
Esgoto Tratado (L/dia)	1350
Fases Anóxica (DN): Aeróbia (N) / ciclo	210 min: 210 min, 270min:150min ou 150min:270min.
COV (kg DQO/m <sup>3</sup> .dia)	0,51 ± 0,01
CN (kg NH <sub>4</sub> -N/ m <sup>3</sup> .dia)	0,06 ± 0,01
DQO <sub>T</sub> / NH <sub>4</sub> -N/ PO <sub>4</sub> -P	150:16:7

A relação DQO<sub>T</sub>/ NH<sub>4</sub>-N/ PO<sub>4</sub>-P (150:16:7), apesar de ter sido menor do que nas demais estratégias em termos de nitrogênio e fósforo, continuou superior a recomendada por Jordão & Pessoa (2005) para manter um balanço adequado de matéria orgânica e nutrientes para o tratamento biológico.

Nesta estratégia trabalhou-se com vários tempos nas fases anóxicas e aeróbias, com o intuito de se otimizar a fase de nitrificação e/ou desnitrificação quando necessário. Os tempos utilizados ao longo do estudo foram de 210 min:210 min, 270 min:150 min ou 150 min:270 min.

Os valores de pH variaram entre 6,5 e 7,28 no início e entre 6,40 e 7,81 no final do ciclo. Em alguns dias foi necessário adicionar cal nas fases aeróbias para manter o pH acima de 7 e não prejudicar o processo de nitrificação.

A temperatura e as concentrações de OD variaram em média de  $19,52 \pm 1,84^\circ\text{C}$  e  $0,41 \pm 0,5 \text{ mgO}_2/\text{L}$  no início e  $19,49 \pm 2,52^\circ\text{C}$  e  $2,27 \pm 1,29 \text{ mgO}_2/\text{L}$  no final dos ciclos, respectivamente.

Na Tabela 3 do Apêndice B estão apresentados os valores de OD, T, pH e alcalinidade obtidos no monitoramento do RHBS durante a Est 3 e na Tabela 10 desse mesmo apêndice encontram-se os valores obtidos com a análise estatística descritiva para a nitrificação e remoção do carbono nesta mesma estratégia.

#### 5.2.4.1 Remoção do Carbono (DQO, DBO e COT)

Na Tabela 5.20 é possível observar que esta estratégia apresentou melhores eficiências de remoção do carbono do que nas estratégias anteriores, mesmo o reator recebendo cargas maiores. Isto mostra, mais uma vez, o potencial deste reator para trabalhar com altas cargas.

Tabela 5.20 - Valores médios e eficiências de remoção da DQO, DBO e COT na Est 3

Parâmetro	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Eficiência (%)
DQO <sub>T</sub>	538 ± 94,2	59 ± 36,8	89 ± 6,1
DQO <sub>F</sub>	395 ± 74,4	31 ± 26,8	92 ± 5,6
DBO <sub>5</sub>	223 ± 49,9	7 ± 3,6	97 ± 1,2
COT	61 ± 16,5	13 ± 3,2	78 ± 7,0

O esgoto bruto apresentou concentrações médias de DQO<sub>T</sub> e DQO<sub>F</sub> maiores do que nas demais estratégias, ocasionado por períodos menos chuvosos, fazendo com que o esgoto ficasse mais concentrado.

As concentrações de DQO<sub>F</sub> no final dos ciclos oscilaram bastante apresentando valores entre 8 a 90 mg/L, por isso o desvio padrão da média apresentou valor alto. Mesmo assim, as eficiências de remoção ao longo desta estratégia foram altas, oscilando entre 80 % a 98 %, com média de  $92 \pm 5,6$  %. A remoção elevada da DQO está intimamente ligada ao metabolismo das bactérias presentes no sistema, onde um terço da matéria orgânica afluente é oxidada e dois terços são incorporados ao lodo (DOLD *et al.*, 1980 apud CYBIS *et al.*, 2003).

Na Figura 5.81 observa-se o comportamento das concentrações de DQO<sub>T</sub> afluyente e efluente e as eficiências de remoção.

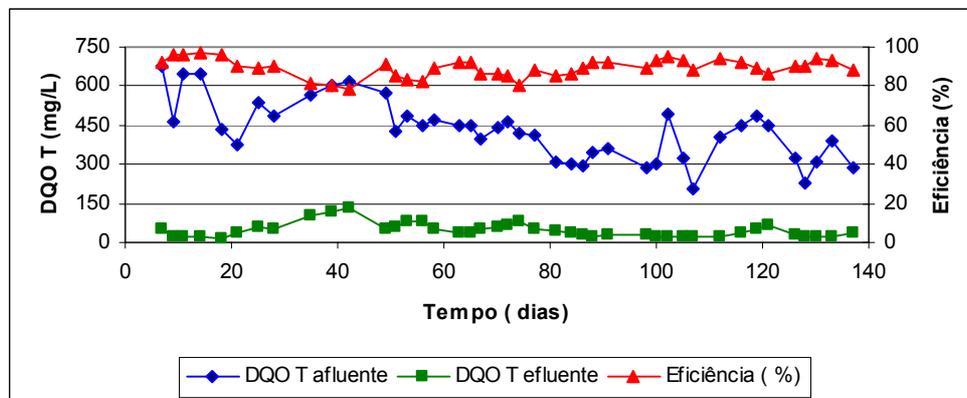


Figura 5.81 - Concentrações de DQO<sub>T</sub> afluyente, efluente e eficiência de remoção na Est 3

Verifica-se na Figura 5.81, que apesar das oscilações da DQO<sub>T</sub> do esgoto bruto ao longo dessa estratégia, o reator foi capaz de absorver essas variações e dessa forma, ocorreu uma remoção mais estável do carbono. A eficiência de remoção variou entre 79 e 97 %, com uma eficiência média de  $89 \pm 6,1\%$ , superior aquela obtida por Costa (2005) para uma carga orgânica volumétrica menor ( $0,33 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{dia}$ ) em um reator em bateladas seqüenciais (RBS) para tratar esgoto doméstico, cuja eficiência média de remoção foi de 62 %.

Al-Sharekh & Hamoda (2001) utilizando um reator híbrido aerado com filme fixo submerso (placas cerâmicas) para tratar esgoto urbano, com a mesma carga orgânica volumétrica utilizado nesta estratégia ( $0,5 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{dia}$ ) obtiveram eficiência média de 75 % na remoção da DQO.

O RHBS obteve uma eficiência média de 97% na remoção de DBO<sub>5</sub>, com variações entre 95 % e 99 %, como mostra a Figura 5.82.

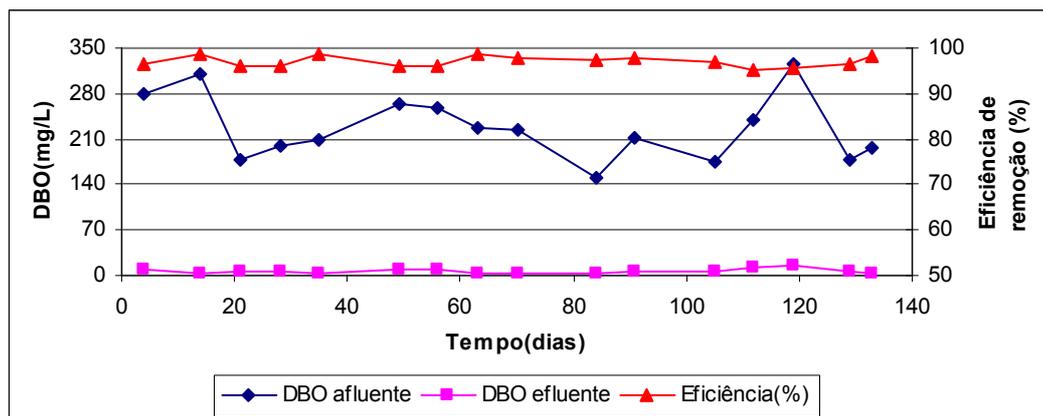


Figura 5.82 - Concentrações de DBO<sub>5</sub> afluente, efluente e eficiência de remoção na Est 3

As concentrações de DBO<sub>5</sub> no final do ciclo variaram entre 2,5 e 15 mgDBO<sub>5</sub>/L, com média de  $7 \pm 3,6$  mgDBO<sub>5</sub>/L, atendendo o Decreto nº 14250/81 do Estado de Santa Catarina.

#### 5.2.4.2 Remoção do Nitrogênio e Fósforo

Assim como foi observado na remoção do carbono, o reator apresentou melhores eficiências na remoção do amônio do que nas estratégias anteriores. A Tabela 5.21 apresenta os valores obtidos na remoção do amônio e fosfato na Est 3.

Tabela 5.21 - Resultados da alcalinidade, nitrogênio e fósforo na Est 3

Parâmetro	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Eficiência (%)
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	325 ± 51,1	136 ± 2,5	-
NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	59 ± 8,9	14 ± 10,2	77 ± 16,6
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	-	0,4 ± 0,9	-
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	-	8,5 ± 7,3	-
PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	24 ± 4,1	17 ± 7,5	29 ± 34,2
Eficiência de desnitrificação (%): 80 ± 14,7			
Eficiência de remoção do nitrogênio total (%): 61 ± 15,4			

A eficiência média de desnitrificação foi  $80 \pm 14,7$  % oscilando entre 41 e 98 %, superior aquela obtida por Costa (2005) para uma carga orgânica volumétrica menor (0,33 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia) em um RBS para tratar esgoto doméstico, cuja eficiência média de desnitrificação foi de 45 %.

Em relação à remoção do nitrogênio total, o reator apresentou eficiência média de  $61 \pm 15,4 \%$ , um pouco superior a encontrada por Li *et al* (2003) para uma carga orgânica volumétrica maior ( $1 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{dia}$ ) em um reator de biofilme em bateladas sequenciais para tratar esgoto artificial, cuja eficiência média de remoção de nitrogênio total foi de  $57 \%$ . Na Figura 5.83 tem-se o comportamento do fosfato nesta estratégia.

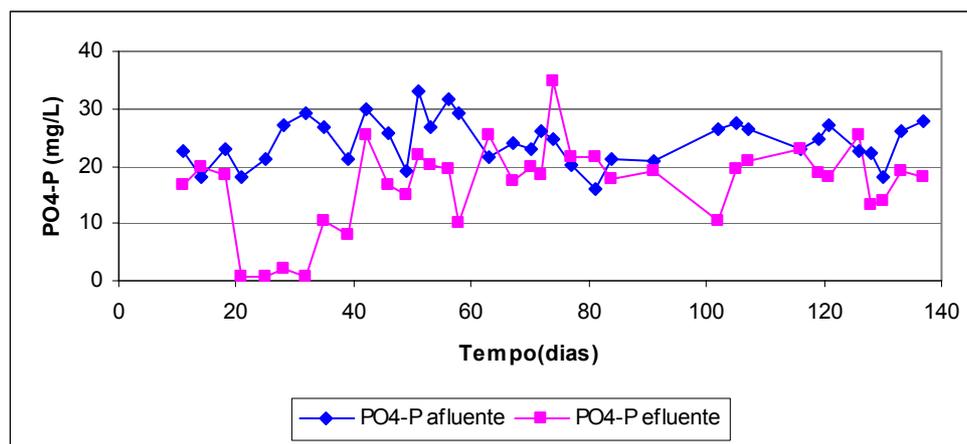


Figura 5.83 - Concentrações de  $\text{PO}_4\text{-P}$  afluente e efluente na Est 3

Observa-se na Figura 5.83, que as curvas da concentração afluente e efluente se cruzam em vários pontos, devido às eficiências “negativas” na remoção do fosfato em alguns dias desta estratégia. Gomes & Souza (1998), trabalhando com um RBS também obtiveram eficiências negativas em seus estudos. Segundo eles, essas eficiências “negativas” podem ser causadas pelos seguintes fatores: baixa concentração de DQO no afluente, alto valor de IVL ou a presença de bactérias filamentosas no lodo.

Verificou-se uma relação entre as concentrações de fosfato e as de nitrato entre o 21º e 32º dia, quando ocorreram problemas com os difusores de ar. Nesses dias as concentrações de nitrato foram baixas. Porém, houve um maior armazenamento do fosfato pelo lodo, logo, o reator apresentou as melhores remoções do fosfato desta estratégia, com porcentagens acima de  $92 \%$ . Observou-se também que no 35º dia, quando ocorreu a perda de uma parte da biomassa suspensa, a eficiência de remoção do fosfato foi de  $60 \%$ .

As concentrações de fosfato no final dos ciclos desta estratégia variaram entre  $0,5$  e  $35 \text{ mgPO}_4\text{-P/L}$ , com média de  $17 \pm 7,5 \text{ mgPO}_4\text{-P/L}$ .

Na Figura 5.84 visualiza-se o comportamento do  $\text{NH}_4\text{-N}$ ,  $\text{NO}_2\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3\text{-N}$  e eficiência de remoção do  $\text{NH}_4\text{-N}$  durante a Est 3.

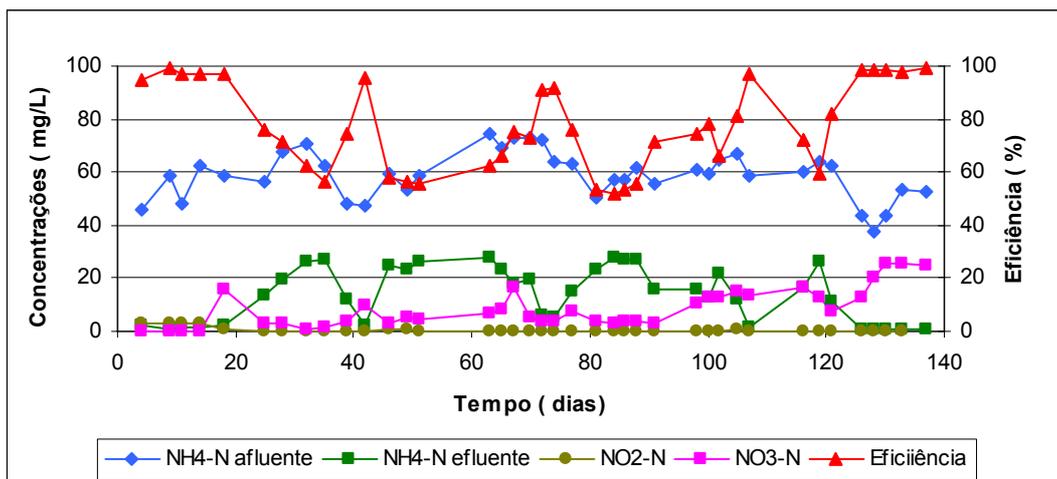


Figura 5.84 - Concentrações de  $\text{NH}_4\text{-N}$  afluente e efluente,  $\text{NO}_2\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3\text{-N}$  e eficiência de remoção durante a Est 3.

Nesta estratégia houve uma grande instabilidade na remoção do amônio, devido a alguns problemas operacionais que influenciaram no processo de nitrificação, como: defeito nos difusores de aeração entre o 21° e 32° dia, onde as concentrações de OD durante as fases aeróbias não ultrapassaram 1 mg/L; a perda de uma parte da biomassa suspensa no 35° dia de operação e a possível presença de substâncias tóxicas no esgoto bruto, o que fez com que o lodo em alguns dias ficasse fino e os flocos dispersos prejudicando assim a remoção do amônio.

Observa-se na Figura 5.84 que o reator obteve eficiências de remoção do amônio variando entre 52 a 99 %, com média de  $77 \pm 16,6$  %. As concentrações de amônio no final dos ciclos oscilaram entre 0,5 e 27 mg/L, atendendo em média ( $14 \pm 10,2$  mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$ ) a Resolução nº 357/05 do CONAMA. Observa-se na Figura 5.84 que apesar da instabilidade na nitrificação, houve em quase todos os dias acumulação de nitratos, exceto nos primeiros dias quando as concentrações de nitrito foram maiores do que as de nitrato.

Em relação à desnitrificação, verificou-se que no período onde ocorreram problemas com a nitrificação, a desnitrificação não foi prejudicada e a eficiência ficou sempre acima de 80 %. Provavelmente os fatores que prejudicaram o crescimento das bactérias nitrificantes não interferiram nas desnitrificantes. No 35° dia desta estratégia, quando ocorreu perda de uma parte da biomassa suspensa, a desnitrificação teve eficiência de 95 % com concentração de 1,7 mg $\text{NO}_3\text{-N/L}$  no efluente tratado. Essa alta eficiência na desnitrificação pode ter sido assegurada principalmente pelas bactérias desnitrificantes presentes no biofilme formado nas redes de nylon.

Ao final desta estratégia, o reator obteve uma eficiência de 99 % na remoção do amônio, apresentando no último dia de operação uma concentração de 0,5 mgNH<sub>4</sub>-N/L no final do ciclo. Igualmente foram observadas as menores eficiências de desnitrificação, com concentrações de nitrato acima de 20 mg/L no efluente tratado.

### 5.2.4.3 Comportamento do reator durante os ciclos monitorados

Nesta estratégia foram monitorados cinco ciclos, nos dias 16/06/2006 (T = 18 dias), 26/06/006 (T = 28 dias), 27/9/2006 (T = 121 dias), 6/10/2006 (T = 130 dias) e 13/10/2006 (T = 137 dias). As Tabelas 16 a 20 apresentam os resultados obtidos com o monitoramento desses ciclos e nas Figuras 5.85 a 5.88 estão apresentados os resultado do monitoramento do ciclo do dia 06/10/2006. Neste ciclo foram utilizados 70 minutos em cada fase aeróbia e anóxica (210min:210min) e 60 minutos para a decantação e retirada. A Figura 5.85 ilustra o comportamento do pH e OD ao longo do ciclo.

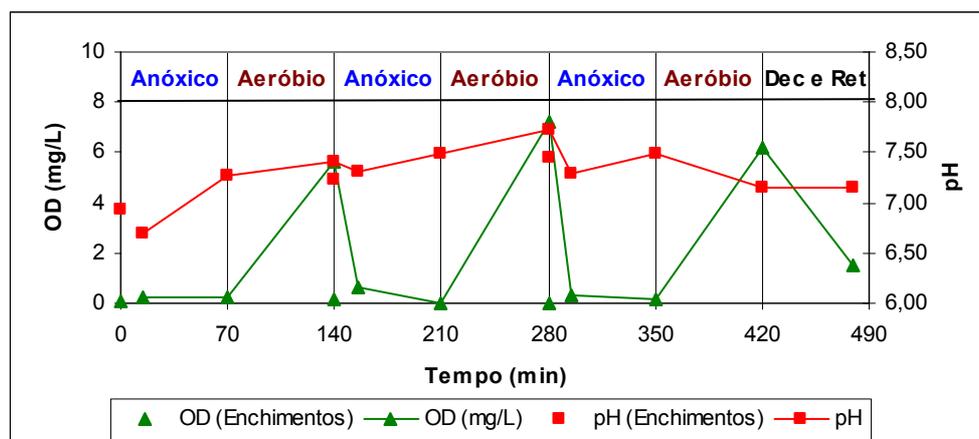


Figura 5.85 - Comportamento do OD e pH ao longo do ciclo do dia 06/10/2006 (T = 130 dias).

A Figura 5.85 mostra que no final das três fases anóxicas e na 1ª e 2ª fase aeróbia ocorreu um aumento nos valores de pH. Este aumento foi devido à adição de cal durante estas fases e não ao processo de desnitrificação. Já os valores de OD ficaram em torno de 0,21 mg/L durante as fases anóxicas.

No final das fases aeróbias foram medidos valores de OD acima de 6 mgO<sub>2</sub>/L e em relação à temperatura, houve um aumento de 1,40 °C do início ao final do ciclo, com

valores entre 20,4 °C e 21,8 °C. Na Figura 5.86 tem-se o comportamento da alcalinidade durante este ciclo.

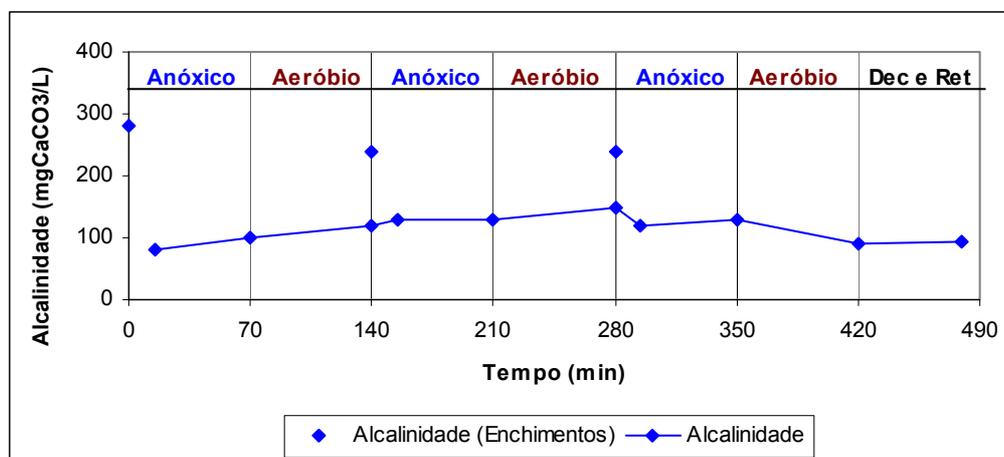


Figura 5.86 - Valores de alcalinidade ao longo do ciclo do dia 06/10/2006 (T = 130 dias).

Observa-se que nos três enchimentos (0, 140 e 280 min) os valores de alcalinidade do esgoto bruto apresentaram-se acima de 240 mgCaCO<sub>3</sub>/L. No entanto, estes valores foram reduzidos devido à diluição do esgoto bruto com o lodo remanescente do reator. Porém com a adição de cal, os valores em todas as fases ficaram acima 100 mgCaCO<sub>3</sub>/L.

Observa-se que na última fase aeróbia, onde não foi adicionada a cal, houve um consumo de 40 mgCaCO<sub>3</sub>/L do início ao final desta devido ao processo de nitrificação. Na Figura 5.87 observa-se os valores de DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>F</sub> e PO<sub>4</sub>-P ao longo deste ciclo.

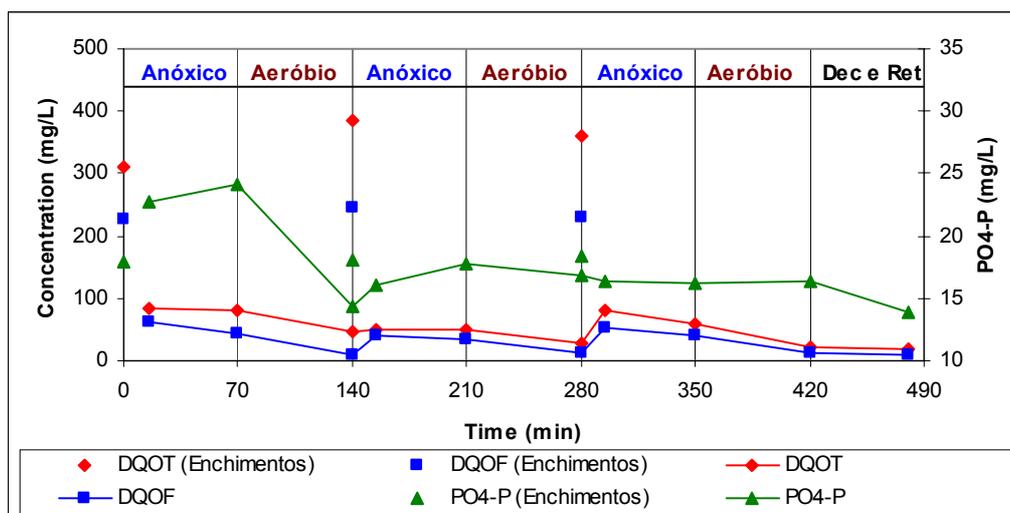


Figura 5.87 - Comportamento da DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>F</sub> e PO<sub>4</sub>-P ao longo do ciclo do dia 06/10/2006 (T = 130 dias).

Observa-se na Figura 5.87 que houve uma redução acentuada nos valores de  $DQO_T$  e  $DQO_F$  durante os primeiros minutos após cada enchimento, provocado pela diluição do esgoto bruto com o esgoto remanescente no reator, que continuaram a diminuir durante as fases devido à remoção da matéria carbonácea pelas bactérias. As eficiências de remoção no reator neste ciclo foram de 94 % ( $DQO_T$ ) e 96 % ( $DQO_F$ ), apresentando uma  $DQO_T$  remanescente no final do ciclo de 20 mg/L.

Em relação à remoção do fosfato, observou-se que houve um aumento nas concentrações durante a primeira e segunda fases anóxicas ocasionado pela liberação do fosfato pelas bactérias e uma redução nas concentrações na primeira e segunda fases aeróbias devido à assimilação do fosfato. Já na 3ª fase anóxica e aeróbia os processos de liberação e assimilação do fosfato não foram observados e o efluente tratado deixou o reator com uma concentração de 14 mg $PO_4$ -P/L. Na Figura 5.88 observa-se o comportamento do  $NH_4$ -N,  $NO_2$ -N,  $NO_3$ -N e NTK ao longo desse ciclo.

