



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL
PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

**ESTUDO DA REMOÇÃO DE CARBONO E NITROGÊNIO DE
EFLUENTES URBANOS EM UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO
OPERADO EM BATELADAS SEQUÊNCIAIS**

Tese apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina, como requisito parcial para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Ambiental.

ROSANE HEIN DE CAMPOS

Florianópolis

2006

TERMO DE APROVAÇÃO

"Estudo da Remoção de Carbono e Nitrogênio de Efluentes Urbanos em um Reator de Leito Fluidizado Operado em Bateladas Seqüenciais"

ROSANE HEIN DE CAMPOS

A Tese foi julgada e aprovada pela banca examinadora no Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de

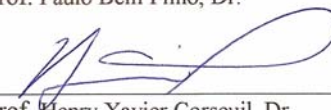
DOUTOR(A) EM ENGENHARIA AMBIENTAL

na Área de concentração em Engenharia Ambiental.


Aprovado por:



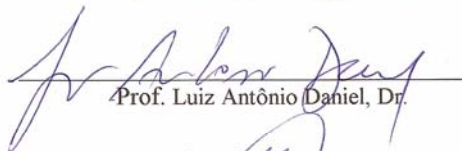
Prof. Paulo Belli Filho, Dr.



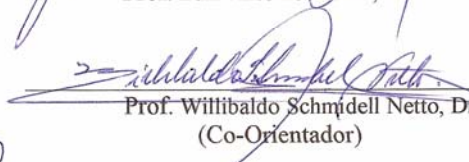
Prof. Henry Xavier Corseuil, Dr.



Prof. Rosângela Bergamasco, Dr.^a.



Prof. Luiz Antônio Dahiel, Dr.



Prof. Willibaldo Schmidell Netto, Dr.
(Co-Orientador)



Prof. Henry Xavier Corseuil, Dr.
(Coordenador)



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

FLORIANÓPOLIS, SC – BRASIL
NOVEMBRO/2006

*Dedico esta tese ao meu marido,
Paulo Ricardo, e a minha mãe,
por todo o amor, carinho e
compreensão que serviram de
incentivo para o término desse
trabalho.*

AGRADECIMENTOS

Ao longo desta jornada de trabalho, contei com o apoio, auxílio e amizade de diversas pessoas. Desta maneira, registro aqui os meus sinceros agradecimentos:

A professora Rejane Helena R. da Costa, todo o meu carinho pela orientação, amizade, apoio e compreensão ao longo desses anos, que auxiliaram no meu desenvolvimento como um todo.

Ao professor Willibaldo Schmidell, toda a minha admiração pela co-orientação, pelas horas incansáveis de debates que contribuíram para a minha formação e capacitação.

A minha amiga Heike Hoffmann pela convivência e apoio nos momentos mais difíceis.

Aos bolsistas Felipe Thans e Bruno Silva, o meu muito obrigada, pelo auxílio no desenvolvimento deste trabalho. Pelos finais de semana, natal, ano novo e até mesmo, por aquela virada de noite coletando.

Aos bolsistas “ratos de laboratório” Patrícia, Inácia, Júlia, Viviane, Letícia e Henrique, o meu muito obrigada, pelo auxílio nas análises e coletas.

Ao Edevaldo, toda a minha consideração pela ajuda no desenvolvimento de peças e mecanismos que contribuíram e muito para o funcionamento do reator.

Ao Departamento de Microbiologia, em especial a Alessandra Pelizzaro que realizou a análise FISH e auxiliou na interpretação dos resultados.

As amigas Maria Eliza e Delmira pelo carinho e apoio em todos os momentos.

A Heloísa Brandão, o meu muito obrigada, pelos ótimos conselhos prestados.

Aos funcionários do LIMA, pelo apoio, compreensão e auxílio dado nos momentos difíceis, em especial ao professor William, Arlete e Eliane.

A Rotária do Brasil, em especial ao meu amigo Christoph Platz, pelo fornecimento da automação, com custos reduzidos. Ao Marko e ao Rubi por estarem sempre dispostos a ajudar.

A Marivania, Marilda e Gerlei pelo auxílio no uso do equipamento Dionex.

Aos funcionários da Hidráulica, em especial ao seu Helinho e o Wilson, que sempre me socorreram nos momentos complicados.

Ao NUMA, em especial ao Toninho, por todo o auxílio prestado durante esses longos anos.

À Pós-Graduação, o meu muito obrigada ao professor Henry e ao Maurisão, pela compreensão e auxílio dados nos momentos solicitados.

Ao Alexandre, toda a minha consideração pela dedicação e ajuda na resolução de problemas.

Aos professores que contribuíram no meu aprendizado.

Ao CNPq pelo fornecimento da bolsa de doutorado.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE TABELAS	xv
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS	xvii
RESUMO	xxi
ABSTRACT	xxii
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS E HIPÓTESES	5
2.1. Objetivo Geral.....	5
2.2. Objetivos Específicos.....	5
2.3. Hipóteses Formuladas.....	6
3 REVISÃO DA LITERATURA	7
3.1. Processos Biológicos de Tratamento.....	7
3.1.1 Reatores com Biomassa em Suspensão.....	7
3.1.2 Reatores com Biomassa Fixa (Biofilmes).....	15
3.1.2.1 Reator Biológico de Leito Fluidizado (RBLF).....	23
3.1.3 Reatores com Biofilme em Batelada Seqüencial.....	28
3.2 Processo de Nitrificação.....	30
3.3 Processo de Desnitrificação.....	35
3.5 Respirometria.....	38
3.6 Transferência de Oxigênio.....	40
3.7 Hidridização <i>In Situ</i> Fluorescente- FISH e Microscopia Ótica na Identificação de Microrganismos.....	42
4 MATERIAIS E MÉTODOS	45
4.1. Instalação Experimental... ..	45
4.1.1 Captação de Esgoto.....	45
4.1.2 Reator de Leito Fluidizado em Batelada Seqüencial (RLFBS).....	46
4.1.3 Sistema de Automação.....	47

4.1.4 Material Suporte.....	48
4.2 Operação do reator	49
4.2.1 Inoculação e Partida do Reator.....	49
4.2.2. Ciclo-Padrão.....	49
4.2.3 Etapa Preliminar.	50
4.2.4 Etapas Operacionais.....	50
4.2.5 Testes de Inibição da Nitrificação pelo Substrato.....	54
4.3 Determinação da velocidade específica de respiração (QO_2).....	56
4.4 Determinação do Coeficiente Volumétrico de Transferência (kLa).....	59
4.5 Monitoramento dos Experimentos.....	61
4.6 Cálculos Efetuados.....	66
4.6.1 Eficiência de Remoção (E).....	66
4.6.2 Eficiência de Nitrificação.....	66
4.6.3 Eficiência de Desnitrificação.....	67
4.6.4 Eficiência de Remoção de Nitrogênio no Processo (em relação ao amônio no afluente).....	67
4.6.5 Eficiência de Remoção de Nitrogênio em relação ao NTK no afluente....	67
4.6.6 Eficiência de Remoção de Nitrogênio na Fase Aeróbia.....	68
4.6.7 Carga Volumétrica Aplicada ($CV_{aplicada}$) por ciclo.....	68
4.6.8 Massa de Bicarbonato de Sódio ($NaHCO_3$).....	69
4.6.9 Massa de Acetato.....	69
4.6.10 Análise Estatística.....	69
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	71
5.1. Etapa Preliminar.....	71
5.1.1. Caracterização do Esgoto Bruto.....	71
5.1.2. Valores do oxigênio dissolvido, pH e temperatura.....	72
5.1.3 Sólidos Suspensos Totais (SST).....	73
5.1.4 Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	74
5.1.5 Amônio (NH_4-N), Nitrito (NO_2-N) e Nitrato (NO_3-N).....	75

5.1.2 Testes de Inibição pelo substrato.....	77
5.2. Etapas Operacionais.....	78
5.2.1 Etapa A.....	81
5.2.1.1 Sólidos Suspensos Totais (SST),,,,,,,,,,,,,,	82
5.2.1.2 Remoção Carbonácea e de Nitrogênio.....	84
5.2.1.3 Biomassa Fixa e Suspensa.....	89
5.2.1.4 Medida da velocidade específica de respiração.....	93
5.2.2 Etapa B.....	99
5.2.2.1 Sólidos Suspensos Totais (SST).....	99
5.2.2.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada.....	100
5.2.2.3 Biomassa Fixa e Suspensa.....	105
5.2.2.4 Medida da velocidade específica de respiração.....	111
5.2.4.5 Comparação entre as etapas A e B.....	115
5.2.3 Etapa C.....	117
5.2.3.1 Sólidos Suspensos Totais (SST).....	117
5.2.3.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada.....	117
5.2.3.3 Biomassa fixa e suspensa.....	120
5.2.4 Etapa D.....	122
5.2.4.1 Sólidos Suspensos Totais	122
5.2.4.2 Remoção Carbonácea Nitrogenada.....	123
5.2.4.3 Biomassa Fixa e Suspensa.....	125
5.2.5 Etapa E.....	127
5.2.5.1 Sólidos Suspensos Totais	127
5.2.5.2 Remoção Carbonácea Nitrogenada.....	128
5.2.5.3 Biomassa Fixa e Suspensa.....	132
5.2.5.4 Medida da velocidade específica de respiração.....	134
5.2.6 Etapas F, G, H e I.....	136
5.2.6.1 Sólidos Suspensos Totais.....	137
5.2.6.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada.....	138

5.2.6.3 Biomassa Fixa e Suspensa.....	141
5.2.6.4 Medida da velocidade específica de respiração.....	144
5.2.7 Comparação dos Tratamentos (Etapas Realizadas).	147
5.2.7.1 Comparação entre as etapas A e C; B e D e E.....	148
5.2.7.2 Comparação entre as etapas F, G, H e I.....	149
6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....	152
7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	156
8 APÊNDICES.....	172
9 ANEXO.....	213

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 Etapas básicas de um RBS.....	08
Figura 3.2 Diferentes fases de um ciclo em um RBS.....	10
Figura 3.3 Esquema representacional dos volumes de um RBS.....	11
Figura 3.4 Mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes.....	17
Figura 3.5 Fases de desenvolvimento do biofilme.....	18
Figura 3.6 Representação da influência da velocidade de carga do substrato e forças de cisalhamento no biofilme.....	21
Figura 3.7 Perfil do nitrogênio dentro do biofilme.....	29
Figura 3.8 Variação da concentração de O_2 dissolvido com o tempo, durante a execução do método dinâmico.....	41
Figura 4.1 Sistema de captação de esgoto.....	45
Figura 4.2 Esquema do sistema piloto de tratamento.....	46
Figura 4.3 Foto do reator piloto.....	47
Figura 4.4 Foto do material suporte utilizado (PVC).....	48
Figura 4.5 Representação esquemática de um ciclo-padrão.....	50
Figura 4.6 Foto da aparelhagem para determinação do QO_2 no laboratório.....	59
Figura 5.1 Variação dos sólidos suspensos totais ao longo dos ciclos.....	73
Figura 5.2 Variação da DQO_5 afluente e DQO_5 efluente.....	74
Figura 5.3 Variação das concentrações de amônio, nitrito e nitrato do ciclo 1.....	75
Figura 5.4 Variação das concentrações de amônio, nitrito e nitrato do ciclo 3.....	75
Figura 5.5 Variação das concentrações de amônio, nitrito e nitrato do ciclo 8.....	76
Figura 5.6 Teste de inibição do substrato.....	77
Figura 5.7 Foto do biofilme (4000x).....	77
Figura 5.8 Variação dos SST do esgoto bruto durante as etapas operacionais.....	79
Figura 5.9 Variação da DQO_T e DBO_T do esgoto bruto, durante as etapas operacionais	79

Figura 5.10 Variação do NTK_T , NTK_F e $\text{NH}_4\text{-N}$, do esgoto bruto durante as etapas operacionais.....	80
Figura 5.11 Valores do oxigênio dissolvido, pH e temperatura durante os ciclos monitorados.....	81
Figura 5.12 Concentrações dos SST, durante os ciclos.....	83
Figura 5.13 Variação com o tempo dos SST, durante o ciclo 6A.....	84
Figura 5.14 Concentrações da DQO e eficiência de remoção, durante os ciclos.....	84
Figura 5.15 Comportamento da DQO durante os ciclos 1A, 2A, 8A, 9A e 10A.....	85
Figura 5.16 Concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, remoção de nitrogênio nos dez ciclos monitorados.....	86
Figura 5.17 Concentração de amônio durante os ciclos 1A, 5A, 6A, 7A e 8A.....	87
Figura 5.18 Concentração de nitrito durante os ciclos 1A, 5A, 6A, 7A e 8A.....	87
Figura 5.19 Concentração de nitrato durante os ciclos 1A, 5A, 6A, 7A e 8A.....	87
Figura 5.20 Presença de <i>Opercularias sp</i> , <i>Epistylis sp</i> , Rotíferos.....	91
Figura 5.21 Presença de <i>Aspidiscas cicada sp</i> , <i>Tokophyra sp</i> , Zooflagelados.....	91
Figura 5.22 Material suporte (PVC) colonizado (15x).....	92
Figura 5.23 Foto do biofilme (250x).....	92
Figura 5.24 Colônia de bactérias aderidas ao biofilme (2000x).....	92
Figura 5.25 Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.....	93
Figura 5.26 Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.....	94
Figura 5.27 Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.....	94
Figura 5.28 Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.....	94
Figura 5.29 Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.....	95
Figura 5.30 Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.....	95
Figura 5.31 Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.....	96
Figura 5.32 Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.....	96
Figura 5.33 Determinação do kLa durante o teste de 17/02.....	98
Figura 5.34 Variação dos SST durante os ciclos.....	99
Figura 5.35 Variação da DQO e da eficiência de remoção em cada ciclo.....	100

Figura 5.36 Concentrações de DQO nos ciclos 1B, 3B, 4B, 6B, 7B, 10B, 12B, 14B e 15B.....	101
Figura 5.37 Concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, e a eficiência de remoção de nitrogênio em cada ciclo.....	102
Figura 5.38 Concentrações de amônio referente aos ciclos 1B, 3B, 6B, 7B, 10B, 12B, 13B e 15B.....	103
Figura 5.39 Concentrações de nitrito referente aos ciclos 1B, 3B, 6B, 7B, 10B, 12B, 13B e 15B.....	103
Figura 5.40 Concentrações de nitrato referente aos ciclos 1B, 3B, 6B, 7B, 10B, 12B, 13B e 15B.....	103
Figura 5.41 Valores das proteínas aderidas e em suspensão – Etapa B.....	107
Figura 5.42 Flocos em formação (ciclo 1B).....	108
Figura 5.43 Flocos mais estruturados e <i>Vorticellas sp</i> – Ciclo 2B.....	109
Figura 5.44 Flocos com prováveis colônias de bactérias nitrificantes – Ciclo 2B.....	109
Figura 5.45 Flocos com <i>Vorticellas sp</i> e organismos filamentosos.....	109
Figura 5.46 Biofilme aderido – Ciclo 1B – 2º dia (aumento 100x).....	110
Figura 5.47 Biofilme aderido – Ciclo 2B – 31º dia (aumento 4000x).....	110
Figura 5.48 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	111
Figura 5.49 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	112
Figura 5.50 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	112
Figura 5.51 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	112
Figura 5.52 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo - teste de bancada.....	113
Figura 5.53 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo - teste de bancada.....	113
Figura 5.54 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo - teste de bancada.....	114
Figura 5.55 Concentrações dos sólidos suspensos totais durante os ciclos.....	117
Figura 5.56 Concentrações de DQO_5 dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.....	118

Figura 5.57	Concentrações do amônio dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.....	118
Figura 5.58	Concentrações de nitrito dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.....	118
Figura 5.59	Concentrações de nitrato dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.....	119
Figura 5.60	Presença de <i>Vorticellas sp</i> e Rotíferos.....	121
Figura 5.61	Foto do biofilme (aumento 1000x).....	121
Figura 5.62	Concentrações dos sólidos suspensos totais durante os ciclos.....	122
Figura 5.63	Concentrações de DQO e eficiência de remoção, durante os ciclos.....	123
Figura 5.64	Concentrações do amônio dos ciclos 1D, 3D, 4D e 5D.....	124
Figura 5.65	Concentrações de nitrito dos ciclos 1D, 3D, 4D e 5D.....	124
Figura 5.66	Concentrações de nitrato dos ciclos 1D, 3D, 4D e 5D.....	124
Figura 5.67	Flocos e presença de <i>Vorticellas sp</i>	126
Figura 5.68	Concentrações dos sólidos suspensos totais durante os ciclos.....	128
Figura 5.69	Concentrações de DQO e eficiência de remoção, ao longo dos ciclos....	129
Figura 5.70	Concentrações da DQO, durante os ciclos.....	129
Figura 5.71	Concentrações do amônio, em cada ciclos.....	130
Figura 5.72	Concentrações de nitrito, em cada ciclos.....	130
Figura 5.73	Concentrações de nitrato, em cada ciclos.....	131
Figura 5.74	Biofilme com presença de microrganismos do tipo filamentosas e <i>Vorticellas sp</i> , capturadas durante o ciclo 6.....	134
Figura 5.75	Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	134
Figura 5.76	Determinação do <i>kLa</i> durante o ciclo 6E.....	135
Figura 5.77	Evolução dos sólidos suspensos totais, ao longo das etapas.....	137
Figura 5.78	Variação da DQO ao longo do tempo.....	138
Figura 5.79	Concentrações da DQO _s com o tempo, durante as etapas realizadas.....	139
Figura 5.80	Concentrações do amônio com o tempo, durante as etapas realizadas....	140
Figura 5.81	Concentrações do nitrito com o tempo, durante as etapas realizadas.....	140
Figura 5.82	Concentrações do nitrato com o tempo, durante as etapas realizadas.....	140
Figura 5.83	Variação das proteínas aderidas e suspensas com o tempo, durante as etapas F, G e H.....	142

Figura 5.84 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	144
Figura 5.85 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	144
Figura 5.86 Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.....	145
Figura 5.87 Determinação do kLa durante o ciclo 2 I.....	147

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 Ciclo típico do RBS para remoção biológica de nutrientes.....	13
Tabela 3.2 Estágios da formação do biofilme.....	22
Tabela 3.3 Aspectos positivos e negativos dos RBLF.....	26
Tabela 3.4 Valores ótimos do pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura sob a visão de alguns pesquisadores.....	32
Tabela 4.1 Síntese das etapas operacionais.....	52
Tabela 4.2 Composição da solução de macronutrientes.....	54
Tabela 4.3 Composição da solução de micronutrientes.....	55
Tabela 4.4 Quantidade de inoculo, EB e micro+macronutrientes nos testes.....	56
Tabela 4.5 Acompanhamento analítico dos experimentos.....	61
Tabela 4.6 Sondas para detecção dos microrganismos presentes nos bioreatores avaliados pela técnica do FISH.....	65
Tabela 5.1 Valores médios e desvio-padrão do esgoto bruto.....	71
Tabela 5.2 Valores do oxigênio dissolvido (mgO ₂ /L) para vários ciclos.....	72
Tabela 5.3 Valores do pH para vários ciclos.....	72
Tabela 5.4 Valores da temperatura (°C) para vários ciclos.....	72
Tabela 5.5 Síntese das condições operacionais durante os experimentos.....	79
Tabela 5.6 Concentrações médias no esgoto afluente e efluente, eficiências de remoção de N, nitrificação, desnitrificação, durante a etapa A.....	91
Tabela 5.7 Valores das proteínas aderidas e em suspensão.....	92
Tabela 5.8 Dados da velocidade de respiração celular dos testes de bancada.....	99
Tabela 5.9 Dados da velocidade de respiração celular e as concentrações de NH ₄ -N e DQO dos testes “on-line”.....	99
Tabela 5.10 Valores dos <i>kLa</i> no reator.....	100
Tabela 5.11 Resultados da análise do FISH, com coletas nos ciclos 9B e 13B.....	109
Tabela 5.12 Dados da velocidade de respiração celular dos testes de bancada.....	118

Tabela 5.13 Dados da velocidade de respiração celular e as concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$ e DQO dos testes “on-line”.....	118
Tabela 5.14 Resultados obtidos de remoção e redução de nitrogênio e carbono, durante as etapas A e B.....	119
Tabela 5.15 Comparação das concentrações médias da DQO_T , NTK, amônio e DBO entre as etapas A e C.....	123
Tabela 5.16 Valores das proteínas aderidas e em suspensão.....	129
Tabela 5.17 Comparação da remoção de nitrogênio e eficiências de nitrificação, das etapas D e E.....	135
Tabela 5.18 Valores das proteínas aderidas e em suspensão.....	136
Tabela 5.19 Dados da velocidade de respiração celular dos testes de bancada.....	138
Tabela 5.20 Dados da velocidade de respiração celular e as concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$ e DQO dos testes “on-line”.....	139
Tabela 5.21 Valores do kLa no reator.....	139
Tabela 5.22 Concentração média dos SST no esgoto afluente, mistura, efluente e decantação, durante as etapas F, G, H e I.....	141
Tabela 5.23 Eficiência de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio em cada ciclo.....	145
Tabela 5.24 Resultado da análise do FISH para o ciclo 2H.....	147
Tabela 5.25 Dados da velocidade de respiração celular dos testes de bancada.....	149
Tabela 5.26 Dados da velocidade de respiração celular dos testes “on-line”.....	150
Tabela 5.27 Valores do kLa obtidos durante o experimento	151
Tabela 5.28 Resultados da ANOVA para redução percentual.....	152
Tabela 5.29 Resultados da ANOVA para redução percentual.média.....	153
Tabela 5.30 Resultados do teste de TUKEY da eficiência de remoção de DQO.....	153
Tabela 5.31 Estatística descritiva das eficiências de redução nas etapas F,G,H e I.....	154

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

ANAMMOX	<i>Anaerobic Ammonium Oxidation Process</i>
BOA	Bactéria Oxidadora de Amônio
BON	Bactéria Oxidadora de Nitrito
CASAN	Companhia Catarinense de Água e Saneamento
CaCO ₃	Carbonato de Cálcio
C/N	Relação carbono/nitrogênio
<i>C</i>	Concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido
<i>C_S</i>	Concentração de oxigênio dissolvido na saturação
CNA	Concentração de NH ₄ -N afluente
CNR	Concentração de NH ₄ -N no volume estacionário
CETESB	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CONAMA	Conselho Nacional de Meio Ambiente
CO ₂	Dióxido de Carbono
COV	Carga Orgânica Volumétrica
<i>d</i>	Densidade
DBO ₅	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
DQO _T	Demanda Química de Oxigênio Total
DQO _S	Demanda Química de Oxigênio Solúvel
DQO/N	Relação Demanda Química de Oxigênio e Nitrogênio
<i>E</i>	Eficiência de remoção (%)
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
FISH	<i>Fluorescent In Situ Hybridisation</i>
F _E	Fase de Enchimento
F _A	Fase de Reação/Aeração
F _S	Fase de Sedimentação

F_{RE}	Fase de Retirada
F_R	Fase de Repouso ou ajustes
kLa	Coefficiente global de transferência de massa
LABEFLU	Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LIMA	Laboratório Integrado de Meio Ambiente
\ln	Logaritmo neperiano
MBBR	<i>Moving Bed Biofilm Reactor</i>
MEV	Microscopia Eletrônica de Varredura
MNT	Massa de NH_4-N total do reator
MO	Microscopia Ótica
n	Número de ciclos por dia
N	Nitrogênio
NH_3	Amônia livre
NH_4-N	Íon Amônio ou Nitrogênio Amoniacal expresso como nitrogênio
NO_2-N	Nitrito expresso como nitrogênio
NO_3-N	Nitrato expresso como nitrogênio
$[N_{Total}]_0$	Concentração e nitrogênio na forma de amônio, nitrito no início da fase aeróbia
$[N_{Total}]_1$	Concentração e nitrogênio na forma de amônio, nitrito e nitrato no efluente ou final da fase anóxica
$[NH_4-N]_0$	Concentração de amônio no esgoto bruto ou enchimento
$[NH_4-N]_e$	Concentração de amônio no esgoto efluente
$[NO_X]_M$	Concentração de nitrito e nitrato na mistura
$[NO_X]_1$	Concentração de nitrogênio na forma de amônia, nitrito e nitrato no efluente ou final da fase anóxica
NTK	Nitrogênio Total Kjeldhal
N_2	Gás Nitrogênio
N_2O	Óxido nitroso
NO	Óxido nítrico