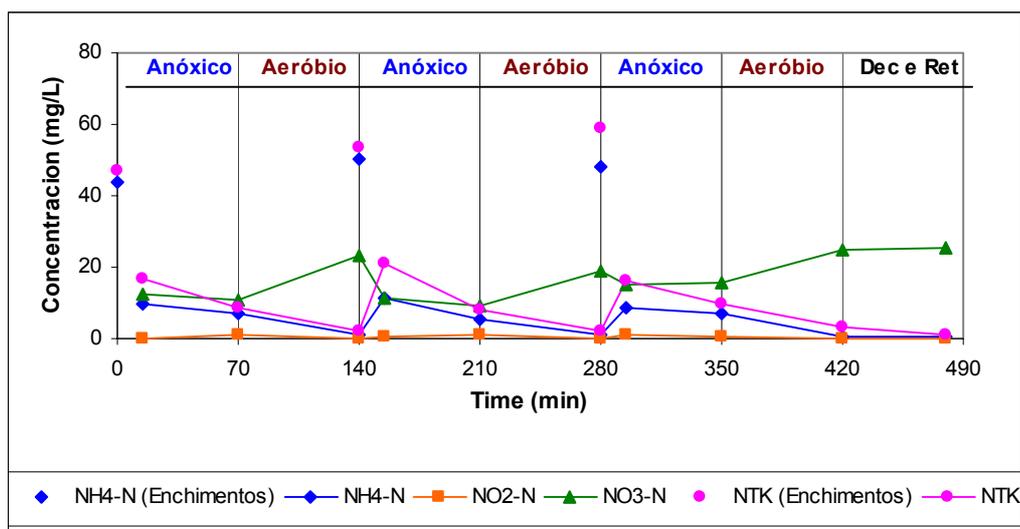


Figura 5.88 - Comportamento do  $NH_4$ -N,  $NO_2$ -N,  $NO_3$ -N e NTK ao longo do ciclo do dia 6/10/06 (T = 130 dias).

Observa-se na Figura 5.88 que, ao longo das fases aeróbias, as concentrações de  $NH_4$ -N e NTK foram diminuindo ao mesmo tempo em que as de nitrito e nitrato foram aumentando em consequência da nitrificação. O reator apresentou remoção do amônio com eficiências de 83 % (1ª fase), 85 % (2ª fase) e 91 % (3ª fase). Sendo que a eficiência em relação ao amônio que entrou no reator foi de 99 %, gerando um efluente tratado com

1 mgNH<sub>4</sub>-N/L, atendendo a Resolução nº 357/05 do CONAMA. O NTK teve uma remoção de 98 % e apresentou uma concentração de 1,5 mgNTK/L no final do ciclo.

Durante as fases anóxicas foi observada pouca redução nas concentrações de nitrato, provocada pela baixa eficiência da desnitrificação neste ciclo, que apresentou valor de 41 %. Uma das possíveis causas foram as relações DQO/NT, que variaram entre 6 e 7,2 nas fases anóxicas, valores considerados por Henze *et al.*, (1995) como baixos, desfavorecendo assim o processo de desnitrificação.

Em relação às concentrações de nitrogênio total, houve uma diminuição de 21 mgNT/L entre o início e o final do ciclo, representando uma eficiência de 44 % de remoção. Verificou-se que 96 % da concentração de NT no final do ciclo foi devido à contribuição do nitrato, que apresentou valor de 26 mgNO<sub>3</sub>-N/L, em consequência das baixas eficiências de desnitrificação.

#### 5.2.4.4 Comportamento dos sólidos na Est 3

Nesta estratégia, o esgoto bruto apresentou maiores concentrações de sólidos quando comparado com as estratégias 1 e 2, com concentrações médias de  $584 \pm 106,8$  mgST/L e  $117 \pm 49,7$  mgSST/L. Jordão & Pessoa (2005) classificam esse esgoto como sendo um esgoto sanitário de fraca a média concentração em termos de ST e um esgoto fraco em termos de SST. Na Figura 5.89 tem-se o comportamento dos sólidos durante a estratégia 3.

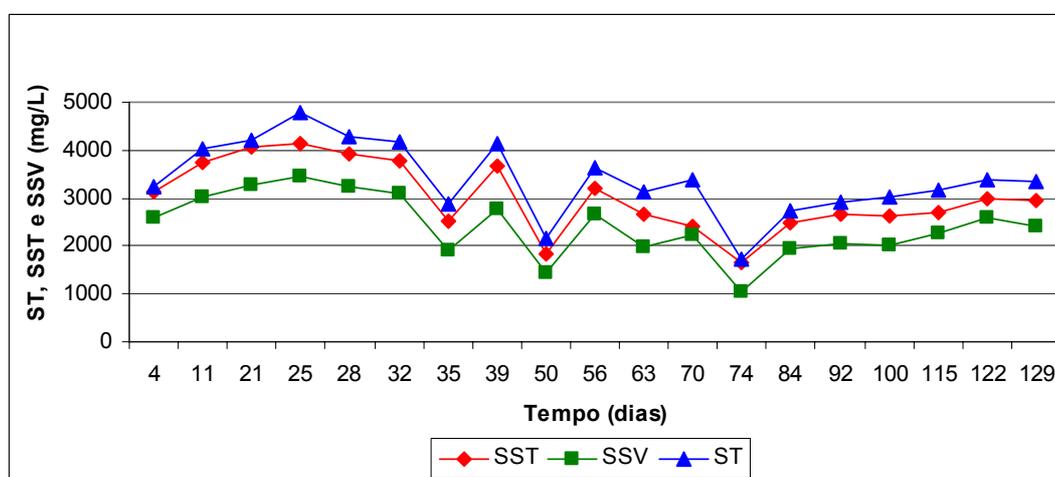


Figura 5.89 – Comportamento dos ST, SST e SSV do lodo na Est 3

A Figura 5.89 mostra uma oscilação entre os valores de sólidos nesta estratégia. Observa-se que entre o 25° e 35 ° dia houve uma diminuição na concentração dos sólidos, que pode estar relacionada ao problema nos difusores de aeração, que prejudicou o fornecimento de oxigênio durante esses dias. No 35° dia também houve perda do lodo, fazendo com que a concentração de ST diminuísse de 3760 mg/L para 2502,5 mg/L. Nos demais dias dessa estratégia a redução nas concentrações aconteceu devido à retirada do lodo.

Em geral, as concentrações de ST, SST e SSV no lodo variaram entre 1735 e 4770mgST/L, 1670 e 4132mgSST/L e entre 1040 e 3460mgSSV/L. A relação SSV/SST variou entre 0,6 e 0,9, como mostra a Figura 5.90, estando próximo da faixa normalmente encontrada em sistema de lodos ativados convencionais (0,7 a 0,85), segundo von Sperling (1997). De acordo com Henze *et al.*,(1995) quanto maior a relação, maior a fração de matéria orgânica nos SST.

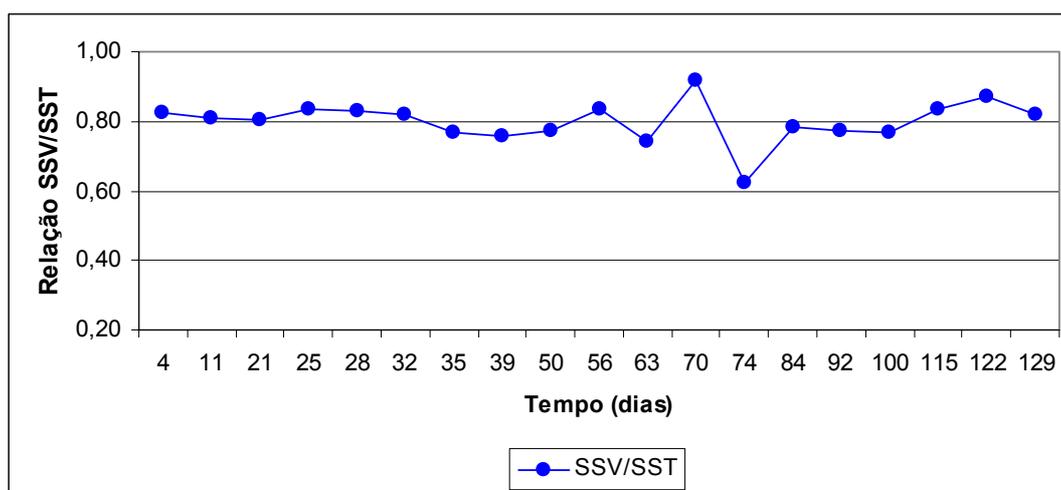


Figura 5.90 – Relação dos SSV/SST do lodo ao longo da Est 3

Em relação à eficiência de remoção, observou-se que nesta estratégia apesar do esgoto bruto ter sido mais concentrado do que nas demais, o reator apresentou melhores remoções de SST, com média de  $84 \pm 12,2$  %, variando entre 58 e 98 %. As concentrações de SST tiveram média de  $16 \pm 10,6$  mg/L no efluente tratado após decantação.

#### 5.2.4.5 Microscopia ótica e eletrônica

Nas observações do lodo e do biofilme com o auxílio do microscópio ótico realizada ao longo desta estratégia, foram verificados quase sempre a presença de microrganismos indicadores de situações estáveis de tratamento, como as *Vorticella* sp, *Epistylis* sp, *Rotíferos* sp e *Aspidisca* sp.

Devido a problemas no software de captura das imagens, tem-se apenas imagens do lodo e do biofilme na última semana de operação do reator (Figuras 5.91 a 5.95).

Nas Figuras 5.91 (A e B) visualiza-se imagem do lodo do reator. Na última semana, o lodo apresentava-se fino, disperso e suspenso, porém, com a presença de *Tecamebas* (Figura 5.91 A e B), *Vorticellas* sp (Figura 5.91 B) e *Rotífero* sp (Figura 5.91 A), indicando uma situação estável (JENKINS *et al.*, 1993; CETESB, 1997; CANLER *et al.*, 1999).

Apesar do lodo ter se apresentado fino, isto não interferiu na eficiência do reator, pois como foi visto na Figura 5.84, na última semana de operação, o reator apresentava eficiência de remoção do amônio acima de 97 %.

Esta característica física apresentada pelo lodo ocorreu também em outros dias anteriores a última semana. Uma das hipóteses causadoras pode ser a presença de substâncias tóxicas no esgoto bruto utilizado no reator, porém, isto não foi confirmado através de análises físico-químicas.



(A) (B)  
Figura 5.91 - Lodo com aspecto fino (T = 133 dias)

Nas Figuras 5.92, 5.93 e 5.94 têm-se imagens do biofilme na última semana de operação desta estratégia. Observa-se na Figura 5.92, um biofilme muito denso e repleto

de *Rotatorias* sp, algumas *Tecamebas* e colônias de *Zooglea* que ajudam na sua formação. Na Figura 5.93 observa-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). Costa (2005) trabalhando com um RBS para tratar esgoto doméstico verificou a presença de inúmeros *Rotíferos* sp no lodo durante os últimos dias de operação, dando característica de idade de lodo elevada e observou que, neste período, o reator apresentou elevadas eficiências na remoção carbonácea e na nitrificação.



Figura 5.92 – *Rotatorias* sp, *Zooglea* e *Tecamebas* no biofilme ( T = 133 dias)



Figura 5.93 – *Rotíferos* sp no biofilme ( T = 133 dias)

Na Figura 5.94 observa-se algumas *Aelosoma* sp junto com *Rotíferos* sp no biofilme. O metazoário *Aelosoma* sp aparece em sistemas bem estabilizados, indicando uma boa qualidade do efluente e a presença de nitratos (CANLER *et al.*, 1999).



Figura 5.94 – *Aelosomas* sp e *Rotíferos* sp no biofilme (T = 133 dias)

Nas Figuras 5.95 a 5.100 estão apresentadas as imagens feitas com o auxílio do MEV do material suporte na última semana de monitoramento.

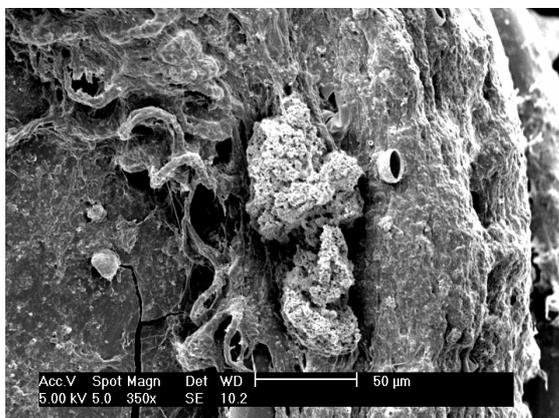


Figura 5.95 - Biofilme formado nas redes (350x) (T = 137 dias)

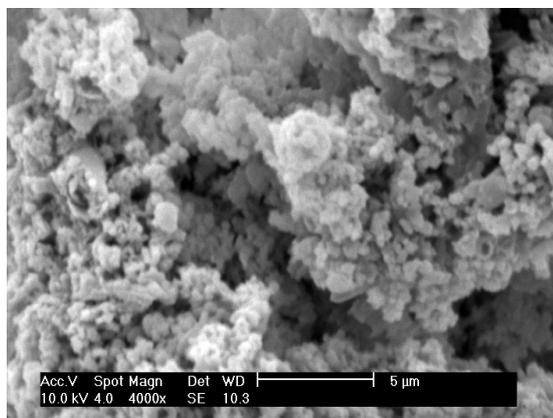


Figura 5.96 - Colônias de Bactérias (4000x) (T = 137 dias)

A Figura 5.95 mostra um biofilme bem formado e denso, cobrindo toda a superfície da rede de nylon. Observam-se várias colônias de bactérias que se fixaram sobre o suporte e a presença de polímeros extracelulares (filamentos longos no lado esquerdo) produzidos pelas bactérias durante sua proliferação e que as ajudam na fixação. Na Figura 5.96 observa-se uma imagem ampliada das colônias de bactérias em forma de “esponjas” fixadas no biofilme, podendo ser bactérias nitrificantes.

A Figura 5.97 também mostra o suporte coberto por um biofilme uniforme, compacto e denso com a presença de várias bactérias e *Tecamebas*.

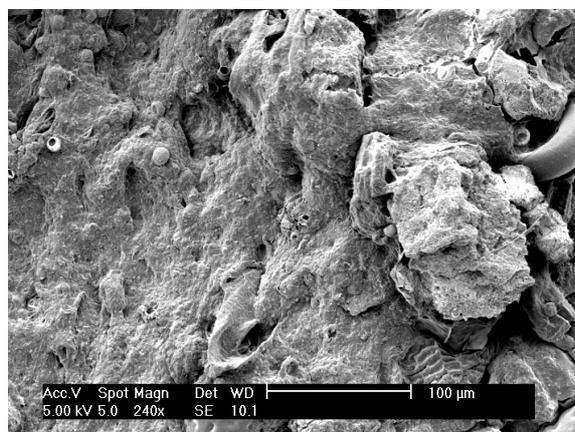


Figura 5.97 – Suporte todo coberto pelo biofilme (240x) (T = 137 dias)

Nas Figuras 5.98 e 5.99 visualiza-se um biofilme denso formado pela co-habitação de diversos microrganismos, protegidos pela matriz do biofilme, semelhante ao encontrado em estudos com reatores de leito fluidizado (WOLFF, 1997; MARTINS, 2003, HEIN DE CAMPOS, 2006).

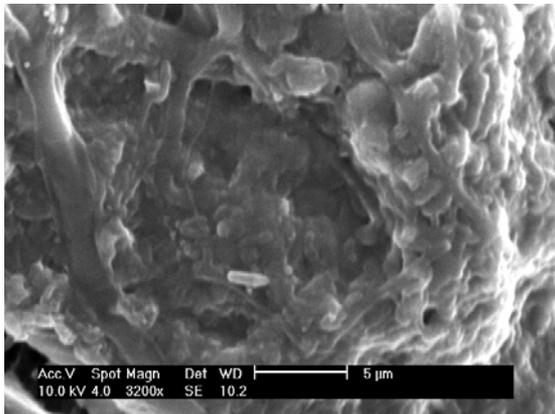


Figura 5.98 – Colônias de Bactérias (3200x) (T = 137 dias)

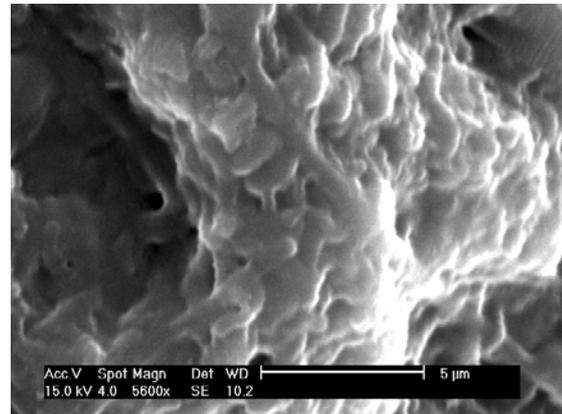


Figura 5.99 – Colônias de Bactérias (5600x) (T = 137 dias)

De acordo com Branco (1986), as bactérias apresentam-se isoladamente ou formando colônias. Elas podem ter várias formas, como bastonetes, espiraladas e esféricas, com tamanhos variando entre 0,5 e 5  $\mu\text{m}$ .

Na Figura 5.100 tem-se uma imagem obtida em um dos entrelaçamentos dos fios da rede. Observa-se que esses entrelaçamentos favoreceram a colonização e fixação de muitas *Tecamebas* e *Aelosomas* sp. Esses microrganismos como já visto anteriormente, também foram observados na microscopia ótica.

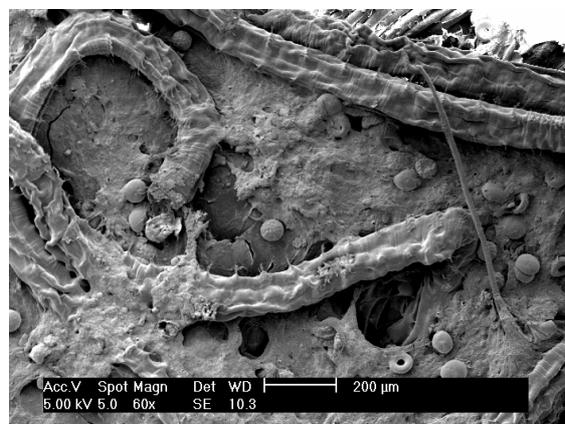


Figura 5.100 – *Aelosomas* sp e *Tecamebas* juntos do biofilme (60x) (T = 137 dias)

### 5.2.5 Resumos das três estratégias operacionais do RHBS

O RHBS trabalhou com 3 estratégias, onde foram aplicadas diferentes cargas volumétricas. Em todas as estratégias, realizou-se 3 ciclos de 8 horas, com 3 enchimentos escalonados. As cargas aplicadas foram aumentando em cada estratégia, como mostra a Tabela 5.22.

Tabela 5.22 – Resumos das 3 estratégias estudadas no RHBS

Estratégia	COV (kgDQO/m <sup>3</sup> .d) e CN (kgNH <sub>4</sub> -N/m <sup>3</sup> .d)	DQO <sub>T</sub> (%)	NH <sub>4</sub> -N (%)	DN (%)	N (%)	SST (%)
1	COV = 0,14 CN = 0,02	75	60	79	46	58
2	COV = 0,21 CN = 0,03	84	76	84	64	77
3	COV = 0,51 CN = 0,06	89	77	80	61	83

Através da Tabela 5.22 é possível observar um aumento nas eficiências de remoção da DQO<sub>T</sub>, NH<sub>4</sub>-N e SST a cada estratégia. A estratégia 3 foi a que teve o maior período de monitoramento (139 dias) e apresentou as melhores médias de remoção carbonácea e do amônio do que as demais, mostrando que o reator foi capaz de absorver uma carga aplicada maior. Porém, em que em termos de eficiência na remoção do nitrogênio total (NT) e desnitrificação, a estratégia 2 foi a que apresentou os melhores resultados, com porcentagens de 64 % e 84 %, respectivamente.

Em relação às concentrações médias de amônio no final do ciclo, observou-se que nas três estratégias as concentrações ficaram abaixo de 20 mg/L, atendendo a Resolução do CONAMA nº 357/05, sendo que a estratégia 1 apresentou a maior concentração média, de 19 mg/L.

As concentrações médias de NT no final dos ciclos das estratégias 1, 2 e 3 tiveram os seguintes valores, respectivamente: 26 mgNT/L; 20 mgNT/L e 23 mgNT/L, estando superior ao recomendado pelo Decreto nº 14250/81 do Estado de Santa Catarina (NT ≤ 10mg/L), o efluente tratado nas três estratégias não poderia ser lançado em ambientes lênticos.

## 5.2.6 Resultado da Análise Inferencial

Através da análise estatística descritiva dos resultados obtidos no RHBS ( Tabela 10 – Apêndice B), nota-se que na estratégia 1, com menores cargas aplicadas, o reator apresentou em média, menores eficiências de remoção na DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>F</sub>, NH<sub>4</sub>-N, NT, DN, SST do que as demais estratégias. A estratégia 2 foi a que apresentou as melhores médias de remoção de DN e NT, gerando uma efluente tratado com menor concentração média de nitrato do que na estratégia 1 e 3. Já em relação a estratégia 3, com aplicação de cargas maiores, observou-se as melhores eficiências de remoção DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>F</sub>, NH<sub>4</sub>-N e SST.

No entanto, com os resultados obtidos na análise inferencial (Tabela 5.23), através da ANOVA e do teste de comparação múltipla de TUKEY nas três estratégias estudadas pode-se concluir que:

Tabela 5.23 – Resultados da ANOVA nas três estratégias estudadas

Est	Eficiência					
	DQO <sub>T</sub> (p<0,0001)	DQO <sub>F</sub> (p<0,0001)	NH <sub>4</sub> -N (p=0,0039)	DN (p=0,5838)	N (p=0,0017)	SST (p=0,0695)
1	74,7±1,2 a	79,3±1,5 a	60,4±4,0 a	78,7±3,8 a	46,1±2,4 a	57,8±11,0 a
2	84,1±2,1 b	87,6±2,1 b	75,8±4,1 b	84,2±1,8 a	64,2±4,3 b	77,4±10,4 a
3	89,3±0,7 c	92,6±0,7 c	77,3±2,7 b	80,3±2,4 a	61,3±2,5 b	83,6±3,0 a

Ao nível de significância de 0,05 (5%), que não há diferença significativa ( $p > 0,05$ ) entre os valores médios da eficiência de DN (desnitrificação) e na remoção de SST entre as três estratégias estudadas. No entanto, para os SST a estatística foi marginal, ou seja, o valor de p ficou um pouco acima de 0,05, havendo um indicativo de diferença estatística significativa.

Em relação às médias de remoção da DQO<sub>T</sub> e DQO<sub>F</sub>, verifica-se na Tabela 5.23, que há diferença estatística significativa ( $p < 0,0001$  para ambas) entre as três estratégias estudadas, sendo a estratégia 3 a que apresentou os maiores rendimentos médios.

Comparando as médias de remoção do NH<sub>4</sub>-N e do nitrogênio total (N) entre as estratégias, observa-se na Tabela 5.23 que há diferença estatisticamente significativa ( $p = 0,0039$  e  $p = 0,0017$ , respectivamente) entre as estratégias 2 e 3 com relação a 1. Já entre as estratégias 2 e 3 não houve diferença estatisticamente significativa para esses parâmetros.

### 5.2.7 Balanço de Nitrogênio

Em cada ciclo monitorado durante as estratégias, foi realizado o balanço de nitrogênio. Na Figura 5.101 visualiza-se o balanço de nitrogênio realizado no ciclo do dia 4/4/06, após 15 dias de monitoramento da estratégia 1.

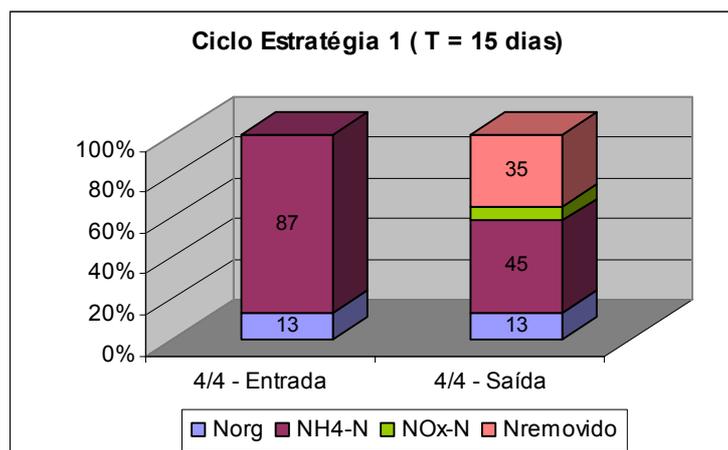


Figura 5.101 – Balanço de nitrogênio do ciclo do dia 4/4/06 (Est 1 – T = 15 dias)

Analisando a Figura 5.101 nota-se que as porcentagens de Norg no início e final do ciclo foram as mesmas (13 %) e houve uma remoção de 35 % de nitrogênio total. No efluente observou-se que o nitrito e nitrato (NOx-N) representam 7 % dos compostos nitrogenados e a amônia 45 %.

Nas Figuras 5.102 e 5.103 estão apresentados os resultados obtidos com o balanço de nitrogênio para os ciclos monitorados durante a estratégia 2.

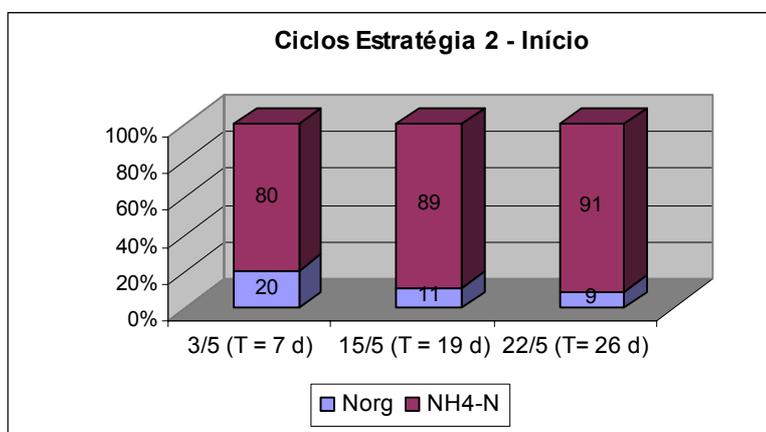


Figura 5.102 – Balanço de nitrogênio no início dos ciclos monitorados na Est 2.

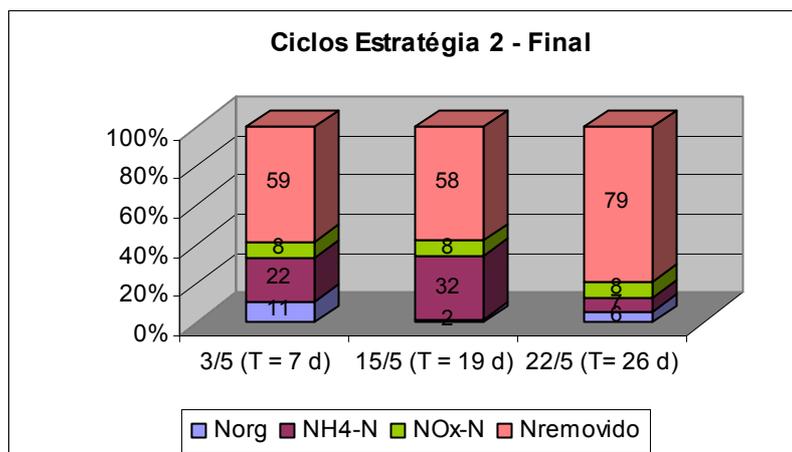


Figura 5.103 – Balanço de nitrogênio no final dos ciclos monitorados na Est 2

Observa-se na Figura 5.102 que a porcentagem de Norg no início dos ciclos diminuiu de 20 % para 9 %, devido às mudanças na característica do esgoto bruto. Verifica-se também que independente da quantidade de Norg e  $\text{NH}_4\text{-N}$  no início desses ciclos, a parcela de  $\text{NO}_x\text{-N}$  ao final deles apresentou a mesma porcentagem, em torno de 8 %, como mostra a Figura 5.103. Nota-se também que a porcentagem de nitrogênio removido nos ciclos variou entre 58 e 79 %, sendo que os ciclos realizados nos dias 3/5 (T = 7 d) e 15/5 (T = 19 d) apresentaram porcentagens semelhantes (58 e 59 %, respectivamente). Já no ciclo do dia 22/5, após 26 dias de monitoramento, a porcentagem de nitrogênio foi de 79 %.

Nas Figuras 5.104 e 5.105 visualiza-se o balanço de nitrogênio nos ciclos monitorados durante a Est 3.

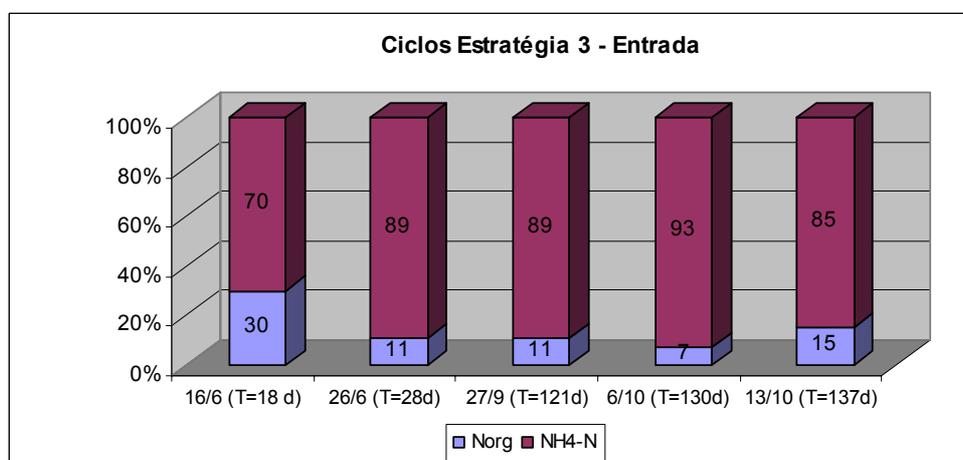


Figura 5.104 – Balanço de nitrogênio no início dos ciclos monitorados na Est 3

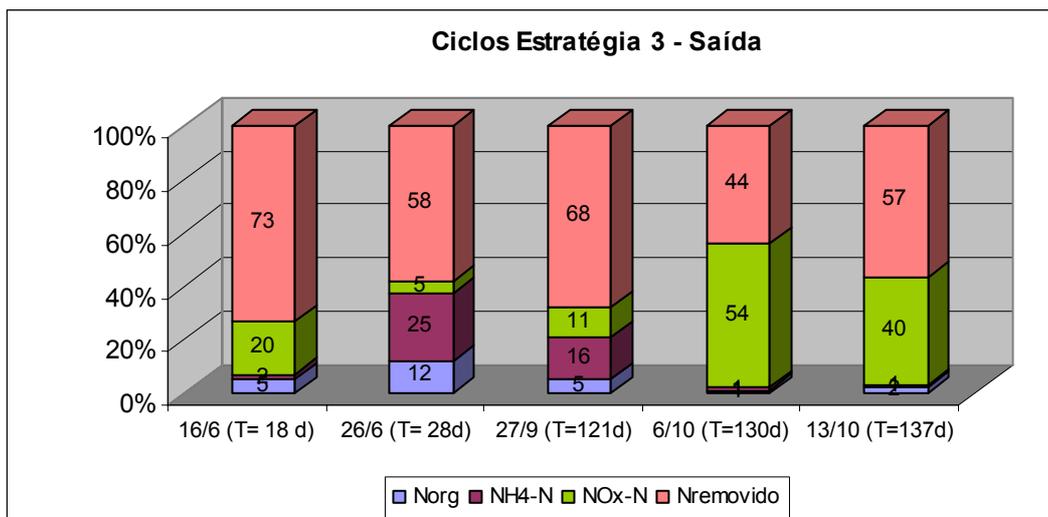


Figura 5.105 – Balanço de nitrogênio no final dos ciclos monitorados na Est 3

Observa-se nas Figuras 5.104 e 5.105 que o Norg representou uma parcela de 7 a 30 % na entrada dos ciclos e de 1 a 12 % no final deles. A porcentagem de nitrogênio removido variou entre 44 % e 73 %.

Verificou-se que os ciclos dos dias 26/6 (T = 28 d) e 27/9 (T = 121 d) apresentaram no início à mesma composição de compostos nitrogenados (89 % NH<sub>4</sub>-N e 11 % Norg). No entanto, no dia 27/9 observou-se uma maior remoção de nitrogênio e uma maior porcentagem de NO<sub>x</sub>-N do que no dia 26/6.

Apesar do ciclo do dia 16/6 ter sido realizado com menos tempo de operação do que os demais e apresentar uma maior quantidade de Norg no início, ele apresentou a melhor remoção de nitrogênio (73 %) do que os demais. Ou seja, verificou-se uma relação entre a quantidade de Norg no início dos ciclos e a remoção de nitrogênio entre os dias 16/6, 6/10 e 13/10. Quanto maior a quantidade de Norg no início dos ciclos, maior foi a porcentagem de nitrogênio removido.

Comparando os ciclos dos dias 26/6 e 13/10, observa-se que eles tiveram praticamente a mesma porcentagem de nitrogênio removido (58 % e 57 %, respectivamente). O que diferenciou esses ciclos foi que no dia 13/10 houve uma menor porcentagem de NH<sub>4</sub>-N e uma maior porcentagem de NO<sub>x</sub>-N do que no dia 26/06, isto deve-se a maior eficiência de desnitrificação no dia 26/6, em torno de 40 % maior.

### 5.2.8 Índice Volumétrico do Lodo (IVL) e Velocidade de Decantação ( $V_D$ )

Os ensaios de decantabilidade do lodo foram realizados na estratégia 2 entre os dias 15/5 a 29/5 (19<sup>a</sup> ao 33<sup>a</sup> dia de operação) e na estratégia 3 entre 31/05 e 11/10 (11<sup>o</sup> ao 135<sup>o</sup> dia).

Em relação à estratégia 2, observou-se que o IVL oscilou entre 67 mL/g e 101 mL/g e comparando esses valores com o da Tabela 3.1 do item 3.1.1, verifica-se que o lodo pode ser classificado como de boa decantabilidade, apresentando velocidade máxima de decantação ( $V_D$ ) variando entre 2,1 e 3,0 m/h.

Observou-se uma relação entre os valores máximos e mínimos de IVL e as eficiências de remoção da DQO e do amônio. No dia em que o lodo apresentou o IVL de 101 mL/g, observou-se uma das mais baixas remoções de DQO e amônio desta estratégia, com porcentagens de 76 % e 64 %, respectivamente. Já no dia em que o valor de IVL foi 67 mL/g, observou-se uma das melhores eficiências de remoção, com porcentagens em torno de 92 % DQO e 80 % do amônio, mostrando que a qualidade do lodo nesses dois dias pode ter influenciado na remoção do carbono e do amônio.

Em relação aos ensaios de decantabilidade realizado na estratégia 3, foi necessário em alguns dias a diluição do lodo com o efluente da saída do reator, conforme explicado no item 4.3. Na Figura 5.106 visualizam-se o perfil do IVL e IVLD ao longo da estratégia 3.

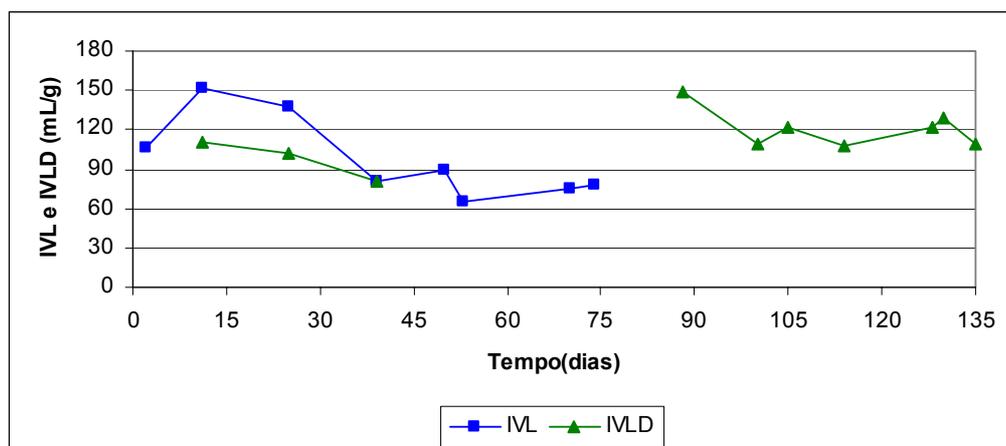


Figura 5.106 – Perfil do IVL e IVLD ao longo da estratégia 3

A Figura 5.106 mostra que os valores de IVL variaram entre 66 e 152 mL/g e o IVLD entre 82 mL/g e 148 mL/g. Comparando esses valores com os da Tabela 3.1, pode-se classificar esse lodo como sendo de boa e média decantabilidade. A velocidade máxima de decantação variou entre 0,32 m/h e 4,7 m/h.

De acordo com Jordão & Pessôa (2005), o lodo ideal é aquele que apresenta flocos formados por uma adequada distribuição de organismos formadores de flocos e dos organismos filamentosos. Para esses autores, a estimativa de IVL para lodos deste tipo está na faixa de 80 a 120 ml/g, esperando-se uma boa sedimentação tendo o efluente baixa turbidez e baixas concentrações de SST.

Observou-se que nos ensaios em que o IVL foi elevado e a  $V_D$  muito baixa, a qualidade do efluente final não foi prejudicada, pois as concentrações de SST no efluente tratado nesses dias apresentaram valores menores que 20 mgSST/L. Para Jenkins *et al.* (1997), o lodo ideal é aquele que deixa um sobrenadante claro e com concentração de SST no efluente inferior a 30 mg/L.

Como observado nas imagens microscópicas realizadas no lodo nos últimos dias de operação do reator (item 5.2.4.5), o lodo se apresentou fino e com os flocos dispersos. Através da Figura 5.105, pode-se verificar que nos últimos dias os valores de IVLD variaram entre 109 a 121 mL/g e a  $V_D$  ficou em torno de 0,42 m/h, podendo ser considerada baixa quando comparada com aquela dos outros dias. Logo, pode-se dizer que a característica do lodo mostrada pela microscopia confirmou os resultados mostrados nos ensaios de decantabilidade do lodo.

A Tabela 5.24 apresenta os valores médios encontrados de IVL e IVLD, de boa e média sedimentabilidade, bem como os valores correspondentes da  $V_D$  nas Est 2 e 3.

Tabela 5.24 – Valores médios IVL e  $V_D$ .

<b>Estratégia</b>	<b>IVL (mL/g)</b>	<b><math>V_D</math> (m/h)</b>
2	88	2,56
3	108	1,80

O IVL médio da estratégia 2 foi menor do que na estratégia 3, já a  $V_D$  foi maior na Est 2, mostrando que o lodo nesta estratégia apresentou melhor decantabilidade do que na estratégia 3.

No geral, a  $V_D$  foi baixa e também inferior a encontrada por Wolff (2005) utilizando reatores híbridos de fluxo contínuo preenchido com polietileno para tratar esgoto doméstico, cujos valores médios foram de 3,9 m/h e 7,7 m/h, para idades do lodo de 10 e 3 dias, respectivamente.

Li *et al.* (2003) utilizando um RBBS para tratar esgoto artificial obteve um IVL variando entre 99,5 e 103,8 mL/g, para uma carga aplicada de 1 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia.

Na estratégia 2, o IVL médio foi maior do que o encontrado no lodo de um RBBS utilizado por Sirianuntapiboon *et al.*, (2005) para tratar águas residuárias de indústria de leite, cujo valor médio foi de 44 mL/g para uma carga aplicada de 0,5 kgDBO/m<sup>3</sup>.dia.

### 5.2.9 Ensaio Respirométricos

Foram realizados Teste de Bancada (Estratégia 3) e Teste de Laboratório (Estratégias 2 e 3), conforme descritos no item 4.4. Estes testes tiveram como objetivo determinar a velocidade de respiração celular ( $QO_2X$ ) e a velocidade específica de respiração, através da concentração celular do lodo ( $X$ ).

Os testes de Bancada feitos entre os dias 30 de Maio a 20 de Junho de 2006, foram realizados mantendo-se a temperatura de 35 °C e o pH a 7,5, com o objetivo de fornecer uma condição ideal para as bactérias nitrificantes (HEIN DE CAMPOS, 2006). Após este período, os testes foram realizados procurando-se manter as mesmas condições do reator, em termos de temperatura e pH.

Nas Figuras 5.107 a 5.112 observam-se os respirogramas dos testes de bancada. Em cada respirograma foi feito o ajuste da melhor reta e através do coeficiente angular desta reta obteve-se o valor de  $QO_2X$ .

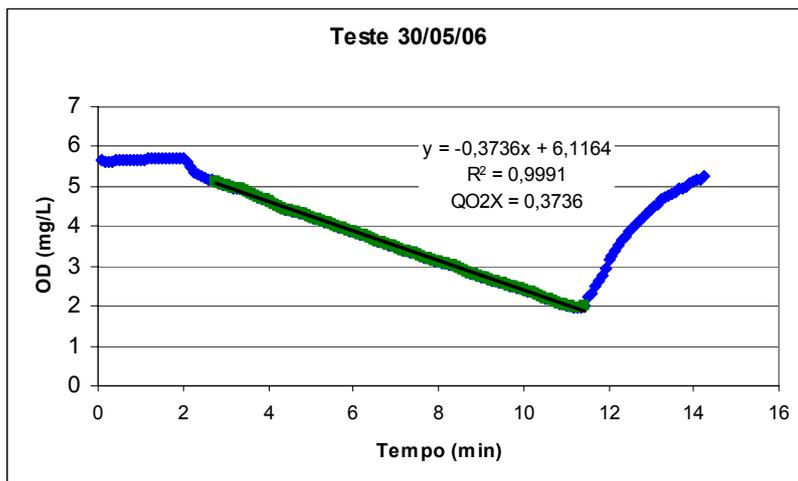


Figura 5.107 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 30/05/06 (Est 3 - T = 1 dia)

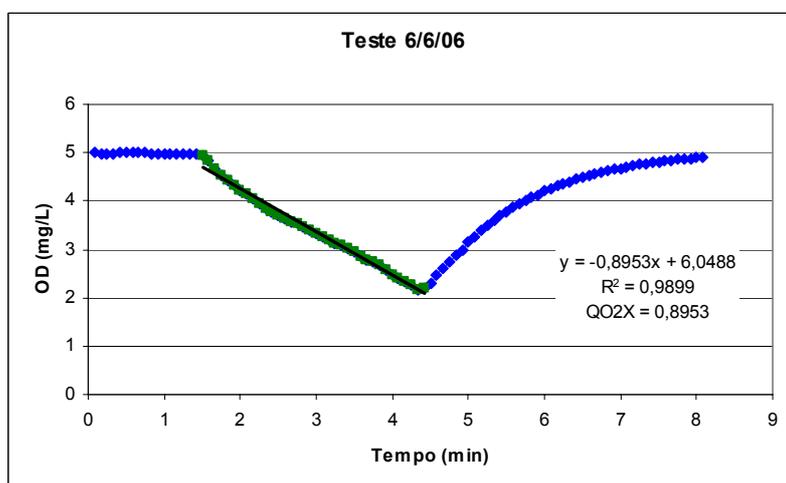


Figura 5.108 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 6/06/06 (Est 3 – T = 8 dias)

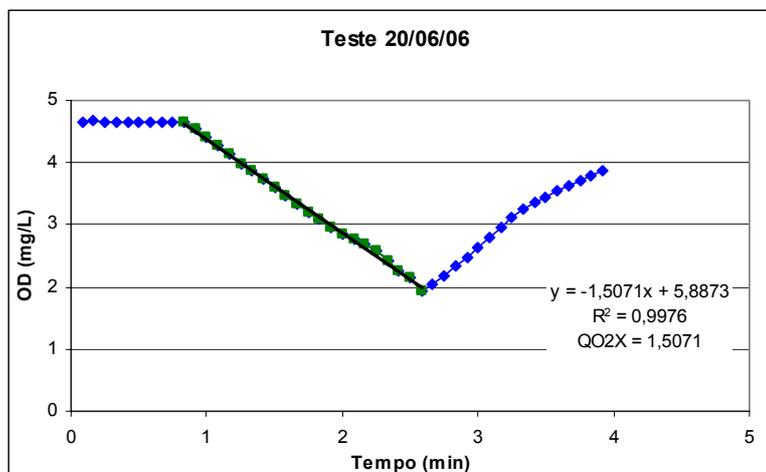


Figura 5.109 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 20/06/06 (Est 3 – T = 22 dias)

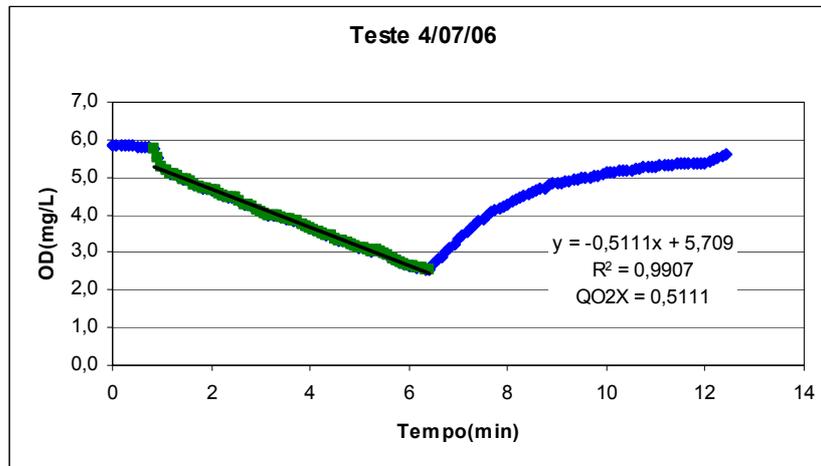


Figura 5.110 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 4/07/06 (Est 3 – T = 36 dias)

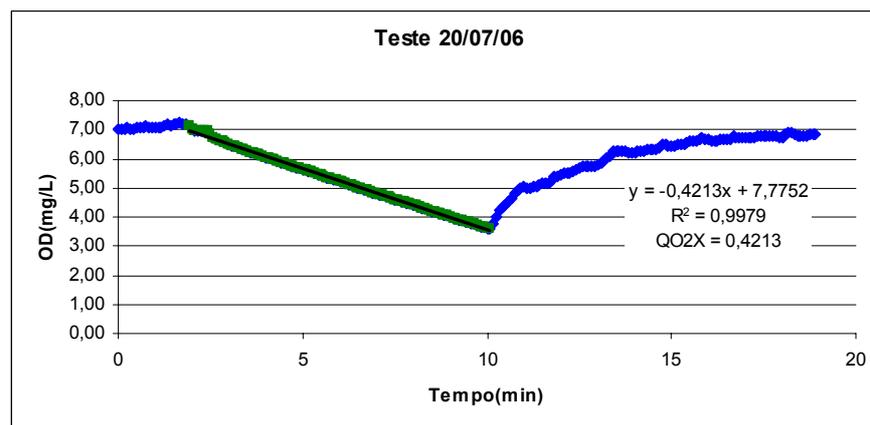


Figura 5.111 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 20/07/06 (Est 3 - T = 52 dias)

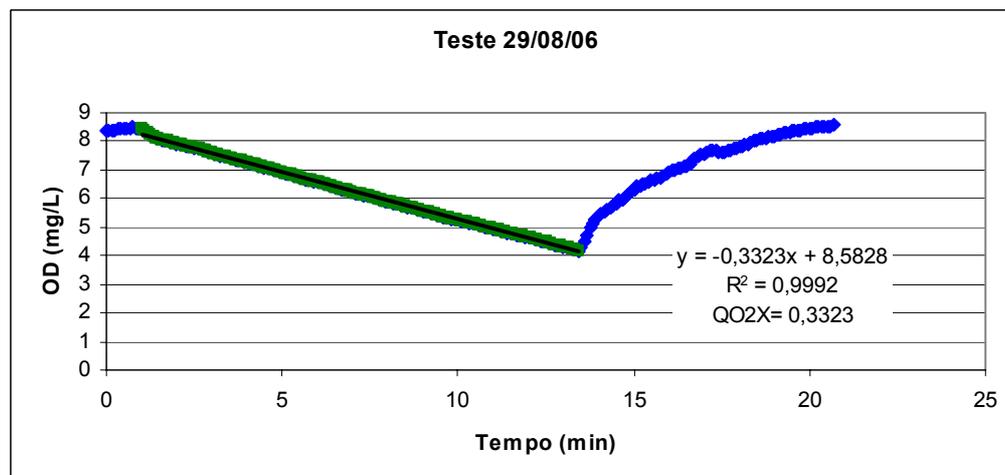


Figura 5.112 – Respirograma obtido no teste de bancada do dia 29/08/06 (Est 3 – T = 92 dias)

A Tabela 5.25 apresenta os resultados obtidos nos testes respirométricos realizados no lodo do RHBS durante a pesquisa.

Tabela 5.25 – Resultados dos Testes de Bancada realizados no lodo do RHBS.