OD	Oxigênio Dissolvido
ORP	Potencial de óxi-redução
OSBG	<i>Optimized Support Biological Growth</i>
pH	Potencial Hidrogeniônico
PHB	Poli-hidroxi-butiratos
PN	Proteínas
P _T	Fósforo Total
PET	Polietileno Terftalo
PVC	Policloreto de Vinila
Q	Velocidade de fluxo volumétrico
QO ₂	Velocidade específica de respiração
QO ₂ X	Velocidade de respiração celular
RLFBS	Reator de Leito Fluidizado por Batelada Seqüencial
RBBS	Reator de Biofilme por Batelada Seqüencial
SBR	<i>Seqüencing Batch Reactor</i>
SHARON	<i>Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over</i>
SST	Sólidos Suspensos Totais
S _O	Concentração de entrada no reator
S _S	Concentração de saída no reator
t	Tempo
T	Temperatura
T _C	Tempo total de ciclo
T _E	Tempo da fase de enchimento
T _A	Tempo da fase de reação/aeração
T _S	Tempo da fase de sedimentação
T _{RE}	Tempo da fase de retirada
T _R	Tempo da fase de repouso
T _P	Tempo da fase de processo

T_T	Tempo da fase de trabalho
T_M	Tempo da fase de mistura
T_{DN}	Tempo da fase anóxica (desnitrificação)
T_{AN}	Tempo da fase de anaeróbia
TRH	Tempo de Retenção Hidráulico
UFSC	Universidade Federal de Santa Catarina
U_G	Velocidade superficial do gás
U_L	Velocidade superficial do líquido
V_T	Volume total
V_O	Volume estacionário
V_E	Volume de enchimento
Vol máx.	Volume máximo
τ	Desvio-padrão
ϕ	Diâmetro
θh	Tempo de retenção hidráulico nominal

RESUMO

No presente trabalho foi utilizado um reator de leito fluidizado por bateladas seqüenciais (RLFBS), com o objetivo de estudar o tratamento biológico de efluentes urbanos, na remoção de carbono e nitrogênio. O reator piloto foi construído em coluna de acrílico com volume total de 132,8 L. O material suporte utilizado foi o PVC reciclado, com densidade de 1329 kg/m³ e diâmetro médio de 4,02mm. Foram realizadas estratégias operacionais, desenvolvidas de outubro de 2004 a junho de 2006, com a finalidade conhecer o processo e verificar o desempenho do reator piloto frente à diferentes situações. As estratégias operacionais diferenciaram-se entre si por apresentarem: tempos total de ciclo de 24h e 12h, períodos com e sem decantação e ainda, estratégias com aumento gradativo da carga orgânica (DQO) e amônio. As cargas orgânicas variaram de 0,11 a 0,37 kgDQO/m³.d e a de amônio de 0,011 a 0,033 kgNH₄-N/m³.d. O tempo de retenção hidráulica foi de 2,89 d e 1,44 d. O monitoramento do reator foi realizado através de análises físico-químicas, observações da diversidade biológica pela microscopia ótica, identificação das espécies de bactérias nitrificantes através de análise FISH, testes respirométricos para determinação da velocidade específica de respiração celular e o monitoramento do biofilme pela microscopia eletrônica de varredura. Os resultados mostraram que durante os ciclos de 24h, incluindo aqueles com aumento de carga e períodos com ou sem decantação, o RLFBS foi capaz de promover com eficiência a remoção da matéria orgânica e nitrogenada. Manteve um biofilme estável com formação de uma população heterogênea, composta por bactérias autótrofas e heterótrofas. O amônio foi totalmente oxidado, com completa nitrificação até os 720min. As eficiências médias de nitrificação variaram de 93% a 96%, a desnitrificação de 67% a 100% e a remoção da DQO de 84% a 93%. Por outro lado, os ciclos de 12 h apresentaram uma certa instabilidade, desfavorecendo o processo de nitrificação. A biomassa autotrófica não se manteve aderida à superfície do biofilme, ocorrendo à lavagem de células, que foi minimizada com a etapa de decantação. As eficiências médias de remoção de DQO variaram entre 81% e 91% e a desnitrificação entre 92,4% e 100%. A maior eficiência média obtida na nitrificação foi de 73%. À velocidade de consumo de oxigênio foi medida e interpretada pela respirometria “on-line”. Os resultados mostraram que a velocidade específica de respiração (QO_2) sofreu variações ao longo das estratégias, tendendo a ser maior nos ensaios com cargas mais elevadas de NH₄-N e DQO, em virtude da maior disponibilidade de nutrientes no meio líquido. O valor médio do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (kLa) obtido foi de 9,96 h⁻¹. A respirometria forneceu um método de resposta rápida na degradabilidade do substrato.

PALAVRAS-CHAVES: biofilme, desnitrificação, esgoto urbano, leito fluidizado por bateladas seqüenciais, nitrificação, remoção de carbono.

ABSTRACT

A sequencing batch fluidized-bed reactor (SBFBR) has been used in order to study the municipal wastewater biological treatment efficiency on the removal of carbon and nitrogen. The pilot reactor consists of an acrylic column with a total capacity of 132.8L. The utilized support material was the recycled PVC, with a 1329kg/m^3 density and an average diameter of 4.02mm. Operational strategies were performed, from October 2004 till June 2006, aiming the comprehension of the process functioning and the verification of the pilot reactor performance in view of different situations. The operational strategies differ among each other due to total cycling of 24 and 12hours, periods with and without settling stages and also, strategies with a stepwise increase in the organic load (COD) and ammonium concentrations. The organic load varies from 0.11 to $0.37\text{kgCOD/m}^3\cdot\text{d}$ and the ammonium from 0.01 to $0.033\text{ kgNH}_4\text{-N/m}^3\cdot\text{d}$. The hydraulic retention times were 2.89 and 1.44d. The reactor monitoring process was carried out through physico-chemical analysis; biological diversity observation via optical microscopy; identification of nitrifying bacteria species, via FISH analysis; respirometric tests for the determination of the specific cellular respiratory rate; and the biofilm monitoring via scanning electronic microscopy. The results showed that along the 24 hours cycles, including those with a load increase and periods with and without the settling step, the SBFBR was able to efficiently promote the organic and nitrogen matter removal. The biofilm stability was maintained and the formation of a heterogeneous population, composed by autotrophic and heterotrophic bacteria, could be observed. The ammonium was totally oxidized, with a complete nitrification within 720 min. The average nitrification efficiency was around 93% and 96%, the denitrification around 67% and 100% and the COD removal around 84% and 93%. On the other side, the 12 hours cycles presented certain instability, disadvantageous for the nitrification process. The autotrophic biomass did not kept fixed to the biofilm media, due to the cellular wash-out, which could be minimized with the settling stage. The average efficiencies of COD removal were around 81% and 91% and the denitrification around 92.4% and 100%. The higher average nitrification efficiency obtained was 73%. The oxygen consumption rate was measured and interpreted through the online respirometry. The results show that the specific respiratory rate (QO_2) suffered changes along the performed strategies, being greater in the tests performed with higher $\text{NH}_4\text{-N}$ and COD loads, due to the higher nutrient availability in solution. The average volumetric coefficient of oxygen transfer (kLa) value obtained was 9.96h^{-1} . The respirometry was a good indicator of the biological activity and provided a quick response concerning the substrate degradability.

Keywords: biofilm, denitrification, municipal wastewater, sequencing batch fluidized bed reactor, nitrification, carbon removal.

1 INTRODUÇÃO

Há muito tempo ouve-se falar que a água é um bem finito, sendo considerada um dos recursos ambientais mais preciosos e escassos da humanidade. A sua disponibilidade é, portanto, um dos fatores mais importantes dos nossos tempos.

O Brasil é um país privilegiado neste aspecto, em seu território se localizam as mais extensas bacias hidrográficas e detém 8% de toda a água doce do planeta, apesar disto, não está livre do racionamento de água. Isto se deve, principalmente, à distribuição irregular dos recursos hídricos no território nacional e, sem dúvida, a acelerada degradação dos corpos d'água.

A industrialização associada ao rápido crescimento demográfico urbano tem gerado resíduos sólidos e/ou líquidos, contribuindo para o crescente nível de poluição ambiental. A maioria dos mananciais está sendo poluída e deteriorada, devido à falta de controle, seja pela falta de investimentos em coleta de tratamento e disposição final de esgotos e também pela disposição inadequada dos resíduos sólidos.

As preocupações com a preservação de mananciais de água e com o cumprimento dos padrões de lançamento, presentes na Legislação Ambiental vêm crescendo no mundo inteiro e pesquisas vêm surgindo no desenvolvimento de novas tecnologias de sistemas de tratamento, buscando atingir o compromisso na qualidade do efluente produzido. Além disso, visam à aplicação de cargas orgânicas mais elevadas, redução das áreas necessárias à implantação do tratamento, bem como, menor produção de lodo excedente e menores custos de implantação.

Novos processos de tratamento biológico têm sido utilizados para melhorar o desempenho de Estações de Tratamento de Esgotos (ETE) e a integração de reatores com biomassa fixa tem proporcionado bons resultados. Estes reatores além de eliminar a poluição carbonácea, removem nutrientes, como o fósforo e o nitrogênio, e ainda, são instalações mais compactas, passíveis de inserção em ambiente urbano com impactos relativamente baixos e, sobretudo, altamente resistentes a choques de cargas, de temperatura e toxicidade (GONÇALVES et al., 2001).

Dentro desta concepção, os reatores de biomassa fixa com leito móvel, tais como reatores de leito fluidizado e leito turbulento são uma possibilidade para o tratamento

de águas residuárias. Nestes reatores, os microrganismos são imobilizados em pequenos suportes, formando biofilmes, que favorecem uma maior área superficial por unidade de volume, resultando em elevada retenção da biomassa em seu interior e pequena produção de lodo excedente.

Os reatores em bateladas seqüenciais (RBS) realizam a remoção da matéria carbonácea e de nutrientes em um único ciclo de operação (ARTAN & ORHON, 2005). Cada ciclo consiste em diferentes fases: enchimento, reação anaeróbia/anóxica, reação aeróbia, clarificação, retirada do efluente e repouso. Diferentes processos podem ocorrer durante as fases, dependendo do objetivo de tratamento que se deseja, podendo a duração de cada fase ser rapidamente ajustada.

A utilização da tecnologia de reatores com biofilmes operados em bateladas seqüenciais (RBBS) é uma alternativa bastante promissora. Combinam as vantagens da tecnologia dos reatores em bateladas seqüenciais (RBS) com reatores de biomassa fixa, visando à possibilidade de tratamento de cargas elevadas em menor tempo e espaço, remoção da matéria carbonácea e de nutrientes presentes nos despejos em uma única unidade operacional, compacta e robusta.

Justificativa

O lançamento indevido de águas residuárias em corpos hídricos pode resultar na acumulação de compostos nitrogenados (na forma de amônio, nitritos e nitratos), que juntos com os componentes fosforados representam os nutrientes mais importantes das águas superficiais, podendo causar inconveniências que vão desde o consumo de oxigênio até o aumento da fertilidade das águas, propiciando proliferação de algas e eutrofização. A eutrofização representa um dos problemas mais sérios em relação à poluição das águas, causando uma deteriorização na aparência das águas límpidas, problemas de odores e baixo nível de oxigênio dissolvido.

Os processos químicos e biológicos de tratamento de efluentes podem alterar a forma pelo qual o nitrogênio se apresenta, o que poderia diminuir um ou mais inconvenientes. A transformação dos compostos amoniacais em nitritos e nitratos, embora elimine efeitos tóxicos da amônia, bem como sua avidéz pelo oxigênio, não

reduz o potencial de eutrofização do efluente. A necessidade de remoção total ou parcial dos componentes nitrogenados ou sua transformação em outros compostos depende das condições do corpo receptor. Caso se pretenda apenas reduzir a demanda de oxigênio, a toxicidade ou demanda de cloro resultante da presença de compostos amoniacais seria suficiente para promover a transformação desses compostos em nitritos e nitratos. Por outro lado, caso se deseje impedir a eutrofização dos corpos de água, a necessidade de compatibilização com os padrões de lançamentos pode exigir a remoção de todos os componentes de nitrogênio (MANCUSO e SANTOS, 2003).

A Legislação Ambiental do Estado de Santa Catarina, através do Decreto nº 14.250 de 5 de junho de 1981, Artigo 19, fixa o limite de nitrogênio total em 10 mgN/L e para fósforo total de 1 mgP/L para lançamento de efluentes, em lagos, lagoas, lagunas e estuários. A Resolução do CONAMA nº 357 de 2005, estabelece padrões de lançamento para amônio total, que deve ser inferior a 20 mgNH₄/L.

Para atender a Legislação Ambiental e a resolução do CONAMA, se faz necessário o desenvolvimento de novas tecnologias, utilizando processos de tratamento biológico.

O avanço tecnológico viabilizou a operação de reatores em bateladas com a utilização mínima de mão-de-obra e de energia. A utilização dos reatores em bateladas sequenciais foi retomada nos anos 80 em função do desenvolvimento tecnológico da eletromecânica (ARTAN et al., 2001) e a facilidade de automação da operação e monitoramento dos RBS tem contribuído para o aumento da estabilidade operacional, economia de energia e a redução de gastos com mão-de-obra. Além disso, o RBS tem como atrativo a capacidade de realizar a remoção da matéria orgânica e nutriente em um único reator (SANTOS et al., 2003).

Seguindo esta temática, a Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) através do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental e o Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental (PPGEA), tem estimulado o estudo, a pesquisa e o desenvolvimento da ciência e tecnologia direcionadas para enfrentamento desta questão. Dissertações de mestrado e teses de doutorado têm apresentado contribuição significativa para o avanço do conhecimento no tratamento de efluentes, utilizando

reatores de leito fluidizado (WOLFF, 1995; BARTHEL, 1998; SALES, 1999; GRANDO-ALVES, 2001; CAMPOS, 2001; MARTINS, 2003) e reatores híbridos (WOLFF, 2005). Pesquisas em reator de leito fluidizado por bateladas sequenciais (RLFBS) foram desenvolvidas por BARBOSA (2003), obtendo bons resultados em termos de remoção carbonácea e fósforo total, necessitando a otimização operacional dos ciclos para promover o processo de nitrificação e desnitrificação. Na seqüência, BORTOLOTTI (2004) investigou o processo de remoção carbonácea e a nitrificação em RLFBS, variando o material suporte e a carga orgânica volumétrica aplicada. Obteve bons resultados, utilizando o PVC como material suporte, com eficiência média de remoção de DQO 86% e de 99% na conversão do amônio a nitrito e nitrato.

Esses trabalhos mostraram que o RLFBS é uma alternativa bastante interessante no tratamento de águas residuárias urbanas, pois além da eficiência de tratamento este tipo de reator não necessita de retrolavagens. Além disso, é um processo inovador, com estudos em fase inicial. O desenvolvimento dos estudos desta tecnologia é de fundamental importância na busca da otimização do processo e, posteriormente, no seu desenvolvimento em escala real.

Esta tese tem por finalidade aprofundar os estudos em reator de leito fluidizado por bateladas sequenciais (RLFBS), de modo a responder ao seguinte problema de pesquisa: *“O RLFBS é capaz de reduzir a matéria orgânica carbonácea e os compostos nitrogenados, mantendo a estabilidade do processo?”*

2 OBJETIVOS E HIPÓTESES FORMULADAS

2.1 Objetivo Geral

Este trabalho teve como objetivo verificar a capacidade do reator de leito fluidizado por bateladas seqüenciais (RLFBS) em reduzir a matéria orgânica carbonácea e os compostos nitrogenados de efluente urbano, mantendo a estabilidade do processo.

2.2 Objetivos Específicos

- Comparar as diferentes etapas operacionais, com a finalidade de otimizar os processos de nitrificação e desnitrificação no reator, bem como, verificar o seu desempenho quanto à remoção da matéria orgânica (DQO).
- Avaliar os processos de nitrificação, desnitrificação e degradação carbonácea adicionando uma fonte extra de carbono e de amônia.
- Acompanhar o desenvolvimento do biofilme, no material suporte utilizado, para os diferentes ciclos operacionais.
- Caracterizar a atividade nitrificante, utilizando a técnica de respirometria, ou seja, medição da velocidade de respiração celular, durante as etapas propostas.

2.3 Hipóteses Formuladas

A pesquisa foi conduzida pelas seguintes hipóteses:

1^a. A estratégia formulada, com fase anóxica antecedida da fase aeróbia, evitaria a necessidade de colocação de uma fonte de carbono.

2^a. Após o enchimento do reator, a fase anóxica levaria à completa desnitrificação do nitrato remanescente do ciclo anterior e a fase aeróbia seria proposta para que ocorresse a nitrificação e, possível, alguma desnitrificação.

3^a. No reator proposto, a biomassa se manteria aderida ao material suporte, possibilitando que as bactérias com velocidades de crescimento lento, como as nitrificantes, se desenvolvessem e formassem uma população ativa capaz de nitrificar a amônia afluente.

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1 Processos Biológicos de Tratamento

Os processos biológicos de tratamento são aqueles que dependem da ação de microrganismos para oxidar constituintes biodegradáveis particulados e dissolvidos em produtos, capturam e incorporam sólidos coloidais não sedimentáveis e suspensos para o interior dos flocos biológicos ou biofilmes, transformando ou removendo nutrientes, tais como nitrogênio e fósforo (METCALF & EDDY, 2003). Estes processos ocorrem através de respiração ou de fermentação, nos quais substâncias complexas se transformam em compostos simples, tais como: sais minerais, gás carbônico, metano e outros.

Os processos biológicos são classificados em aeróbios e anaeróbios e podem ser divididos em dois grandes grupos, dependendo da localização da biomassa dentro do reator. Podem ser com biomassa em suspensão ou biomassa fixa.

3.1.1 Reatores com biomassa em suspensão

Dos reatores com biomassa em suspensão, os reatores em bateladas seqüenciais (na terminologia inglesa conhecido como “SBR”- Sequencing Batch Reactor), ou simplesmente reatores em bateladas, são utilizados desde o início dos anos 70, no tratamento biológico de águas residuárias (IRVINE et al., 1979). Embora a utilização dos reatores com operação intermitente (batelada) tenha se dado há décadas, foi a partir do início dos anos 80 que essa tecnologia tornou-se mais difundida e aplicada ao tratamento de uma diversidade de efluentes líquidos, incluindo tratamento de componentes tóxicos e inibidores existentes em águas residuárias e industriais (YOONG e LANT, 2001). Isso se deve, parcialmente, ao melhor conhecimento do sistema, ao desenvolvimento de uma instrumentação mais robusta e à utilização de controles com microprocessadores.

Estes reatores constituem-se num sistema de mistura completa, no qual todos os processos podem ser realizados em seqüência em um único reator, tanto para oxidação da matéria carbonácea, remoção de nutrientes e na separação sólido-líquido, através da sedimentação.

O RBS envolve operações cíclicas e cada ciclo incorpora um padrão igual de sucessivas fases. Possuem cinco passos comuns, mantidos na seqüência; enchimento, reação (aeração), sedimentação, clarificação, retirada e repouso (opcional).

De acordo com Metcalf & Eddy (2003), a porcentagem de volume máximo (vol.máx.) e tempo de ciclo (Tc) para cada fase pode ser conforme representada na Figura 3.1.

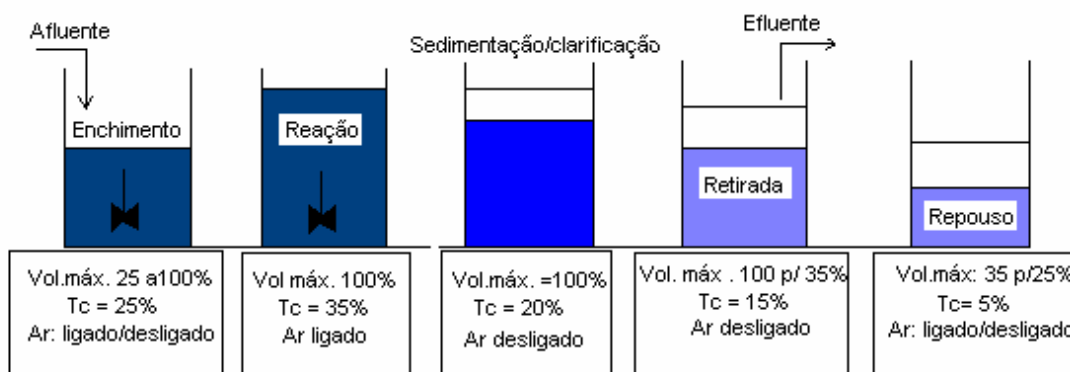


Figura 3.1 – Etapas básicas de um RBS
Fonte: adaptado de METCALF & EDDY (2003)

Cada fase pode ser descrita da seguinte maneira:

- **Fase de enchimento (F_E):** Durante a operação de enchimento, o substrato (água residuária bruta ou efluente primário) é adicionado ao reator e o nível líquido se eleva de 75% da capacidade (do fim do período de repouso) para 100% (METCALF & EDDY, 2003). Dependendo da finalidade do processo, o reator pode ser agitado (mistura mecânica) e/ou aerado, dando início a continuação das condições anóxicas ou anaeróbias para o processo de desnitrificação com crescimento das bactérias de remoção do fósforo, e/ou promover a remoção da DBO e nitrificação (SURAMPALLI et al., 1997).

- **Fase de reação/aeração (F_A):** Durante o período de reação, os aeradores estão ligados durante todo o tempo. A biomassa consome o substrato sob condições ambientais controladas, ocorrendo a remoção da DBO e a nitrificação.
- **Fase de sedimentação/clarificação (F_S):** Durante esta fase, a agitação e/ou aeração é desligada. Os sólidos em suspensão sedimentam no interior do reator, resultando em um sobrenadante clarificado que pode ser descartado com o efluente.
- **Fase de retirada (F_{Re}):** O efluente clarificado (tratado) é removido durante esta fase.
- **Fase de repouso ou ajustes (F_R):** Esta fase não é sempre necessária e em alguns casos pode ser omitida. É usada para ajustar o tempo entre o fim de um ciclo e o início de outro, podendo ocorrer a remoção da biomassa em excesso.

O reator poderá encher e trabalhar apenas uma vez ou várias vezes ao longo de um dia, tantas vezes como o número “n” de ciclos de operação. Geralmente, os reatores em batelada operam de duas a quatro vezes ao dia. O número de ciclos ocorrendo em um reator é a razão entre 24 horas do dia e o tempo de um ciclo: $n=24/T_C$ (JORDÃO & PESSOA, 2005).

Segundo Artan e Orhon (2005), o tempo total de um ciclo é o somatório do tempo total das fases:

$$T_C = T_E + T_A + T_S + T_{Re} + T_R \quad (\text{eq 3.1})$$

Em que:

T_C = tempo total do ciclo

T_E = tempo da fase de enchimento

T_A = tempo da fase de reação (aeração)

T_S = tempo da fase de sedimentação

T_{Re} = tempo da fase de retirada

T_R = tempo da fase de repouso

O processo biológico somente acontece durante o tempo da fase de processo (T_P), que corresponde à soma dos tempos das fases de enchimento e de reação (aeração).

$$T_P = T_E + T_A \quad (\text{eq 3.2})$$

Pode-se chamar o tempo das fases que se seguem a de enchimento (T_E), como tempos das fases de trabalho.

$$T_T = T_A + T_S + T_{Re} + T_R \quad (\text{eq 3.3})$$

Na remoção de nutrientes a fase de processo, que é o período ativo biologicamente, inclui a fase aerada (T_A) e a fase de mistura (T_M). Dependendo da presença ou ausência de nitrato no líquido da mistura, o período de mistura pode ser anóxico (T_{DN}) ou anaeróbio (T_{AN}).

$$T_P = T_M + T_A = (T_{DN} \text{ ou } T_{AN}) + T_A \quad (\text{eq 3.4})$$

A Figura 3.2 é uma representação esquemática dos componentes relevantes de uma operação cíclica em um RBS.