Testes	$QO_2X$ ( $mgO_2/L.min$ )	X ( $gSST/L$ )	$QO_2$ ( $mgO_2/gSST.min$ )	$NH_4-N$ ( $mg/L$ )	DQOs ( $mg/L$ )
30/05/2006	0,37	2,4	0,15	-	-
6/06/2006	0,9	3,38	0,26	0,6	125
20/06/2006	1,51	3,58	0,42	3,60	174
4/07/06	0,51	2,5	0,20	-	-
20/07/06	0,42	1,85	0,23	27,5	77
29/08/06	0,33	2,5	0,13	23	44

As velocidades de respiração celular ( $QO_2X$ ) obtidas nos testes de bancada variaram entre 0,33  $mgO_2/L.min$  e 1,51  $mgO_2/L.min$  e as velocidades específicas de respiração ( $QO_2$ ) variaram entre 0,13 e 0,42  $mgO_2/gSST.min$ .

Os testes dos dias 30/5, 20/7 e 29/8 apresentaram velocidades de respiração celular de 0,37, 0,42 e 0,33  $mgO_2/L.min$ , respectivamente, estando fora da faixa normalmente encontrada nos sistemas de lodos ativados, que é de 0,5 a 1,67  $mgO_2/L.min$  segundo Van Haandel & Marais (1999).

Nos testes dos dias 30/5, 6/6 e 20/6, ou seja, nos testes realizados mantendo-se condições ideais para as bactérias nitrificantes ( $T = 35^\circ C$  e  $pH = 7,5$ ), verificou-se que a concentração celular ( $X$ ) e as concentrações de amônio interferiram diretamente na velocidade de respiração celular ( $QO_2X$ ). Comparando esses testes, observou-se que nos dias em que as concentrações de amônio foram maiores, a velocidade de respiração celular também foi maior em virtude da maior disponibilidade de nutrientes. Observou-se também que quanto maior a concentração celular maior a velocidade de respiração celular. No entanto, esses testes não reproduzem o comportamento real das bactérias presentes no lodo do RHBS, pois a temperatura do RHBS em nenhum momento alcançou  $35^\circ C$ . Nos demais testes, onde se procurou manter as mesmas condições de pH e T do reator, as relações encontradas acima não foram observadas.

Nos testes dos dias 4/7 e 29/8 observou-se que apesar dos lodos terem apresentado a mesma concentração celular, as velocidades de respiração celular e específica no dia 4/7 foram maiores que do dia 29/8, mostrando uma maior atividade das bactérias no dia 4/7.

Hein de Campos (2006) utilizando um Reator de Leito Fluidizado em Bateladas Sequenciais para tratar esgoto doméstico com cargas variando entre 0,11 e 0,37 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e entre 0,011 a 0,033 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia obteve, através de testes de bancada, velocidade de respiração celular variando entre 0,025 e 0,247 mgO<sub>2</sub>/L.min mantendo o pH e a temperatura em torno de 7,5 e 35°C, respectivamente.

Os testes de laboratório, com a adição de pulsos de carbono e amônio, conforme descrito no item 4.4.2, foram realizados nos dias 17/05 (Estratégia 2) e 7/06 (Estratégia 3). Nas Figuras 5.113 e Figura 5.114 observam-se os respirogramas com os valores de  $QO_2X$  e a Tabela 5.26 mostra, além dos valores do  $QO_2X$ , a velocidade específica de respiração ( $QO_2$ ) e as concentrações de NH<sub>4</sub>-N e DQOs no momento do teste.

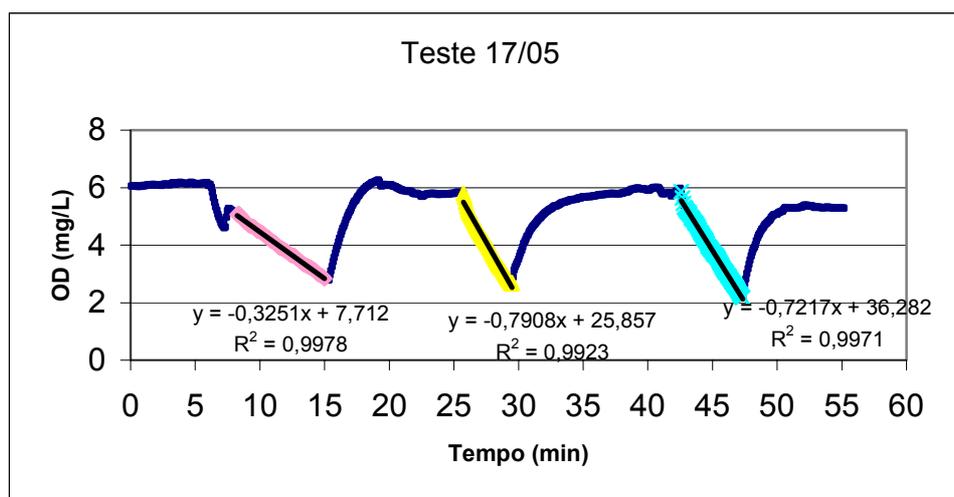


Figura 5.113 – Respirograma obtido no teste de laboratório no dia 17/05/06 (Est 2 – T = 21 dias)

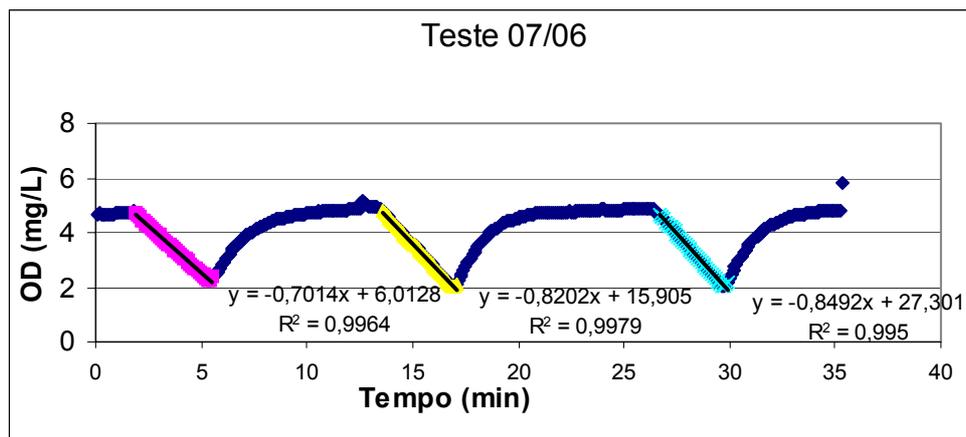


Figura 5.114 - Respirograma obtido no teste de laboratório no dia 07/06/06 (Est 3 – T = 9 dias)

Tabela 5.26 – Resultados dos testes de laboratório (Est 2- 17/5/06 e Est 3 – 07/6/06)

<b>Estratégia 2 – 17/05/06</b>					
Testes	$QO_2X$ ( $mgO_2/L.min$ )	X ( $gSST/L$ )	$QO_2$ ( $mgO_2/gSST.min$ )	$NH_4-N$ ( $mg/L$ )	$DQO_s$ ( $mg/L$ )
endógena	0,33	3,94	0,08	0,16	25
Pulso 1	0,78	4,37	0,18	7,68	116
Pulso 2	0,72	5,06	0,14	8,33	226
<b>Estratégia 3 – 07/06/06</b>					
Testes	$QO_2X$ ( $mgO_2/L.min$ )	X ( $gSST/L$ )	$QO_2$ ( $mgO_2/gSST.min$ )	$NH_4-N$ ( $mg/L$ )	$DQO_s$ ( $mg/L$ )
endógena	0,7	2,88	0,24	0,72	83
Pulso 1	0,82	2,18	0,38	9,85	52
Pulso 2	0,85	2,64	0,32	8,65	193

Analisando a Tabela 5.26 verifica-se que as velocidades de respiração celular obtida nos dois testes oscilaram entre 0,33 e 0,85  $mgO_2/L.min$ . As concentrações celulares no teste realizado na estratégia 2 foram maiores do que na estratégia 3, porém, as velocidades de respiração celular foram menores, indicando que as bactérias presentes neste teste da estratégia 3 apresentaram uma atividade celular maior.

Verificou-se que em ambos os testes, a velocidade de respiração celular na fase endógena foi alta, mesmo o lodo tendo sido aerado durante 24 horas para que toda a matéria orgânica presente fosse consumida antes do início dos testes. Esses altos valores deve-se a DQO remanescente, mostrando que para se conhecer o valor real da velocidade específica de respiração, seria necessário um tempo maior de aeração.

### 5.2.10 Cinética de Nitrificação e Desnitrificação

Nas Figuras 5.115 a 5.118 estão apresentados os resultados obtidos com a cinética de nitrificação e desnitrificação, realizada no final da operação do RHBS. Como explicado no item 5.2.10, antes do início da cinética, o lodo ficou em aeração por um período de 12 horas para que as bactérias alcançassem a fase endógena.

Na Figura 5.115 tem-se o comportamento da  $DQO_T$  e  $DQO_F$  ao longo da cinética de nitrificação e desnitrificação.

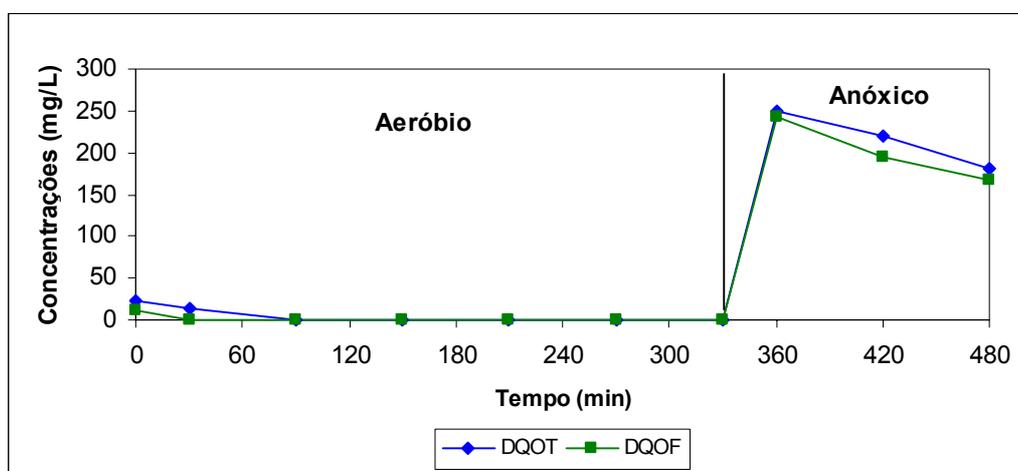


Figura 5.115 – Comportamento da  $DQO_T$  e  $DQO_F$  durante a cinética

Observa-se na Figura 5.115 que no tempo zero, ou seja, após a fase endógena, ainda existia uma pequena concentração da DQO total e filtrada (DQO remanescente), Após 30 minutos da adição do amônio no reator (fase aeróbia), a concentração de  $DQO_T$  era em torno de 11 mg/L.

O final da cinética de nitrificação e o início da cinética de desnitrificação se deram no tempo ( $t=330$  min) com a adição da glicose representando 250mgDQO/L e o desligamento dos aeradores. Verifica-se que após 30 minutos do início da fase anóxica, as concentrações de  $DQO_T$  e  $DQO_F$  diminuíram de 249mgDQO<sub>T</sub>/L e 242 mgDQO<sub>F</sub>/L para 220mgDQO<sub>T</sub>/L e 195 mgDQO<sub>F</sub>/L, respectivamente. Após 3 horas do início desta fase, o lodo flotou e não foi mais possível a continuação da cinética. Neste instante, as concentrações de  $DQO_T$  e  $DQO_F$  foram, respectivamente, 181 mg/L e 167 mg/L, representando uma remoção de 27 %  $DQO_T$  e 31 %  $DQO_F$  entre o início e o final dessa fase.

Na Figura 5.116 observa-se o comportamento do  $\text{NH}_4\text{-N}$ ,  $\text{NO}_2\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3\text{-N}$  e  $\text{PO}_4\text{-P}$  durante a cinética.

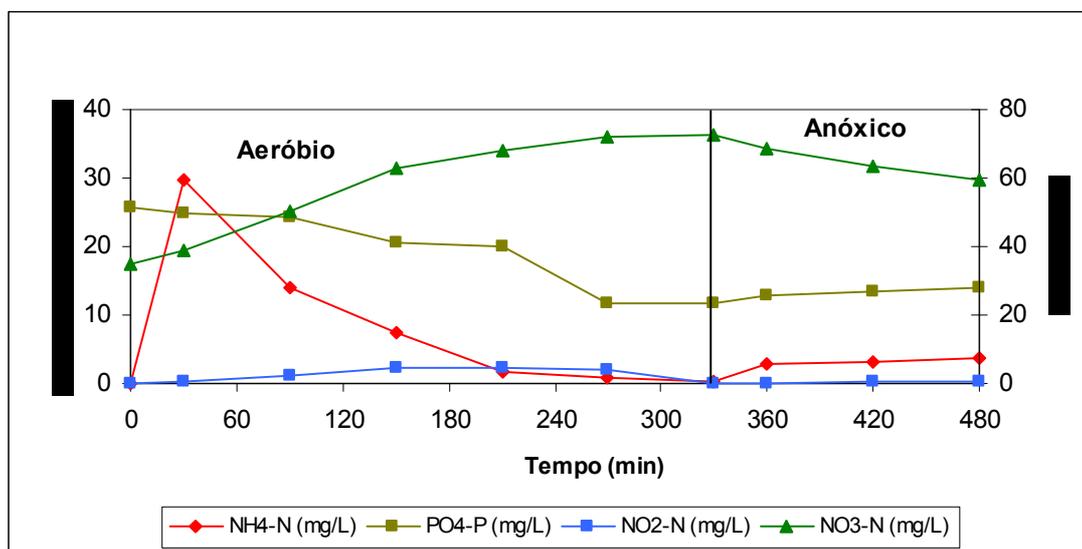


Figura 5.116 – Comportamento do  $\text{NO}_2\text{-N}$ ,  $\text{NO}_3\text{-N}$  e  $\text{PO}_4\text{-P}$  durante a cinética.

Observa-se na Figura 5.116 que no início da cinética ( $t = 0$  min), não foram mais encontrados traços de amônio, ou seja, todo o amônio foi oxidado a nitrato pelas bactérias nitrificantes durante as 12 horas da fase endógena. Já a concentração de nitrato nesse instante era de  $34 \text{ mgNO}_3\text{-N/L}$ . Após 60 minutos da adição do amônio (fase aeróbia), a concentração de amônio diminuiu de  $30 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$  para  $14 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$  e as de nitrato aumentaram de 34 para  $50 \text{ mgNO}_3\text{-N}$ , devido ao processo de nitrificação. Esse comportamento foi observado até o  $t = 330 \text{ min}$ , quando a concentração do amônio foi de  $0,3 \text{ mg/L}$  e a concentração de nitrato  $73 \text{ mgNO}_3\text{-N/L}$ . Em relação ao nitrito, observa-se que não existiam mais traços dele após a fase endógena e após a adição do amônio ele foi se acumulando no reator até o ( $t = 270 \text{ min}$ ), quando a concentração era de  $3,8 \text{ mgNO}_2\text{-N/L}$ .

Observou-se que foi necessário um período de 330 minutos para que houvesse praticamente toda a oxidação do amônio. Do início ao final da fase aeróbia houve uma redução de  $29 \text{ mg/L}$  no amônio, representando uma eficiência de 99 %.

Na fase anóxica, observou-se que após 30 minutos da adição da glicose, os valores do amônio aumentaram de  $0,3 \text{ mg/L}$  para  $3 \text{ mg/L}$  e as concentrações de nitrato diminuíram de  $73 \text{ mg/L}$  para  $69 \text{ mg/L}$ , evidenciando o início do processo de desnitrificação biológica.

A desnitrificação fez com que houvesse liberação de  $N_2$  para a atmosfera e ocasionou a flotação do lodo. Sendo assim, a fase anóxica teve que ser encerrada após 2 horas do início desta fase ( $t = 480$  min), mesmo não tendo ocorrido a desnitrificação total do nitrato. Neste instante, as concentrações de amônio, nitrito e nitrato eram de 3,8 mgNH<sub>4</sub>-N/L, 0,74 mgNO<sub>2</sub>-N/L e 59,2 mgNO<sub>3</sub>-N/L, respectivamente.

Em relação ao fosfato, observa-se que durante a fase aeróbia houve assimilação do fosfato pelas bactérias, as concentrações diminuíram de 26 mgPO<sub>4</sub>-P/L no início da fase até 12 mgPO<sub>4</sub>-P/L no final, representando uma remoção de 54 %. Já na fase anóxica, o fosfato foi liberado pelas bactérias e as concentrações aumentaram de 12 mgPO<sub>4</sub>-P/L para 14 mgPO<sub>4</sub>-P/L do início ao final da fase.

Na Figura 5.117 visualiza-se o comportamento do pH e da alcalinidade durante a cinética.

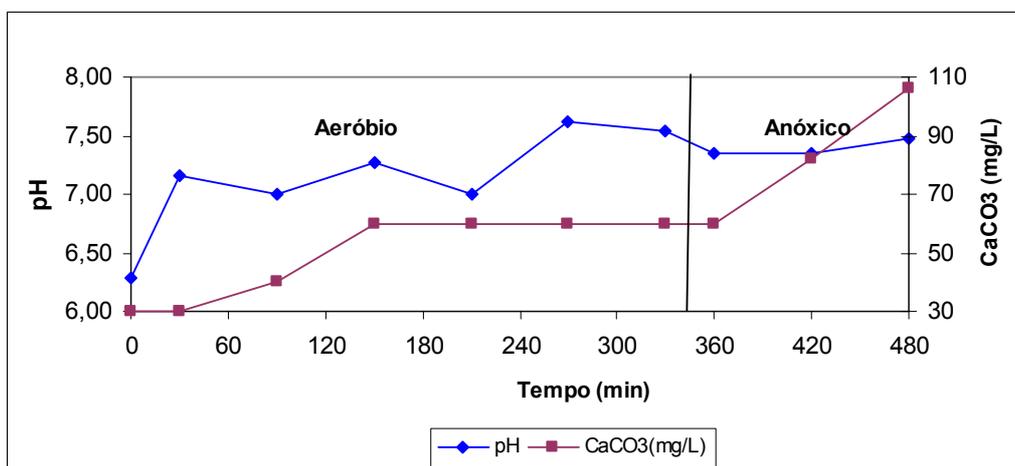


Figura 5.117 – Comportamento do pH e alcalinidade durante a cinética

Para não prejudicar o processo de nitrificação foi necessário adicionar cal durante toda a fase aeróbia a fim de manter o pH sempre acima de 7. Na primeira coleta realizada, antes da adição do amônio ( $t = 0$ ), o pH era de 6,29. Após este período foi adicionada cal e o pH aumentou de 6,29 para 7,16, mantendo-se acima de 7 até o final da fase, como mostra a Figura 5.117.

Observa-se que a alcalinidade era de 30 mg/L no início da fase e com a adição de cal durante toda a fase aeróbia, os valores foram subindo, chegando a 60 mgCaCO<sub>3</sub>/L e manteve-se neste valor até o final desta fase.

Na fase anóxica, não foi mais adicionada cal e devido ao processo de desnitrificação o pH foi aumentando, passando de 7,2 para 7,35 nos primeiros trinta minutos desta fase ( $t = 360$  min), chegando a 7,48 no final da fase.

Em relação à alcalinidade, observa-se na Figura 5.116, uma reta crescente na fase anóxica, indicando que houve um aumento significativo deste parâmetro com o passar do tempo, alcançando valor de  $106 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$  no final da fase.

Em relação à temperatura, esta aumentou com o decorrer da cinética, apresentando valor médio de  $24,7 \pm 0,51^\circ\text{C}$ , com temperaturas de  $24,7^\circ\text{C}$  no início da fase aeróbia e  $25,9^\circ\text{C}$  no final da fase anóxica. Na Figura 5.118 observa-se o comportamento do OD no decorrer da cinética.

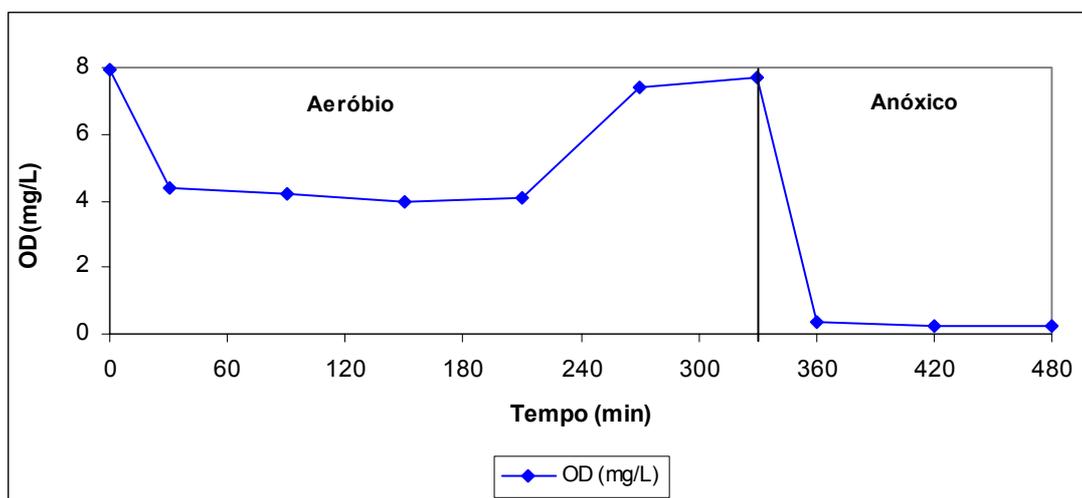


Figura 5.118 – Comportamento do OD durante a cinética

Verifica-se na Figura 5.118 que o valor de OD após a fase endógena era de  $7,94 \text{ mg/L}$ , porém, após 30 minutos da adição do amônio a concentração de OD passou para  $4,41 \text{ mgO}_2/\text{L}$ , provocado pelo consumo de OD pelas bactérias. A concentração continuou a diminuir chegando a  $4,09 \text{ mgO}_2/\text{L}$  após 210 minutos do início da fase. A partir deste instante, observou-se que a concentração passou de  $4,09 \text{ mgO}_2/\text{L}$  para  $7,4 \text{ mgO}_2/\text{L}$ , chegando a  $7,8 \text{ mgO}_2/\text{L}$  aos 480 minutos da cinética.

Nesta cinética foi necessário um tempo de 330 minutos para oxidar  $30 \text{ mgNH}_4\text{-N}$ . No entanto, nas três estratégias operacionais, durante as fases aeróbias, o reator trabalhou

sob condições de tempo inferiores ao tempo ótimo obtido nesta cinética, como pode ser observada na Tabela 5.27.

Tabela 5.27 – Tempo das fases aeróbias, concentrações de  $\text{NH}_4\text{-N}$  afluyente e eficiência de remoção do  $\text{NH}_4\text{-N}$

<b>Estratégia</b>	<b>Fase Aeróbia (min)</b>	<b><math>\text{NH}_4\text{-N}</math> mistura (mg/L)</b>	<b>% Remoção do <math>\text{NH}_4\text{-N}</math></b>
1	195	22 a 70	41 a 85
2	195	41 a 66	62 a 95
3	150	56 a 70	56 a 76
	210	37 a 73	51 a 99
	270	46 a 75	62 a 99

Durante a estratégia 2, o reator apresentou em alguns ciclos eficiência de remoção de 95 %, com tempos de duração das fases aeróbias de 195 minutos e concentração de amônio acima de 41  $\text{mgNH}_4\text{-N/L}$  no início dos ciclos. Já em alguns ciclos da estratégia 3, utilizando tempos menores durante as fases aeróbias (210 ou 270 min) e concentrações de amônio acima de 37  $\text{mgNH}_4\text{-N/L}$  no início dos ciclos, o reator apresentou a mesma eficiência na remoção do amônio do que a alcançada na cinética (99 %).

## 6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

### 6.1 Reatores Híbridos de fluxo contínuo (RHFC's)

Com base nos resultados obtidos nos reatores híbridos de fluxo contínuo no tratamento de esgoto doméstico para as condições operacionais aplicadas, concluiu-se que:

- ✓ Os RHFC's foram capazes de tratar cargas orgânicas volumétricas médias de 0,29 kgCOT/m<sup>3</sup>.dia e entre 0,26 e 0,86 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e cargas de nitrogênio médias entre 0,04 e 0,12 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia, apresentando eficiências médias de remoção de 48 % (COT), entre 71 e 79 % na remoção da DQO<sub>T</sub> e entre 41 e 68 % na remoção do amônio.
- ✓ Os reatores híbridos estudados apresentaram melhores remoções carbonáceas (DQO e COT) do que os reatores testemunhas de lodo ativado. Na remoção do amônio, os reatores híbridos R<sub>F IPL</sub>, R<sub>ARG</sub>, R<sub>PLR</sub> e R<sub>RED</sub> apresentaram eficiências superiores ao reator R<sub>TEST</sub>.
- ✓ Em relação as concentrações de amônio no efluente tratado, verificou-se que apenas os reatores híbridos R<sub>F IPL</sub>, R<sub>ARG</sub> e R<sub>RED</sub> atenderam a Resolução n° 357/05 do CONAMA, apresentando concentrações médias menores do que 20 mg/L de nitrogênio amoniacal.
- ✓ Em geral, observou-se que as melhores remoções de amônio foram apresentadas pelos reatores híbridos R<sub>F IPL</sub> e R<sub>RED</sub>, que foram preenchidos com suportes fixos, porém não confinados em redes.
- ✓ Foram encontrados no lodo e no biofilme dos RHFC's microrganismos indicadores de situações estáveis de tratamento, como *Tecamebas*, *Vorticellas* sp, colônias de *Epistylis* sp, *Aspidisca* sp, exceto no biofilme formado nas espumas de poliuretano,

onde se encontrou microrganismos que aparecem em ambientes com falta de oxigênio, como *Beggiatoa* sp, *Spirillum* e *Sphaerotilus* sp.

Recomendações:

- ✓ Estudar outros materiais suporte que apresentem áreas superficiais maiores.
- ✓ Realizar estudos mais prolongados aplicando diferentes cargas entre reatores híbridos de fluxo contínuo, preenchidos com o mesmo material suporte, a fim de conhecer o seu potencial para tratamento de esgoto urbano neste tipo de reator.

## 6.2 Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS)

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

- ✓ O RHBS mostrou-se eficiente na remoção da DQO e na nitrificação com cargas orgânicas volumétricas aplicadas entre 0,14 e 0,51 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e cargas de nitrogênio entre 0,02 e 0,06 kgNH<sub>4</sub>-N/m<sup>3</sup>.dia, apresentando eficiência na remoção do carbono variando entre 66 e 97 % (18 – 131 mg/L no efluente tratado) em termos de DQO<sub>T</sub> e entre 70 e 98 % (8 – 94 mg/L no efluente tratado) em termos de DQO<sub>F</sub>. Em relação a DBO<sub>5</sub>, o efluente produzido atendeu o Decreto nº 14250/81 de SC, apresentando concentrações menores que 40 mg/L no final dos ciclos. A nitrificação teve eficiência variando entre 41 e 99 %, com efluente final apresentando concentrações médias de NH<sub>4</sub>-N abaixo do recomendado pela Resolução CONAMA nº 357/05 ( $\leq 20$  mgNH<sub>4</sub>-N/L).
- ✓ Em relação a desnitrificação, o reator apresentou eficiências entre 41 % e 98 %, ao longo das estratégias, com concentrações máximas de 25 mgNO<sub>3</sub>-N/L no efluente tratado. Na remoção de nitrogênio total, o reator apresentou eficiências entre 38 % e 94 %, com concentrações médias de NT no efluente variando entre 20 e 26 mgNT/L, não atendendo o Decreto nº 14250/81 do Estado de Santa Catarina, para lançamento em lagoas, lagunas e estuários.

- ✓ Em relação ao fosfato, o reator apresentou eficiência média entre 8 % e 38 %, com concentrações no efluente variando entre 0,5 e 35 mgPO<sub>4</sub>-P/L, mostrando que para alcançar a remoção conjunta de carbono, nitrogênio e fósforo serão necessárias alterações nos ciclos operacionais.
- ✓ Na maioria dos períodos estudados foram encontrados no lodo microrganismos indicadores de uma situação estável de tratamento, como *Vorticellas* sp, *Rotatorias* sp, *Epistylis* sp e *Tecamebas*, com oxigenação suficiente para garantir a nitrificação. As velocidades de consumo ( $QO_2X$ ) e a velocidade específica de respiração ( $QO_2$ ) variaram entre 0,33 e 1,51 mgO<sub>2</sub>/L.min e 0,13 e 0,42 mgO<sub>2</sub>/gSST.min, respectivamente. Em relação ao material suporte, observou-se um biofilme bem formado, denso e coberto com diversas colônias de bactérias, *Tecamebas*, *Aelosomas* sp e com inúmeras *Rotatórias* sp.
- ✓ O lodo apresentou características de boa e média decantabilidade com valores de IVL variando entre 67 mL/g e 151 mL/g. A velocidade máxima de decantação foi baixa, quando comparadas com outros reatores híbridos, apresentando valores entre 0,32 e 4,7 m/h.
- ✓ Verificou-se ao longo das três estratégias, que as eficiências na remoção do carbono melhoram com o aumento das cargas, mostrando o potencial que o RHBS tem para tratar esgoto urbano.

#### Recomendações:

- ✓ Realizar testes respirométricos “on line”, para se conhecer a velocidade de respiração celular das bactérias dentro do reator.
- ✓ Utilizar inibidores seletivos, como o Allylthiourea (ATU), para quantificar separadamente a atividade das bactérias autotróficas e heterotróficas presentes no lodo do reator.

- ✓ Realizar estudos para quantificar a biomassa aderida, como por exemplo, concentração de SST e SSV, proteínas e polissacarídeos.
- ✓ Aumentar as cargas aplicadas
- ✓ Testar o uso de materiais suporte móveis no reator.
- ✓ Alterar os ciclos operacionais de modo a alcançar eficiências na remoção conjunta do carbono, nitrogênio e fósforo.
- ✓ Realizar estudos de custos para implantação e operação deste tipo de reator visando sua aplicação em escala real.

## 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABREU, A.A.V. **Identificação de bactérias filamentosas em processo de lama activadas através da técnica de hibridização in – situ de fluorescência (FISH)**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia do Ambiente) – Braga, Portugal, 2004. Universidade do Minho. Disponível em: <http://repositorium.sdum.uminho.pt>. Acesso em: 10/12/2006.

AKIN, B.S; UGURLU, A. A new sequencing batch reactor for treatment of municipal sewage wastewater for agricultural reuse. **Process Biochemistry**, v. 40, p.2873-2878, 2005.

AL-SHAREKH, H; HAMODA, M F. Removal of organics from wastewater using a novel biological hybrid system. **Water Science And Technology**, v. 43, n. 1, p.321-326, 2001.

ANDREOTTOLA, G; FOLADORI, P. RAGAZZI, M.; VILLA, R. Treatment of winery wastewater in a sequencing batch biofilm reactor. **Water Science and Technology**, v. 45, n. 12, p.347-354, 2002.

ANDREOTTOLA, G.; FOLADORI, P.; NARDELLI, P. and DENICOLO, A. Treatment of winery wastewater in a full-scale fixed bed biofilm reactor. **Water Science and Technology**, v. 51, n. 1, p.71-79, 2005.

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

ARTAN, N.; WILDERER, D.; ORHON, D.; MORGENROTH, E. And ÖZGUR, N. The mechanism and design of sequencing batch reactor systems for nutrient removal - the state of the art. **Water Science and Technology**, v. 43, n. 3, p.53-60, 2001.

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

BARBOSA, S. **Tratamento de Efluentes em Reator de Leito Fluidizado Seqüencial em Batelada**. Florianópolis, 2004. 163 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina.

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

BENTO, A. P. **Caracterização da Microfauna no Sistema Insular de Tratamento de Esgotos de Florianópolis/SC: Um instrumento de Controle Operacional e Avaliação da Eficiência do Processo**. Florianópolis, 2000. 167 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina.

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

BRANCO, S. M. **Hidrobiologia Aplicada à Engenharia Sanitária**. 3ª ed. São Paulo: CETESB/ASCETESB, 1986. 640 p;

BUSSAB, W.O.; MORETIN, P.A. **Medidas Resumo**. in BUSSAB, W.O.; MORETIN, P.A. **Estatística Básica**. 5ª Edição. São Paulo: Saraiva, 2002. p.35-68

CAMPOS, J.L.; GARRIDO-FERNÁNDEZ, J.M.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J.M. Nitrification at high ammonia loading rates in activated sludge unit. **Bioresource Technology**, v.68, p 141-148. 1999.

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, France, 155p, 1999.

CETESB: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental do Estado de São Paulo. Microbiologia de Lodos Ativados, Setor Treinamento, São Paulo, 1997.

CHRISTENSSON, M., WELANDER, T. Treatment of municipal wastewater in a hybrid process using a new suspended carrier with large surface area. **Water Science and Technology**, v. 49, 11-12, p. 207, 2004.

CONAMA: Conselho Nacional do Meio Ambiente, Resolução N°357, de 17 de Março de 2005. Disponível em: <http://www.mma.gov.br/port/conama/res/res05/res35705.pdf>. Acesso em: 20/06/2005.

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

COSTA, T. B. **Desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico.** Florianópolis, 2005. 105p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina.

CYBIS, L. F.; SANTOS, A. V.; GEHLING, G. R. Eficiência de reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa. In: XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais...ABES**, Joinville, SC, 2003. CD ROM

DULKADIROGLU, H.; COKGOR, E.U.; ARTAN, N. and ORHON, D. The effect of temperature and sludge age on COD removal and nitrification in a moving bed

sequencing batch biofilm reactor. **Water Science and Technology**, v. 51, n. 11, p.95-103, 2005.

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

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.

GARZÓN-ZUÑIGA, M.A; GONZÁLEZ-MARTÍNEZ. Biological phosphate and nitrogen removal in a biofilm sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**, v.34 nº 1-2, p.293-301, 1996.

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

GOMES, P. C. R.; SOUZA, M. A. A. Remoção de nutrientes em Reatores Seqüenciais de Batelada (RSB). In: VIII Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental – SILUBESA, **Anais... ABES**, João Pessoa, PB, 1998.

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.

GOVERNO DO ESTADO DE SANTA CATARINA. Decreto nº 14.250, de 5 de Junho de 1981. Disponível em: [www.fatma.sc.gov.br](http://www.fatma.sc.gov.br). Acesso em: 20/06/2005.

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).

HEIN DE CAMPOS, R. **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.

HEIN DE CAMPOS, R. **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.

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

HOFFMANN, H.; BENTO, A. P.; PHILIPPI, L.S.; BELLI FILHO, P. Utilização da imagem microscópica na avaliação das condições de operação – uma aplicação da experiência da Alemanha em estações de tratamento de esgoto no Brasil. In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais...ABES**, João Pessoa, PB, 2001. CD ROM.

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, H.; THANS, F. C.; RAE, M. J.; PLATZER, C.; COSTA, R.H.R. Controle da nitrificação e desnitrificação em paralelo via concentração de oxigênio em reator operado em bateladas seqüenciais (RBS) em escala real para tratamento de esgoto

sanitário. In: XXIV Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais...** ABES, Belo Horizonte, MG, 2007. CD ROM.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. Pesquisa Nacional de Saneamento no Brasil. 2000. Disponível em: <http://www.ibge.gov.br>. Acesso em: 5/12/2006.

IRVINE, R. L.; WILDERER, P. A.; FLEMMING, H. C. Controlled unsteady state process and technologies-an overview. **Water Science and Technology**, v. 35, n.1, p.1-10, 1997.

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

JIANLONG, W.; HANCHANG, S.; YI, Qian. Wastewater treatment in a hybrid biological reactor (HBR): effect of organic loading rates. **Process Biochemistry**, v. 36, p.297-303, 2000.

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

KARGI, F. & UYGUR, A. Nutrient removal performance of a sequencing batch reactor as a function of the sludge age. **Enzyme and Microbial Technology**, v. 31, p.842-847, 2002.

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.; MANEM, J. Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. **Water Science and Technology**, v. 29, n°10, p.2227-2245, 1995.

LI, J.; XING, Xin-hui; WANG, Bao-zhen. Characteristics of phosphorus removal from wastewater by biofilm sequencing batch reactor (SBR). **Biochemical Engineering Journal**, v. 16, p.279-285, 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 E EDDY. **Wastewater engineering: Treatment and reuse**. 4<sup>a</sup> Ed. Mc Graw Hill, Inc. New York, 1819 p., 2003.

MPSC - Ministério Público de Santa Catarina. Diagnóstico do Saneamento Básico no Estado de Santa Catarina - 2005. Disponível em: <http://www.mp.sc.gov.br>. Acesso em: 25/04/2007.

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

NETER, J.N.; WASSERMAN, W. AND KUTNER, M.H. **Single-Factor ANOVA Model and Tests** in NETER, J.N.; WASSERMAN, W. AND KUTNER, M.H. **Applied**

**Linear Statistical Models.** 3ª Edição. Boston, EUA: Richard D. Irwin Inc., 1990a. p.519-567.

NETER, J.N.; WASSERMAN, W. AND KUTNER, M.H. **Analysis of Factor Level Effects** in NETER, J.N.; WASSERMAN, W. AND KUTNER, M.H. **Applied Linear Statistical Models.** 3ª Edição. Boston, EUA: Richard D. Irwin Inc., 1990b. p.568-606.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJNEN, J.J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. **Journal of Biotechnology**, v. 80, nº1 p.1-33, 2000.

NGUYEN, K.M. **Description et Modélisation des Films Biologiques Aeróbies.** Thèse de Doctorat. INSA, Toulouse, 1989. 235p.

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; GISVOLD, B.; STRICKLAND, J. The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4-5, p.383-391, 2000.

OKABE, S.; OZAWA, Y.; HIRATA, K. and 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.

PAUL, E.; WOLFF, D. B.; OCHOA, J. C.; COSTA, R.H. Recycled and virgin plastic carriers in hybrid reactors for wastewater treatment. **Water Environment Research**, v. 79, n. 7, p. 765-774, 2007.

RINGLACE BIOMEDIA. Disponível em: [www.ringlace.com](http://www.ringlace.com). Acesso em: 10/12/2006.

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

RODGERS, M. Organic carbon removal using a new biofilm reactor. **Water Research**, v. 33, n. 6, p.1495-1499, 1999

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.

RUSTEN, B.; EIKEBROKK, B.; ULGENES, Y. And LYGREN, E. Design and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. **Aquacultural Engineering**, v. 34, p.322-331, 2006.

SALES, R. **Cinética de degradação de efluente têxtil por biofilme em leito fluidizado trifásico aeróbio**. Florianópolis, 1999. 52 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina

SANTOS, A. V.; CYBIS, L. F.; GEHLING, G. R. Remoção de Matéria Orgânica e Nitrogênio em Reator Seqüencial em Batelada (RSB) em escala piloto ao longo de uma batelada. In: XXII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais...ABES**, Joinville, SC, 2003. CD ROM.

SANTOS, Rafael Carvalho de Oliveira; BARBOSA FILHO, Olavo; GIORDANO, Ghandi. Proposta de um método de cálculo do tempo de sedimentação no tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 3, p.185-193, 2005.

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

SIRIANUNTAPIBOON, S.; JEEYACHOK, N and LARPLAI, R. Sequencing batch reactor biofilm system for treatment of milk industry wastewater. **Journal of Environmental Management**, v. 76, p.177-183, 2005.

SIRIANUNTAPIBOON, S.; YOMMEE, S. Application of a new type of moving bio-film in aerobic sequencing batch reactor (aerobic-SBR). **Jornal of Environmental Management**, v. 78, p.149-156, 2006.

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

STATSOFT, Inc. **STATISTICA (data analysis software system)**. Version 6. 2001.

SU, J. L., OUYANG, C.F. Nutrient removal using a combined process with activated sludge and fixed biofilm. **Water Science and Technology** v. 34, 1, p. 477-486, 1996.

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.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M., EIKEIBOOM, D.; GJALTEMA, A.; MULDER, A. TIJHUIS, L.; HEIJEN, J. J. Biofilm Structures. **Water Science and Technology**, v. 32, n. 8, p.35-43, 12 dez. 1995.

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.

VILLAVERDE, S.; FDZ-POLANCO, F.; LACALLE, M.L.; GARCIA, P.A. Influence of the suspended and attached biomass on the nitrification in a two submerged biofilters in series system. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4-5, p.169-176, 2000.

von SPERLING, M. **Lodos Ativados**. Vol. 4. Ed. DESA-UFGM. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, DESA, Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 1997. 415p.

von SPERLING, M. **Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos**. Vol. 2. Ed. DESA-UFGM. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, DESA, Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 1996. 211p.

WANG, Rong-Chang; WEN, Xiang-Hua; QIAN, Y. Influence of carrier concentration on the performance and microbial characteristics of a suspended carrier biofilm reactor. **Process Biochemistry**, v. 40, n. 9, p.2992-3001, 2005.

WANNER, J.; KUCMAN, K.; GRAU, P. Activated sludge process combined with biofilm cultivation. **Water Research**, v.22 n°2, p. 207-215, 1988.

WELANDER, U.; MATTIASSON, B. Denitrification at low temperatures using a suspended carrier biofilm process. **Water Research**, v. 37, p.2394-2398, 2003.

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**. Florianópolis, 2005. 216 p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Universidade Federal de Santa Catarina.

WOLFF, D. B.; PAUL, E.; COSTA, R.H.R. Reatores Híbridos - Uma nova alternativa para o tratamento de efluentes. **Saneamento Ambiental**, nº 111. Jan – Fev, p. 30-33, 2005.

ZHAN, Xin-Min; RODGERS, M.; O'REILLY, E. Biofilm growth and characteristics in an alternating pumped sequencing batch biofilm reactor (APSBBR). **Water Research**, v.40, nº 4. p.817-825, 2006

ZHAO, Y.; DAWEN, C.; LIU, L.; WEI, J. Municipal Wastewater treatment by moving-bed-biofilm reactor with diatomaceous earth as carriers. **Water Environment Research**, v. 78, nº 4, p.392-396, 2006.

## APÊNDICE

### APÊNDICE A – Reatores Híbridos de Fluxo Contínuo (RHFC's)

**Tabela 1 – Valores do esgoto bruto nos Ensaio 1, 2 e 3.**

<b>Ensaio 1</b>							
<b>Data</b>	<b>Tempo (dias)</b>	<b>DQO<sub>T</sub> média (mg/L)</b>	<b>NH<sub>4</sub>-N (mg/L)</b>	<b>NO<sub>2</sub>-N (mg/L)</b>	<b>NO<sub>3</sub>-N (mg/L)</b>	<b>ST (mg/L)</b>	<b>SVT (mg/L)</b>
30/9/2005	16	316,39					
3/10/2005	19						
5/10/2005	21						
7/10/2005	23	507,80					
10/10/2005	26		35,00	FLD	FLD		
14/10/2005	30	277,24	32,58	FLD	FLD		
17/10/2005	33	227,33	33,43	FLD	0,18		
19/10/2005	35	397,41	36,00	0,442	0,45		
21/10/2005	37	379,02	38,03	FLD	FLD		
24/10/2005	40		47,35	FLD	0,17		
28/10/2005	44	237,41	49,58	FLD	0,83		
31/10/2005	47	217,92	44,60	FLD	0,15		
4/11/2005	51	188,04	50,40	FLD	0,22		
<b>Ensaio 2</b>							
14/11/2005	4	257,09	42,73	FLD	0,23		
16/11/2005	6	448,65	48,63	FLD	0,23		
18/11/2005	8	185,65	48,5	FLD	FLD		
21/11/2005	11	250,77	38,15	FLD	FLD	636	357,5
23/11/2005	13	261,89	40,58	FLD	FLD		
25/11/2005	15		50,6	FLD	FLD		
28/11/2005	18	390,57	54,5	FLD	FLD	573	298
30/11/2005	20	240,52	46,9	FLD	0,40		
2/12/2005	22	383,39	42,33	FLD	0,24		
5/12/2005	25	241,22	47,83	FLD	FLD	338	181
7/12/2005	27	194,74	51,7	FLD	FLD		
9/12/2005	29	193,39	48,33	FLD	FLD		
12/12/2005	32	276,35	43,42	FLD	FLD		
14/12/2005	34	264,67	54,1	FLD	FLD		

Ensaio 3								
Data	Tempo (dias)	COT média (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	ST (mg/L)	STV (mg/L)	SST (mg/L)
13/1/2006	3	54,42	41,30	FLD	FLD			
16/1/2006	6	44,78	48,75	FLD	FLD			
18/1/2006	8	51,39	47,35	FLD	FLD	422	212	3
20/1/2006	10	37,59	45,25	FLD	0,38			
23/1/2006	13	38,67	46,70	FLD	0,34			
25/1/2006	15	50,02	48,68	FLD	FLD			
26/1/2006	16					424	215	40
27/1/2006	17	45,04	48,80	FLD	0,15			
30/1/2006	20	54,61	53,18	FLD	0,16			
31/1/2006	21					146,5	78,5	48
½/2006	22		51,72	FLD	FLD			
3/2/2006	24	30,19	49,38	FLD	FLD			
6/2/2006	27	40,13	49,45	FLD	FLD			
7/2/2006	28					540,5	344,5	80
8/2/2006	29	34,17	48,92	FLD	FLD			
10/2/2006	31	29,52	45,05	FLD	0,14			
13/2/2006	34		41,43	FLD	FLD			
14/2/2006	35					331	250,5	24
15/2/2006	36		39,38	FLD	FLD			
17/2/2006	38	22,59	43,05	FLD	FLD			
20/2/2006	41	31,5	46,10	FLD	FLD			
21/2/2006	42					425	221,5	81
22/2/2006	43	26,43	44,15	FLD	FLD			
24/2/2006	45	24,85	45,73	FLD	FLD			
1/3/2006	50	25,72	44,48	FLD	FLD			
3/3/2006	52	24,88	40,88	FLD	0,40			
6/3/2006	55	23,23	43,68	FLD	0,12			
8/3/2006	57	37,03	43,10	FLD	FLD			
9/3/2006	58	36,27	44,30	FLD	0,22			

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 2 – Resultados do esgoto efluente dos RHFC's no Ensaio 1.**

<b>R<sub>F IPL</sub></b>					
<b>Data</b>	<b>Tempo (dias)</b>	<b>DQO<sub>F</sub> (mg/L)</b>	<b>NH<sub>4</sub>-N (mg/L)</b>	<b>NO<sub>2</sub>-N (mg/L)</b>	<b>NO<sub>3</sub>-N (mg/L)</b>
30/9/2005	16	29,85	28,00	0,51	2,58
3/10/2005	19		44,03		
5/10/2005	21		18,63	0,69	9,41
7/10/2005	23	49,52	20,83	0,62	5,83
10/10/2005	26		12,68	0,52	27,28
14/10/2005	30	71,32	5,90	5,93	18,81
17/10/2005	33	108,87	25,10	0,09	5,78
19/10/2005	35	43,54	8,88	10,06	7,36
21/10/2005	37	35,90	1,40	FLD	23,26
24/10/2005	40		9,90	1,03	25,78
28/10/2005	44	77,85	12,830	FLD	49,91
31/10/2005	47	36,09	16,83	17,44	21,26
4/11/2005	51	52,83	27,83	6,70	8,92
<b>R<sub>T EST</sub></b>					
30/9/2005	16		24,530	1,02	2,67
3/10/2005	19		33,380	0,68	0,24
5/10/2005	21		40,850	0,75	0,29
7/10/2005	23	95,545	31,500	0,41	0,33
10/10/2005	26		26,300	6,82	1,75
14/10/2005	30	83,18	25,700	0,24	0,37
17/10/2005	33	136,24	21,78	10,85	1,36
19/10/2005	35	53,02			
21/10/2005	37	56,92			
24/10/2005	40		14,15	FLD	28,53
28/10/2005	44	63,77	3,98	10,73	12,28
31/10/2005	47	75,25	19,78	19,82	3,04
4/11/2005	51	131,33	23,58	4,58	16,27
<b>R<sub>E SPL</sub></b>					
30/9/2005	16	48,37	27,33	FLD	0,25
3/10/2005	19		39,55		
5/10/2005	21		24,11	0,87	0,54
7/10/2005	23	57,85	24,15	0,52	0,20
10/10/2005	26		21,98	0,88	0,10
14/10/2005	30	61,64		9,26	1,17
17/10/2005	33	126,01	24,75	FLD	0,6
19/10/2005	35	69,08	14,65	1,87	0,26
21/10/2005	37	102,86			
24/10/2005	40		28,28	4,21	0,3
28/10/2005	44	70,94	36,38	2,32	0,19
31/10/2005	47	78,60	37,13	3,95	0,52
4/11/2005	51		8,97	8,97	17,26

<b>R<sub>OSTR</sub></b>					
30/9/2005	16	115,68	35,40	FLD	0,18
3/10/2005	19		29,66	2,85	0,83
5/10/2005	21		26,38	1,05	0,38
7/10/2005	23	127,19	12,65	FLD	0,23
10/10/2005	26		42,03	0,69	0,28
14/10/2005	30	72,14		3,32	1,04
17/10/2005	33	129,25	14,73	FLD	5,38
19/10/2005	35	59,03	19,20	4,23	0,89
21/10/2005	37	72,83	38,00	0,54	21,49
24/10/2005	40		26,35	11,00	0,77
28/10/2005	44		33,60		
31/10/2005	47	54,72	39,03		
4/11/2005	51	57,36	1,20	5,07	10,04

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 3 – Valores do esgoto efluente dos RHFC's no Ensaio 2**

<b>R<sub>ARG</sub></b>							
<b>Data</b>	<b>Tempo (dias)</b>	<b>DQO<sub>F</sub> (mg/L)</b>	<b>NH<sub>4</sub>-N (mg/L)</b>	<b>NO<sub>2</sub>-N (mg/L)</b>	<b>NO<sub>3</sub>-N (mg/L)</b>	<b>ST<sub>lodo</sub> (mg/L)</b>	<b>STV<sub>lodo</sub> (mg/L)</b>
14/11/2005	4	71,58	32,5	3,70	1,03		
16/11/2005	6	59,645	20,43	3,66	7,73		
18/11/2005	8	62,35	20,12	8,25	3,54		
21/11/2005	11	54,605	22,28	8,68	3,68	699	422
23/11/2005	13	56,93	10,25	19,12	10,86		
25/11/2005	15		12,38	5,18	28,94		
28/11/2005	18	79,98	12,38			715	509
30/11/2005	20	52,12	17,18	1,71	8,35		
2/12/2005	22	57,21	19,93	2,60	0,20		
5/12/2005	25	51,45	20,65	3,11	20,33	971,5	511,5
7/12/2005	27	69,22	16,52	FLD	18,00		
9/12/2005	29	70,49	15,57	1,49	25,17		
12/12/2005	32	60,59	25,57	9,66	4,53		
14/12/2005	34	69,74	30,5	3,13	1,70		
<b>R<sub>TEST</sub></b>							
14/11/2005	4	72,03	33,03	0,67	FLD		
16/11/2005	6	95,15	30,6	11,97	0,43		
18/11/2005	8	96,93	41,83	1,68	0,35		
23/11/2005	13	62,61	13,65	22,23	1,15		
25/11/2005	15		30,55	12,10	0,74		
28/11/2005	18	137,69	18,55			571,5	391
30/11/2005	20	77,02	16,43	18,73	1,71		
2/12/2005	22	53,86	14,6	16,45	7,52		
5/12/2005	25	85,39	14,83	9,65	10,69	471,5	341,5

7/12/2005	27	75,1	18,1	5,56	15,65		
9/12/2005	29	81,97	15,98	1,49	25,17		
12/12/2005	32	83,37	16,7	12,83	5,89		
14/12/2005	34	85,62	37,78	4,25	2,128		
<b>R<sub>PLR</sub></b>							
14/11/2005	4	53,245	31,18	8,33	0,95		
16/11/2005	6	53,54	21,75	15,87	2,65		
18/11/2005	8	63,88	9,1	23,60	11,19		
21/11/2005	11	121,84	4,95	0,68	34,08	1107	926,5
23/11/2005	13	50,495	8,35	9,48	22,42		
25/11/2005	15		10,2	2,04	29,59		
28/11/2005	18	103,6	12,2			694,5	362
30/11/2005	20	57,24	9,88	FLD	23,70		
2/12/2005	22	43,25	18,3	0,30	16,25		
5/12/2005	25	33,84	18,57	0,72	25,84	536,5	208
7/12/2005	27	76,58	36,3	0,36	8,31		
9/12/2005	29	87,28	42,2	0,46	3,71		
12/12/2005	32	54,3	40,45	0,54	1,76		
14/12/2005	34	55,75	46,02	1,41	2,10		

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

Tabela 4 - Valores do esgoto efluente dos RHFC's no Ensaio 3.