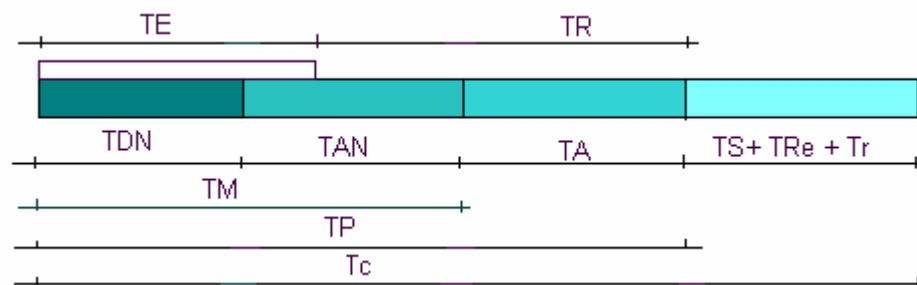


Figura 3.2-Diferentes fases de um ciclo em um RBS

Fonte: adaptado de ARTAN et al., 2001.

O volume total do reator (V_T) é composto por duas frações independentes controláveis, denominadas como volume estacionário (V_O), que basicamente mantém o lodo sedimentado, e o volume de enchimento (V_E), ou seja, volume de água residuária que é alimentado em cada ciclo, conforme demonstrado na Figura 3.3.

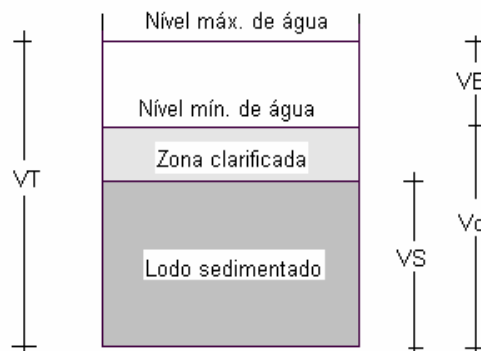


Figura 3.3 - Esquema representacional dos volumes em um RBS.

Fonte: adaptado de ARTAN e ORHON, 2005.

O volume de enchimento é calculado pela equação (3.5):

$$V_E = Q/n \quad (\text{eq 3.5})$$

Em que:

Q = vazão (m³/dia)

n = número de ciclos por dia

O tempo de retenção hidráulica nominal (θ_h) é usualmente definido em um RBS, similar ao sistema de lodos ativados de fluxo contínuo, V_T/Q e pode ser expresso como uma função de T_C , usando a equação (3.6):

$$\theta_h = V_T/Q = (V_O + V_E)/(NV_E) = [1 + V_O/V_E] T_C \quad (\text{eq 3.6})$$

A tecnologia do RBS oferece maior flexibilidade operacional em termos da duração das fases (FDZ-POLANCO et al., 2001) e, oferece ainda, a possibilidade de modificação do ciclo durante a operação (ANDREOTOLLA et al., 2002). Por causa desta flexibilidade operacional, é muito simples aumentar a eficiência do tratamento, em vez de adicionar ou remover outros reatores como nos sistemas de fluxo contínuo (KATSOGIANNIS et al., 2002), que acarretaria em um aumento de custos totais dos equipamentos. Para Katsogiannis et al., (2002) o tempo de duração de cada etapa do ciclo tem considerável influência no desempenho do reator, sendo considerada a variável mais importante de dimensionamento.

Diferentes processos podem ocorrer durante as fases, dependendo do objetivo de tratamento que se deseja, e a duração de cada fase pode ser rapidamente ajustada para que se alcance a eficiência do processo. A remoção de nutrientes, por exemplo, pode ser completa com relativa facilidade, quando são criadas condições apropriadas à nitrificação, desnitrificação e remoção biológica de fósforo, através da alteração temporal dos períodos anóxicos e aeróbios (ARTAN E ORHON, 2005).

As principais vantagens em um sistema RBS são:

- Economia de energia, por permitir o controle sobre os períodos dos ciclos e da aeração em função da entrada de cargas orgânicas (KAMIYAMA e TSUTIYA, 1992);
- Possibilitar a modificação dos ciclos durante a operação (ANDREOTOLLA et al., 2002);
- Realizar a remoção biológica de fósforo, do nitrogênio e da matéria orgânica, absorvendo melhor a variação de vazões e de cargas orgânicas (HOFFMANN et al., 2004);
- Incorporar etapas de desnitrificação, recuperando parcialmente a energia consumida, além de remover o nitrogênio do esgoto (KAMIYAMA, 1991);
- O processo em batelada é normalmente composto por tanque único ou tanques múltiplos, podendo ser de diversos formatos, desde que permitam uma boa mistura (KAMIYAMA, 1991).
- Requer menor área para implantação do sistema (ANDREOTOLLA et al., 2002).

Uma desvantagem é que grande parte do carbono é removido na fase aeróbia e, conseqüentemente, é necessária a adição de fonte de carbono externa (usualmente metano) para a desnitrificação.

Alguns pesquisadores estudaram várias estratégias com o RBS, para o processo de remoção biológica de nutrientes como, o nitrogênio e o fósforo (SURAMPALLI et al., 1997; MORGENROTH and WILDERER, 1998; CYBIS et al., 2000; ARTHAN et al., 2001; ORHON et al., 2002; HOFFMANN et al., 2004).

Para Orhon et al. (2002), a remoção de nutrientes pelo fornecimento de um período pós-anóxico para a desnitrificação após aeração, é uma estratégia óbvia. Sob estas

condições, a velocidade de desnitrificação é controlada pela atividade da respiração endógena do liquor misturado. Se a concentração de nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) é baixa, esta fase pós-anóxica não é necessária. Neste caso, a quantidade de nitrato ($\text{NO}_3\text{-N}$) pode ser removida no período pré-anóxico da mistura, durante a fase de enchimento com o carbono orgânico afluente, conduzindo assim a reação de desnitrificação. Um aspecto importante citado por este autor, é que a razão V_E/V_T , determinaria o possível nível de remoção do nitrogênio usando o método de tratamento pré-anóxico, sendo que a razão V_E/V_T menor indicaria maior remoção de nitrogênio, assumindo que todo o nitrogênio oxidado é reduzido antes da aeração.

Para a remoção biológica de fósforo, uma condição fundamental é a existência de estágios anaeróbios /aeróbios. Porém, se a nitrificação estiver ocorrendo, se faz necessário que ocorra a desnitrificação antes da remoção biológica do fósforo. Se isto não ocorrer e nitrito ou nitrato estiverem presentes, o sistema é anóxico antes de ser aeróbio (SURAMPALLI et al., 1997).

Várias estratégias podem ser apresentadas para um sistema RBS. A Tabela 3.1 apresenta um ciclo típico de remoção biológica de nutrientes, para um tempo de ciclo de 6 a 8 horas.

Tabela 3.1 - Ciclo típico do RBS para remoção biológica de nutrientes - **Fonte:** Surampalli et al. (1997), modificado por HOFFMANN et al. (2004).

PASSOS	FINALIDADES
-Enchimento não aerado	-Adição de água residuária no RBS, continuação das condições anóxicas para desnitrificar o nitrato existente no lodo, remoção da DBO_5 . Estímulo do crescimento de bactérias de remoção de fósforo. Tempo: 2h.
-Reação aerada	-Remoção de DBO aeróbia e nitrificação, assimilação do fósforo. $\text{OD} > 2 \text{ mg/L}$ - Tempo: 2 h.
-Sedimentação	-Permite que os sólidos suspensos sedimentem para produzir um sobrenadante clarificado, diminui a concentração de OD. Tempo: 40-65 min.
-Retirada	Remove o efluente do reator e mantém pelo menos 60% do volume do reator. Tempo: 1h
-Repouso	Permite fechar o tempo de ciclo e tirar o lodo em excesso.

Hoffmann et al., (2004), estudaram a remoção de nutrientes em um RBS com volume de 1.400L, utilizando esgoto sanitário pré-tratado em tanque séptico. Foram realizados três ciclos por dia, cada ciclo de 400L de esgoto sanitário pré-tratado. Para otimizar a desnitrificação, o enchimento por ciclos aconteceu na forma escalonada, em fases. Na primeira etapa dos ensaios, a primeira fase de enchimento recebeu um volume maior para assegurar inicialmente a desnitrificação, ou seja, a remoção do nitrato remanescente no lodo do ciclo anterior. A carga orgânica aplicada foi $< 0,1\text{kgDBO}_5/\text{kg SST.d}$. O esgoto tratado apresentou DQO entre 40 e 80 mg/L, SS < 15 mg/L, $\text{DBO}_5 < 10$ mg/L e $\text{NH}_4^+-\text{N} < 1,0$ mg/L. Na segunda etapa, com enchimentos de mesmo volume e mantida concentração de biomassa de 3100 a 3400mgSST/L, a eficiência da desnitrificação ficou entre 50% e 75%.

Katsogiannis et al., (2002) estudaram a remoção de nitrogênio via nitrito, usando um RBS com múltiplas fases aeróbia/anóxica, ajustando o tempo de ciclo, a fim de inibir a produção de nitrato. Foram realizados ciclos de 6h com períodos consecutivos anóxicos e aeróbios de 20 min e 60 min, respectivamente. Obtiveram uma eficiência de remoção de nitrogênio de $98\% \pm 1,6$ além de várias outras vantagens, tais como: redução de 40% da DQO durante a desnitrificação, taxa de desnitrificação de 63% mais elevada, redução de 25% da demanda de oxigênio para nitrificação parcial (oxidação do amônio a nitrogênio nitrito) comparada com a oxidação completa para nitrato.

Resultados experimentais obtidos por Murat et al., (2006), em reatores RBS tratando despejos de curtumes, confirmaram que a oxidação do nitrogênio efluente depende do controle de parâmetros operacionais do reator, como tempo do ciclo (T_c) e a razão V_0/V_E . Os resultados também indicaram que a nitrificação e a desnitrificação podem acontecer simultaneamente durante a fase de reação aeróbia, a qual resulta na remoção de nitrato do sistema, especialmente sob condições de aeração reduzida. O mecanismo de remoção simultânea (N/D) traz como vantagem a remoção adicional de NO_x-N de águas residuárias contendo elevadas concentrações de nitrogênio.

Outros monitoramentos foram utilizados com controle “on-line” em RBS, com a finalidade de permitir o desenvolvimento de técnicas e estratégias operacionais

capazes de otimizar o tratamento, em termos de eficiência e custos. Cybis e Pickbrenner (2000), por exemplo, comprovaram a importância de utilizar um sistema automatizado de monitoramento, para a observação de tratamento biológico.

Igualmente, Andreottola et al., (2002) utilizaram os parâmetros de controle do ORP (potencial oxi-redução) e OD para otimização do tratamento. O período não otimizado levou um tempo total de 12 horas e houve remoção da amônia de 99%; já nos ciclos otimizados, a duração do ciclo foi de 6h e a eficiência de remoção também foi de 99%.

3.1.2 Reatores com Biomassa Fixa (Biofilmes)

Reatores com biomassa fixa são aqueles que dispõem de um meio suporte para a fixação dos microrganismos em sua superfície, formando biofilmes, e desta maneira se mantêm dentro do reator. À medida que os microrganismos se desprendem do biofilme, eles crescem no ambiente líquido e, normalmente, tem um papel menor na remoção do substrato (RITTMANN and McCARTY, 2001).

O biofilme pode ser definido como uma estrutura complexa de células e produtos extracelulares, como polímeros, no qual forma-se espontaneamente grânulos densos ou crescem aderidos a uma superfície sólida estática ou ainda em uma superfície sólida suspensa (NICOLELLA et al., 2000a). Para Melo (2005), o biofilme é formado por uma matriz heterogênea de células e polímeros, randomicamente distribuídos ao longo de uma estrutura tri-dimensional, e abastecidos por canais que se estendem do interior à superfície. Em geral, a água contida no biofilme alcança cerca de 90 a 99% do total da sua massa úmida.

A composição do biofilme consiste de células bacterianas, polímeros extracelulares produzidos por bactérias, produtos de lise e hidrólise, matéria orgânica aderida e compostos inorgânicos. A composição determina propriedades importantes do biofilme, tais como: força de adesão, elasticidade, capacidade de adsorção, etc. (NIELSEN et al., 1997).

A matriz extracelular do biofilme é freqüentemente chamada de “biopolímeros” ou “polissacarídeos”, que representa 65% do material extracelular (HORAN e ECCLES,

1986 citados por ZHANG et al., 1997). Segundo Flemming & Wingender (2001), o percentual de polissacarídeos dos biofilmes está entre 40 e 95%, mas outras substâncias também estão presentes, tais como: proteínas (<1-60%), ácidos nucleicos (<1-10%) e lipídeos (1-40%). As proteínas variam de 30% (para culturas puras de *Escherichia coli*) e em média 50% (para várias culturas bacterianas) (Sperandio e Puchner, 1993 citados por LAZAROVA e MANEM, 1995).

A adesão microbiana é promovida pela ação de exopolímeros, que desempenham um papel importante no crescimento e formação do biofilme. Segundo TAVARES (1992), acredita-se que os polímeros extracelulares, em especial os exopolissacarídeos, atuam como agentes de cimentação para reforçar a ligação dos microrganismos à superfície sólida.

O mecanismo de formação do biofilme, a estrutura molecular que o constitui e as interações entre os microrganismos e o suporte, têm sido extensivamente estudados (KWOK et al., 1998; NICOLELLA et al., 1997; VAN LOOSDRECHT et al., 1995). O grande interesse em entender a formação de biofilmes, tanto no que diz respeito a sua utilização, como a sua distribuição, se deve ao fato de que, a biomassa, quando aderida, apresenta maior atividade, ou seja, apresenta maior velocidade de crescimento e de utilização do substrato, em relação à biomassa livre (COSTA, 1989). Portanto, o crescimento e formação do biofilme são importantes fatores para a operação de reatores com biomassa fixa.

No biofilme, os componentes necessários para o desenvolvimento bacteriano como matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes, são adsorvidos à sua superfície. Após aderência, são transportados pelo processo de difusão, inicialmente através do filme líquido, na interface líquido/biofilme e, em seguida, transportados por difusão através do próprio biofilme e metabolizados pelos microrganismos. Sólidos de natureza coloidal ou suspensa necessitam antes serem hidrolizados em moléculas menores (Figura 3.4). Os produtos finais, obtidos das reações de oxiredução são transportados no sentido inverso, ao exterior do biofilme. Tanto o substrato doador quanto o receptor

de elétrons devem penetrar o biofilme, para que a reação bioquímica se processe (GONÇALVES et al., 2001).

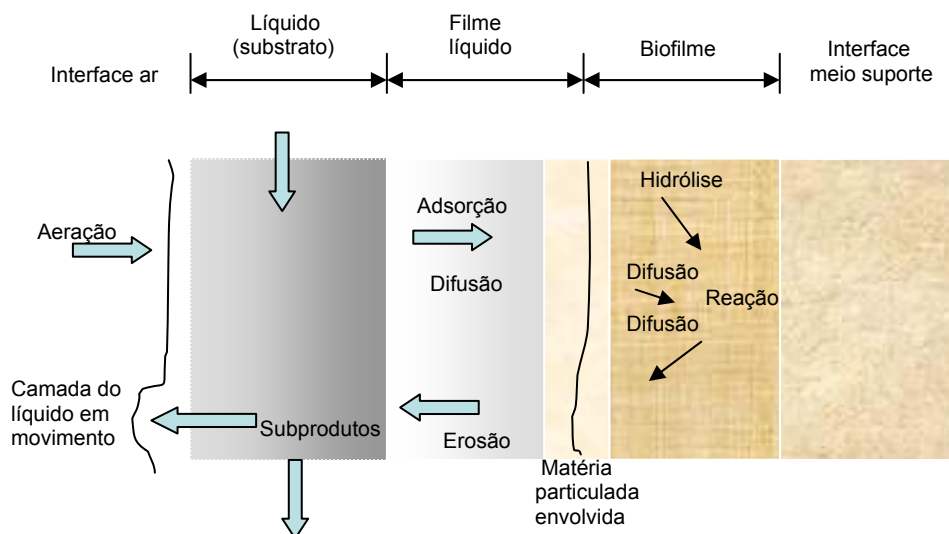


Figura 3.4- Mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes – **Fonte:** adaptado de GONÇALVES et al., 2001.

A profundidade da penetração do substrato depende da porosidade, da concentração do substrato, da velocidade de transferência de massa na interface líquido/ biofilme e da velocidade de reação dos microrganismos (NICOLELLA et al., 2000a).

Segundo Nguyen (1989) citado por MARTINS (2003), o crescimento microbiano em uma superfície inerte 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 3.5.

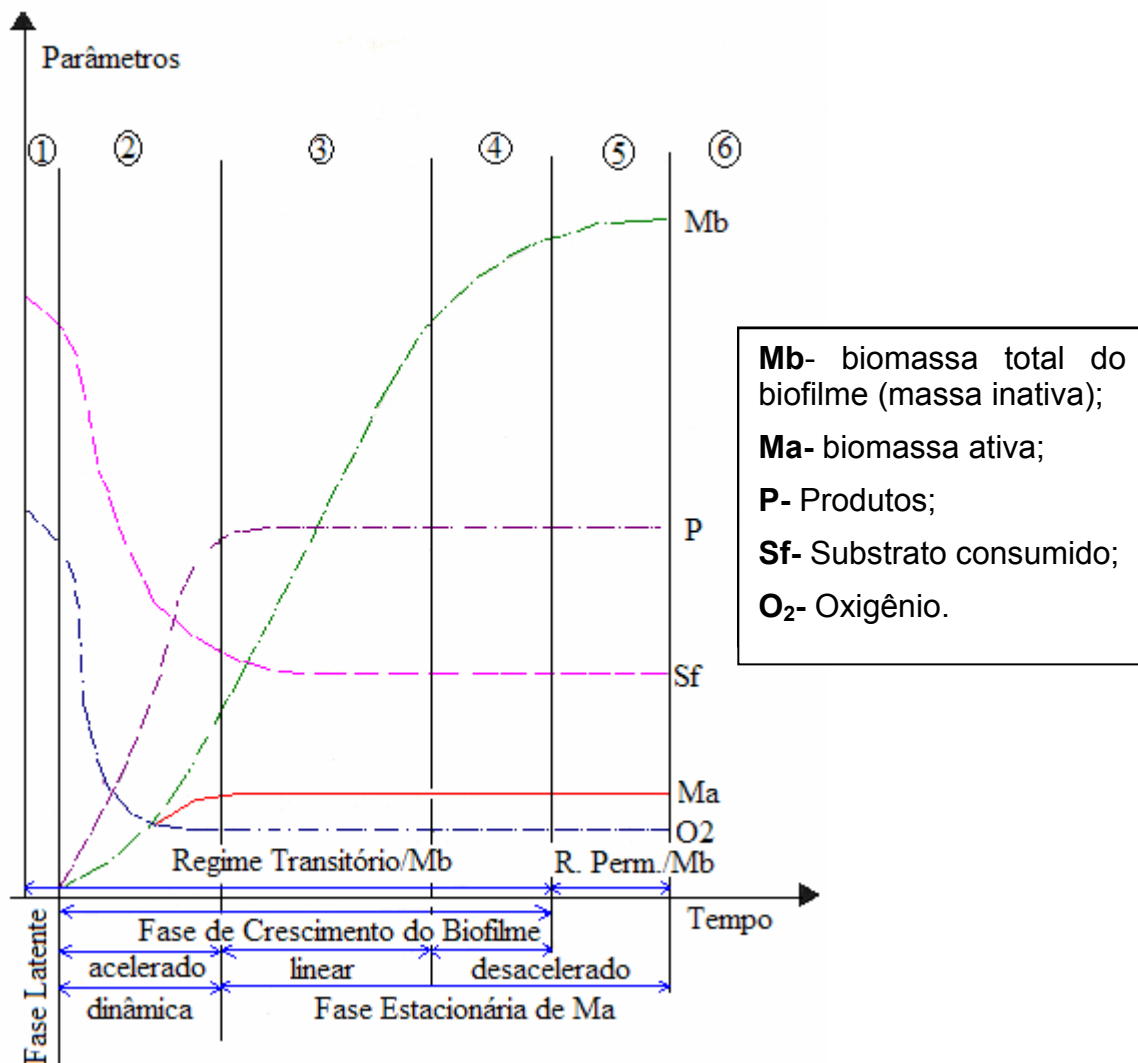


Figura 3.5- Fases de desenvolvimento do biofilme
 Fonte: adaptado de Nguyen (1989) apud MARTINS (2003)

A *fase de latência ou de ativação* (1) corresponde ao fenômeno de adsorção de 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 de Waals (etapa ativa). Ocorre a formação de pequenas colônias dispersas, situadas preferencialmente nas protuberâncias da superfície rugosa. É uma fase muito rápida, na qual os microrganismos aclimatam-se ao novo ambiente. É influenciada pela concentração do substrato de entrada e das propriedades da superfície do suporte.

A *fase exponencial ou de aceleração* (2) corresponde a uma verdadeira explosão do fenômeno, onde os microrganismos ativos, em suspensão, colonizarão o suporte à velocidade de crescimento máxima. Estas colônias se ampliam e se espalham por toda a superfície. Nesta fase, constata-se que as velocidades 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-o limitante, sendo necessário fornecer oxigênio através de uma fonte exterior e uma acumulação muito nítida de biomassa.

A *fase de acumulação linear* (3) do biofilme corresponde a uma velocidade constante de acumulação da biomassa sobre o suporte. No decorrer desta fase, a concentração do substrato de 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 inativa, pois a biomassa ativa deve atingir um valor constante e máximo. De acordo com Rittmann and McCarty (2001) o biofilme é formado por duas camadas: uma aeróbia e ativa, caracterizada por apresentar teores apreciáveis de oxigênio, e outra anaeróbia e inativa caracterizada pela ausência de oxigênio.

A *fase de estabilização* (4) 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 pouco 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 do oxigênio dissolvido.

A *fase estacionária* (5) é caracterizada por um equilíbrio ecológico entre os microrganismos na fronteira das duas zonas (aeróbia e anaeróbia). 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. Por essa razão é chamada fase estacionária. O desprendimento será igual a acumulação do biofilme, que se traduz por uma velocidade nula de crescimento do biofilme.

A *fase de desprendimento* (6) do biofilme é um fenômeno aleatório que depende do comportamento das bactérias fixas diretamente no suporte e da forte 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 ações de forças 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, e um aumento de sólidos em suspensão, além de um desequilíbrio das concentrações do substrato e da biomassa.

Estudos sobre o controle do biofilme desenvolvido em leito fluidizado trifásico aeróbio, realizados por Costa (1989), evidenciaram a existência de um regime permanente para a fase líquida e um regime “*pseudo-permanente*” para a biomassa fixa no interior do reator. Em paralelo, Nguyen (1989) mostrou que, sob o aspecto morfológico, o biofilme é composto por uma “*biomassa ativa*”, responsável pela degradação do substrato, e por uma “*biomassa inativa*” responsável pela acumulação de massa do biofilme sobre o suporte. Biofilmes espessos em geral são menos ativos que biofilmes finos e densos. Os resultados obtidos por Costa (1989) mostraram que a colonização do suporte aumenta com o aumento da carga aplicada e é influenciada pelos parâmetros físicos de funcionamento do reator, tais como velocidade de passagem do líquido e do ar. Estes, responsáveis pela abrasão e pelo cisalhamento da biomassa fixa, são os principais responsáveis pela manutenção de um biofilme fino e denso no interior do reator. Igualmente, os estudos realizados por Kwok et al., (1998) mostraram que a formação do biofilme é fortemente influenciada pelas condições hidrodinâmicas e pela carga orgânica aplicada aos reatores, alterando a espessura e massa específica do biofilme, conforme Figura 3.6. O cisalhamento que contribui para

a redução da espessura é função do número de partículas presentes, enquanto que um aumento da carga orgânica contribui para um aumento da espessura do biofilme. Desta forma, é necessário que se tenha condição equilibrada entre cisalhamento e carga orgânica. Segundo Van Loosdrecht et al., (1995), os fatores que influenciam o desprendimento são: nível de cisalhamento, velocidade de crescimento do biofilme e presença de protuberâncias. Os que influenciam o crescimento são: carga do substrato, produção de biomassa e densidade do biofilme. A produção da biomassa e a velocidade de crescimento, ambos dependem fortemente do tipo de microrganismos presentes no sistema.