R <sub>TEST</sub>								
Data	Tempo (dias)	COT (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	ST <sub>lodo</sub> (mg/L)	STV <sub>lodo</sub> (mg/L)	SST <sub>lodo</sub> (mg/L)
13/1/2006	3	17,47	17,28	0,46	17,37			
16/1/2006	6	18,82	13,22	FLD	30,79			
18/1/2006	8	28,89	15,72	FLD	27,03	1479,5	1069	253
20/1/2006	10	21,44	18,27	0,25	30,04			
23/1/2006	13	25,49	33,15	0,86	10,35			
25/1/2006	15	22,09	25,10	1,65	14,89			
26/1/2006	16					921	755,5	880
27/1/2006	17	20,81	21,12	1,04	27,48			
30/1/2006	20	20,94	10,82	5,87	24,55			
31/1/2006	21					788,5	606,5	744
1/2/2006	22		12,15	FLD	31,47			
3/2/2006	24	26,01	33,38	1,57	8,94			
6/2/2006	27	24,41	33,55	2,40	4,39			
7/2/2006	28					551,5	299,5	232
8/2/2006	29	16,91	25,55	4,65	10,49			
10/2/2006	31	17,27	23,40	6,79	8,33			
13/2/2006	34		23,57	6,24	5,21			
14/2/2006	35					573,5	429,5	224
15/2/2006	36		11,45	12,20	8,90			
17/2/2006	38	16,62	8,25	7,66	13,44			
20/2/2006	41	17,19	14,52	0,68	32,42			
21/2/2006	42					842,5	479,5	452
22/2/2006	43	20	14,62	4,02	9,62			

24/2/2006	45	18,29	15,27	16,47	11,48			
1/3/2006	50	15,93	7,87	FLD	33,80			
3/3/2006	52	17,57	11,70	FLD	35,79			
6/3/2006	55	15,83	23,40	9,51	15,14			
8/3/2006	57	16,28	11,35	FLD	31,11			
9/3/2006	58	19,86	12,25	FLD	75,55			
<b>R<sub>RED</sub></b>								
13/1/2006	3	19,41	25,70	4,74	1,81			
16/1/2006	6	18,97	13,75	11,61	10,47			
18/1/2006	8	21,35	16,85	11,15	8,19	977	784	143
20/1/2006	10	20,46	8,72	1,122	25,78			
23/1/2006	13	20,62	13,50	4,29	18,40			
25/1/2006	15	19,97	29,25	0,5	10,03			
26/1/2006	16					381	341,5	284
27/1/2006	17	15,45	27,27	0,49	19,57			
30/1/2006	20	20,12	13,82	0,48	29,56			
31/1/2006	21					597	403	116
1/2/2006	22		14,75	FLD	34,03			
3/2/2006	24	20,37	19,70	FLD	24,65			
6/2/2006	27	24,5	10,55	FLD	34,88			
7/2/2006	28					832	530	508
8/2/2006	29	16,47	13,30	FLD	30,53			
10/2/2006	31	15,34	10,07	FLD	33,91			
13/2/2006	34		10,37	FLD	31,25			
14/2/2006	35					1002	685	788
15/2/2006	36		9,40	FLD	28,636			
17/2/2006	38	13,88	9,87	FLD	28,95			
20/2/2006	41	16,82	14,45	FLD	31,75			

21/2/2006	42					693,5	334	300
22/2/2006	43	13,14	14,02	FLD	34,98			
24/2/2006	45	15,62	14,35	FLD	30,01			
1/3/2006	50	17,93	14,38	FLD	40,17			
3/3/2006	52	16,29	15,68	FLD	39,64			
6/3/2006	55	14,11	11,72	FLD	35,28			
8/3/2006	57	17,42	12,38	FLD	27,85			
9/3/2006	58	18,96	12,70	FLD	34,82			

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho

**Tabela 5 – Valores de pH, OD e T nos reatores R<sub>FIPL</sub>, R<sub>TEST</sub>, R<sub>ESPL</sub> e R<sub>OSTR</sub> utilizados no Ens 1**

Data	Tempo (dias)	R <sub>FIPL</sub>			R <sub>TEST</sub>			R <sub>ESPL</sub>			R <sub>OSTR</sub>		
		pH	OD (mg/L)	T (°C)									
16/9/2005	2		8,41			9,59		6,9	9,2			8,26	
19/9/2005	5		6,9			9,3		8,03	9,74			8,4	
20/9/2005	6		9,29			9,64		8,03	9,63			8,83	
21/9/2005	7		8,26			9,78		6,95	9,73			8,42	
22/9/2005	8		8,69			9,2		7,52	9,23			8,93	
23/9/2005	9		6,8			9,06		7,71	8,88			8,96	
26/9/2005	12	7,28	9,96		7,78	10,15		7,65	9,73		7,28	7,95	
28/9/2005	14	7,41	8,29		7,51	9,8		8,14	8,73		7,64	9,32	
30/9/2005	16	7,41	8,25	18,5	7,51	9,03	18,4	7,43	8,72	18,6	7,64	7,32	18,9
3/10/2005	19	7,29	7,3	22,2	7,53	5,29	21,9	7,68	5,53	21,7	7,21	5,15	21,8
4/10/2005	20	7,5	6,06	20,9	8,24	8,34	20,8	7,82	7,64	20,9	7,52	8,15	20,9
5/10/2005	21	7,3	4,3	20,5	8	7,28	20,4	7,08	5,9	20,5	7,45	5,2	20,6
6/10/2005	22	7,77	5,92	19	8,27	8,39	18,5	6,71	4,95	18,7	8,1	8,05	18,5
7/10/2005	23	7,98	8,1	17,5	8,01	8,15	17,5	7,02	8,37	17,6	7,64	5,63	17,8

10/10/2005	26	7,36	6	19,8	7,7	6,03	19,8	7,3	2,97	19,7	7,7	4,9	19,9
11/10/2005	27	7,65	6,84	20	7,88	6,7	21	7,49	5,87	20,1	7,74	4,67	20,2
13/10/2005	29	7,99	7,31	22,1	7,95	6,84	22,3	7,6	6,67	22,4	7,8	4,98	22,5
14/10/2005	30	6,45	2,3	23,2	7,65	6,1	23,2	7,43	6,12	23,1	7,57	4,48	23,2
17/10/2005	33	7,25	6,8	18,3	6,97	7,16	18,2	7,65	4,61	18,4	6,8	5,82	18,5
18/10/2005	34	7,42	7,29	19,8	7,84	7,97	19,8	7,73	6,83	20,1	7,43	7,45	20,3
19/10/2005	35	7,33	8,86	18,6	6,25	8,99	18,5	8,03	5,02	18,9	7,19	8,83	19,2
20/10/2005	36	7,31	8,75	21,2	6,63	8,7	21	7,81	4,05	21,8	7,43	3,4	22,5
21/10/2005	37	7,39	7,4	20,1	6,5	7,2	20,2	7,39	5,1	20,1	7,2	4,6	20,1
24/10/2005	40	7,51	7,92	20,5	7,21	7,98	20,5	7,45	7,87	21	7,5	6,6	20,9
25/10/2005	41	6,32	8,54	21	7,68	6,67	21,1	7,5	6,25	21,4	7,65	7,38	21,5
26/10/2005	42	6,08	8,11	22,1	7,82	6,57	22,2		5,2	22,6	7,36	4,45	22,7
27/10/2005	43	5,29		20,4	7,87		20,4			20,8	7,67		21,1
28/10/2005	44	7,2			5,78						7,29		
31/10/2005	47	7,67	8,54		7,57	8,86			8,27		7,27	7,86	
3/11/2005	50	7,11	8,32	20,9	5,73	5,55	20,5		7,22	20,8	6,57	5,82	21,2
4/11/2005	51	7,4		21,6	7,35		21,8			21,8	7,17		21,9

**Tabela 6 – Valores de pH, OD e T nos reatores R<sub>TEST</sub> e R<sub>RED</sub> utilizados no Ens 2**

Data	Tempo (dias)	RARG			RTEST			RPLR		
		pH	OD (mg/L)	T (°C)	pH	OD (mg/L)	T (°C)	pH	OD (mg/L)	T (°C)
16/11/2005	6	8,11	8,62	22,3	8,39	8,78	22	7,74	7,51	22,8
17/11/2005	7	7,85	7,87	22	8,26	8,02	21,8	7,14	6,92	23
18/11/2005	8	7,86	7,72	21,1	7,94	7,18	21,3	6,96	7,15	21,4
21/11/2005	11	7,97	7,63	20,8	7,1	6,09	21,2	6,7	7,25	21,2
22/11/2005	12	7,44	6,85	25,3	7,15	6,69	25,1	7,43	6,1	25,5

23/11/2005	13	7,06	7,15	23,3	7,2	6,53	23,4	6,7	6,35	23,6
24/11/2005	14	6,64	6,71	25,8	6,92	6,4	25,7	5,98	6,64	26,1
25/11/2005	15	6,81	7,4	21,5	7,69	6,75	21	6,6	6,68	21,2
28/11/2005	18	6,51	7,2	21,4	6,88	6,78	21,5	6,35	6,78	21,7
29/11/2005	19	7,13	6,25	23,7	6,82	6,39	23,4	5,73	6,67	23,6
30/11/2005	20	7,54	6,9	24	6,87	6,24	24	6,18	6,2	24,3
1/12/2005	21	7,47	7,98		6,82	7,33		7,23	6,62	
5/12/2005	25	7,01	7,7	23	6,51	7,82	23	6,78	5,94	23,2
6/12/2005	26	6,58	7,6	23,3	6,62	6,93	23,2	7,64	5,98	23,4
7/12/2005	27	6,52	8,16	19,6	6,54	7,83	19,7	7,84	8,53	19,9
8/12/2005	28	6,64	6,07	23,7	6,77	5,2	23,2	7,87	4,78	23,8
9/12/2005	29	6,78	8,92	22,7	6,4	7,62	22,8	7,94	6,79	23
12/12/2005	32	7,8	8,83	22,5	7,4	7,47	22,6	7,76	6,12	22,7
13/12/2005	33	7,9	8,78	22,1	7,51	8,69	22	7,93	6,3	22,3
14/12/2005	34	7,89	9,78	23,7			23,9	7,74	6,68	24,5

Tabela 7 – Valores de pH, OD e T nos reatores R<sub>TEST</sub> e R<sub>RED</sub> no Ens 3.

Data	Tempo (dias)	R <sub>TEST</sub>			R <sub>RED</sub>		
		pH	OD (mg/L)	T (°C)	pH	OD (mg/L)	T(°C)
11/1/2006	1	6,32		31,6	7,75		32
12/1/2006	2	7,3			7,6		
13/1/2006	3	6,93			7,73		
14/1/2006	4	6,13			7,5		
16/1/2006	6	5,42			6,65		
17/1/2006	7	5,48	5,7	30,3	7,23	7,6	30,4
18/1/2006	8	6,43	7,3	23,6	7,05	3,61	23,6
19/1/2006	9	6,62	5,04	23,7	6,77	5,34	23,7
20/1/2006	10	6,2	6,49	27,8	6,23	4,51	27,9
22/1/2006	12	7,34	6,37	28,2	7,12	2,93	28,2
23/1/2006	13	7,5	6,72	25,2	6,77	1,69	25,3
24/1/2006	14	7,05	6,45	24,4	7,39	6,96	24,4
25/1/2006	15	7,23	7,74	27	7,54	6,28	27
26/1/2006	16	7,2	6,45	25	7,48	6,87	25
27/1/2006	17	6,8			7,18		
29/1/2006	19	6,26			7,02		
30/1/2006	20	6,04			7,1		
31/1/2006	21	5,31	7,53	26,3	6,04	5,18	26,4
1/2/2006	22	5,85	6,3	25	6	7,17	25,1
2/2/2006	23	6,25			5,86		
3/2/2006	24	7,44	6,38	29,4	6,76	6,98	29,6
6/2/2006	27	7,1	6,42	27,3	6,02	5,7	27,4
7/2/2006	28	7,09	5,06	25,6	6,68	4,22	25,7
8/2/2006	29	7,31	5,66	25,1	6,7	5,19	24,9
9/2/2006	30	6,94		31,3	6,01		31,2
10/2/2006	31	7,15		25,1	6,19		25
12/2/2006	33	7,66		26,6	6,49		26,6
13/2/2006	34	7,54		24,8	5,96		24,8
14/2/2006	35	7,09		26,6	5,76		26,4
15/2/2006	36		26				26,1
16/2/2006	37	6,33	32,2		5,45		32
18/2/2006	39	5,2	34,1		5,26		33
20/2/2006	41	4,95	31,2		5,54		29,3
21/2/2006	42	5,71	30,4		5,69		30,1
23/2/2006	44	6,03	28,4		5,28		28,5
24/2/2006	45	6,22	27,5		5,03		27,5
2/3/2006	51	4,7	24,9		4,24		24,8
3/3/2006	52	6,03	25		4,77		25
6/3/2006	55	7,26	24,2		5,72		24,2
8/3/2006	57	4,88			5,23		
9/3/2006	58	5,2			5,46		

Tabela 8 - Estatística descritiva do Ensaio 1

Parâmetro	Ensaio	n	Média	Desvio Padrão	Mínimo	1º Quartil	Mediana	3º Quartil	Máximo
<b>DQO<sub>Ta</sub></b> (mg/L)	Geral	36	305,4	100,2	188,0	227,3	277,2	379,0	507,8
<b>DQO<sub>Fe</sub></b> (mg/L)	R <sub>FIPL</sub>	9	56,2	25,5	29,8	36,1	49,5	71,3	108,9
	R <sub>TEST</sub>	8	86,9	32,1	53,0	60,3	79,2	113,4	136,2
	R <sub>ESPL</sub>	8	76,9	25,6	48,4	59,7	70,0	90,7	126,0
	R <sub>OSTR</sub>	8	86,0	32,4	54,7	58,2	72,5	121,4	129,3
<b>%DQO<sub>T</sub></b>	R <sub>FIPL</sub>	9	78,8	13,5	52,1	71,9	83,4	90,2	90,6
	R <sub>TEST</sub>	8	66,5	20,8	30,2	52,8	71,6	83,1	86,7
	R <sub>ESPL</sub>	8	73,1	14,1	44,6	67,0	75,3	83,7	88,6
	R <sub>OSTR</sub>	8	70,7	12,9	43,1	66,5	74,4	77,9	85,1
<b>(NH<sub>4</sub>-N)<sub>a</sub></b> (mg/L)	R <sub>FIPL</sub>	9	40,8	7,2	32,6	35,0	38,0	47,4	50,4
	R <sub>TEST</sub>	9	40,8	7,2	32,6	35,0	38,0	47,4	50,4
	R <sub>ESPL</sub>	9	40,8	7,2	32,6	35,0	38,0	47,4	50,4
	R <sub>OSTR</sub>	9	40,8	7,2	32,6	35,0	38,0	47,4	50,4
<b>(NH<sub>4</sub>-N)<sub>e</sub></b> (mg/L)	R <sub>FIPL</sub>	13	17,9	11,4	1,4	9,9	16,8	25,1	44,0
	R <sub>TEST</sub>	11	24,1	9,8	4,0	19,8	24,5	31,5	40,9
	R <sub>ESPL</sub>	11	26,1	9,3	9,0	22,0	24,8	36,4	39,6
	R <sub>OSTR</sub>	12	26,5	12,4	1,2	17,0	28,0	36,7	42,0
<b>NO<sub>2</sub>-N</b> (mg/L)	R <sub>FIPL</sub>	13	3,4	5,3	0,0	0,1	0,6	5,9	17,4
	R <sub>TEST</sub>	11	5,1	6,4	0,0	0,4	1,0	10,7	19,8
	R <sub>ESPL</sub>	9	3,7	3,4	0,5	0,9	2,3	4,2	9,3
	R <sub>OSTR</sub>	11	2,6	3,3	0,0	0,0	1,1	4,2	11,0
<b>NO<sub>3</sub>-N</b> (mg/L)	R <sub>FIPL</sub>	13	15,9	13,8	0,0	5,8	9,4	23,3	49,9
	R <sub>TEST</sub>	11	6,1	9,2	0,2	0,3	1,8	12,3	28,5
	R <sub>ESPL</sub>	12	1,8	4,9	0,0	0,2	0,3	0,6	17,3
	R <sub>OSTR</sub>	11	3,8	6,6	0,2	0,3	0,8	5,4	21,5
<b>NH<sub>4</sub>-N(%)</b>	R <sub>FIPL</sub>	9	66,9	21,3	24,9	62,3	74,1	79,1	96,3
	R <sub>TEST</sub>	7	50,3	25,5	21,1	24,9	53,2	70,1	92,0
	R <sub>ESPL</sub>	7	41,2	22,6	16,8	26,0	37,2	59,3	82,2
	R <sub>OSTR</sub>	7	41,3	31,7	0,1	12,5	44,4	55,9	97,6

Tabela 9 – Estatística descritiva do Ensaio 2

Parâmetro	Ensaio	n	Média	Desvio Padrão	Mínimo	1º Quartil	Mediana	3º Quartil	Máximo
DQO <sub>Ta</sub> (mg/L)	Geral	39	276,1	79,4	185,7	240,5	257,1	276,3	448,6
DQO <sub>Fe</sub> (mg/L)	R <sub>ARG</sub>	13	62,8	8,7	51,5	56,9	60,6	69,7	80,0
	R <sub>TEST</sub>	12	83,9	20,9	53,9	73,6	82,7	90,4	137,7
	R <sub>PLR</sub>	13	65,8	25,0	33,8	53,2	55,8	76,6	121,8
DQO <sub>T</sub> (%)	R <sub>ARG</sub>	13	75,6	7,3	63,6	72,2	78,2	78,7	86,7
	R <sub>TEST</sub>	12	67,9	10,0	47,8	63,0	67,8	74,0	86,0
	R <sub>PLR</sub>	13	74,2	12,3	51,4	65,6	78,9	80,7	88,7
NH <sub>4</sub> -Na (mg/L)	R <sub>ARG</sub>	14	47,0	5,0	38,2	42,7	48,1	50,6	54,5
	R <sub>TEST</sub>	14	47,0	5,0	38,2	42,7	48,1	50,6	54,5
	R <sub>PLR</sub>	14	47,0	5,0	38,2	42,7	48,1	50,6	54,5
NH <sub>4</sub> -Ne (mg/L)	R <sub>ARG</sub>	14	19,7	6,5	10,3	15,6	20,0	22,3	32,5
	R <sub>TEST</sub>	13	23,3	10,0	13,7	16,0	18,1	30,6	41,8
	R <sub>PLR</sub>	14	22,1	14,3	5,0	9,9	18,4	36,3	46,0
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	R <sub>ARG</sub>	14	5,0	5,1	0,0	1,7	3,4	8,3	19,1
	R <sub>TEST</sub>	14	8,4	7,5	0,0	1,5	7,6	12,8	22,2
	R <sub>PLR</sub>	14	4,6	7,3	0,0	0,4	0,7	8,3	23,6
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	R <sub>ARG</sub>	14	9,6	9,7	0,0	1,7	6,1	18,0	28,9
	R <sub>TEST</sub>	14	5,1	7,5	0,0	0,3	1,4	7,5	25,2
	R <sub>PLR</sub>	14	13,0	12,0	0,0	2,1	9,8	23,7	34,1
NH <sub>4</sub> -N (%)	R <sub>ARG</sub>	14	57,4	15,5	23,9	43,6	58,3	68,0	77,3
	R <sub>TEST</sub>	13	51,4	19,8	13,8	37,1	65,0	66,0	69,0
	R <sub>PLR</sub>	14	53,5	29,3	6,8	27,0	59,0	79,4	87,0

Tabela 10 – Estatística descritiva do Ensaio 3

Parâmetro	Ensaio	n	Média	Desvio Padrão	Mínimo	1º Quartil	Mediana	3º Quartil	Máximo
COT <sub>a</sub> (mg/L)	Geral	42	36,3	10,3	22,6	26,4	36,3	44,8	54,6
COT <sub>e</sub> (mg/L)	R <sub>TEST</sub>	21	19,9	3,7	15,8	17,2	18,8	21,4	28,9
	R <sub>RED</sub>	21	18,0	2,9	13,1	15,6	17,9	20,1	24,5
COT (%)	R <sub>TEST</sub>	21	42,2	13,9	13,8	31,9	43,0	53,8	67,9
	R <sub>RED</sub>	21	48,1	10,8	30,3	38,9	47,7	57,6	65,7
NH <sub>4</sub> -Na (mg/L)	R <sub>TEST</sub>	24	45,9	3,5	39,4	43,4	45,5	48,8	53,2
	R <sub>RED</sub>	24	45,9	3,5	39,4	43,4	45,5	48,8	53,2
(NH <sub>4</sub> -N) <sub>e</sub> mg/L	R <sub>TEST</sub>	24	18,2	7,8	7,9	11,9	15,5	23,5	33,6
	R <sub>RED</sub>	24	14,9	5,5	8,7	11,1	13,8	15,2	29,3
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	R <sub>TEST</sub>	23	3,6	4,5	0,0	0,0	1,6	6,2	16,5
	R <sub>RED</sub>	22	1,6	3,4	0,0	0,0	0,0	0,5	11,6
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	R <sub>TEST</sub>	24	21,6	15,5	4,4	10,0	16,3	31,0	75,6
	R <sub>RED</sub>	24	26,9	10,3	1,8	22,1	29,8	34,4	40,2
NH <sub>4</sub> -N (%)	R <sub>TEST</sub>	24	60,5	16,1	29,0	47,9	66,7	72,6	82,3
	R <sub>RED</sub>	24	67,6	11,6	37,8	66,0	71,3	74,5	80,7

## APENDICE B – Reator Híbrido em Bateladas Seqüenciais (RHBS)

**Tabela 1 – Valores de OD, pH, T e alcalinidade no início e final dos ciclos do RHBS durante a Estratégia 1**

Data (dias)	Tempo (dias)	Início do Ciclo				Final do Ciclo			
		OD (mg/L)	pH	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)
24/3/06	4	0,4	6,6	25	280	2,5	7,65	26	184
29/3/06	9	0,9	6,73	25	290		7,41	25	184
31/3/06	11	1,99	6,59	23,5	262	5,32	7,38	24	182
3/4/06	14	0,38	7,39	24	276	4,13	6,88	24,3	164
4/4/06	15	2,88	7,41	24,47	280	2,27	7,6	26,86	156
5/4/06	16	0,4	6,72	23,5	248	3,8	7,29	26	150
7/4/06	18	0,6	6,67	22,5	248	4	7,35	25	162
11/4/06	22	0,25	7,6	23,5	280	2,64	7,33	26,42	124
12/4/06	23	0,7	6,81	23,4	220	4,82	7,27	24,2	86
14/4/06	25	0,65	6,5	23	260	3,5	7,42	24,5	180
17/4/06	28	0,7	6,5	21,2	298	4,3	7,07	23	90
19/04/06	30	0,74	6,69	21,2	234	6,11	6,81	20,5	44
24/4/06	35	0,57	6,79	20,1	268	3,5	7,1	23	60
26/4/06	37	1,38	6,8	23,3	218	4,59	6,9	23,3	24

**Tabela 2 – Valores de OD, pH, T e alcalinidade no início e final dos ciclos do RHBS durante a Estratégia 2**

Data (dias)	Tempo (dias)	Início do Ciclo				Final do Ciclo			
		OD (mg/L)	pH	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)
28/4/2006	2	1,9	7,09	21,9	84	5,16	6,81	21,5	72
2/5/2006	6	1,6	7,09	18,8	76	4,09	6,85	18,4	52
3/5/2006	7	2,76	6,75	19,43	300	0,34	7,56	21,83	186
5/5/2006	9	3,99	7,54	18,72	286	3,87	7,55	18,72	180
8/5/2006	12	1,1	6,9	18,5	250	1,5	6,95	18,7	130
10/5/2006	14	2,97	7,31	19,09	212	6,34	7,35	19,55	146
15/5/2006	19	1,5	7,87	17,1	260	1,44	7,04	20,43	124
19/5/2006	23	1,3	6,96	20,2	114	2,1	7,02	20,2	114
22/5/2006	26	1,95	6,64	15,9	232	2,14	6,68	15,95	62
24/5/2006	28	0,9	6,87	16,6	220	1,7	6,84	16,8	62
26/5/2006	30	0,7	6,78	17,3	256	2,9	7,04	17,6	54
28/5/2006	32	1,32	6,7	19,3	248	3,77	6,59	19,3	74

**Tabela 3 – Valores de OD, pH, T e alcalinidade no início e final dos ciclos do RHBS durante a Estratégia 3**

Data (dias)	Tempo (dias)	Início do Ciclo				Final do Ciclo			
		OD (mg/L)	pH	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> /L)
30/5/2006	1	0,2	6,5	19	290	2,3	7	20,5	100
2/6/2006	4	0,3	6,75	18,9	282	1,64	6,9	19,3	110
5/6/2006	7	2,15	6,8	20,2	306	1,4	7,04	21	94
6/6/2006	8		6,79	20,1	302		6,84	19,4	90
7/6/2006	9		6,87	21,8	356		7	21,7	100
9/6/2006	11		6,83	21,9	282		7,04	22,3	100

12/6/2006	14		7,2	21,1	320		6,73	18,2	50
16/6/2006	18	0,63	7,18	20,7	302	0,16	7,02	20,3	100
19/6/2006	21		7,09	19	280		7,03	19,8	180
23/6/2006	25		6,89	19,4	284		6,95	19,8	140
26/6/2006	28	1,6	6,71	18,6	378	0,17	6,98	22,57	210
30/6/2006	32		6,86	17,1	324		7,17	16,3	196
3/7/2006	35		6,87	17,9	368		7,41	18,5	210
7/7/2006	39		6,98	20,2	282		6,93	20,5	118
10/7/2006	42	0,15	6,97	20,4	372	3,94	6,81	19,1	50
14/7/2006	46		6,92	21,5	360		7,47	20,8	204
17/7/2006	49		6,83	20,1	348		7,81	18,1	182
19/7/2006	51		6,87	19,7	402		7,21	20,3	230
21/7/2006	53		7	20,2	252		7,25	20,1	222
24/7/2006	56	0,4	6,9	22,5	450	0,33	7,19	21,75	306
26/7/2006	58	0,05	6,92	21,3	440	0,86	7,37	21,3	300
31/7/2006	63	0,15	7,18	16,1	190	1,48	6,84	10,7	152
2/8/2006	65	0,38	6,97	15,1	360	3,72	7,46	14,7	150
4/8/2006	67	0,67	6,88	17,3	388	2,67	6,81	17,9	110
7/8/2006	70	0,35	6,78	20,2	380	2,45	7,5	20,9	130
9/8/2006	72	0,4	6,77	19,7	390	2,47	6,82	21,3	80
11/8/2006	74	0,3	6,84	20,6	380	5,37	6,99	21,19	240
14/8/2006	77	0,2	6,83	22,3	330	2,31	7,19	22,4	122
18/8/2006	81	0,48	7,01	18,5	280	3,28	7,53	18	150
21/8/2006	84	0,11	6,7	15,8	290	3,57	7,23	14,8	174
23/8/2006	86	0,05	7,03	14,7	280	3,59	7,25	14,6	170
25/8/2006	88	0,04	7,02	18,1	300	2,26	7,6	17,97	160
28/8/2006	91	0,6	7,01	18,7	280	2,21	7,21	18,4	122
4/9/2006	98		7,21	16,8	320		7,04	15,7	100

8/9/2006	100		7,24	18,6	320		7,02	18,1	90
11/9/2006	102		7	20,8	350		7,09	20,5	80
13/9/2006	105	0,01	7	21,9	300	2,66	6,62	21,7	30
17/9/2006	107		7,28	18,3	380		7,4	18,1	204
22/9/2006	116		6,87	20,6	310		7,16	20,5	140
25/9/2006	119		6,87	19,1	380		7,28	18,5	180
27/9/2006	121	1,24	6,76	19,2	280	0,55	6,98	22,02	106
2/10/2006	126	0,07	6,81	19,5	320	2,09	6,4	19,3	40
4/10/2006	128	0,24	6,85	21,6	280	1,81	6,41	21,7	20
6/10/2006	130	0,08	6,93	20,4	280	1,5	7,16	21,8	95
9/10/2006	133	0,03	6,97	20,8	320	2,37	6,49	20,6	30
13/10/2006	137	0,25	6,84	21,7	300	4,25	7,5	23,6	110

**Tabela 4 – Resultados do esgoto afluente do RHBS ao longo da Estratégia 1**

Data	Tempo (dias)	DQO <sub>T</sub> média (mg/L)	DQO <sub>F</sub> Média (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	COT (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NTK (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	ST (mg/L)	SST (mg/L)
22/3/2006	2	327,27	298,51		70,82	22,33		28,12		
24/3/2006	4	365,58	345,47		74,88	39,13		42,84		
27/3/2006	7	359,31	328,99		65,71			13,51		
29/3/2006	9	355,85	315,82		75,53	37,43		22,00		
30/3/2006	10								644,5	189
31/3/2006	11	317,34	313,30	226,00	57,56					
3/4/2006	14	340,60	324,25		59,85	53,85				
4/4/2006	15	351,59	345,31		63,74	48,75	56			
5/4/2006	16	316,11	278,91		62,78	46,93		21,20		

6/4/2006	17								538	60
7/4/2006	18	349,74	343,25		79,76	51,75		22,90		
11/4/2006	22	270,92	252,05		56,13	37,05		18,50		
12/4/2006	23	241,27	217,45		56,65	43,45		17,68		
14/4/2006	25	294,46	265,49		60,44	53,90		18,18		
17/4/2006	28	248,89	240,39		52,40	70,03		26,41		
19/4/2006	30	321,56	269,15		54,58	50,43		22,32		
20/4/2006	31			186,00						
24/4/2006	35	251,88	223,69		62,35	59,98		27,23		
26/4/2006	37	206,94	156,33	163,00	52,16	45,85		21,35	407	58

**Tabela 5 – Resultados do esgoto afluente do RHBS ao longo da Estratégia 2**

<b>Data</b>	<b>Tempo (dias)</b>	<b>DQO<sub>T</sub> média (mg/L)</b>	<b>DQO<sub>F</sub> Média (mg/L)</b>	<b>DBO<sub>5</sub> (mg/L)</b>	<b>COT (mg/L)</b>	<b>NH<sub>4</sub>-N (mg/L)</b>	<b>NTK (mg/L)</b>	<b>PO<sub>4</sub>-P (mg/L)</b>	<b>ST (mg/L)</b>	<b>SST (mg/L)</b>
28/4/2006	2	206,94	183,50		36,23	63,18		20,74		
3/5/2006	7	254,24	220,00		92,47	63,25	79,1	20,74		
5/5/2006	9	334,47	319,05	220,0	78,04	65,80		27,22	555	66
8/5/2006	12	386,44	307,75		86,94	59,38		24,84	504,5	132
10/5/2006	14	343,51	308,31		81,05			22,29		
12/5/2006	16	296,46	272,78		99,21	55,05		22,66	377	61,3
15/5/2006	19	241,33	221,08	143,0	76,42	58,60	65,52	33,31	439,5	49
17/5/2006	21	356,72	326,02		159,30	46,88		33,50		
22/5/2006	26	424,12	366,22	223,0	63,73	52,78	57,7	31,05		
24/5/2006	28	317,93	286,49		91,50	41,55		19,12		
26/5/2006	30	368,65	350,44		45,85	41,08		22,99	463,5	11,5
29/5/2006	33	458,18	428,01	252,0	48,83	40,65		22,32	499,5	106

Tabela 6 – Resultados do esgoto afluyente do RHBS ao longo da Estratégia 3

Data	Tempo (dias)	DQO <sub>T</sub> média (mg/L)	DQO <sub>F</sub> Média (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	COT (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NTK (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	ST (mg/L)	SST (mg/L)
2/6/2006	4			279,00	103,90	45,65			580,5	122
5/6/2006	7	679,86	413,46							
7/6/2006	9	466,41	462,90		93,87	58,45				
9/6/2006	11	643,90	454,68		67,77	47,83		22,63	735	210
12/6/2006	14	643,75	468,64	309,00	70,15	62,08		18,07		
16/6/2006	18	436,66	314,82		66,30	58,70	83,44	23,00		
19/6/2006	21	375,76	316,19	177,00	51,36			18,00	602,5	88
23/6/2006	25	533,10	338,89		42,75	56,33		21,31	520	171
26/6/2006	28	487,04	429,09	201,00	81,13	67,53	76,16	27,18	615	71
30/6/2006	32				57,07	70,50		29,35	615	53
3/7/2006	35	567,45	440,04	208,00	109,40	62,63		26,76	442	
7/7/2006	39	605,30	498,15		53,25	48,48		21,08	676,5	103,5
10/7/2006	42	614,50	455,40		74,85	47,15		29,76		
14/7/2006	46				68,45	59,30		25,72		
17/7/2006	49	574,19	259,16	263,00	50,25	53,48		19,03		
18/7/2006	50								553,5	146
19/7/2006	51	423,73	336,42		51,54	58,90		33,01		
21/7/2006	53	484,34	341,83		51,62			26,89		
24/7/2006	56	446,35	329,72	257,00	52,57			31,67	766	127
26/7/2006	58	470,69	350,60		57,02			29,07		
31/7/2006	63	451,8	322,05	227,00	60,20	74,73		21,58	709,5	214
2/8/2006	65	447,175	395,04		66,94	68,90				
4/8/2006	67	394,61	369,05		65,30	72,93		23,94		
7/8/2006	70	442,83	418,21	223,00	74,80	72,65		23,03	668	106
9/8/2006	72	460,87	389,68		45,68	72,08		26,26		

11/8/2006	74	420,59	399,60		73,71	64,00		24,55	695,5	114
14/8/2006	77	415,08	347,99			63,25		20,03		
18/8/2006	81	306,685	249,68		49,63	50,18		15,99		
21/8/2006	84	300,8	250,10	149,00	53,56	56,93		21,28	469,5	110
23/8/2006	86	295,495	244,21		57,95	57,33				
25/8/2006	88	346,9	267,33		55,78	61,70				
28/8/2006	91	358,15	252,26	212,00	54,19	55,48		20,88		
29/8/2006	92								420	119
4/9/2006	98	288,15	254,73		47,49	61,18				
6/9/2006	100	301,5	226,31		42,52	59,10			525	
8/9/2006	102	493,115	329,70		48,29	64,85		26,35		
11/9/2006	105	320,145	285,82	174,00	46,60	67,03		27,54		
13/9/2006	107	208,865	148,32		44,45	58,40		26,60		
18/9/2006	112	402,19	276,67	240,00						
21/9/2006	115								597,5	40
22/9/2006	116	450,2	319,63			59,83		22,92		
25/9/2006	119	482,11	384,62	325,00		64,28		24,66		
27/9/2006	121	448,09	361,43			62,15	70,1	27,26		
28/9/2006	122								437	
2/10/2006	126	320,89	263,27			43,55		22,64		
4/10/2006	128	228,99	195,32			37,30		22,37		
5/10/2006	129			177,00					471	78
6/10/2006	130	311,705	227,48			43,75	47	17,96		
9/10/2006	133	386,03	354,22	197,00		53,43		26,14		
13/10/2006	137	288,83	247,16			52,50	61,6	27,83		

Tabela 7 - Resultados do efluente tratado no RHBS ao longo da Estratégia 1

Data	Tempo (dias)	DQO <sub>T</sub> média (mg/L)	DQO <sub>F</sub> média (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	COT (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NTK (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	SST (mg/L)	SST <sub>lodo</sub> (mg/L)	SSV <sub>lodo</sub> (mg/L)
22/3/2006	2	80,80	64,30		22,18	4,58	3,95	0,36		4,74			
24/3/2006	4	104,84	84,30		24,56	13,25	0,72	FLD		36,38			
27/3/2006	7	120,71	94,31		22,41								
29/3/2006	9	105,24	84,30		20,75	20,40	2,34	0,19		5,25			
30/03/2006	10										40	561,6	126
31/3/2006	11	102,57	94,32	40,00	18,46								
3/4/2006	14	99,08	89,63		17,76	27,98	3,15	0,17					
4/4/2006	15	89,63	78,30		16,10	25,00	3,50	0,30	32,3				
5/4/2006	16	88,53	62,13		23,55	24,58	4,07	0,24		-13,78			
6/4/2006	17										28	1921	1120
7/4/2006	18	81,00	60,00		18,87	30,33	1,23	0,69		-5,46			
11/4/2006	22	54,00	41,00		18,50	16,08	1,40	4,00		8,11			
12/4/2006	23	49,80	36,50		19,81	16,63	1,82	6,95		11,56			
14/4/2006	25	67,43	32,10		22,61	30,00	FLD	0,50		13,52			
17/4/2006	28	60,53	48,37		18,43	24,20	0,70	4,96		47,07			
19/4/2006	30	65,05	45,26	18,00	17,95	13,65	2,24	15,08		1,64			
20/4/2006	31												
24/4/2006	35	40,20	19,36		16,81	10,33	2,80	14,71		16,91			
26/4/2006	37	54,75	30,85	38,00	15,79	7,13	0,28	16,94		8,57	34	1846	1122

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 8 - Resultados do efluente tratado no RHBS ao longo da Estratégia 2**

Data	Tempo (dias)	DQO <sub>T</sub> média (mg/L)	DQO <sub>F</sub> média (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	COT (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NTK (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	SST (mg/L)	SST <sub>lodo</sub> (mg/L)	SSV <sub>lodo</sub> (mg/L)
28/4/2006	2	60,33	46,28		14,89	18,30	3,35	2,90		15,84			
3/5/2006	7	69,18	46,55		15,24	17,65	3,44	2,85	79,1	15,00			
5/5/2006	9	52,66	39,50	15,00	38,81	23,25	3,63	2,97		11,70	6,0	1089	800
8/5/2006	12	41,36	22,00		37,11	19,98	3,50	3,68		16,76	8,0	1124	895,5
10/5/2006	14	57,43	47,00		38,31					12,58			
12/5/2006	16	46,35	36,41		17,05	20,75	2,73	3,50		15,50	6,0	1543,3	1165
15/5/2006	19	57,79	48,02	6,00	18,12	20,95	2,08	3,71	66,52	17,13	17,0	1877,33	1414,6
17/5/2006	21	25,70	14,30		17,92	16,78	1,81	5,04		20,00			
22/5/2006	26	32,00	11,54	5,00	10,91	4,13	1,02	3,63	57,7	10,00			
24/5/2006	28	51,70	29,43		11,78	5,05	2,20	7,97		15,08			
26/5/2006	30	43,71	28,69		8,94	1,68	0,94	3,16		15,69	8,0	2483,5	2076,5
29/5/2006	33	40,92	26,32	9,3	8,01	2,65	0,52	2,55		16,26	6,7	2716,5	2365

Tabela 9 - Resultados do efluente tratado no RHBS ao longo da Estratégia 3

Data	Tempo (dias)	DQO <sub>T</sub> média (mg/L)	DQO <sub>F</sub> média (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	COT (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NTK (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	SST (mg/L)	SST <sub>lodo</sub> (mg/L)	SSV <sub>lodo</sub> (mg/L)
2/6/2006	4			9,30	15,90	2,28	3,11	0,16			7	3121	2578,5
5/6/2006	7	53,00	13,00										
7/6/2006	9	20,00	11,00		5,00	0,50	2,90	0,15					
9/6/2006	11	25,00	9,00		15,76	1,53	3,15	0,16		16,84	15	3728	3025
12/6/2006	14	21,00	10,45	3,90	13,48	1,85	3,16	0,17		19,88			
16/6/2006	18	18,00	8,00		13,31	1,90	0,62	15,96	6,16	18,60			
19/6/2006	21	37,00	14,62	6,80	11,83					0,53	30	4076	3275,5
23/6/2006	25	57,00	20,00		11,39	13,63	0,33	2,83		0,53	4	4132	3460
26/6/2006	28	49,98	35,33	7,50	9,98	19,25	0,36	3,20	28,56	2,00	11	3915	3251,5
30/6/2006	32				9,87	26,55	FLD	1,05		0,60	22	3760	3083
3/7/2006	35	106,20	60,00	3,10	10,47	27,18	FLD	1,74		10,55		2502,5	1921,5
7/7/2006	39	117,25	80,00		10,94	12,25	FLD	3,43		7,86	7	3682,5	2784,5
10/7/2006	42	130,55	90,00		16,88	2,00	FLD	9,80		25,46			
14/7/2006	46				11,33	25,05	0,93	2,70		16,83			
17/7/2006	49	53,07	23,30	10,60	12,78	23,15	0,89	5,04		14,87			
18/7/2006	50										16	1846	1427,5
19/7/2006	51	60,97	30,00		13,50	26,23	FLD	4,40		21,94			
21/7/2006	53	78,60	34,20		16,45					20,11			
24/7/2006	56	79,855	37,80	10,10	14,90					19,63	28	3201,5	2676,5
26/7/2006	58	49,215	43,73		20,38					9,96			
31/7/2006	63	35,41	34,31	2,50	8,98	27,83	FLD	6,87		25,31	6	2669,5	1974
2/8/2003	65	35	10,00		11,15	23,33	FLD	8,53					
4/8/2006	67	52,89	39,50		10,79	18,33	FLD	16,34		17,27			
7/8/2006	70	62,08	40,80	4,50	16,27	19,45	FLD	4,97		19,95	12	2418	2217

9/8/2006	72	67,495	55,31		15,83	6,35	FLD	3,74		18,28			
11/8/2006	74	81,71	53,40		13,43	5,45	FLD	3,88		34,90	24	1670	1040
14/8/2006	77	49,67	29,10			15,10	FLD	7,3		21,50			
18/8/2006	81	46,325	36,87		14,58	23,30	FLD	3,68		21,72			
21/8/2006	84	40,405	23,00	3,80	14,87	27,58	FLD	3,25		17,73	6	2496	1949
23/8/2006	86	31,895	14,20		20,22	26,83	FLD	3,69					
25/8/2006	88	25,72	11,30		12,84	27,40	FLD	3,96					
28/8/2006	91	27,805	10,10	4,70	13,73	15,75	FLD	2,96		19,25			
29/8/2006	92										41,33	2658,67	2056,5
4/9/2006	98	31,6	17,34		12,66	15,60	FLD	10,23					
6/9/2006	100	20,6	9,00		10,22	13,00	FLD	13,11				2608,5	2005
8/9/2006	102	23	11,00		9,05	22,10	0,29	12,66		10,57			
11/9/2006	105	22,4	9,20	5,40	11,30	12,35	0,39	15,18		19,36			
13/9/2006	107	25,3	11,50		13,29	1,83	FLD	13,25		21,03			
18/9/2006	112	24,49	10,30	11,30									
21/9/2006											9	2698	2254
22/9/2006	116	35,325	15,37			16,43	0,2	16,39		22,90			
25/9/2006	119	51,2	29,25	14,80		26,10	FLD	12,92		18,85			
27/9/2006	121	63,5	25,10			11,40	0,19	7,18	15,12	18,12			
28/9/2006												2976	2593
2/10/2006	126	30	13,17			0,50	FLD	13,00		25,36			
4/10/2006	128	21,43	10,61			0,50	FLD	20,00		13,33			
5/10/2006	129			6,20							14	2942	2408
6/10/2006	130	19,8	10,04			0,63	FLD	25,43	1,12	13,81			
9/10/2006	133	25,085	10,60	3,20		1,13	FLD	25,20		19,19			
13/10/2006	137	33,575	13,40			0,48	FLD	25,07	1,68	18,01			

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

Tabela 10 - Estatísticas descritivas das Estratégias 1, 2 e 3

Parâmetro	Est.	n	Média	Desvio Padrão	Mínimo	1º Quartil	Mediana	3º Quartil	Máximo
DQO <sub>Ta</sub> (mg/L)	1	16	307,5	49,3	206,9	261,4	319,4	350,7	365,6
	2	12	332,4	74,4	206,9	275,3	339,0	377,5	458,2
	3	42	429,2	114,9	208,9	320,9	439,7	484,3	679,9
DQO <sub>Te</sub> (mg/L)	1	16	79,0	23,8	40,2	57,6	80,9	100,8	120,7
	2	12	48,3	12,4	25,7	41,1	49,0	57,6	69,2
	3	42	46,2	27,0	18,0	25,1	36,2	57,0	130,6
DQO <sub>T</sub> (%)	1	16	74,7	4,8	66,4	71,1	74,9	78,2	84,0
	2	12	84,1	7,4	70,8	79,7	84,3	90,2	92,8
	3	42	89,3	4,6	78,8	86,0	89,6	92,6	96,7
DQO <sub>Fa</sub> (mg/L)	1	16	282,4	54,5	156,3	246,2	288,7	326,6	345,5
	2	12	299,1	68,5	183,5	246,9	308,0	338,2	428,0
	3	42	333,1	83,0	148,3	259,2	333,1	395,0	498,2
DQO <sub>Fe</sub> (mg/L)	1	16	60,3	24,9	19,4	38,8	61,1	84,3	94,3
	2	12	33,0	12,9	11,5	24,2	32,9	46,4	48,0
	3	42	25,6	19,6	8,0	10,6	16,4	35,3	90,0
DQO <sub>F</sub> (%)	1	16	79,3	6,0	69,9	74,5	79,2	83,2	91,3
	2	12	87,6	7,2	74,8	81,8	88,7	93,4	96,8
	3	42	92,6	4,4	80,2	90,0	93,6	96,0	98,0
(NH <sub>4</sub> -N) <sub>a</sub> (mg/L)	1	14	47,2	11,5	22,3	39,1	47,8	53,9	70,0
	2	11	53,5	9,5	40,7	41,6	55,1	63,2	65,8
	3	39	58,8	8,9	37,3	53,4	59,1	64,3	74,7
(NH <sub>4</sub> -N) <sub>c</sub> (mg/L)	1	14	18,9	8,4	4,6	13,3	18,5	25,0	30,3
	2	11	13,7	8,4	1,7	4,1	17,7	20,8	23,3
	3	39	13,9	10,2	0,5	1,9	15,1	23,3	27,8
NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	1	14	2,0	1,4	0,0	0,7	2,0	3,2	4,1
	2	11	2,3	1,1	0,5	1,0	2,2	3,4	3,6
	3	39	0,4	0,9	0,0	0,0	0,0	0,3	3,2
NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	1	14	4,6	6,3	0,0	0,2	0,6	7,0	16,9
	2	11	3,8	1,5	2,6	2,9	3,5	3,7	8,0
	3	39	8,5	7,3	0,2	3,2	5,0	13,1	25,4
NH <sub>4</sub> -N (%)	1	14	60,4	15,1	41,4	47,6	59,2	72,9	84,5
	2	11	75,8	13,5	62,3	64,2	71,0	92,2	95,9
	3	39	77,3	16,6	51,6	62,3	74,9	96,8	99,1
DN (%)	1	14	78,7	14,3	52,9	67,3	82,4	87,6	97,9
	2	11	84,2	5,8	72,1	81,8	84,6	89,6	91,9
	3	39	80,3	14,7	41,0	70,8	85,5	92,5	97,6
NT(%)	1	14	46,1	8,9	37,7	38,7	42,0	53,6	64,3
	2	11	64,2	14,1	49,6	54,3	61,1	83,4	85,9
	3	39	61,3	15,4	39,3	48,0	57,8	69,8	93,9
SST <sub>a</sub> (mg/L)	1	3	102,3	75,1	58,0	58,0	60,0	189,0	189,0
	2	6	71,0	42,6	11,5	49,0	63,7	106,0	132,0
	3	16	117,2	49,8	40,0	83,0	112,0	136,5	214,0
SST <sub>e</sub> (mg/L)	1	3	34,0	6,0	28,0	28,0	34,0	40,0	40,0
	2	6	8,6	4,2	6,0	6,0	7,4	8,0	17,0
	3	16	15,8	10,6	4,0	7,0	13,0	23,0	41,3
SST (%)	1	3	57,8	19,1	41,4	41,4	53,3	78,8	78,8
	2	6	77,4	25,4	30,4	65,3	90,6	93,7	93,9
	3	16	83,6	12,2	58,5	77,7	86,6	93,7	97,7