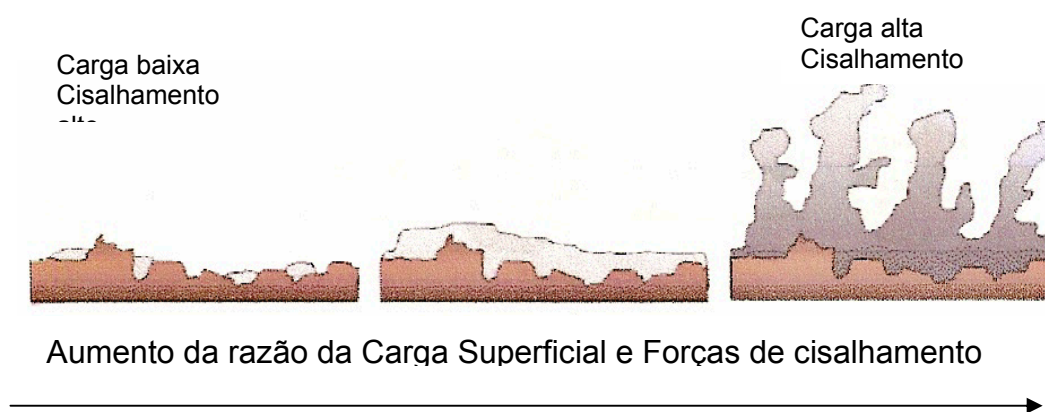


Figura 3.6- Representação da influência da carga do substrato e forças de cisalhamento no biofilme. **Fonte:** adaptado de VAN LOOSDRECHT et al., 1995.

Ramasamy & Zhang (2005) mostraram, utilizando reatores do tipo tambor rotativo, que o cisalhamento tem um grande efeito nas características físicas do biofilme. Um aumento no cisalhamento produz um biofilme menos poroso, mais denso, devido à maior erosão. As forças físicas de cisalhamento são responsáveis por perdas do biofilme e estimulam a produção de polissacarídeos e proteínas, porém uma vez estabelecido o regime “quase-permanente”, um aumento no cisalhamento não tem efeito na produção destes.

De acordo com Iwai e Kitao (1994) citados por VON SPERLING (1996), no processo de formação do biofilme ocorrem três estágios, cujas características são apresentadas na Tabela 3.2.

Tabela 3.2- Estágios da formação do biofilme. **Fonte:** Iwai e Kitao (1994) apud VON SPERLING (1996)

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

A espessura do biofilme afeta a remoção do substrato nos reatores. Segundo Hoehn e Ailiss (1993), em biofilmes finos (espessura entre 0,7 e 120 μm) a velocidade de degradação do substrato é determinada pela população microbiana presente. Se aumentar o número de microrganismos presentes nessas condições, a taxa de remoção também aumentará. Em um biofilme espesso, a difusão passa a ser fator limitante e não mais a velocidade de biodegradação. Dessa forma, a degradação do substrato passa a depender da sua concentração no fluido de escoamento.

As características do material suporte também influenciam na formação e manutenção do biofilme. Entre elas pode-se destacar: carga da superfície, rugosidade e hidrofobicidade (BERGAMASCO, 1996). Van Loodrecht et al., (1995) consideram a rugosidade como a mais importante, porque ela aumenta a superfície de fixação e protege do desprendimento provocado pelo cisalhamento, de modo a manter os microrganismos na superfície o tempo necessário para ocorrer a adesão irreversível e, possibilita, assim a formação do biofilme.

Os processos de tratamento com reatores de biofilmes vêm ganhando destaque no cenário biotecnológico e apresentam muitas vantagens sobre os processos tradicionais (lodo ativado, por exemplo), devido à acumulação de grande quantidade de biomassa no suporte. Essas vantagens incluem: alta velocidade de remoção volumétrica, pequeno tempo de retenção líquida, boa estabilidade do processo (BROTOUS, et al. 2004) e requerer menor área para a estação de tratamento.

Os reatores com biomassa fixa podem ter diferentes configurações em função da movimentação do suporte, podendo ser com suporte fixo ou móvel. Os processos com suporte móvel utilizam material com alta superfície específica ou de grande porosidade. A movimentação do suporte é geralmente garantida por meio de fluxo ascendente ou descendente da água residuária, por agitação mecânica ou pela injeção de ar (LAZAROVA e MANEM, 1993). A principal vantagem em relação ao suporte fixo é a ausência de colmatação do meio, sendo suas principais desvantagens os elevados custos operacionais e dispositivos sofisticados para a adequada distribuição do fluxo e aeração (GONÇALVES et al., 2001).

3.1.2.1. Reator Biológico de Leito Fluidizado (RBLF)

O reator biológico de leito fluidizado (RBLF) passou a ter grande desenvolvimento no tratamento de águas residuárias municipal e industrial a partir da década de 70, principalmente na Inglaterra e nos Estados Unidos.

A partir dos anos 80, passou a ser instalado em muitos países para uma extensa variedade de aplicações (SUTTON et al., 1999). Na Europa e EUA, por exemplo, mais de 65 estações de tratamento operam com leito fluidizado em escala real (LAZAROVA e MANEM, 1993) e no Japão, cerca de 40 unidades operam principalmente para tratamento de despejos industriais (TANAKA et al., 2001).

Nos RBLF, a biomassa adere e cresce nas partículas sólidas (material suporte) que são mantidas em suspensão pela alta velocidade ascendente do fluido a ser tratado, ou seja, pela fluidização. A fluidização consiste em colocar as partículas sólidas em

expansão por intermédio de uma corrente ascendente líquida ou gasosa que permite melhorar a transferência de oxigênio e separação das fases nos reatores (LAZAROVA e MANEM, 1993; SAGBERG et al., 1992).

A velocidade ascendente do fluido deve ser suficiente para manter o suporte em suspensão, e depende da densidade, da forma e do diâmetro das partículas, bem como da quantidade de biomassa que é fixada. Normalmente, em leitos fluidizados, o crescimento da biomassa aumenta o tamanho efetivo do suporte, mas decresce a densidade, resultando que suportes com maior quantidade de biomassa fixa tendem a serem mais leves e se movem para a parte superior do reator, onde podem ser separados do leito. O biofilme em excesso é desprendido e o material fica limpo. Uma vez re-introduzidos, caem para regiões mais baixas do reator, até que o biofilme se forme novamente (RITTMANN e McCARTY, 2001). Esse problema é denominado estratificação do leito, que geralmente aparecem em leitos bifásicos (TAVARES, 1992).

Os reatores bifásicos, em via de regra, utilizam o oxigênio puro para maximizar a transferência do oxigênio. Este oxigênio é misturado em um oxigenador pressurizado a montante do reator. A fluidização é conseguida pela passagem do efluente através do leito, bem como pela recirculação do efluente tratado. Esta recirculação tem também função de garantir que o oxigênio não seja fator limitante para a eficiência do processo, pois dilui a concentração do substrato na alimentação (TAVARES, 1992). Uma vez fluidizado cada partícula proporciona uma alta área superficial por unidade de volume para a formação e crescimento do biofilme, que resulta em uma maior concentração de biomassa (HATZIFOTIADOU, 1989).

Segundo LAZAROVA e MANEM (1993), os leitos fluidizados bifásicos têm sido limitados por numerosos problemas, tais como: controle e expansão do leito e a espessura do biofilme, mecanismos de distribuição do afluente e sistemas de saturação do oxigênio.

Quando a velocidade de fluidização é elevada, com o intuito de solucionar o problema de oxigênio, grande parte das biopartículas são arrastadas para o exterior do reator. Observou-se, então, que para assegurar maior desempenho dos reatores

bifásicos, é fundamental a obtenção de biofilmes finos e densos. Portanto, a espessura do biofilme deve ser controlada (COSTA, 1989).

O processo do leito fluidizado trifásico, por sua vez, utiliza simultaneamente a injeção de gás e líquido no reator, o que melhora a transferência líquido/biofilme e induz alta força de cisalhamento que controla a espessura do biofilme (CHANG e RITTMANN, 1993); além disso, minimiza problemas com a limitação da altura útil do reator para transferência de oxigênio e crescente perda de carga que pode levar a estratificação do leito (TAVARES, 1992).

Existem vários tipos de suportes que podem ser utilizados como: grãos de areia, carvão ativado granular (GAC), OSBG[®] (Optimized Support for Biological Growth), quitina, PVC (Policloreto de Vinila), PET (Polietileno Tereftalato) (TAVARES, 1992; ROVATTI et al., 1995; BERGAMASCO, 1996; WOLFF, 1997; SUTTON et al., 1999; CAMPOS, 2001) e outros sólidos resistentes à abrasão.

As principais características físicas a serem avaliadas durante a escolha do suporte são: tamanho, forma, densidade, área superficial, resistência, durabilidade e rugosidade.

Segundo Oger (1984), o material suporte deve preferencialmente:

- caracterizar-se por um estado de superfície essencialmente poroso, permitindo melhor aderência da biomassa;

- apresentar superfície específica maior possível;

- permitir a adsorção das substâncias a serem degradadas, dos subprodutos resultantes da degradação e das enzimas extracelulares produzidas pelos microrganismos;

- apresentar boa resistência mecânica;

- possuir tamanho ideal para as condições de funcionamento do reator.

O tamanho influencia na disponibilidade da área superficial para a aderência dos microrganismos, e também nas características de expansão ou fluidização e em última instância, na transferência de massa. Quanto maior o diâmetro, menor a superfície específica e, dependendo do tipo de material, maior a velocidade ascensional, para

obter-se a expansão ou fluidização desejada, conseqüentemente, maior consumo de energia. Por isso, recomenda-se em geral, o uso de partículas de menores dimensões entre 0,1 e 0,7mm (IZA 1991, citado por GONÇALVES et al., 2001).

Partículas de diâmetros pequenos possuem grande área superficial para o crescimento biológico, o que permite o desenvolvimento de biomassa em concentração de aproximadamente 5 a 10 vezes maior do que normalmente é mantida em um reator de biomassa suspensa convencional (EPA, 1993), melhoram o contato da biomassa com o substrato, operam com tempos de retenção hidráulica reduzidos, melhoram a eficiência de remoção carbonácea e diminuem a produção de lodo (GONÇALVES et al., 2001).

Os reatores biológicos de leito fluidizados (RBLF) apresentam aspectos tanto positivos quanto negativos, que de um modo geral podem ser agrupados em: biomassa, operação e construção, conforme Tabela 3.3.

Tabela 3.3- Aspectos positivos e negativos dos RBLF – Fonte: Mendonça (2004) citado por GEBARA (2006)

ASPECTOS	POSITIVOS	NEGATIVOS
Biomassa	-alta concentração de biomassa que permite tratar efluentes de cargas altas e baixas; -espessura do biofilme pode ser controlada e otimizada; -biomassa se adapta a vários efluentes.	- materiais suportes de custo elevado; -reposição do material suporte.
Operação	- elevada eficiência de remoção; -operação sob regimes contínuos e intermitentes; -trabalham com TDH relativamente baixos; -potencialidade de tratar efluentes com sólidos suspensos sem problemas de colmatação.	- controle da velocidade; -consumo de energia elevado; -reposição do material suporte; -desgaste do material suporte.
Construção	-demanda por pequenas áreas e volumes; -apresentam boas possibilidades de modulação; -dependendo do material de execução o reator pode ser transportado.	-revestimento contra corrosão; -dispositivo para remoção de espuma e introdução do material suporte.

Um dos cuidados que se deve ter na operação do leito fluidizado é o controle da velocidade do fluido ascendente, pois este deve ser suficiente para a fluidização, mas não pode ser tão alta a ponto dos suportes serem levados do reator. Dependendo do tipo de fluidização e dos suportes utilizados, a quantidade de biofilme desprendido

pode ser grande devido à abrasão¹ e a erosão² (NICOLELLA et al. 1997). A abrasão e a erosão atuam na remoção de pequenos grupos de células da superfície do biofilme, mas são diferenciadas por seus mecanismos.

Sreekrishnan et al. (1991) chamam a atenção para a necessidade de reduzir a recirculação do efluente ao valor mínimo possível, a fim de se obter um menor custo na operação do reator.

Vários estudos mostram a utilização desse tipo de reator para a oxidação do carbono, nitrificação, desnitrificação e tratamento anaeróbio, em uma ampla variedade de águas residuárias.

Auresenia et al. (1999) utilizaram um reator com biofilme de leito fluidizado trifásico, em experimentos em batelada, para tratar esgoto doméstico sintético, variando a concentração do substrato inicial e volume das biopartículas. Observou que o biofilme era composto por microrganismos autótrofos e heterótrofos e verificou que é possível a remoção simultânea da amônia e do carbono orgânico total (COT).

Sponza (1998) trabalhou com dois reatores, um construído para operar com fase anóxica e outro com fase aeróbia. O objetivo era verificar a influência da velocidade ascendente no desempenho da nitrificação e desnitrificação em RBLF, sendo que obteve eficiências de remoção de $\text{NH}_4\text{-N}$ variando de 53% a 86% e a remoção de $\text{NO}_3\text{-N}$ variou de 82% a 95%. Em termos de eficiência de remoção de carbono obteve valores de 42% a 72%.

Rocha (1997) utilizou um RBLF trifásico em contínuo para a nitrificação, tratando um efluente sintético simulado de esgoto sanitário e o PVC como material suporte. Obteve eficiências médias em torno de 98% para conversão do amônio em nitrito e nitrato, e remoção de DQO de 98 %.

¹ Abrasão: Causado pela colisão de partículas suporte no biofilme

² Erosão: Causada pelas forças de cisalhamento do fluido em contato com a superfície do biofilme.

3.1.3 Reatores com Biofilme em Batelada Seqüencial (RBBS)

O sistema RBBS tem sido empregado recentemente para tratar água residuária com altas concentrações de substâncias orgânicas e cargas flutuantes (CHANG et al., 2000). Tem como opção combinar as vantagens de ambas tecnologias, RBS e do reator biológico com biofilmes (ANDREOTTOLA et al., 2002). Esta combinação permite que o sistema seja mais estável, devido a maior área superficial para o crescimento bacteriano fixo e, com isso, pode manter uma alta concentração de biomassa, incentivando culturas de organismos de crescimento lento e distribuição homogênea de biomassa (KABALLO e WILDERER, 1993, citado por CHO et al., 2001). Desta maneira, a coexistência de atividade aeróbia/anóxica no mesmo ecossistema é possível, sendo favorável para uma operação seqüencial.

Portanto, a configuração do RBBS permite o controle do crescimento da biomassa fixa no material suporte, por um ciclo seqüenciado (ANDREOTTOLA et al., 2002).

A operação típica do RBBS é igual a do RBS, com diferentes estágios biológicos: anaeróbio/anóxico e aeróbio, seguidos por sedimentação para a produção do efluente clarificado. A duração de cada estágio é controlada por tempo pré-determinado, que é usualmente maior do que o tempo necessário para o tratamento de água residuária (CHANG et al., 2000). O desempenho do sistema pode ser intensificado pelo controle do tempo de reação, adição de fonte extra de carbono e ajuste da concentração de oxigênio dissolvido (NYBERG et al., 1996).

Dependendo da operação e o controle do tempo de duração de cada estágio, o RBBS consegue executar simultaneamente a oxidação do carbono, bem como realizar o processo de nitrificação e desnitrificação em uma única unidade. Isto pode ocorrer devido à heterogeneidade e à existência de várias comunidades de microrganismos em um único sistema. O biofilme pode ser exposto alternadamente a condições aeróbias e anaeróbias para melhorar a remoção biológica do nitrogênio e do fósforo.

De acordo com Hagedorn-Olsen et al., (1994) a formação de regiões aeróbias, anaeróbias e anóxicas, dependem da espessura do biofilme, que é fortemente influenciada pelas condições de fluxo do reator.

Para Iwai e Kitao (1994) citado por GEBARA (2006), a coexistência de duas regiões anaeróbia e aeróbia é conveniente para a remoção biológica de nitrogênio. A máxima remoção de nitrogênio depende da existência de uma concentração ótima de oxigênio no meio líquido. A Figura 3.7 apresenta um perfil do nitrogênio dentro do biofilme.

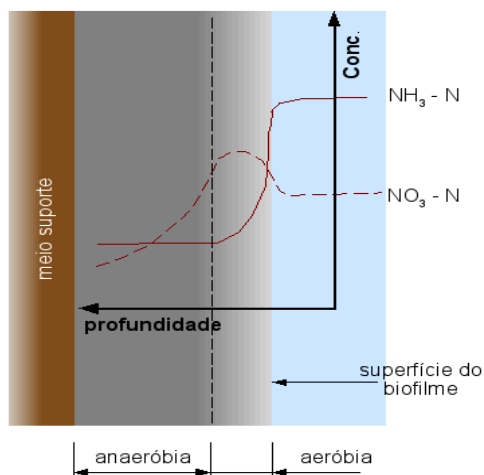


Figura 3.7- Perfil do nitrogênio dentro do biofilme.

Fonte: adaptado de GEBARA (2006)

A literatura científica relata vários estudos utilizando RBBS. WOLFF et al. (2003), utilizando reatores híbridos (que combinam os processos de culturas floculadas com sistemas de culturas fixas), com funcionamento contínuo, testaram dois materiais suportes plásticos. Estes se mostraram eficientes na remoção de cargas orgânicas em torno de $1\text{kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$, com idade do lodo de 3 e 10 dias, temperatura em torno de 16°C e taxas de preenchimento de suporte de 20 e 10%.

Andreottola et al. (2002) utilizaram um reator de leito móvel seqüencial em batelada ("Moving Bed Biofilm Reactor"- MBBR), com volume de 40 L, para tratar águas residuárias de vinícolas que apresentavam dificuldades no tratamento biológico devido às altas concentrações de substâncias orgânicas e cargas flutuantes. O sistema MBBR foi usado para remover carbono. Observou-se uma remoção de DQO entre 85% a 99%, com aplicação de carga superficial de $29\text{ g DQO}/\text{m}^2.\text{dia}$ e carga volumétrica de $88\text{ kgDQO}/\text{m}^3.\text{d}$.

Chang et al. (2002) utilizaram um RBBS automatizado, em escala laboratorial, com o objetivo de reduzir a quantidade de ABS (acrylnitrile, butadieno e estireno) na água residuária e fazer uma comparação do método “on-line” do potencial oxi-redução (ORP) com o método do tempo pré-determinado. Os resultados mostraram que o sistema ORP pode ser usado como um parâmetro de controle do tempo-reação. Mostrou ainda, que o tempo de reação poderia ser reduzido de 11,1% a 55,2% se um controle de tempo-real, baseado no ORP, fosse usado em vez do controle por tempo pré-determinado.

No Brasil, pesquisas em escala piloto vêm sendo desenvolvidas. Na USP, Castro e Foresti (2003) utilizaram reator em batelada com biomassa imobilizada (volume de 6L) e, como material suporte cubos de espuma de poliuretano, visando o processo de nitrificação e desnitrificação com aeração intermitente. Alcançaram uma eficiência de remoção carbonácea de 97% e remoção de amônia de 99%.

Na UFSC, pesquisas foram desenvolvidas com RBBS, utilizando reator de leito fluidizado em bateladas seqüenciais. Barbosa (2004) obteve bons resultados em termos de remoção carbonácea e fósforo total e Bortolotto (2004) obteve eficiência em termos de remoção carbonácea de 86% e de 99% de conversão do amônio a nitrito e nitrato. Ambas utilizaram o PVC como material suporte.

3.2 Processo de Nitrificação

A nitrificação faz parte do processo biológico de remoção de nutrientes e é geralmente reconhecida como o processo mais vulnerável no tratamento de água residuária, devido à baixa velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes e a sensibilidade desses microrganismos para uma variedade de condições ambientais, tais como: oxigênio dissolvido, pH, temperatura e grande quantidade de inibidores químicos.

A nitrificação é um processo de oxidação do amônio a nitrato, produzindo energia utilizada para o crescimento celular. Este processo é realizado em duas etapas, conforme representado nas equações 3.7 e 3.8. Na primeira etapa, o amônio é oxidado

a nitrito, pelo processo da nitrificação, tendo a hidroxilamina (NH₂OH) como composto intermediário e, na segunda etapa, o nitrito é oxidado a nitrato, pelo processo da nitratação (HENZE et al., 1995).



A expressão geral da oxidação do amônio por ambos os grupos (equação 3.9), é obtida pela adição das equações 3.7 e 3.8.



As bactérias oxidadoras de amônio (BOA) e as bactérias oxidadoras de nitrito (BON) são os grupos de microrganismos responsáveis pelo processo de nitrificação. As bactérias nitrificantes são autótrofas e quimiolitotróficas e possuem baixa velocidade de crescimento e baixo rendimento celular. O termo “quimiolitotrófica” indica que estas utilizam o substrato inorgânico (NH₄⁺, NH₃) como fonte de elétrons, ou seja, de energia, enquanto a denominação “autótrofa” indica que o CO₂ é utilizado como fonte de carbono. Estas bactérias são aeróbias e, portanto, caracterizadas pelo uso de O₂ como receptor de elétrons (RITTMANN e McCARTY, 2001).

Os gêneros mais comumente reconhecidos de bactérias autótrofas oxidadoras de amônio (BOA), encontradas em sistemas de tratamento de esgoto, são os gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrospira* e as oxidadoras de nitrito são as *Nitrobacter* e *Nitrospira* (CABEZAS et al., 2004). Entretanto, as *Nitrosococcus*, *Nitrosovíbrio* e *Nitrosolobus* são também capazes de oxidar o amônio para nitrito e as *Nitrospira*, *Nitrocystis* e *Nitrococcus* são capazes de oxidar o nitrito a nitrato. Estudos recentes indicaram que a *Nitrobacter* não é a mais importante oxidadora de nitrito em muitos processos de tratamento de água residuária, sendo que a *Nitrospira* foi mais freqüente identificada como a dominante na oxidação de nitrito (RITTMANN e McCARTY, 2001).

Ainda segundo esses autores, presumem-se que as bactérias nitrificantes sejam altamente sensíveis à inibição química. Isto está parcialmente correto, pois a velocidade de crescimento muito lenta das nitrificantes aumenta o impacto negativo da

inibição e, em parte, isto faz parecer que as nitrificantes são mais sensíveis que as bactérias de crescimento rápido. Além disso, alguns inibidores aparentes são doadores de elétrons, cuja oxidação esgota o oxigênio dissolvido (OD) e podem causar a limitação de oxigênio. Entre os inibidores (componentes orgânicos e inorgânicos) mais relevantes estão: NH_3 não ionizado (em pH elevado), HNO_2 não dissociado (usualmente em baixo pH), surfactantes aniônicos, metais pesados e químicos orgânicos clorados.

A estequiometria de oxigênio requerido para uma completa nitrificação do amônio para nitrato é $4,57 \text{ gO}_2/ \text{ gNH}_4^+\text{-N}$ (LIU e CAPDEVILLE, 1996), e a velocidade máxima de nitrificação ocorre em concentrações de oxigênio dissolvido maiores que $2,0 \text{ mg/L}$ (SURAMPALLI et al., 1997).

Quanto aos parâmetros de controle, existem divergências entre os pesquisadores sobre seus valores ótimos (Tabela 3.4).

Tabela 3.4 – Valores ótimos do pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura sob a visão de alguns pesquisadores.

Autor	Variáveis		
	pH ótimo	T(°C) ótima	OD ótimo
Surampalli et al., (1997)	7,5 – 9,0	25°C – 35°C	> 2 mg/L
EPA (1993)	7,5 – 8,5	35°C p/nitrosomonas e 35°C a 42°C p/ nitrobacter	
Henze et al.,(1997)	7,5 – 8,0	30°C – 35°C	3-4 mg/L
Metcalf&Eddy (2001)	7,5 – 8,0	acima de 28°C	

Surampalli et al., (1997) reportam que o pH ótimo para 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. A velocidade máxima de nitrificação ocorre com concentrações de OD maiores do que $2,0 \text{ mg/L}$ e a temperatura ótima se mantêm entre 25°C e 35°C.

De acordo com EPA (1993), o processo de nitrificação ocorre com temperatura entre 4°C-45°C, sendo que a temperatura ótima para as *Nitrosomonas* fica em torno de 35°C e para as *Nitrobacter* varia entre 35°C a 42°C.

Para Henze et al., (1995), a temperatura entre 30°C-35°C mantém constante a velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes; para temperaturas entre 35°C-40°C inicia um declínio em direção a zero e não ocorre a nitrificação em temperaturas termofílicas (50°C-60°C). Eles relatam que o pH ótimo para as nitrificantes fica entre 8,0 e 9,0 e, que o pH pode estar ligado ao fenômeno de inibição do substrato, uma vez que a amônia livre (NH₃) e ácido nitroso livre (HNO₂) podem inibir tanto as bactérias *Nitrosomonas* como as *Nitrobacter*.