**Tabela 11 – Monitoramento do ciclo do dia 04/04/2006 (Estratégia 1)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	NTK (mg/L)	COT (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1° enchimento</b>	0	2,89	7,41	24,47	280,00	351,59	345,31	48,75	FLD	FLD		56,00	63,74	56,00
Fim Anóxica (DN1)	65	0,49	7,46	24,48	174,00	104,35	93,25	27,75	2,04	0,00	2,04	34,00	21,95	36,04
Fim Aeróbia (N1)	130	7,74	7,68	24,58	164,00	99,41	88,50	26,85	3,11	0,16	3,27	33,50	19,76	36,77
Fim Anóxica (DN2)	195	0,98	7,53	24,75	164,00	106,87	87,88	26,35	2,62	0,12	2,74	33,60	18,32	36,34
Fim Aeróbia (N2)	260	6,19	7,75	25,24	162,00	102,66	80,53	25,45	3,69	0,15	3,84	32,20	17,46	36,04
Fim Anóxica (DN3)	325	0,17	7,50	25,71	160,00	126,75	99,54	28,65	2,50	0,11	2,61	35,30	16,08	37,91
Fim Aeróbia (N3)	390	4,50	7,72	26,29	156,00	90,64	80,34	25,43	3,38	0,26	3,64	32,50	16,50	36,14
<b>Efluente Tratado</b>	480	2,27	7,60	26,86	156,00	89,63	78,30	25,00	3,50	0,30	3,80	32,30	16,10	36,10
Eficiência (%)						<b>74,5</b>	<b>77,3</b>	<b>48,7</b>				<b>42,3</b>	<b>74,7</b>	<b>35,5</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 12 – Monitoramento do ciclo do dia 11/04/2006 (Estratégia 1)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	COT (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1° enchimento</b>	0	0,25	7,60	23,50	280,00	270,92	252,05	37,05	FLD	FLD		18,50	56,13	37,05
Fim Anóxica (DN1)	65	0,15	7,59	24,01	120	89,19	61,96	19,025	1,07	3,28	4,35	12,50	20,36	23,38
Fim Aeróbia (N1)	130	6,64	7,86	24,08	124,00	54,68	52,00	16,63	0,90	2,52	3,42	15,09	18,85	20,05
Fim Anóxica (DN2)	195	1,01	7,35	24,22	120,00	61,70	57,00	18,08	0,39	1,11	1,50	17,41	18,22	19,58
Fim Aeróbia (N2)	260	6,35	7,61	25,03	110,00	51,30	44,00	16,10	0,43	1,02	1,45	14,00	17,56	17,55
Fim Anóxica (DN3)	325	0,26	7,30	25,96	120,00	76,48	67,20	17,53	0,26	0,72	0,98	16,05	19,00	18,51
Fim Aeróbia (N3)	390	6,19	7,30	26,29	120,00	55,47	43,21	16,18	1,20	3,38	4,58	18,47	18,66	20,76
<b>Efluente Tratado</b>	480	2,64	7,33	26,42	124,00	54,00	41,00	16,08	1,40	4,00	5,40	17,00	18,50	21,48
Eficiência (%)						<b>80,1</b>	<b>83,7</b>	<b>56,6</b>				<b>8,1</b>	<b>67,0</b>	<b>42,0</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 13 – Monitoramento do ciclo do dia 03/05/06 (Estratégia 2)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	COT (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1º enchimento</b>	0	2,76	6,75	19,43	300,00	254,20	220,00	63,25	FLD	0,34	0,34	20,74	79,10	92,47	79,44
Mistura	15	2,14	7,04	19,43	140,00	96,78	52,34	20,65	3,83	4,73	8,56	21,74	29,00	22,09	37,56
Fim Anóxica (DN1)	65	0,42	7,22	19,42	150,00	62,45	48,69	18,03	3,29	4,24	7,53	17,18	26,32	20,03	33,85
Fim Aeróbia (N1)	130	6,54	8,22	19,60	220,00	54,68	21,62	16,33	4,24	4,50	8,74	11,43	24,50	16,87	33,24
<b>2º enchimento</b>	130	2,07	7,93	19,74	280,00	272,10	259,40	57,35	FLD	0,08	0,08	24,24	73,40	81,87	73,48
Mistura	145	0,40	7,95	19,90	200,00	87,70	44,90	20,50	4,46	4,44	8,90	23,14	28,00	41,00	36,90
Fim Anóxica (DN2)	195	0,38	7,98	20,03	200,00	55,12	39,00	18,10	4,09	3,96	8,05	11,10	26,90	39,10	34,95
Fim Aeróbia (N2)	260	6,44	7,88	20,49	190,00	29,10	29,50	15,70	2,67	3,57	6,24	19,79	24,00	37,28	30,24
<b>3º enchimento</b>	260	3,49	7,66	20,62	300,00	360,60	339,20	61,65	FLD	0,10	0,10	24,96	75,60	77,90	75,70
Mistura	275	0,39	7,68	20,83	198,00	85,91	75,29	20,65	3,56	3,31	6,87	20,51	29,12	37,53	35,99
Fim Anóxica (DN3)	325	0,09	7,70	21,27	184,00	84,54	54,64	21,18	1,64	1,56	3,20	9,58	30,00	36,70	33,20
Fim Aeróbia (N3)	390	5,79	7,73	21,69	186,00	74,25	51,59	18,20	3,91	3,50	7,41	15,84	27,00	35,16	34,41
<b>Efluente Tratado</b>	480	0,34	7,56	21,83	186,00	69,18	46,55	17,65	3,44	2,85	6,29	15,00	26,50	15,24	32,79
Eficiência (%)						<b>72,8</b>	<b>78,8</b>	<b>72,1</b>				<b>27,7</b>	<b>66,5</b>	<b>83,5</b>	<b>58,7</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

Tabela 14 – Monitoramento do ciclo do dia 15/05/06 (Estratégia 2)

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	COT (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1º enchimento</b>	0	1,50	7,87	17,10	260,00	241,33	221,08	58,60	FLD	0,045	0,045	33,31	65,52	76,42	65,57
Mistura	15	1,90	7,21	17,50	160,00	50,47	48,85	28,38	2,31	5,36	7,67	18,43	33,00	19,66	40,67
Fim Anóxica (DN1)	65	0,65	7,09	18,20	190,00	49,29	39,13	24,98	2,09	4,10	6,19	19,90	28,00	17,38	34,19
Fim Aeróbia (N1)	130	7,82	7,26	18,42	130,00	44,47	36,86	22,95	2,28	4,35	6,64	19,91	25,76	17,46	32,40
<b>2º enchimento</b>	130	1,49	6,91	18,90	270,00	234,09	228,48	53,13	FLD	0,08	0,08	20,80	66,64	94,48	66,72
Mistura	145	1,89	7,21	18,66	160,00	83,68	60,94	27,85	2,27	3,57	5,84	21,11	32,00	19,89	37,84
Fim Anóxica (DN2)	195	0,55	7,15	19,02	150,00	50,63	39,56	27,83	4,72	4,00	8,72	16,76	28,00	19,63	36,72
Fim Aeróbia (N2)	260	7,26	7,57	19,39	126,00	45,43	36,50	23,93	2,60	4,82	7,42	20,49	24,50	17,11	31,92
<b>3º enchimento</b>	260	0,39	6,85	21,50	204,00	347,81	320,01	50,35	FLD	0,12	0,12	19,68	60,48	81,26	60,60
Mistura	275	1,79	7,18	19,75	128,00	84,97	75,35	26,23	1,99	3,87	5,86	20,62	27,44	20,56	33,30
Fim Anóxica (DN3)	325	0,76	7,14	20,02	126,00	64,91	59,55	26,08	1,68	3,25	4,92	19,49	27,30	15,22	32,22
Fim Aeróbia (N3)	390	7,22	7,18	20,29	124,00	59,12	49,30	21,50	4,49	3,70	8,19	32,48	23,00	17,46	31,19
<b>Efluente Tratado</b>	480	1,44	7,04	20,43	124,00	57,79	48,02	20,95	2,08	3,71	5,78	17,13	22,00	18,12	27,78
Eficiência (%)						<b>76,1</b>	<b>78,3</b>	<b>64,2</b>				<b>48,6</b>	<b>66,4</b>	<b>76,3</b>	<b>57,6</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 15 – Monitoramento do ciclo do dia 22/05/06 (Estratégia 2)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO3 (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	COT (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1º enchimento</b>	0	1,95	6,64	15,90	232,00	424,15	366,32	52,78	FLD	FLD		31,05	57,70	63,76	57,70
Mistura	15	1,90	6,61	15,94	84,00	57,20	52,35	6,93	1,52	4,80	6,32	13,61	11,76	14,53	18,08
Fim Anóxica (DN1)	65	1,77	6,67	15,83	76,00	58,85	40,61	6,60	1,09	3,93	5,01	11,43	10,64	13,73	15,65
Fim Aeróbia (N1)	130	7,95	6,83	15,82	64,00	31,20	14,50	3,55	1,53	5,31	6,84	16,06	8,00	11,99	14,84
<b>2º enchimento</b>	130	1,80	6,52	18,30	196,00	340,66	284,44	45,35	FLD	FLD		16,93	51,00	46,18	51,00
Mistura	145	1,69	6,84	16,60	88,00	166,76	44,12	9,13	1,17	3,76	4,93	13,78	11,20	12,67	16,13
Fim Anóxica (DN2)	195	0,89	6,74	16,06	74,00	49,96	40,35	6,40	1,39	4,32	5,71	14,20	8,50	10,13	14,21
Fim Aeróbia (N2)	260	8,28	6,82	15,99	70,00	31,50	22,50	3,55	0,80	2,76	3,56	11,31	8,20	9,44	11,76
<b>3º enchimento</b>	260	1,10	6,79	15,30	208,00	326,48	274,76	39,13	FLD	FLD		16,09	45,00	46,01	45,00
Mistura	275	0,60	6,86	16,58	68,00	163,76	54,00	8,63	1,34	4,71	6,05	17,66	14,00	12,06	20,05
Fim Anóxica (DN3)	325	0,41	6,75	16,20	76,00	54,15	27,95	6,60	0,45	1,20	1,65	10,63	11,20	13,67	12,85
Fim Aeróbia (N3)	390	8,38	6,86	16,04	56,00	34,00	16,89	4,18	0,72	2,30	3,02	11,85	7,30	11,50	10,32
<b>Efluente Tratado</b>	480	2,14	6,68	15,95	62,00	32,00	11,54	4,13	1,02	3,63	4,66	10,00	7,28	10,91	11,94
Eficiência (%)						<b>92,5</b>	<b>96,8</b>	<b>92,2</b>				<b>67,8</b>	<b>87,4</b>	<b>82,9</b>	<b>79,3</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 16 - Monitoramento do ciclo do dia 16/06/06 (Estratégia 3)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	COT (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1° enchimento</b>	0	0,63	7,18	20,70	302,00	436,66	314,82	58,70	FLD	FLD		23,00	83,44	66,30	83,44
Mistura	15	0,51	6,95	20,61	120,00	126,68	74,16	17,55	0,91	11,25	12,16	39,82	39,70	25,60	51,86
Fim Anóxica (DN1)	70	0,16	7,10	20,52	120,00	88,09	53,18	15,33	0,44	8,92	9,36	34,53	21,84	19,75	31,20
Fim Aeróbia (N1)	140	1,14	7,00	20,43	80,00	40,20	4,05	4,83	0,61	14,80	15,41	25,21	9,30	13,19	24,71
<b>2° enchimento</b>	140	0,41	7,19	20,19	318,00	408,99	313,75	63,15	FLD	FLD		22,30	73,00	58,24	73,00
Mistura	155	0,14	7,26	20,30	152,00	88,49	61,40	16,10	0,77	8,24	9,01	50,44	21,84	21,43	30,85
Fim Anóxica (DN2)	210	0,16	7,15	20,49	138,00	63,81	31,76	12,65	0,49	8,68	9,17	31,90	25,76	16,29	34,93
Fim Aeróbia (N2)	280	1,23	7,00	20,46	92,00	24,70	0,00	2,20	0,72	18,70	19,42	20,54	14,20	7,18	33,62
<b>3° enchimento</b>	280	0,25	7,16	18,80	334,00	392,64	354,89	62,70	FLD	FLD		24,51	70,80	59,93	70,8
Mistura	295	0,16	7,22	20,60	158,00	167,04	110,80	15,63	1,10	12,02	13,12	32,37	20,60	19,01	33,72
Fim Anóxica (DN3)	350	0,14	7,35	20,40	160,00	30,77	13,50	12,05	0,37	14,11	14,48	31,22	17,36	16,81	31,84
Fim Aeróbia (N3)	420	2,09	7,07	20,30	102,00	18,00	8,00	2,03	0,63	15,75	16,38	19,02	7,90	13,64	24,28
<b>Efluente Tratado</b>	480	0,16	7,02	20,30	100,00	18,00	8,00	1,90	0,62	15,96	16,58	18,60	6,16	13,31	22,74
Eficiência (%)						<b>95,9</b>	<b>97,5</b>	<b>96,8</b>				<b>19,1</b>	<b>92,6</b>	<b>79,9</b>	<b>72,7</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

Tabela 17 – Monitoramento do ciclo do dia 26/06/06 (Estratégia 3)

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	COT (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1º enchimento</b>	0	1,60	6,71	18,60	378,00	487,04	429,09	67,53	FLD	FLD		27,80	76,16	81,13	76,16
Mistura	15	1,51	6,71	20,97	218,00	170,62	99,70	31,03	0,32	0,23	0,54	8,09	36,40	20,30	36,94
Fim Anóxica (DN1)	90	0,14	6,77	20,91	220,00	104,93	85,25	27,75	0,00	0,93	0,93	2,10	35,28	17,74	36,21
Fim Aeróbia (N1)	140	1,19	7,28	20,97	220,00	23,00	23,93	23,00	1,45	0,44	1,89	14,24	30,80	15,44	32,69
<b>2º enchimento</b>	140	0,65	6,80	21,50	322,00	567,86	454,70	53,70	FLD	FLD		32,95	75,04	76,68	75,04
Mistura	155	0,15	7,16	21,11	242,00	112,12	63,26	31,85	0,17	0,16	0,32	19,41	35,28	13,79	35,60
Fim Anóxica (DN2)	230	0,15	7,18	21,19	230,00	67,21	59,80	24,93	0,00	0,26	0,26	3,96	31,36	16,56	31,62
Fim Aeróbia (N2)	280	1,36	7,14	22,28	202,00	60,54	50,60	21,43	0,48	1,04	1,51	2,00	29,12	10,56	30,63
<b>3º enchimento</b>	280	0,29	6,93	21,50	310,00	619,75	449,65	58,95	FLD	FLD		36,70	72,80	75,16	72,80
Mistura	295	0,15	7,03	22,28	236,00	142,31	111,63	28,10	FLD	0,18	0,18	22,34	34,72	16,59	34,90
Fim Anóxica (DN3)	370	0,13	7,04	22,75	220,00	88,13	88,13	27,08	FLD	0,09	0,09	12,87	34,16	14,41	34,25
Fim Aeróbia (N3)	420	1,95	7,02	22,67	198,00	55,57	44,32	21,65	0,31	3,92	4,23	2,13	29,80	12,04	34,03
<b>Efluente Tratado</b>	480	0,17	6,98	22,57	210,00	49,98	35,33	19,25	0,36	3,20	3,56	2,00	28,56	9,98	32,12
Eficiência (%)						<b>89,7</b>	<b>91,8</b>	<b>71,5</b>				<b>92,8</b>	<b>62,5</b>	<b>87,7</b>	<b>57,8</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 18 - Monitoramento do ciclo do dia 27/09/06 (Estratégia 3)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1° Enchimento</b>	0	1,24	6,76	19,20	280,00	448,08	361,43	62,15	FLD	FLD		27,27	70,10	70,10
Mistura	15	0,45	6,98	19,26	180,00	154,41	61,54	24,78	0,51	3,84	4,35	19,11	31,92	36,27
Fim anóxica (DN1)	70	0,13	7,09	19,33	180,00	89,05	65,84	19,33	0,45	0,18	0,64	26,58	22,96	23,60
Fim aeróbia (N1)	140	5,45	7,20	19,76	120,00	28,34	19,74	12,93	0,00	4,32	4,32	21,08	17,36	21,68
<b>2° Enchimento</b>	140	0,51	6,91	21,40	290,00	451,50	344,12	55,33	FLD	FLD		25,58	64,50	64,50
Mistura	155	0,13	7,33	20,19	180,00	126,14	114,32	24,43	1,38	1,09	2,47	20,02	28,00	30,47
Fim anóxica (DN2)	210	0,12	7,30	20,40	190,00	59,42	35,80	19,00	0,39	1,96	2,34	24,09	22,40	24,74
Fim aeróbia (N2)	280	5,31	7,26	21,10	110,00	50,76	27,80	12,45	0,15	5,93	6,09	18,62	16,60	22,69
<b>3° enchimento</b>	280	0,24	7,00	21,50	320,00	470,13	387,32	57,13	FLD	FLD		26,35	66,08	66,08
Mistura	295	0,16	7,29	21,36	160,00	90,40	85,86	16,55	0,87	2,97	3,84	21,25	23,52	27,36
Fim anóxica (DN3)	350	0,14	7,17	21,56	170,00	73,30	37,35	17,00	1,00	1,51	2,51	18,53	25,00	27,51
Fim aeróbia (N3)	420	5,29	7,10	21,96	110,00	64,87	25,90	11,68	0,18	6,57	6,75	22,03	19,60	26,35
<b>Efluente Tratado</b>	480	0,55	6,98	22,02	106,00	63,50	25,10	11,40	0,19	7,18	7,37	18,12	15,12	22,49
Eficiência (%)						<b>85,8</b>	<b>93,1</b>	<b>81,7</b>				<b>33,5</b>	<b>78,4</b>	<b>67,9</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 19 – Monitoramento do ciclo do dia 06/10/06 (Estratégia 3)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1° Enchimento</b>	0	0,08	6,93	20,40	280,00	311,71	227,48	43,75	FLD	FLD		17,96	47,00	47,00
Mistura	15	0,24	6,69	20,67	80,00	85,19	63,05	10,00	0,23	12,40	12,63	22,77	16,80	29,43
Fim Anóxica (DN1)	70	0,21	7,26	20,60	100,00	79,70	42,30	7,13	0,81	10,85	11,66	24,16	8,90	20,56
Fim Aeróbia (N1)	140	5,60	7,40	20,95	120,00	47,49	9,49	1,20	0,00	23,17	23,17	14,35	2,24	25,41
<b>2° Enchimento</b>	140	0,12	7,24	22,30	240,00	384,93	243,80	50,08	FLD	FLD		18,10	53,76	53,76
Mistura	155	0,67	7,30	21,16	130,00	51,08	38,90	11,35	0,74	11,12	11,86	15,99	21,28	33,14
Fim Anóxica (DN2)	210	0,24	7,49	21,3	130,00	50,30	35,15	5,55	1,30	9,30	10,60	17,80	7,84	18,44
Fim Aeróbia (N2)	280	7,21	7,73	21,40	150,00	27,30	12,98	0,85	0,00	18,83	18,83	16,88	2,24	21,07
<b>3° Enchimento</b>	280	0,68	7,44	22,00	240,00	358,72	230,19	48,33	FLD	FLD		18,44	58,80	58,80
Mistura	295	0,33	7,29	21,70	120,00	79,40	52,32	8,83	0,83	15,34	16,17	16,42	16,24	32,41
Fim Anóxica (DN3)	350	0,15	7,49	21,60	130,00	57,60	39,80	7,18	0,61	15,52	16,13	16,23	9,52	25,65
Fim Aeróbia (N3)	420	6,20	7,15	21,80	90,00	20,76	10,90	0,70	0,00	25,02	25,02	16,32	3,36	28,38
<b>Efluente Tratado</b>	480	1,50	7,16	21,80	95,00	19,80	10,04	0,63	0,00	25,43	25,43	13,82	1,12	26,55
Eficiência (%)						<b>93,6</b>	<b>95,6</b>	<b>98,6</b>				<b>23,1</b>	<b>97,6</b>	<b>43,5</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.

**Tabela 20 - Monitoramento do ciclo do dia 13/10/06 (Estratégia 3)**

Fase	Tempo (min)	OD (mg/L)	pH	T (°C)	CaCO <sub>3</sub> (mg/L)	DQO <sub>T</sub> (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (mg/L)	NH <sub>4</sub> -N (mg/L)	NO <sub>2</sub> -N (mg/L)	NO <sub>3</sub> -N (mg/L)	NO <sub>x</sub> -N (mg/L)	PO <sub>4</sub> -P (mg/L)	NTK (mg/L)	NT (mg/L)
<b>1º enchimento</b>	0	0,25	6,84	21,70	300,00	288,83	247,16	52,50	FLD	FLD		27,83	61,60	61,60
Mistura	15	0,11	6,75	22,10	100,00	114,89	83,59	8,28	0,00	17,41	17,41	24,43	10,64	28,05
Fim Anóxica (DN1)	70	0,02	6,81	20,70	110,00	42,32	31,33	7,58	0,97	15,21	16,18	26,59	10,08	26,26
Fim Aeróbia ( N1)	140	7,10	7,37	22,60	80,00	32,40	24,34	2,48	0,00	24,42	24,42	23,21	5,50	29,92
<b>2º enchimento</b>	140	0,17	6,96	23,10	320,00	351,67	273,46	51,80	FLD	FLD		24,60	61,60	61,60
Mistura	155	0,00	7,27	22,80	130,00	149,13	85,10	8,98	1,31	14,80	16,11	22,82	17,92	34,03
Fim Anóxica (DN2)	210	0,00	7,29	22,80	130,00	52,58	29,07	6,80	0,90	17,29	18,19	24,00	15,68	33,87
Fim Aeróbia ( N2)	280	7,32	7,54	21,30	52,58	51,15	24,55	0,18	FLD	23,42	23,42	20,94	1,12	24,54
<b>3º enchimento</b>	280	0,32	7,06	24,00	240,00	380,52	269,75	40,05	FLD	FLD		20,26	53,20	53,20
Mistura	295	0,12	7,42	23,30	130,00	74,03	61,49	8,33	0,80	13,40	14,19	17,76	13,44	27,63
Fim Anóxica (DN3)	350	0,01	7,47	23,40	150,00	43,48	28,91	6,03	0,73	13,67	14,41	17,01	12,88	27,29
Fim Aeróbia ( N3)	420	7,00	7,40	23,00	120,00	37,81	14,20	0,65	FLD	24,59	24,59	20,44	2,24	26,83
<b>Efluente Tratado</b>	480	4,25	7,50	23,60	110,00	33,58	13,40	0,48	FLD	25,07	25,07	18,01	1,68	26,75
Eficiência (%)						<b>88,4</b>	<b>94,6</b>	<b>99,1</b>				<b>35,3</b>	<b>97,3</b>	<b>56,6</b>

OBS: FLD = Fora do limite de detecção do aparelho.