Para Metcalf & Eddy (2003), a velocidade de nitrificação é ótima com valores de pH entre 7,5 -8,0. O pH entre 7,0 e 7,2 é normalmente usado para manter razoáveis velocidades de nitrificação e pH próximo de 5,8 e 6,0 a velocidade de nitrificação pode ser de 10 a 20% menor que em pH 7,0. A temperatura acima de 28°C aumenta consideravelmente a cinética da oxidação do amônio e nitrito.

Outros autores publicaram que as bactérias nitrificantes se adaptam para diferentes condições. Nowak (1995) citado por HOFFMANN (2000), identificou que a temperatura ótima para oxidação de amônio fica entre 30-35°C e sugeriu que para a oxidação de nitrito a temperatura ótima fica entre 34-40°C. Van Loosdrecht (1998) e Brötigam & Günner (1998) também citados por HOFFMANN (2000), afirmaram que alguns reatores trabalham sem nenhum problema com temperaturas acima de 40°C e, por sua vez, Pohl & Bewernick (1996) e Sölther & Orth (1998), relataram problemas de funcionamento com temperaturas acima de 35°C.

Outro fator importante é que dependendo da composição de alguns componentes do substrato e de suas concentrações, pode ocorrer ou não a inibição das bactérias nitrificantes, dependendo do pH e da temperatura. Certos compostos inorgânicos, incluindo alguns metais específicos, são inibidores das bactérias nitrificantes. Por exemplo, concentrações de 0,25 mg/L de níquel, 0,25 mg/L de cromo e 0,10 mg/L de cobre, ocorrem uma completa inibição da oxidação do amônio (METCALF & EDDY,

2003), porém concentrações entre 10 e 20 mg/L de metal pesado mantido a um pH entre 7,5 – 8,0 pode ser tolerado, devido às baixas concentrações iônicas (EPA, 1993).

Os organismos nitrificantes também são sensíveis a certas formas de nitrogênio, como amônia livre (NH_3) e o ácido nitroso livre (não ionizado $-\text{NHO}_2$). A amônia livre é inibidora das *Nitrosomonas* em concentrações de 0,1 – 1,0 mg/L e o ácido nitroso livre inibem tanto as *Nitrosomonas* quanto as *Nitrobacter* em concentrações de 0,22 – 2,8 mg/L, em pH 7,0 e temperatura de 20°C (EPA, 1993).

Vários estudos têm mostrado que nitrificação por células aderidas em reatores com biofilmes podem superar um dos problemas mais freqüentes encontrados em sistemas com células suspensas, que é o arraste das bactérias nitrificantes do sistema (LIU e CAPDEVILLE, 1996; BROTOUS et al., 2004). Com a imobilização das bactérias nitrificantes no material suporte, obtém-se um maior tempo de retenção celular, podendo resultar uma maior eficiência do processo. O controle da atividade do biofilme, através da operação com biofilme fino, é uma das maneiras para aumentar essa eficiência.

Em biofilmes de população mista, a existência de diferentes grupos de microrganismos mantém ambientes aeróbios e anaeróbios e a competição pelo espaço, oxigênio e carbono orgânico, resultam em uma distribuição espacial de microrganismos no interior do biofilme. Esta distribuição afeta as reações de transferência de massa e, por conseqüência, a estabilidade do sistema e a eficiência dos reatores com biofilmes. O entendimento da distribuição espacial da população microbiana em reatores com biofilmes e sua atividade, é imperativa para a otimização desses reatores na remoção de nitrogênio de águas residuárias (VILLAVERDE et al., 2000).

As bactérias autótrofas e heterótrofas presentes no biofilme são distribuídas ao longo de sua profundidade. Isto acontece devido à diferença da velocidade de formação da biomassa entre bactérias heterótrofas e as nitrificantes autótrofas, resultando normalmente em um biofilme com uma camada heterotrófica no exterior e

as nitrificantes mais no interior do mesmo (VAN LOOSDRECH et al., 2000), ou seja, os organismos heterótrofos podem formar uma camada acima dos organismos nitrificantes e desse modo, sua camada funciona como barreira à transferência de massa, interferindo na nitrificação (NOGUEIRA et al., 2002, citados por CASTRO e FORESTI, 2003).

3.3 Processo de Desnitrificação

A desnitrificação biológica é um processo em que o nitrato ou nitrito é convertido a nitrogênio molecular (N_2) por bactérias heterótrofas, na ausência de oxigênio dissolvido e, pode ocorrer quando estão presentes uma fonte suficiente de nitrato ou nitrito e carbono orgânico. Quando o nitrato é o agente oxidante, o processo é chamado anóxico (EPA, 1993). Sob condições anóxicas (livre de oxigênio molecular), as bactérias desnitrificantes, que são aeróbias facultativas, são capazes de usar o oxigênio ligado quimicamente ao nitrato ou nitrito, como receptor de elétrons no final da cadeia respiratória, com apenas pequenas modificações do sistema metabólico (as enzimas) da bactéria (ZHAO et al., 1999). As bactérias autótrofas também podem desnitrificar, utilizando o hidrogênio e reduzindo compostos de enxofre como doadores de elétrons, durante a desnitrificação. Ambos os grupos de organismos podem crescer heterotróficamente se uma fonte de carbono estiver presente (GAYLE, 1989 citado por METCALF & EDDY, 2003).

As bactérias desnitrificantes são organotróficas pois usam o substrato orgânico como fonte de elétrons e as heterótrofas utilizam o substrato orgânico (DBO_5) como fonte de carbono. Os compostos orgânicos disponíveis incluem o hidrogênio, metanol, carboidratos, ácidos orgânicos, álcool, benzoato e outros compostos aromáticos (PAYNE, 1981 citado por METCALF & EDDY, 2003).

O processo de desnitrificação ocorre pela redução do nitrato (NO_3^-) para nitrito (NO_2^-), óxido nítrico (NO), óxido nitroso (N_2O) e gás nitrogênio (N_2). As reações e as enzimas catalisadoras são mostradas nas equações 3.10, 3.11, 3.12 e 3.13.



As bactérias desnitrificantes são comuns entre as Gram-Negativas *Proteobactérias*, tais como: *Pseudomonas*, *Alcaligenes*, *Paracoccus* e *Thiobacillus*. Algumas bactérias Gram-Positivas, incluindo *Bacillus*, podem desnitrificar igualmente como algumas Archaea halofílicas, tal como *Halobacterium* (RITTMANN e McCARTY, 2001).

Alguns pesquisadores têm reportado que a desnitrificação pode ocorrer sob condições aeróbias por bactérias nitrificantes heterótrofas (ROBERTSON e KUENEN, 1990; PATEREAU et al. 1994, citados por METCALF & EDDY, 2003; ZHAO et al. 1999), e que simultaneamente nitrificam e desnitrificam com a conversão do amônio diretamente em gases e produtos (ZHAO et al., 1999). A bactéria *Thiosphaera pantotropha*, é um exemplo disso, pois possui um sistema enzimático que a torna capaz de desnitrificar tanto em ambientes aeróbios como anóxicos (GUPTA, 1997 citado por ZDRADEK, 2005), e tem sido estudada extensivamente pela simultânea oxidação do amônio e redução de nitrato. A oxidação do amônio por bactérias nitrificantes heterótrofas requer energia, que pode ser obtida pela redução do nitrito ou nitrato pela bactéria *Paracoccus pantotropha*, sob condições aeróbias, e uma fonte de carbono, tal como o acetato, é necessário. Já a bactéria nitrificante autótrofa, tal como as *Nitrosomonas europaea*, podem usar o nitrito para oxidar o amônio, com a produção de gás nitrogênio, quando o oxigênio dissolvido (OD) não estiver presente (BACK et al. 1995, citado por METCALF & EDDY, 2003). Com a presença do oxigênio, esta bactéria oxida o amônio tendo o oxigênio como receptor de elétrons.

Fatores ambientais incluindo temperatura, pH e concentração de oxigênio dissolvido têm um efeito na velocidade de desnitrificação.

Para Surampalli et al. (1997), a desnitrificação ocorre preferencialmente em temperatura na faixa de 10°C - 30°C. A velocidade de desnitrificação é reduzida abaixo

de pH 6,0 e acima do pH 9,0; com pH ótimo na faixa de 6,5 a 8,0. Uma concentração de oxigênio maior que 1,0 mg/L inibe a desnitrificação. Glass e Silverstein (1998) reportaram que o pH entre 6,0 e 7,0 e concentrações de nitrito de 30 e 250 mg/L, respectivamente, inibiriam a desnitrificação. Para diminuir a inibição, o pH deveria ser mantido pelo menos em torno de 8,0.

A presença de uma fonte de carbono biodegradável é muito importante neste processo. Nos processos de desnitrificação, tanto de águas para consumo humano como no tratamento secundário de efluentes, uma fonte de carbono deve ser adicionada, isso porque no tratamento primário de efluentes, a carga orgânica é consumida quase que totalmente. As fontes de carbono mais utilizadas são: glicose, ácido acético, metanol, acetona e etanol. A relação C/N é importante. Bernet et al. (1996), citados por BRANDÃO (2002), demonstraram que a completa desnitrificação para uma molécula de nitrogênio é obtida quando a razão de C/N é de 3,4 (TOC g/L / NO_3^- g/L). Quando essa relação é baixa, pode-se detectar a presença de óxido nitroso ou de componentes intermediários.

A desnitrificação via nitrito é uma outra maneira de obter nitrogênio gasoso, através da qual o nitrogênio afluente apresenta-se com elevadas concentrações de amônio. Um exemplo de desnitrificação via nitrito é o processo SHARON (Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over nitrite), no qual o processo de nitrificação é parcial, com a interrupção do processo na etapa de nitrificação (CASTRO et al., 2003). A remoção via nitrito apresenta três vantagens: maior velocidade específica de desnitrificação, economia de 40% de fonte de carbono e 25% de aeração e, redução de 25% na geração de lodo (TURK e MAVINIC, 1987; ABELING e SEYFRIED, 1992 citados por METCALF & EDDY, 2003).

Outro processo de desnitrificação que tem despertado interesse é o ANAMMOX (ANAerobic AMMonium OXidation). Neste processo, os microrganismos podem transformar o nitrito e o amônio em gás nitrogênio usando o nitrito como receptor de elétrons. Nele as bactérias não necessitam de adição de fonte de carbono e produzem pouco lodo (devido ao crescimento lento), porém essas bactérias utilizam apenas o

nitrito e o amônio como substratos. Portanto, o processo de nitrificação (exemplo SHARON), é necessário antes do reator ANAMMOX (TOKUTOMI, 2004).

3.5 Respirometria

Os primeiros trabalhos referentes a técnicas respirométricas basearam-se em estudos experimentais sobre a quantificação do consumo de oxigênio dissolvido em sistemas de lodos ativados, desenvolvidos por JENKINS (1960) e MONTGOMERY (1967). O procedimento para estimar a velocidade de consumo de oxigênio é de extrema simplicidade e com amplo campo de aplicação (ANDREOTTOLA et al. 2005).

A respirometria, em geral, consiste em estimar as quantidades de oxigênio consumido, por células ativas. Como o oxigênio é pouco solúvel em água, a disponibilidade para os microrganismos depende da sua solubilidade e da transferência de massa, bem como da velocidade com que o oxigênio dissolvido é consumido (GONÇALVES et al., 2001). A respirometria também pode medir a quantidade de dióxido de carbono produzida por microrganismos em uma amostra líquida e, algumas vezes, tentar fazer uma distinção entre diferentes processos biológicos, tais como remoção do substrato heterotrófico e nitrificação (SPANJERS et al., 1998). Entretanto, em muitos casos, há dificuldade para distinguir entre processos microbianos específicos e para identificar o consumo de oxigênio.

Em muitos sistemas aeróbios, a velocidade de transferência de oxigênio para as células é fator limitante que determina a velocidade de conversão biológica, principalmente nos instantes mais avançados do processo, onde a concentração celular pode ser alta (SCHMIDELL, 2001). Em reatores aeróbios com biofilmes, os mecanismos de transporte envolvem o oxigênio e o nitrogênio (O_2 e NH_4-N), além do intermediário (NO_2-N) e produto final (NO_3-N). Convém lembrar que nesses reatores, os processos metabólicos de conversão ocorrem no interior do biofilme. Em casos de reatores com oxidação da matéria orgânica e nitrificação simultâneas, a competição entre as bactérias heterótrofas e autótrofas 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 heterótrofas e a nitrificação não ocorre no biofilme (GÖNENC & HARREMÖES, 1990, citados por GONÇALVES et al., 2001). Portanto, a velocidade específica de respiração (QO_2), é um indicador das condições do processo e sua determinação constitui uma importante ferramenta que depende dos microrganismos empregados, da composição do meio e das condições de fermentação, como: pH, temperatura, etc. (SCHMIDELL 2001).

Alguns trabalhos foram desenvolvidos utilizando diferentes métodos respirométricos e diferentes substratos. Entre eles, relata-se BARTHEL (1998), para reator de leito fluidizado trifásico, submetido a diferentes condições operacionais, com efluente de indústria têxtil, que obteve valores da atividade respirométrica compreendidos entre 3,18 mgO₂/L.h. e 15,6mgO₂/L.h.

Yoong et al. (2001) realizaram a medição da atividade respirométrica "on-line", em reator em batelada seqüencial, utilizando substrato com alta concentração de fenol (1300 mg/L). Obteve valores altos durante a fase de enchimento (em torno de 200 mgO₂/L.h) e baixos quando o substrato já havia sido consumido (em torno de 15 mgO₂/L.h). A velocidade de consumo de oxigênio foi um bom indicador da atividade biológica e forneceu um método de resposta rápida na degradabilidade do substrato com alta carga de fenol e no controle de desempenho do RBS.

Carrión et al., (2005), utilizando reator de leito fixo para nitrificação, mostraram que quanto maior as condições de turbulência no reator maior a transferência de oxigênio no interior do biofilme, influenciando positivamente a velocidade máxima específica de respiração (QO_{2max}) e a velocidade de respiração celular (QO_{2X}).

A atividade respirométrica também permite conhecer as atividades de culturas puras de microrganismos heterótrofos e autótrofos. CABEZAS et al. (2004) quantificaram a atividade potencial das nitrificantes através da atividade respirométrica para cada grupo consumidor de oxigênio (heterótrofos, oxidadoras de nitrito (BON) e oxidadoras de amônio (BOA)). Foi realizada a respiração endógena sem nenhuma adição de substrato (somente lodo) e posteriormente foi adicionado 10 mg/L de NO₂-N (medindo QO_{2X} do nitrito) e seguido de 60 mg/L de NH₄-N (medindo

QO_2X do amônio). Os experimentos mostraram que o QO_2X do amônio variou de 30 $mgO_2/L.h$ até 60 $mgO_2/L.h$.

3.6 Transferência de Oxigênio

Estudos sobre a transferência de oxigênio vêm sendo realizados a mais de 50 anos e várias teorias têm sido propostas para explicar os mecanismos de transferência de gases sobre a interface gás-líquido. A mais simples e amplamente utilizada é a teoria do duplo filme, proposta por Lewis e Whitman (1924) apud METCALF & EDDY (2003) e é aquela que considera a existência de duas películas estagnadas. Então, foi a partir dessa teoria, que a transferência de oxigênio se tornou um importante fator para muitos processos biotecnológicos, como tratamento de águas residuárias, que envolvem o cultivo de células aeróbias e aeróbias facultativas que, para oxidar a matéria orgânica e nitrogenada, dependem da disponibilidade do oxigênio dissolvido na fase líquida, bem como, da velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado, portanto, não pode ser limitante a fim de comprometer o processo. Assim, o que se visa é transferir o oxigênio da fase gasosa para o líquido, fazer com que este oxigênio dissolvido chegue às células suspensas, penetre nas células e, finalmente seja consumido na reação. O adequado dimensionamento do sistema de transferência de oxigênio, ou seja, da operação e dissolução do oxigênio contido na fase gasosa (normalmente ar, ou ar enriquecido com oxigênio) para a fase líquida de onde o microrganismo irá consumir este oxigênio para respiração, é primordial para o desempenho do processo e está diretamente relacionado à economia de energia e operação do reator (SCHIMIDELL, 2001; BERGAMASCO, 1996).

A capacidade de um reator de transferir oxigênio para o meio é determinada através do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio, kLa .

A determinação do kLa pode ser realizada tanto em água limpa, sem a presença de microrganismos, como em água residuária, com a presença de microrganismos e, diferentes metodologias podem ser utilizadas.

Quando se pretende determinar o kLa durante o processo biológico, ou seja, na presença de microrganismos, o método mais utilizado é aquele em que se emprega

uma sonda para determinação da concentração de oxigênio dissolvido, denominado método dinâmico.

Durante o ensaio de determinação do kLa , em um dado instante do processo fermentativo (t_0), interrompe-se a aeração, de forma a anular a transferência de oxigênio e, a concentração de oxigênio começa a diminuir. No momento que atinge certo valor de C_{01} (instante t_1), retoma-se a aeração do sistema, nas condições que estavam sendo praticadas, observando-se o aumento da concentração de oxigênio dissolvido, até atingir novamente o valor inicial (C_0). Os dados obtidos no trecho ascendente da concentração de O_2 dissolvido, são os utilizados para o cálculo do kLa (SCHMIDELL, 2001). A Figura 3.8 mostra como se comporta a variação da concentração de O_2 dissolvido com o tempo, durante a execução do método dinâmico.

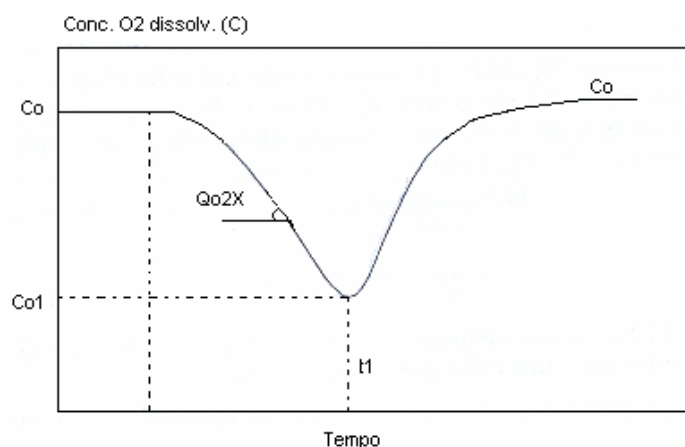


Figura 3.8- Variação da concentração de O_2 dissolvido com o tempo, durante a execução do método dinâmico. **Fonte:** adaptado de SCHMIDELL (2001)

Alguns fatores influenciam na transferência de oxigênio, tais como: temperatura, concentração de oxigênio dissolvido, características do esgoto, características dos aeradores e da geometria do reator (VON SPERLING, 1997). Nos reatores de leito fluidizado, parâmetros como velocidade superficial do gás (U_G), velocidade superficial de líquido (U_L) e carga de sólidos podem afetar de maneira mais ou menos acentuada os valores de kLa (BERGAMASCO, 1996). Tavares (1992) determinou o kLa com água limpa e mostrou que houve uma clara tendência do kLa aumentar com o aumento de U_G . Hernandez-Rocha (1992), testou várias concentrações de sólidos em reator de leito fluidizado e diferentes velocidades de gás e de líquido constantes (3,3 cm/s).

Observou que não existia diferenças significativas nos valores de kLa para as concentrações de sólidos utilizadas, mas observou que o kLa aumentava linearmente com o aumento da velocidade de gás. O mesmo foi encontrado por Gebara (2006) que determinou o kLa em dois reatores de leito fluidizado e observou que os valores do kLa variaram linearmente com U_G . Verificou também, que em um dos reatores as concentrações de sólidos (50g/L, 100g/L e 150g/L) não apresentaram diferenças significativas no valor do kLa , mas causaram um acréscimo significativo no valor do kLa em água limpa (leito bifásico).

Os valores de kLa obtidos por Tavares (1992) para reatores de leito fluidizado trifásicos foram na faixa de 0,13 a 1,8 min^{-1} . Enquanto que Yoong e Lant (2001) trabalhando com reator em batelada seqüencial, determinaram o kLa pelo método dinâmico em água residuária com concentração alta de fenol e encontraram valor médio de kLa de 0,21 min^{-1} .

3.7 Hibridização *In Situ* Fluorescente - FISH e Microscopia ótica na Identificação de Microrganismos

A técnica FISH (*fluorescent in situ hybridization*) tem sido utilizada para descrever e entender a estrutura e a função da complexa comunidade microbiana do biofilme, a dinâmica da população e a atividade de cada organismo individualmente em relação à toda comunidade (WUERTZ & CLOETE, 2005).

Análises FISH mostraram a presença de microrganismos nitrificantes que coexistem com microrganismos heterótrofos, em reatores aeróbios de leito fluidizado por bateladas seqüenciais (AURESENIA et al., 1999). Os autores observaram que não havia uma distinção exata quanto à locação dos organismos autótrofos e heterótrofos no biofilme, porém havia predominância dos primeiros no interior do biofilme e dos outros na superfície. Esses resultados confirmaram aqueles de trabalhos anteriores realizados por Wanner & Gujer (1996) e Rittmann & Manem (1992) citados por AURESENIA et al., (1999). Ambos efetuaram modelagem considerando que as espécies com baixa velocidade específica de crescimento (autótrofas) ocupariam as

porções internas do biofilme, enquanto as espécies com maior velocidade específica de crescimento (heterótrofas) ocupariam outras porções do biofilme. Outra possível razão para essa distribuição, segundo os autores citados, está na maior difusividade de fontes de carbono inorgânico (por exemplo, HCO_3^- , CO_3^- e CO_2) e íons de amônio, os quais são utilizados pelos autótrofos, comparados com a baixa difusividade de compostos orgânicos, que são utilizados pelos heterótrofos. Isto permite aos heterótrofos localizarem-se no biofilme onde os compostos orgânicos são mais abundantes, “empurrando” os autótrofos para o interior do biofilme onde o amônio e outros compostos inorgânicos são relativamente abundantes. Este tipo de distribuição prioritária de diferentes espécies no interior (autótrofos) e na superfície (heterótrofos) do biofilme, também foi observado por WOLFF (2005) em reatores híbridos utilizando a técnica de respirometria.

Nogueira et al. (2005), utilizando FISH, mostraram que para TRH entre 1 e 10 dias coexiste uma biomassa heterotrófica e autotrófica no interior do biofilme e no material em suspensão. Para baixos TRH ($< 0,001$ dia), a biomassa heterotrófica diminui. Foi verificado que a quantidade e a locação da biomassa heterotrófica são dependentes do TRH, enquanto a massa de autotróficos no biofilme é independente. Para TRH maiores que o da máxima velocidade específica de crescimento, a maioria da biomassa ativa estava em suspensão ao invés de fixa.

A microscopia ótica é uma poderosa ferramenta para o estudo da morfologia e fisiologia da biomassa bacteriana e de suas relações com as condições operacionais de processos no tratamento de efluentes, tanto anaeróbio quanto aeróbio (Da MOTTA et.al., (2002). Ela tem sido utilizada para observações qualitativas do biofilme e dos material biológico (flocos) desprendido do suporte, permitindo uma interpretação dos efeitos físicos e biológicos na evolução do processo de tratamento em biomassa fixa. Fornece índices de modificações das estações, detectando anomalias, antes mesmo que os parâmetros analíticos estejam totalmente analisados (CANLER et al., 1999). Grijpspeerdts e Verstraet (1996 e 1997) citados por Da MOTTA (2002), desenvolveram um sensor em linha, utilizando a análise de imagem, para o clarificador de uma estação

de tratamento de esgotos. Este sensor permite estimar a concentração de lodos ativados pela superfície projetada dos flocos bacterianos. Da Motta et al (2002) monitoraram por análise de imagem a abundância das bactérias, a morfologia dos flocos bacterianos em várias estações de tratamento de efluentes na França e em Portugal e estudaram o efeito destes parâmetros sobre a decantabilidade dos lodos.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Instalação Experimental

A instalação experimental piloto foi montada no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU), situada no pátio do restaurante universitário (RU).

4.1.1 Captação de Esgoto

O esgoto utilizado era proveniente do bairro Pantanal da cidade de Florianópolis, de origem essencialmente doméstica. Ele era captado da rede pública por meio de uma bomba submersa tipo “sapo” (marca Schneider), localizada em um poço de visita da CASAN (Companhia de Saneamento do Estado de Santa Catarina) e enviado para um tanque de armazenamento (volume de 5m³) de onde era bombeado para o interior do reator nos períodos de enchimento de cada ciclo operacional. Nos anos de 2004 e 2005 foram realizadas descargas do lodo acumulado no tanque de armazenamento, três vezes por semana, por um período de 30 min e, após esta descarga o tanque era realimentado com esgoto bruto. Uma vez por semana o tanque era esvaziado totalmente e reabastecido novamente. No ano de 2006, as descargas do lodo de fundo foram realizadas diariamente por um período de 30 minutos e realimentado com esgoto da rede pública. A Figura 4.1 ilustra o sistema de coleta de esgoto.

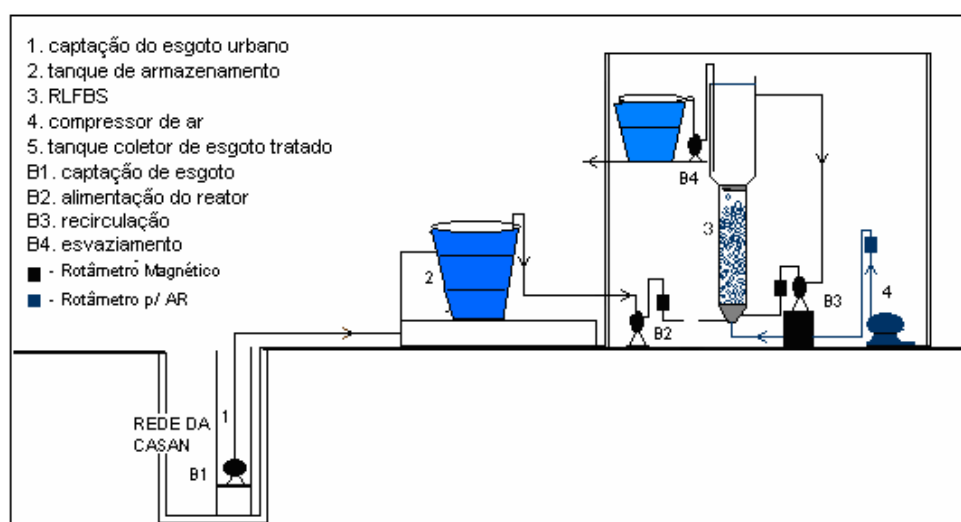


Figura 4.1 - Sistema de captação de esgoto

4.1.2 Reator de Leito Fluidizado em Batelada Seqüencial (RLFBS)

O RLFBS foi construído em coluna de acrílico transparente, com altura total de 3,0 m e volume total de 132,8 L. Com funcionamento em fluxo ascendente, o reator era composto por duas partes: a parte inferior com 2,0 m de altura e 0,20 m de diâmetro interno, com volume de 62,8 L e a parte superior, denominada zona de tranquilização (que serve para separar as fases sólida, líquida e gasosa), com 1 m de altura e diâmetro interno de 0,2985 m. Deste compartimento, o líquido retornava para o interior do reator, através de bomba centrífuga, com a finalidade de manter o suporte em fluidização.

A base do reator era formada por um dispositivo construído em PVC, que permitia a entrada do esgoto bruto e do ar. A aeração era feita através de um compressor, que enviava o ar comprimido para o interior do reator, passando por uma membrana flexível a qual permitia a obtenção de bolhas finas (marca BF&DIAS). A linha de ar comprimido era composta por filtros, válvulas reguladoras de pressão e rotâmetro para medição da vazão. As Figuras 4.2 e 4.3 mostram o esquema do sistema e a foto do reator de biofilme por batelada seqüencial, respectivamente.

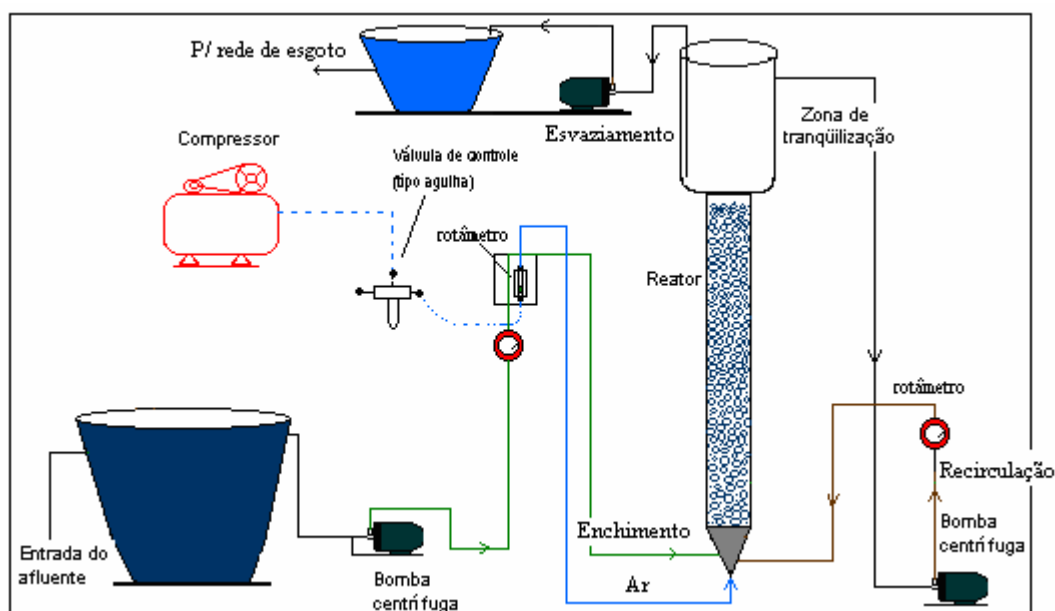


Figura 4.2 - Esquema do sistema piloto de tratamento



Figura 4.3 - Foto do reator piloto

4.1.3 Sistema de Automação

O reator piloto funcionou totalmente automatizado, como bombas de entrada e saída, válvulas de ar e sondas de níveis ligadas a um painel de controle. O painel continha um controlador microprocessado, na forma de CLP industrial marca Siemens. O CLP controlava o sistema conforme sua programação específica, referente ao processo desejado, principalmente no que diz respeito ao acionamento e desligamento das bombas de entrada e saída do esgoto; ativava ou desativava a aeração através de abrir e fechar a válvula eletromagnética de ar. Essas funções dependiam do tempo e do nível de enchimento. Para o controle do nível no interior do reator foram instaladas três sondas: a primeira sonda era uma sonda de dois níveis e uma de referência; a segunda sonda era do nível inferior (nível mínimo do líquido) e a terceira sonda era do nível superior (nível máximo do líquido).

O programa CLP foi desenvolvido adaptando às necessidades da pesquisa. A opção mais importante era a possibilidade de variações de números e tempos de cada fase dos ciclos. Na porta do painel de controle estavam instalados botões, que sinalizavam a atual atividade do equipamento (bombas, válvulas e aeração) e para o caso de problemas na automação havia interruptores para operação manual. O sistema de automação foi elaborado e instalado pela empresa Rotária do Brasil.

4.1.4 Material Suporte

O material suporte utilizado foi o PVC (Policloreto de Vinila) reciclado, com densidade de 1329 kg/ m^3 e diâmetro médio de 4,02 mm. O reator foi preenchido com volume de sólidos correspondente a 17% do seu volume total. O material suporte recebeu tratamento em sua superfície com ácido nítrico a 65%, sob agitação magnética durante 60 minutos, em temperatura ambiente, com a finalidade de promover maior rugosidade, conferir carga positiva e melhorar a aderência do biofilme (BERGAMASCO, 1996). O material foi fornecido pelas Indústrias Tigre S.A. A Figura 4.4 mostra a foto do material suporte utilizado.



Figura 4.4-Foto do material suporte utilizado (PVC)

4.2 Operação do Reator

4.2.1 Inoculação e Partida do Reator

A inoculação foi feita com lodo proveniente de um reator piloto em batelada seqüencial (RBS), que operava com o mesmo esgoto do Bairro Pantanal. O lodo foi coletado do RBS e deixado decantar por 10 minutos. O sobrenadante foi descartado e o lodo colocado junto com o material suporte em um reator de bancada, com quatro (4) câmaras de 12L cada, acoplando-se um sistema de aeração. O lodo com o material suporte ficou durante 6 horas sob aeração e após foi adicionado 2 L de esgoto bruto. A cada 12 horas, o sobrenadante era retirado e reabastecido com esgoto bruto. Este procedimento foi realizado em bancada, devido aos problemas de entupimento do lodo na parte inferior do reator piloto e teve duração de 23 dias. Após este período, o material suporte foi transferido para o RLFBS e adicionado esgoto bruto. Foi mantido com recirculação e com aeração permanente durante 24 horas. Durante um mês, o reator foi operado em aerobiose com retiradas diárias de 46 L, a cada 12 h (que corresponde a um volume de retirada de 34,6% em relação ao volume total) e reposição com esgoto bruto para o crescimento e fixação dos microrganismos no material suporte.

4.2.2 Ciclo - Padrão

Um ciclo-padrão (12 ou 24 horas) foi realizado, composto pelas seguintes fases:

- **Fase de Enchimento (F_E):** o reator era alimentado com esgoto bruto (volume de alimentação 46L), com um tempo de enchimento (T_E) de aproximadamente 3min.
- **Fase anóxica (F_{DN}):** durante 4 horas o reator ficava sem aeração a fim de promover a desnitrificação, ocorrendo a mistura do líquido e a fluidização do leito pela recirculação do líquido.
- **Fase de aeração (F_A):** durante 8h ou 20h o reator era aerado para promover a nitrificação.

- **Fase de Retirada (F_{Re}):** o esgoto era removido do reator por meio de bombeamento, com tempo de aproximadamente 7min. Parte do líquido permanecia no reator (volume de 86,8 L), até o início do próximo ciclo.

Tendo em vista que a oxidação do amônio consome alcalinidade, os ciclos foram realizados com adição de bicarbonato de sódio, na proporção de $7,14\text{mgNaHCO}_3/\text{mgN-NH}_4^+$ oxidado, para evitar que o processo de nitrificação fosse limitado pela alcalinidade (VAN HANDEL e MARAIS, 1999).

A Figura 4.5 ilustra a representação esquemática da seqüência de tratamento, durante um ciclo-padrão.

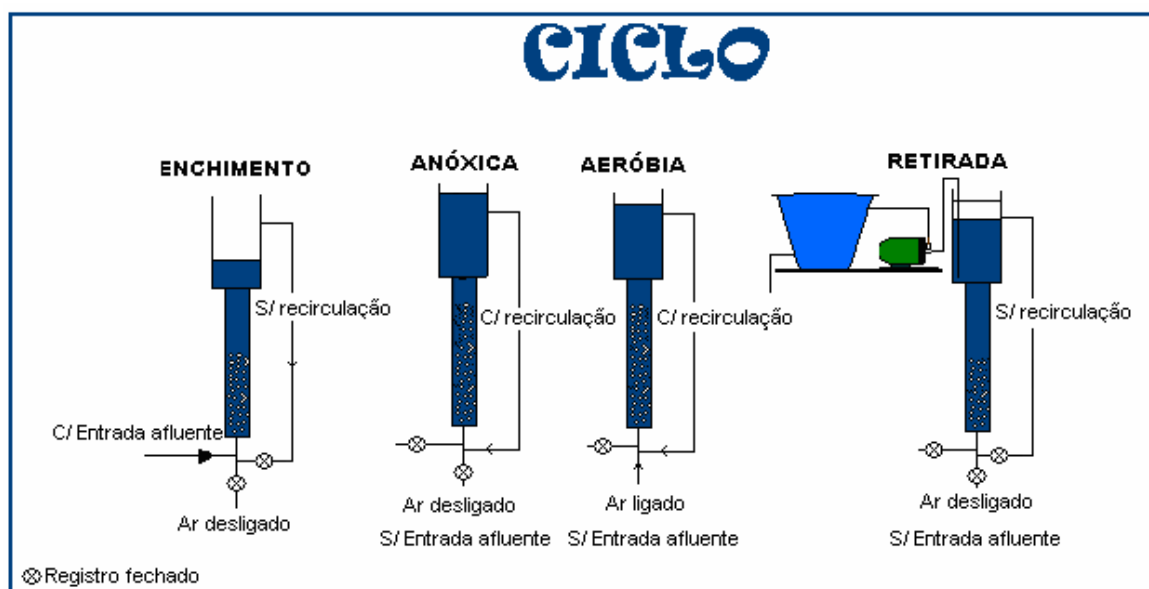


Figura 4.5 - Representação esquemática de um ciclo-padrão.

4.2.3 Etapa Preliminar

Após a inoculação, foi realizada uma etapa preliminar para estabilizar o sistema e desenvolver etapas operacionais que garantissem maior rendimento do reator piloto no processo de nitrificação, desnitrificação e remoção carbonácea. Resolveu-se trabalhar nesta etapa com ciclos de 12 horas, baseado no trabalho desenvolvido por BORTOLLOTO (2004) em reator de leito fluidizado com bateladas seqüenciais. Durante este período, foram feitos ajustes, tais como: troca de bombas, testes para

verificar o funcionamento da automação do sistema, limpeza de bombas, colocação de filtro para retenção de sólidos, entre outros.

Esta etapa foi realizada de maio a setembro de 2004, com ciclos de aproximadamente 12h. Foram realizados dois ciclos por dia, totalizando 300 ciclos, ao longo do período e monitorados 11 ciclos. O esgoto bruto foi coletado diretamente no tanque de armazenamento e as amostras dos ciclos coletadas na parte superior do reator biológico (zona de tranquilização). Após a coleta, as amostras eram preservadas com ácido (sulfúrico ou clorídrico) ajustando o $\text{pH} \leq 2$ e mantidas sob refrigeração e/ou congeladas, para posterior análises físico-química (DQO, COT, NTK, NH_4^+ -N, NO_2^- -N, NO_3^- -N, PT, proteínas, DBO).

4.2.4 Etapas Operacionais

Após a etapa preliminar, foram estabelecidas etapas operacionais para verificar o desempenho do reator piloto e estenderam-se durante o período de outubro/2004 até junho/2006, conforme segue:

- **Etapa A:** realizada de outubro/2004 a março/2005 (143 dias de operação), com total de 143 ciclos ao longo do período. Durante este período, obteve-se o monitoramento de 12 ciclos.
- **Etapa B:** O período de duração foi de março/2005 a setembro/2005, com 200 dias de operação. Durante este período, foram coletadas e analisadas amostras de 15 ciclos.
- **Etapa C:** Realizada de 21/10/05 a 02/12/05 com duração de 43 dias. Obteve-se o monitoramento de cinco ciclos.
- **Etapa D:** O período de duração desta etapa foi de 45 dias de 03/12/05 a 16/01/06. Realizou-se o monitoramento de nove ciclos.
- **Etapa E:** Após análises das etapas anteriores foram propostos ciclos de aproximadamente 12h, acrescidos de uma fase de decantação (10 min), com a finalidade de manter no lodo recirculante as bactérias nitrificantes e desnitrificantes.

- **Etapa F:** Com os resultados obtidos da etapa E, resolveu-se acrescentar carga de amônio e de DQO, com o objetivo de melhorar a fixação dos microrganismos no material suporte e verificar o comportamento do reator piloto quanto à remoção da matéria orgânica e nitrogenada. Aumentou-se em 50% a concentração de amônio e de DQO e, conseqüentemente, a quantidade de bicarbonato. Foram calculadas a partir da média das concentrações da DQO_T e amônio, dos ciclos anteriores. Esta etapa foi realizada de 07/04/06 a 10/05/06. Foram realizados monitoramentos em seis ciclos e algumas coletas intermediárias no início e final da batelada.
- **Etapa G:** Aumentou-se mais 25% da carga de amônio e de DQO em relação à Etapa F, ou seja, 75%. Esta etapa teve início no dia 11/05/06 e término em 18/05/06 (totalizando oito dias), com ciclos de aproximadamente 24h. Foi realizado o monitoramento de um ciclo e algumas coletas intermediárias no início e final da batelada.
- **Etapa H:** Aumentou-se mais 25% da carga de amônio e de DQO em relação à etapa G, totalizando 100% de aumento de carga. A duração desta etapa foi de 13 dias (de 19/05/06 a 31/05/06), com ciclos de 24h. Foram realizados os monitoramentos de dois ciclos.
- **Etapa I:** Manteve-se a mesma carga de amônio e de DQO da etapa H e retirou-se todo o lodo que havia formado durante as etapas de F a H. Também foi eliminado o período de decantação. A duração desta etapa foi de 22 dias (de 01/06/06 a 22/06/06) e os ciclos também de aproximadamente 24h. Foram realizados os monitoramentos de dois ciclos.

A Tabela 4.1 apresenta uma síntese das condições operacionais estabelecidas para cada etapa testada. Verifica-se que o tempo de reação anóxica (T_{DN}) foi o mesmo (4 horas) em todas as etapas assim como o volume de enchimento do reator (46 L). A concentração de material suporte (PVC) foi de 226 g/L durante todos os experimentos.

Tabela 4.1- Síntese das Etapas Operacionais

Etapas	Tempo de ensaio (dias)	Tciclo (horas)	Nº ciclos	T _E (min)	T _{DN} (h)	T _A (h)	T _{RE} (min)	T _D (min)	V _E (L)	TRH (dia)	COV kgDQO/m ³ d	Q _{ar} (L/h)	Q _{Rec.} (L/s)	Observações
A	143	24	143	3	4	19h50min	7	-	46	2,89	0,143	60-80	0,6-0,7	Esgoto natural com adição de bicarbonato
B	206	12	400	3	4	8	7	-	46	1,44	0,374	60-80	0,5-0,7	Esgoto natural com adição de bicarbonato
C	43	24	43	3	4	19h50min	7	-	46	2,89	0,155	90-100	0,8-1,0	Esgoto natural com adição de bicarbonato
D	45	12	90	3	4	8	7	-	46	1,44	0,228	90-100	0,6-0,85	Esgoto natural com adição de bicarbonato
E	64	12	122	1	4	8	3	10	46	1,44	0,203	90-100	0,48-0,9	Esgoto natural com adição de bicarbonato, inclui-se fase de decantação
F	34	24	34	1	4	19h50min	3	10	46	2,89	0,113	90	0,48-0,9	Aumento de 50% da carga de amônio e DQO
G	8	24	8	1	4	19h50min	3	10	46	2,89	0,170	90	0,5-0,8	Aumento de 75% da carga de amônio e DQO
H	13	24	13	1	4	19h50min	3	10	46	2,89	0,151	90	0,8-1,0	Aumento de 100% da carga de amônio e DQO
I	22	24	22	1	4	19h50min	3	10	46	2,89	0,203	90	0,9-1,0	Aumento de 100% da carga de amônio e DQO

∑ Tempo = 578 dias

Simbologia:

T_E = tempo de enchimento; T_{DN} = tempo de desnitrificação; T_A = tempo de aeração; T_{RE} = tempo de retirada; T_D = tempo de decantação

TRH = tempo de retenção hidráulica; V_E = volume de enchimento; Q_{ar} = vazão de ar; Q_{rec} = vazão de recirculaç

A proposta de se trabalhar, no início do experimento, apenas com as fases anóxica e aeróbia, tinha por finalidade conhecer o comportamento do reator piloto mediante estas fases. Posteriormente, se intercalaria as fases sem aeração e com aeração em intervalos de tempo menores. Com esse processo bem definido, o estudo passaria então, no sentido de otimização do sistema (com tempo total de ciclo de 8h, 6h e 4h). Dessa maneira, se buscaria atingir a remoção completa de nitrogênio.

Tendo em vista as dificuldades encontradas ao longo do estudo, que teve início na etapa preliminar e estendeu-se durante as etapas operacionais, preferiu-se estudar o fenômeno que estava ocorrendo nas duas formas de operação do reator, ou seja, nos ciclos de 12h e 24h.

As dificuldades encontradas foram:

- esgoto diluído;
- retirada (várias vezes) do material suporte do reator para desentupimento da parte inferior do mesmo;
- freqüentes reparos no sistema de automação;
- aumento da temperatura no reator causada pela bomba de recirculação e,
- manutenção regular das bombas (recirculação e de entrada de esgoto).

Estas dificuldades contribuíram para a desestabilização do processo.

4.2.5 Testes de Inibição da Nitrificação pelo Substrato

Os testes de inibição foram realizados após a etapa preliminar com o objetivo de verificar se o esgoto inibia a remoção de amônio (item 4.2.3). Foram realizados cinco testes utilizando soluções de macronutrientes e micronutrientes, preparadas conforme as concentrações mostradas, respectivamente, nas Tabelas 4.2 e 4.3.

Tabela 4.2 - Composição da solução de macronutrientes (CAMPOS et al., 1999)

Componentes	Concentração (g.L ⁻¹)
KH ₂ PO ₄	0,250
MgSO ₄ - 7H ₂ O	0,123
NaCl	1,000

Tabela 4.3 - Composição da solução de micronutrientes (CAMPOS et al., 1999), o pH foi ajustado em 6,0 com KOH.

Componentes	Concentração (mg.L ⁻¹)
EDTA	50000
(NH ₄) ₆ MO ₇ O ₂₄	1036
MnCl ₂	3220
ZnSO ₄	12354
CaCl ₂	5540
CoCl ₂	880
CuSO ₄	1004
FeSO ₄	2728

Os testes foram realizados da seguinte maneira:

- Em um erlenmayer de 1L foi colocado inóculo (lodo concentrado nos testes de 1 a 4, e material suporte com biomassa aderida no teste 5), com quantidades diferentes de esgoto bruto (EB) e solução de macro+micronutrientes (conforme Tabela 4.4), com aeração e agitação constantes. Foram mantidas as condições médias do pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura presentes no reator piloto, durante a etapa preliminar.
- Quando o OD atingiu a concentração do reator piloto (em torno de 6,0 mg/L), adicionou-se a concentração de 50 mg/L de NH₄-N mantendo-se durante 30 segundos a agitação e aeração, a fim de misturar a amônia com o líquido que já estava no erlenmayer.
- Após a mistura, coletou-se 100 mL de amostra (considerando tempo t =0) para análises das concentrações de amônio (NH₄-N), nitrito (NO₂-N), nitrato (NO₃-N) e DQO.
- Iniciou-se o registro dos valores de pH, temperatura e OD e, de hora em hora, eram coletadas 100 mL de amostra para posterior análise de NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N e DQO.

O tempo total de cada teste foi de aproximadamente 12 h, tempo superior ao da fase aeróbia do reator piloto, durante o teste preliminar.

Tabela 4.4 - Quantidades de inóculo, EB e macro+micronutrientes nos testes.

Testes	EB (mL)	Macro+micronutrientes (mL)	Inóculo (mL)
1	800	-	80
2	-	800	80
3	120	680	80
4	240	560	80
5	120	680	80

Ambos os inóculos (lodo concentrado e o material suporte), foram retirados do reator piloto.

4.3 Determinação da velocidade específica de respiração (QO_2)

A determinação do QO_2 foi realizada por dois métodos, adaptados de SCHMIDELL (2001), conforme descritos a seguir:

1º Método: Determinação de QO_2 “in loco” durante o processo biológico

O método utilizado para quantificar o QO_2 durante um processo biológico, ou seja, na presença de microrganismos, é aquele que emprega uma sonda para a determinação da concentração de O_2 dissolvido, conhecido como método dinâmico. No RLFS, a sonda foi instalada na parte superior do reator (zona de tranquilização) e, em um dado instante do processo biológico ativo (t_0) durante a reação aeróbia, a aeração foi interrompida de forma a diminuir a concentração de OD, através do consumo de oxigênio pelos microrganismos existentes e após um intervalo de tempo, retoma-se a aeração novamente. Durante este tempo (aproximadamente 1 minuto, ou de forma a não permitir que o OD fique abaixo de 2,5 mg/L), as medições de OD foram registradas em pequenos intervalos ($t = 5s$) e os dados registrados armazenados. Para a realização deste teste, foi utilizada a sonda multiparâmetro -YSI -6920.

As equações apresentadas a seguir foram utilizadas para a determinação cinética e são baseadas na teoria do duplo filme proposta por Lewis e Whitman in 1924

(METCALF & EDDY, 2003). De acordo com SCHMIDELL (2001), em um biorreator descontínuo aerado e agitado, o balanço de massa para o oxigênio pode ser descrito pela seguinte equação:

$$kLa(C_s - C) - Q_{O_2}X = \left(\frac{dC}{dt} \right) \quad (Eq.4.1)$$

Em que:

C = concentração de oxigênio dissolvido no instante t ($mg.L^{-1}$)

C_s = concentração de oxigênio dissolvido na saturação ($mg.L^{-1}$)

kLa = coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (min^{-1})

$Q_{O_2}X$ = velocidade de consumo de oxigênio ($mgO_2.L^{-1}.min^{-1}$)

Q_{O_2} = velocidade específica de respiração ($mgO_2.gcel^{-1}.min^{-1}$)

X = concentração celular ($gcel/L$)

t = tempo (min)

Considerando que ao interromper a aeração a transferência de oxigênio para o líquido seja praticamente nula ($kLa = 0$), desta forma:

$$-Q_{O_2}X = \left(\frac{dC}{dt} \right) \quad (Eq.4.2)$$

A integração da equação 4.2 fornece a equação da reta, na qual os valores de C , determinados no experimento, em função do tempo permitem o cálculo de $Q_{O_2}X$ (coeficiente angular da reta), conforme a seguinte equação:

$$C = C_0 - Q_{O_2}X * t \quad (Eq.4.3)$$

Em que:

C_0 = concentração de oxigênio dissolvido no instante $t = 0$

Então, o QO_2X é determinado plotando-se a variação da concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo, que deverá ser uma variação linear, obtendo-se o coeficiente angular da reta, ou seja, o valor de (QO_2X) .

O valor de QO_2 pode ser obtido quando se conhece a concentração celular (X). Como não foi possível determinar o valor de X no interior do reator por uma simples análise de sólidos em laboratório, já que existe biomassa aderida ao material suporte, o valor foi estimado em função da biomassa em suspensão no líquido, sendo esta determinada por uma análise dos SST em laboratório (vide 2º método a seguir). (MARTINS, 2002) também estimou a massa biológica aderida em um filtro aerado com enchimento submerso, com a biomassa dispersa no meio líquido. O que difere deste trabalho é que foi estimado em termos de SSV. Já ZDRADEK (2005), utilizando um reator em batelada seqüencial, estimou para este cálculo os valores de SST para análise da biomassa em suspensão.

2º Método: Determinação do QO_2 em laboratório

Coleta-se uma amostra da biomassa suspensa do reator (no mesmo instante em que de se determinam o QO_2X “in loco”). Transfere-se a amostra para um frasco erlenmeyer (1L), submetendo o conteúdo a forte agitação e aeração. Mantém-se a temperatura e o pH semelhantes ao do reator biológico. A concentração de OD eleva-se e, logo após, a aeração é interrompida, submetendo apenas a uma leve agitação impedindo a sedimentação da biomassa. Mede-se a concentração de oxigênio em intervalos de 5s. A velocidade de consumo do oxigênio é determinada pela inclinação da reta de melhor ajuste (regressão linear) no gráfico OD em função do tempo (Eq. 4.3). Os valores de OD abaixo da concentração crítica, no qual não seguem uma relação linear com o tempo podem ser excluídos da análise. O valor de X (mg_{SST}/L) foi realizado por análise do SST, coletado no recipiente utilizado em laboratório, permitindo o cálculo do valor de QO_2 . A Figura 4.6 mostra a aparelhagem para a determinação do QO_2X utilizado em laboratório.



Figura 4.6-Foto da aparelhagem para a determinação do QO_2 no laboratório

Os dados de QO_2X obtidos nos testes “On-Line” (através da equação 4.3) foram divididos pelos valores de QO_2 obtidos nos testes de bancada, permitindo a estimativa da concentração celular ativa no reator piloto.

Para que a estimativa da concentração celular ativa seja possível, supõe-se que:

- *As velocidades específicas de respiração (QO_2) na bancada e no reator são iguais.*
- *A velocidade específica de respiração (QO_2) das células em suspensão e do biofilme fixo dentro do reator é a mesma.*

Dessa maneira, tem-se o valor de X (em g/L) no reator. Por se tratar de um Reator de Biomassa Fixa, supõe-se que a concentração celular (X) dentro do reator é maior que a encontrada nas amostras retiradas momentos antes do início de cada teste de bancada.

4.4 Determinação do coeficiente volumétrico de transferência de O_2 (kLa)

O kLa foi obtido durante o processo biológico, da mesma maneira que a velocidade específica de respiração, através do método dinâmico, conforme descrito no item 4.3. Foram utilizados para o cálculo do kLa os dados obtidos no trecho ascendente

da concentração de O_2 dissolvido, através da seguinte equação (SCHMIDELL, 2001):

$$\left(\frac{dC}{dt}\right) = kLa(C_s - C) - QO_2X \quad (Eq.4.4)$$

Rearranjando a equação, obtém-se:

$$\left(\frac{dC}{dt}\right) = kLa\left(C_s - \frac{QO_2X}{kLa}\right) - kLaC \quad (Eq.4.5)$$

Admitindo-se, estado estacionário, na equação 4.4, no patamar que antecede a interrupção da aeração ($C = C_0$), tem-se a equação 4.6:

$$C_0 = C_s - \frac{QO_2X}{kLa} \quad (Eq.4.6)$$

Introduzindo-se a equação 4.6 na equação 4.5, tem-se:

$$\left(\frac{dC}{dt}\right) = kLa(C_0 - C) \quad (Eq.4.7)$$

Integrando-se a equação 4.7, obtém-se:

$$\ln\left(\frac{C_0 - C}{C_0 - C_{01}}\right) = -kLa(t - t_1) \quad (Eq.4.8)$$

Ao plotar, pela equação 4.8, $\ln(C_0 - C)/(C_0 - C_{01})$ em função do tempo $(t - t_0)$, deve-se obter uma reta cujo coeficiente angular fornece o valor do kLa .

4.5 Monitoramento dos Experimentos

A Tabela 4.5 apresenta o acompanhamento analítico dos experimentos, com as variáveis monitoradas e o número de amostras ao longo dos ciclos do RBBS. Foi realizado também, o acompanhamento através da microscopia óptica, microscopia eletrônica de varredura e FISH.

Tabela 4.5 Acompanhamento analítico dos experimentos

Variáveis /nº de amostras	Método	Precisão
Alcalinidade / única	Titulométrico - SM 2320 B	1 mg CaCO ₃ /L (para a faixa de 10 a 500 mg CaCO ₃ /L)
Sólidos suspensos totais / única	Secagem em estufa (103 a 105 °C) e pesagem - SM 2540 D	2,8 mg/L
NO ₂ -N /única NO ₃ -N /única PO ₄ ³⁻ /única SO ₄ ²⁻ /única	Detector de condutividade – SM 4110 C (Cromatografia Iônica)	NO ₂ = 0,43 mg/L NO ₃ = 1,90 mg/L PO ₄ ³⁻ = 1,60 mg/L SO ₄ ²⁻ =4,80 mg/L
pH	Método eletrométrico – SM 4500-H ⁺ B	± 0,02 unidades de pH
NTK /duplicata	Método Macro-Kjeldahl – SM 4500-N _{org} B	3,03%
NH ₄ -N /duplicata	Nessler – VOGEL (2002) Método 17.20	0,10 mg/L
OD	Eletrôdo com membrana seletiva – SM 4500-O G	0,05 mg O ₂ /L
DBO /única	Manométrico / respirometria – SM 5210 D	0,5 a 1,0 mg O ₂ /L
DQO /duplicata	Refluxo fechado/método colorimétrico – SM 5220 D	20 mg O ₂ /L (para DQO ~ 212 mg O ₂ /L e 100 mg Cl ₂ /L)
COT /única	Combustão em alta temperatura - SM 5310 B	2,0 mg/L
Proteínas aderidas e suspensas /triplicata	LOWRY et. al.,(1951)	
Fósforo Total /duplicata	Colorimétrico do ácido vanadomolibdofosfórico	

* SM: Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.

A cada ciclo eram coletadas amostras do líquido de enchimento (EB), da mistura (10 min após o enchimento), a cada 30 min durante a primeira hora do início de cada fase, e o restante de hora em hora. Nas etapas G e H, as amostras

foram coletadas em períodos mais longos, a cada 2 a 3 horas, após os 30 min do início de cada fase.

A metodologia utilizada, nas análises, seguiu os padrões do “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA, AWWA, WEF, 1998).

Foram adotados os seguintes procedimentos analíticos:

- **pH, temperatura e oxigênio dissolvido:** As medições do pH, temperatura e oxigênio dissolvido foram realizadas com pHmetro e oxímetro digital, marca ORION - modelo 1230 e também através das sondas YSI modelos -6920 e 556.
- **Demanda Química de Oxigênio, [DQO_T (total) e DQO_S (solúvel)]:** as amostras foram preservadas com ácido sulfúrico, mantendo o pH ≤ 2 e estocadas sob refrigeração para posterior análise, pelo método colorimétrico em refluxo fechado, utilizando um espectrofotômetro, marca VARIAN e modelo Cary 1E - UV – Visible. As amostras para a DQO_S foram filtradas em membrana de acetato de celulose 0,45 μ m (marca SARTORIUS).
- **Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO):** foi determinada pelo método manométrico, por um período de incubação de 5 dias a 20°C, utilizando para leitura o aparelho HACH, modelo TRACK.
- **Carbono Orgânico Total (COT):** as amostras foram preservadas com ácido clorídrico, mantendo o pH ≤ 2 e estocadas sob refrigeração em frasco âmbar, para posterior análise. As análises foram realizadas no aparelho TOC-5000A, marca SHIMADZU, através de NPOC (Carbono Orgânico Não Purgável).
- **Sólidos Suspensos Totais (SST):** foram determinados através de filtração a vácuo em filtro de membrana de acetato de celulose (0,45 μ m - marca SARTORIUS) e posterior pesagem do filtro com o resíduo seco em estufa de 85 °C durante 6 horas.

- **Nitrogênio Orgânico Total (NTK):** foi determinado por digestão em meio fortemente ácido numa temperatura elevada, que é auxiliada pela ação catalisadora do mercúrio e do selênio. A amostra digerida é redissolvida em água destilada e deionizada, alcalinizada para em seguida passar por destilação com arraste de amônia. O aparelho utilizado na leitura foi o de marca VELP – modelo Scientific UDK 130 A.
- **Nitrito (N-NO₂⁻) e Nitrato (N-NO₃⁻):** foram determinados através do aparelho DIONEX – DX 120 de cromatografia líquida de troca iônica. Utilizou-se a coluna IONPAC AS-14A e a pré-coluna AG-14A.
- **Nitrogênio Amoniacal (N-NH₄⁺):** foi realizada através do método colorimétrico de Nessler e a leitura em um espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E - UV – Visible e o HACH DR/4000.
- **Fósforo Total - P_T (mg/L):** determinado pelo método colorimétrico do ácido vanadomolibdosfórico. A leitura foi realizada em espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E - UV - Visible.
- **Alcalidade Total (mg/L de CaCO₃):** determinada por titulação com H₂SO₄-0,02N utilizado o indicador alaranjado de metila até pH = 4,3.
- **Proteínas:** A determinação das proteínas aderida e suspensa foi realizada através do método de LOWRY et al., (1951), que se baseia na formação de um complexo azul entre as ligações peptídicas e as curvas de sais sobre a redução do reagente de Folin aos agrupamentos fenóis dos constituintes das proteínas (tirosina).

A extração das proteínas (do biofilme e em suspensão), foi feita da seguinte maneira:

- adiciona-se 5 mL de amostra, 5mL de solução NaOH 1N. Agita e cobre com papel de alumínio, deixa em banho-maria a 80°C por 30 minutos. Após agitar com

ultra-som por 10 min. No caso do biofilme foi utilizado uma quantidade fixa de material suporte (40 bolinhas de PVC) no lugar de 5 mL de amostra.

Depois da extração das proteínas seguiu-se o protocolo para leitura das mesmas, que se encontra no Anexo I. O aparelho para efetuar as leituras foi o HACH DR/4000.

• **Técnica FISH:** A técnica FISH foi realizada no Laboratório de Bioquímica e Biologia Molecular de Microrganismos da Universidade Federal de Santa Catarina. Os procedimentos necessários às análises FISH seguem a seqüência abaixo descrita:

1. Fixação das amostras com paraformaldeído 4%;
2. Imobilização das células sobre a lâmina;
3. Desidratação das células com etanol;
4. Hibridização das células com oligonucleotídeos fluorescentes (sondas);
5. Lavagem das lâminas para otimização da estringência;
6. Coloração das células com *DNA intercalating dye 4,6 diamino-2 phenylindole* (DAPI);
7. Cobertura da lâmina com lamínula e adição de um anti “fading” entre ambas;
8. Observação em microscópio epifluorescente da Olympus modelo BX-40 e aquisição de fotos com uma câmera fotográfica da Olympus acoplada ao microscópio.

Na identificação dos organismos presentes nos bioreatores, utiliza-se uma sonda para detecção de todas as eubactérias - EUBmix, outras para grupos e espécies de bactérias envolvidas na oxidação da amônia e do nitrito e outra para as bactérias que oxidam a amônia em condições anaeróbias (sonda AMX 820). Um maior detalhamento sobre as características, a concentração de formaldeído utilizada na hibridização e a especificidade de cada sonda utilizada no estudo está descrito na Tabela 4.6.

Tabela 4.6 - Sondas para detecção dos microrganismos presentes nos bioreatores avaliados pela técnica FISH apud BENTO (2005)

Sonda	Especificidade	Sequência	FA (%)	Referência
EUB mix (EUB338 I + EUB338 II + EUB338 III)	todas as bactérias	5'-GCTGCCTCCCGTAGGAGT-3'	20	Amann <i>et al.</i> (1990).
Nso190	Todas as AOB beta	5-CGATCCCCTGCTTTTCTCC-3	55	Mobarry <i>et al.</i> (1996).
NIT3 (alfa) Competitor	<i>Nitrobacter</i> sp	5-CCTGTGCTCCATGCTCCG-3 *5-CCTGTGCTCCATGCTCCG-3	40	Wagner <i>et al.</i> (1996).
Nsv443	<i>Nitrosolobus multiformis</i> <i>Nitrosopira briensis</i> <i>Nitrosovibrio tenuis</i>	5'-CCGTGACCGTTTCGTTCCG-3'	30	Mobarry <i>et al.</i> (1996).
NEU Competitor	A maioria das <i>Nitrosomonas</i> sp halofílicas e halotolerantes	5'-CCCCTCTGCTGCACTCTA-3' *5'-TTCCATCCCCCTCTGCCG-3'	40	Wagner <i>et al.</i> (1995).
Nmv	<i>Nitrosococcus mobilis</i>	5-TCCTCAGAGACTACTACGCGG-3	35	Juretschko <i>et al.</i> (1998).
Ntcoc206	<i>Nitrococcus mobilis</i>	5-CGGTGCGAGCTTGCAAGC-3	10	Juretschko S. (2000).
Ntspn693	<i>Nitrospina gracilis (delta)</i>	5-TTCCAATATCAACGCATTT-3	20	Juretschko S. (2000).
Ntspa 662	<i>Nitrospira</i> sp (filo Nitrospira)	5'-GGAATTCCGCGCTCCTCT-3' * 5'-GGAATTCCGCTCCTCT-3'	35	Daims <i>et al.</i> (2001).
AMX820	Bactéria anaeróbia oxidadora de amônio, <i>Candidatus 'Brocadia anammoxydans'</i> and <i>Candidatus 'Kuenenia stuttgartiensis'</i>	5'- AAA ACC CCT CTA CTT AGT GCC C -3'	40	Schmid <i>et al.</i> (2001).

FA = concentração de paraformaldeído

A caracterização superficial do suporte foi feita através da microscopia eletrônica de varredura (MEV). As micrografias foram realizadas em um microscópio eletrônico de varredura (PHILIPS XL 30), do Laboratório de Materiais do Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Santa Catarina, a fim de verificar a rugosidade do material suporte e a fixação bacteriana na superfície do suporte.

Para verificar a morfologia do biofilme e flocos em suspensão, foi utilizado um microscópio binocular da OLYMPUS – BX 40 com analisador de imagem através de computador - modelo BX 40, do Laboratório Integrado de Meio Ambiente (LIMA) do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina.

Espécies microbianas foram detectadas através da técnica de hibridização fluorescente “in situ” – FISH (fluorescence in situ hybridization), no Laboratório de Bioquímica e Biologia Molecular de Microrganismo de Departamento de Microbiologia da Universidade Federal de Santa Catarina.

4.6 Cálculos Efetuados

4.6.1 Eficiência de Remoção (E)

A eficiência de remoção de todos os nutrientes foi calculada de acordo com a equação 4.9, com exceção da DQO que foi baseada na diferença entre a DQO bruta afluyente e a DQO solúvel efluente.

$$E = \left(\frac{S_o - S_s}{S_o} \right) \times 100 \quad (\text{Eq.4.9})$$

Em que:

E = Eficiência de remoção (%)

S_o = Concentração de entrada no reator (mg/L)

S_s = Concentração na saída do reator (mg/L)

4.6.2 Eficiência de Nitrificação

$$E = \left(\frac{(NH_4^+ - N)_0 - (NH_4^+ - N)_1}{(NH_4^+ - N)_0} \right) \quad (\text{Eq.4.10})$$

Em que:

E = Eficiência de nitrificação (%)

$(NH_4^+ - N)_0$ = Concentração de nitrogênio na forma de amônio no início da fase aeróbia (mgN/L).

$(NH_4^+ - N)_1$ = Concentração de amônio no esgoto efluente (mgNH₄-N/L)

4.6.3 Eficiência de Desnitrificação

$$E = \left(\frac{(NO_X)_M - (NO_X)_I}{(NO_X)_M} \right) \quad (Eq.4.11)$$

Em que:

E = Eficiência de desnitrificação (%)

$(NO_X)_M$ = Concentração de nitrito e nitrato na mistura (mgNO_X-N/L)

$(NO_X)_I$ = Concentração de nitrito e nitrato do esgoto no final da fase anóxica (mgNO_X-N/L).

4.6.4 Eficiência de Remoção de Nitrogênio no Processo (em relação ao amônio no afluente)

$$E = \left(\frac{(NH_4^+ - N)_0 - (N_{Total})_1}{(NH_4^+ - N)_0} \right) \quad (Eq.4.12)$$

Em que:

E = Eficiência de remoção (%)

$(NH_4^+ - N)_0$ = Concentração de amônio no esgoto bruto ou enchimento (mgN/L)

$(N_{Total})_1$ = Concentração de nitrogênio na forma de amônio, nitrito e nitrato no efluente (mgN/L)

4.6.5 Eficiência de Remoção de Nitrogênio em relação ao NTK no afluente

$$E = \left(\frac{(NTK)_0 - (NTK)_1}{(NTK)_0} \right) \quad (Eq.4.13)$$

Em que:

E = Eficiência de remoção (%)

$(NTK)_0$ = Concentração de NTK no esgoto bruto ou enchimento (mgN/L)

$(NTK)_1$ = Concentração de NTK no efluente (mgN/L)

4.6.6 Eficiência de Remoção de Nitrogênio na Fase Aeróbia

$$E = \left(\frac{(N_{Total})_0 - (N_{Total})_1}{(N_{Total})_0} \right) \quad (Eq.4.14)$$

Em que:

$(N_{Total})_0$ = Concentração de nitrogênio na forma de amônio, nitrito e nitrato no início da fase aeróbia (mgN/L)

$(N_{Total})_1$ = Concentração de nitrogênio na forma de amônio, nitrito e nitrato no efluente (mgN/L)

4.6.7 Carga Volumétrica Aplicada ($CV_{aplicada}$) por ciclo

$$COV = \left(\frac{S_o * Q}{V_R * 1000} \right) \quad (Eq.4.15)$$

Em que:

CV = Carga volumétrica aplicada por ciclo ($KgDQO_s/m^3 \cdot dia$ ou $KgNH_4-N/m^3 \cdot dia$)

S_o = Concentração de DQO (solúvel) ou NH_4-N na entrada do reator (g/m^3)

Q = Vazão (m^3/dia)

V_R = Volume de reator (m^3)

4.6.8 Massa de Bicarbonato de Sódio ($NaHCO_3$)

$$MNT = CNR * V_R + CNA * V_E \quad (Eq.4.16)$$

Em que:

MNT = Massa de NH_4^+-N total do reator (mg)

CNR = Concentração de NH_4-N no volume estacionário (mg/L)

V_R = Volume total do reator (L)

CNA = Concentração de NH_4^+ -N afluente (mg/L)

V_E = Volume de enchimento (L)

Utilizou-se neste cálculo a relação de 7,14 mgCaCO₃ que neutraliza 1mgNH₄-N, recomendada por VAN HANDEL e MARAIS (1999).

4.6.9 Massa de Acetato

Considerou-se para uma DQO teórica de aproximadamente 1g de O₂ por g de acetato. A partir daí calculou-se o aumento de DQO no esgoto afluente, conforme as concentrações apresentadas na Tabela 4.1.

4.6.10 Análise Estatística

Foi utilizado para análise estatística o software STATISTICA 6.0 (StatSoft, Inc., 2001), que permitiram as seguintes determinações:

Análise Descritiva: utilizada para descrever, analisar e interpretar os dados quantitativos (numéricos) de uma amostra (BUSSAB & MORETIN, 2002). Os resultados foram expressos por média aritmética, mediana, desvio-padrão, 1º quartil (contempla 25% dos elementos), 3º quartil (contempla 75% dos elementos), o valor máximo, o valor mínimo, a frequência relativa da ocorrência de uma espécie ou grupo. Como suporte na interpretação dos dados, construiu-se gráficos *Box plot* mostrando a média, o erro médio, o desvio padrão, os valores discrepantes e extremos de uma variável durante o período. A análise descritiva foi utilizada para verificar as diferenças significativas entre os ciclos de 24h (F, G, H e I).

Análise Inferencial (ANOVA): é um teste de hipóteses que fornece a probabilidade dos grupos (tratamentos) terem médias iguais ou diferentes. Existem duas hipóteses: H_0 – as médias são iguais, não há diferença entre os tratamentos e H_1 – as médias diferentes, há diferença entre os tratamentos. Dessa maneira, o objetivo do teste é

determinar a probabilidade (p) que permite aceitar ou rejeitar ou não H_0 . Se $p > \alpha$ se aceita H_0 e se $p < \alpha$ rejeita-se H_0 (NETER, 1990). Aplicou-se o teste de variância ANOVA com nível de significância de 5% ($\alpha=0,05$) para a verificação de diferenças significativas entre os ciclos de 24 horas (A x C) e de 12 horas (B x D x E).

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Etapa Preliminar

Neste item serão apresentados os resultados obtidos durante os experimentos efetuados na etapa preliminar, seguindo os procedimentos descritos em 4.2.3. Serão abordados: a caracterização do esgoto bruto afluente; os valores do oxigênio dissolvido, pH e temperatura; as variações de SST, DQO, amônio, nitrito e nitrato ao longo dos ciclos, os testes de inibição pelo substrato e a microscopia eletrônica de varredura (MEV).

5.1.1 Caracterização do Esgoto Bruto

A Tabela 5.1 apresenta os valores médios e desvio padrão das grandezas analisadas no esgoto bruto (de 7 ciclos), coletados no tanque de armazenamento, que alimentava o reator de leito fluidizado operado em batelada seqüencial, na fase de enchimento, durante a etapa preliminar.

Tabela 5.1-Valores médios e desvio padrão do esgoto bruto

Grandezas	Média	desvio padrão
pH	6,84	0,015
OD (mg/L)	0,14	0,075
T (°C)	22,10	1,70
DQO _T (mg/L)	666	376
DQO _S (mg/L)	192	18
NH ₄ -N (mg/L)	44,1	10,5
NO ₂ -N (mg/L)	0,046	0,14
NO ₃ -N (mg/L)	0,014	0,02
SST (mg/L)	800	600

Os valores mostrados na Tabela 5.1 indicam que o esgoto utilizado nas etapas tem características de esgoto urbano de média concentração, em relação ao esgoto dos EUA e apresentam concentrações superiores em termos de DQO (430 mg/L), amônio (25 mg N-NH₄/ L) e SST (210 mg/L) (METCALF & EDDY, 2003). Em relação ao esgoto bruto típico para as condições brasileiras, apresentam-se

superiores em termos de amônio (30 mg N-NH₄/ L) e SST (400 mg/L), de acordo com JORDÃO & PESSOA (2005).

5.1.2 Valores de Oxigênio Dissolvido, pH e Temperatura

As Tabelas 5.2, 5.3 e 5.4 apresentam os valores de OD, pH e temperatura, no início e no final de cada fase, durante os 11 ciclos realizados na etapa preliminar.

Tabela 5.2 - Valores de oxigênio dissolvido (em mgO₂/L) para os vários ciclos

OD (mg/l)												
Etapa	t (min)	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11
Mistura	10	0,11	1,66	0,64	0,58	0,83	0,50	0,20	0,11	0,61	0,31	0,70
Anóxico	Inicial	30	0,12	0,23	0,37	0,49	0,56	0,42	0,20	0,09	0,57	0,29
	Final	240	0,26		0,29	0,70	0,64	0,57	0,23	0,05	0,75	0,24
Aeróbio	Inicial	270	3,50	3,67	5,34	5,60	2,29	4,64	0,21		3,56	3,73
	Final	720	4,60	3,69	1,45	5,19	4,40	3,80	3,86	4,85	5,82	5,83

Tabela 5.3 - Valores de pH para os vários ciclos

pH												
Etapa	t (min)	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11
Mistura	10	7,09	7,55	6,63	6,97	6,82	7,05	7,16	7,28	-	-	-
Anóxico	Inicial	30	7,28	7,87	7,36	7,16	7,07	7,05	7,31	7,45	-	-
	Final	240	7,13	7,84	7,21	7,16	7,23	7,20	7,38	7,49	-	-
Aeróbio	Inicial	270	7,25	7,71	7,39	7,18	7,36	7,17	7,38	7,49	-	-
	Final	720	7,52	7,50	6,89	7,09	7,32	7,35	7,47	7,75	-	-

Tabela 5.4 - Valores da temperatura (°C) para os vários ciclos

TEMPERATURA (°C)												
Etapa	t (min)	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11
Mistura	10	23,90	28,70	25,46	27,13	24,46	25,90	25,50	27,60	22,61	27,76	28,75
Anóxico	Inicial	30	25,30	29,50	26,45	27,79	24,96	25,94	26,44	28,10	23,12	28,21
	Final	240	31,20	33,36	31,27	31,53	30,96	31,55	33,00	34,20	28,29	32,01
Aeróbio	Inicial	270	32,30	33,64	32,14	32,20	31,74	32,36	33,85	35,20	29,66	32,76
	Final	720	35,30	36,40	35,16	35,13	35,30	35,70	37,41	38,40	33,68	34,48

Os resultados mostram que o oxigênio dissolvido apresentou variações em todos os ciclos. A média geral nos ciclos para o início da fase anóxica foi de 0,36±0,26 (mgO₂/L) e para o final da fase anóxica foi de 0,41±0,24 (mgO₂/L), sendo que em alguns momentos a concentração do oxigênio dissolvido, no final da fase anóxica, era maior que 0,5 mgO₂/L, provavelmente causada pela recirculação do sistema. Para a fase aeróbia, as concentrações médias foram: no início da fase

aeróbia de $4,14 \pm 1,03$ (mgO_2/L) e no final da fase $4,63 \pm 0,25$ (mgO_2/L). Mantendo-se valores dentro de uma faixa adequada para o processo de nitrificação.

O pH da mistura, durante os ciclos, variou na faixa de 6,38 a 7,55. Com a adição do bicarbonato de sódio durante o enchimento, o pH aumentou no início das bateladas (formando um tampão), chegando a valores na fase anóxica entre de 7,05 e 7,87 e no início da fase aeróbia de 7,17 a 7,71. Nos ciclos iniciais (2, 3 e 4) onde ocorreu o processo de nitritação, observou-se um equilíbrio do pH durante a fase anóxica, diminuindo ao longo da fase aeróbia. Nos demais ciclos, onde não ocorreu a nitrificação, observou-se apenas um aumento do pH. A temperatura sofreu grandes variações nas bateladas, com temperatura mínima de $23,12^\circ\text{C}$ e máxima $38,4^\circ\text{C}$ e pode ser atribuído ao aquecimento do líquido, causado pela bomba de recirculação. Embora a temperatura tenha variado durante a batelada, os valores obtidos encontram-se dentro da faixa ótima tanto para o processo de nitrificação quanto para a desnitrificação. De acordo com EPA (1993), o processo de nitrificação ocorre com temperatura entre 4°C - 45°C , sendo que a temperatura ótima para as *Nitrosomonas* fica em torno de 35°C e para as *Nitrobacter* varia entre 35°C a 42°C e a faixa ótima para o processo de desnitrificação varia entre 10°C e 30°C (SURAMPALLI et al., 1997).

5.1.3 Sólidos Suspensos Totais (SST)

A Figura 5.1 mostra a variação dos sólidos suspensos totais, durante os ciclos.

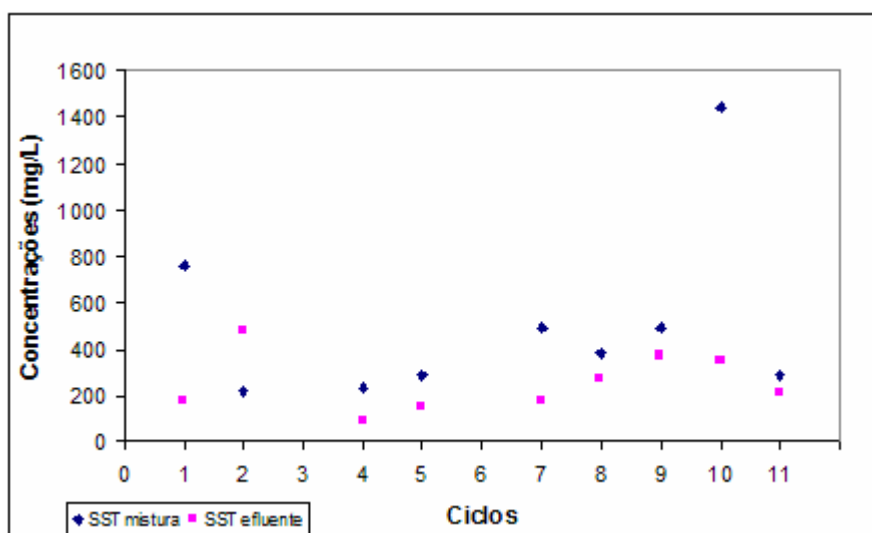


Figura 5.1-Variação dos sólidos suspensos totais ao longo dos ciclos

Verifica-se pela Figura 5.1 que as concentrações dos SST flutuaram em torno de 220 mg/L a 760 mg/L na mistura (esgoto afluyente com suspensão remanescente do ciclo anterior) e de 90 mg/L a 480 mg/L no efluente final, demonstrando uma certa instabilidade do sistema que, conseqüentemente, refletem na eficiência de remoção do processo. Estudos realizados por BARBOSA (2003) e BORTOLOTTI (2004), utilizando o mesmo tipo de efluente, mostraram concentrações na mistura inferiores a 150 mg/L e na saída em média de 20 mg/L. O ciclo 4 é o que mais se aproxima dos trabalhos anteriores.

No ciclo 2 ocorreu um aumento da concentração de sólidos suspensos, no esgoto efluente (final da fase aeróbia), provavelmente devido a um desprendimento de biomassa das paredes do reator, causados pela aeração, promovendo alto coeficiente de arraste. A eficiência média de remoção de SST foi de 50,7%, sendo que a menor eficiência ocorreu no ciclo 9 ($E = 24,5\%$) e a maior eficiência no ciclo 1 ($E = 76,3\%$).

5.1.4 Demanda Química de Oxigênio (DQO)

A Figura 5.2 apresenta os valores da DQO afluyente e da DQO efluente, durante os ciclos.

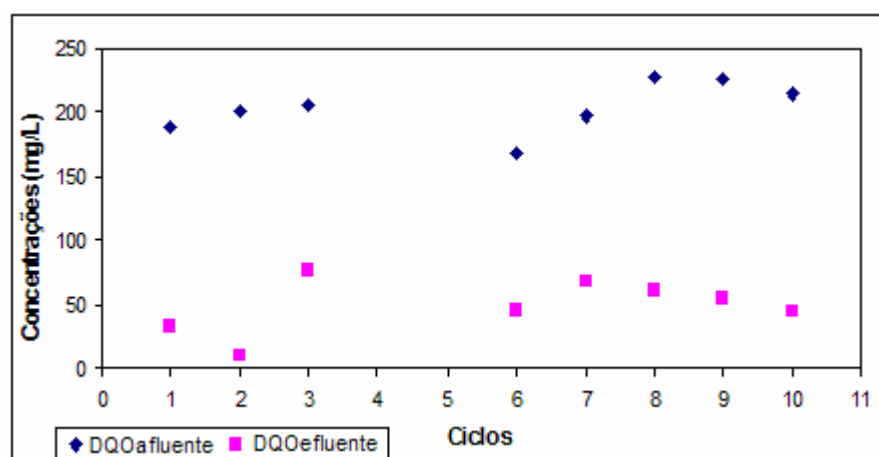


Figura 5.2 - Variação da DQO₅ afluyente e DQO₅ efluente.

As concentrações da DQO₅ afluyente (enchimento) apresentaram variações ao longo dos ciclos, entre 169,4 mg/L e 227,8 mg/L, devido à variabilidade do esgoto

bruto, bem como, do tempo de permanência no tanque de armazenamento. A DQO_S final variou de 11,0 mg/L a 77,2 mg/L, sendo considerada satisfatória com valores inferiores a 80 mg/L, que demonstra um bom desempenho do reator de acordo com a Legislação Ambiental de Santa Catarina, cujas exigências para lançamento de efluentes em corpos receptores em termos de DBO é de 60 mg/L. A DQO_T afluente apresentou uma variação entre 387,0 mg/L a 1159,0 mg/L e uma eficiência média de remoção carbonácea, em termos de DQO_T e DQO_S residual, de 91,8%.

5.1.5 Amônio (NH_4-N), Nitrito (NO_2-N) e Nitrato (NO_3-N)

Os resultados dos ciclos 1, 3 e 8 estão apresentados nas Figuras 5.3, 5.4 e 5.5, nas quais se observam a variação das concentrações de amônio, nitrito e nitrato, em função do tempo.

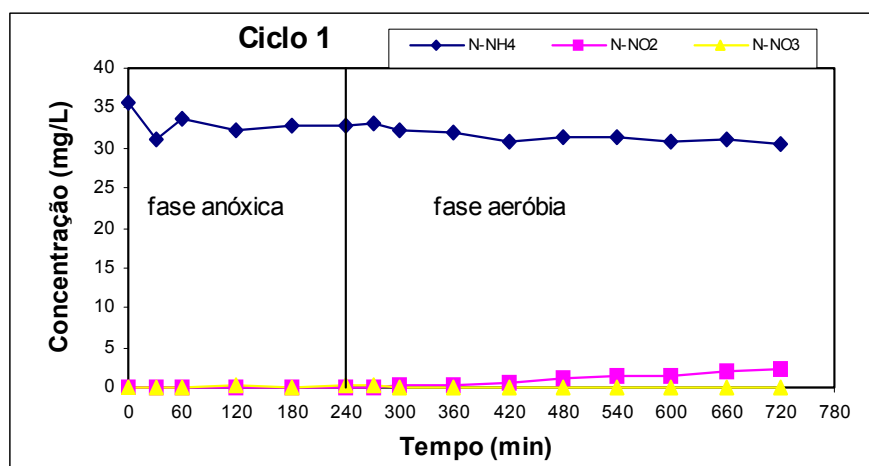


Figura 5.3 - Variação das concentrações de amônio, nitrito e nitrato do ciclo 1.

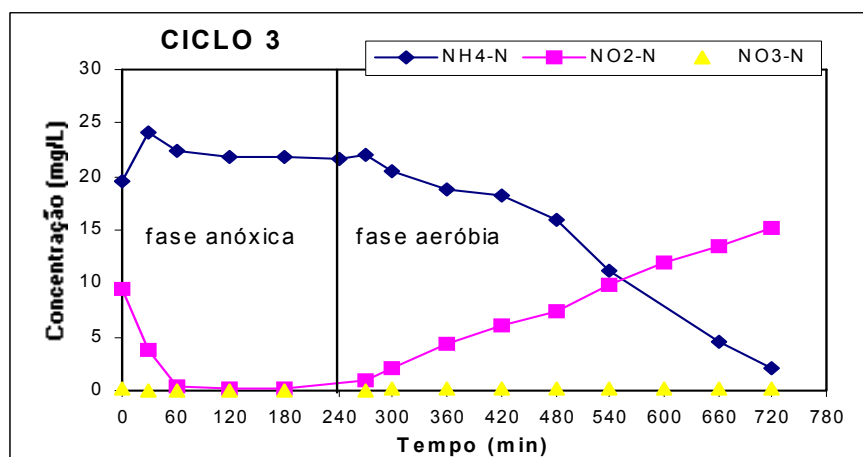


Figura 5.4 - Variação das concentrações de amônio, nitrito e nitrato do ciclo 3.

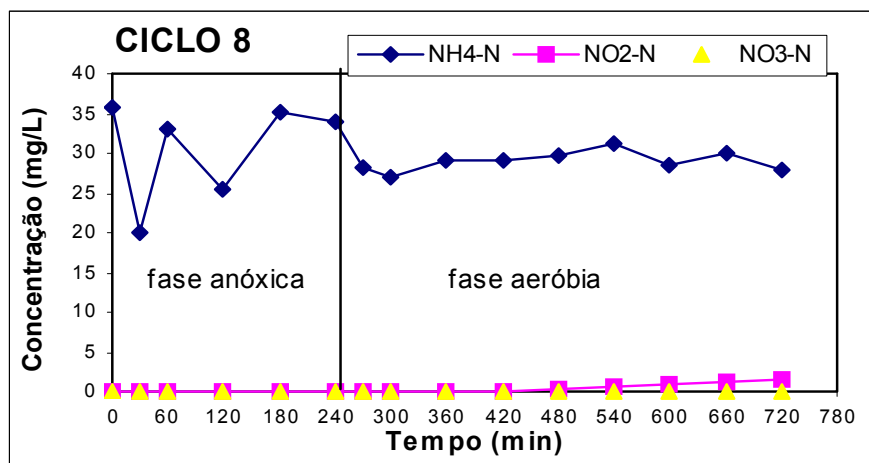


Figura 5.5 - Variação das concentrações de amônio, nitrito e nitrato do ciclo 8.

Observa-se no ciclo 1 (Figura 5.3) que praticamente não ocorreu a oxidação do amônio, uma vez que os valores de nitrito, no final do ciclo, atingiram 2,43 mgNO₂-N/L e os de nitrato 0,05 mgNO₃-N/L, indicando que o reator ainda apresentava-se no período de aclimação. A partir do ciclo 2, observou-se uma melhoria no sistema, com início da oxidação de amônio a nitrito. Esse comportamento se manteve até o ciclo 3 (Figura 5.4), onde a concentração de amônio foi de 4,63 mgNH₄-N/L no tempo (t = 660 min) e o nitrito de 13,54 mgNO₂-N/L, indicando que houve o processo de nitrificação. Neste ciclo, a eficiência de conversão do amônio foi de 85%.

A partir do ciclo 4, começou uma diminuição na oxidação do amônio e, conseqüentemente, diminuição ou nenhuma conversão para nitrito ou nitrato, que se estendeu até o último ciclo. A Figura 5.5 é um exemplo desta situação ocorrida após 71 dias de operação (ciclo 8). O que se percebeu durante esses ensaios é que em nenhum momento o reator conseguiu realizar o processo de nitrificação, sendo que apenas ocorreu o processo de nitritação (oxidação do amônio a nitrito) no ciclo 3 (14 dias de operação). Como não se sabia ao certo o que havia ocorrido durante esta etapa e um longo período de operação realizado (128 dias), resolveu-se fazer um teste para verificar se o substrato inibia a conversão do amônio e, conseqüentemente, o processo de nitrificação. Foi observada também, através da microscopia eletrônica de varredura (MEV), a biomassa aderida ao material suporte.

5.1.2 Testes de inibição pelo substrato

Realizaram-se cinco testes, com diferentes concentrações de esgoto bruto e macro+ micronutrientes, conforme descritos no item 4.2.5. A Figura 5.6 mostra os resultados obtidos nos testes de inibição ao longo de 12 horas.

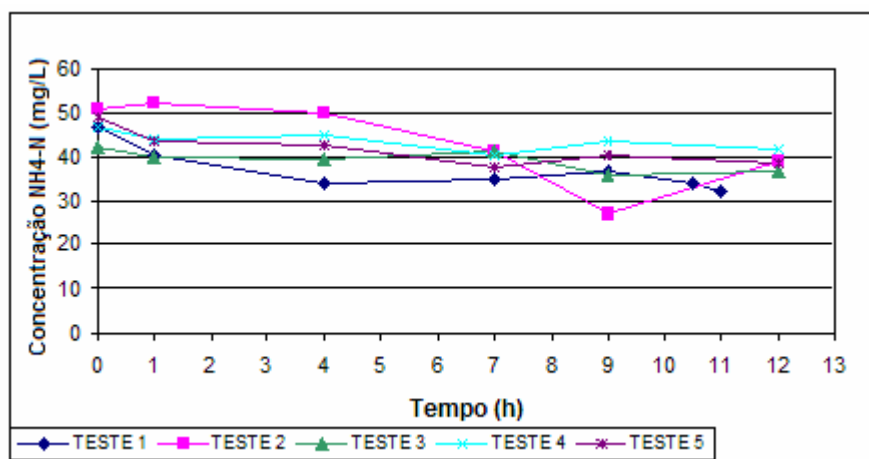


Figura 5.6 - Testes de inibição do substrato

Os resultados constantes na Figura 5.6 indicam que não ocorreram conversões significativas de amônio a nitrito ou nitrato, indicando que, na verdade, haveria um contingente pequeno de células responsáveis pela oxidação do amônio.

Com a finalidade de verificar se o material suporte estava coberto com biofilme, realizaram-se observações utilizando a microscopia eletrônica de varredura. A Figura 5.7 apresenta foto do biofilme aderido à partícula, com aumento de 4000x.

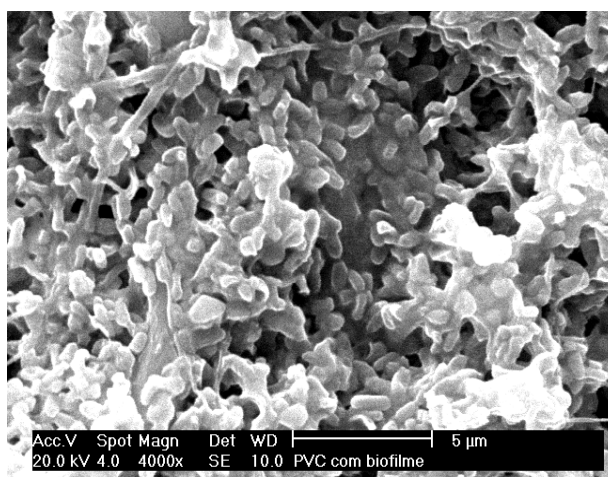


Figura 5.7- Foto do biofilme (4000x)

Pela Figura 5.7 verifica-se que o material suporte estava bastante colonizado, por bactérias do tipo bastonetes. Além destas, encontrou-se também por meio da micrografia *Vorticellas sp.*

Baseado nos testes realizados não foi possível concluir que o reator recebeu alguma carga tóxica durante o período de enchimento que tivesse inibido o processo de nitrificação. Porém, percebeu-se que o período utilizado de 12h não foi suficiente à produção de bactérias nitrificantes no meio líquido e nem aderidas ao material suporte. Portanto, desenvolveram-se estratégias capazes de manter as bactérias nitrificantes no reator e nove etapas operacionais (A, B, C, D, E, F, G, H e I) foram testadas, que serão mostradas a seguir.

5.2 Etapas Operacionais

A Tabela 5.5 apresenta uma síntese das condições operacionais relativas às características do esgoto bruto e da mistura (esgoto bruto + esgoto remanescente do ciclo anterior) para a DQO, DBO, amônio, cargas aplicadas, tempos operacionais (TRH e T_C), número de ciclos e percentual de aumento de carga.

Tabela 5.5 – Síntese das condições operacionais durante os experimentos.

PARÂMETROS	ETAPAS								
	A	B	C	D	E	F	G	H	I
DQO _T EB (mg/L)	413	540	447	330	294	327	492	437	588
DBO _T EB (mg/L)	276	300	277	234	150	159	-	234	-
NH ₄ -N EB (mg/L)	39,4	41,1	36,2	47,0	46,0	38,0	38,3	33,5	44,6
DQO _T Mistura (mg/L)	286	371	331	274	251	461	873	817	904
NH ₄ -N Mistura(mg/L)	16,4	23,0	15,0	26,9	23,9	22,3	22,4	25,7	33,6
COV (kgDQO/m ³ d)	0,143	0,374	0,155	0,228	0,203	0,113	0,170	0,151	0,203
CV(kgNH ₄ -N /m ³ d)	0,014	0,028	0,013	0,033	0,032	0,013	0,013	0,011	0,015
TRH (d)	2,89	1,44	2,89	1,44	1,44	2,89	2,89	2,89	2,89
T _C (h)	24	12	24	12	12	24	24	24	24
Nº ciclos/dia	01	02	01	02	02	01	01	01	01
Aumento de carga (%)	-	-	-	-	-	50	75	100	100

Durante o período de experimento, observaram-se variações na composição do esgoto bruto (afluente). Algumas variáveis monitoradas são apresentadas nas Figuras 5.8, 5.9 e 5.10, referentes às etapas A, B, C, D, E, F, G, H e I. Os dados são referentes aos 614 dias de avaliação, sendo que o dia “0” do gráfico, indica o primeiro dia do início do experimento. A Tabela 1 (Apêndice A), mostra essas e as demais variáveis analisadas do esgoto bruto, para cada etapa.

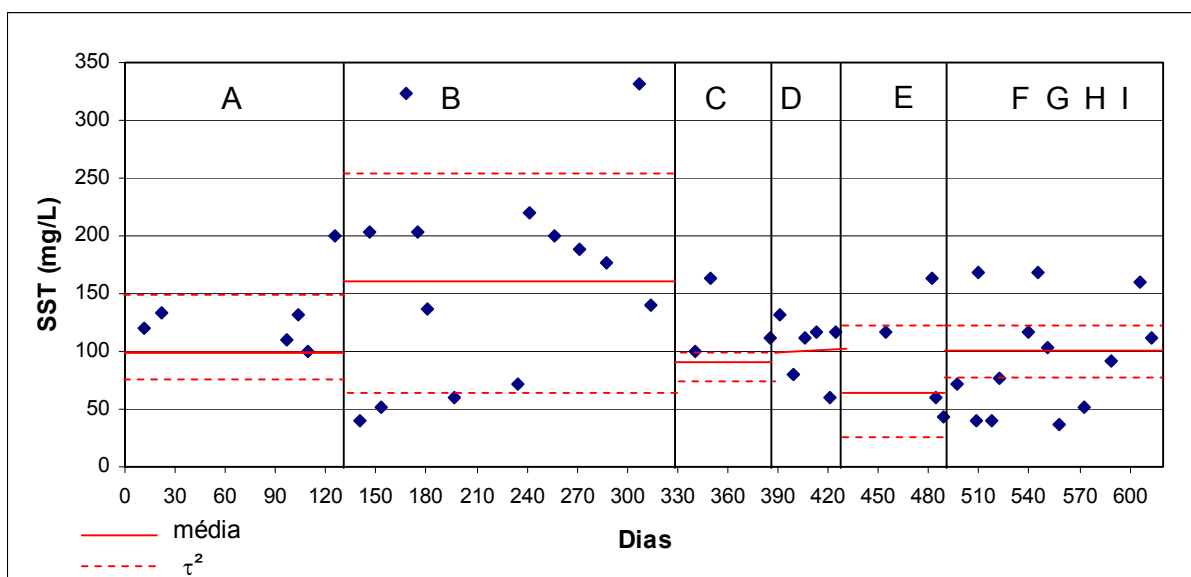


Figura 5.8- Variação dos SST do esgoto bruto durante as etapas operacionais.

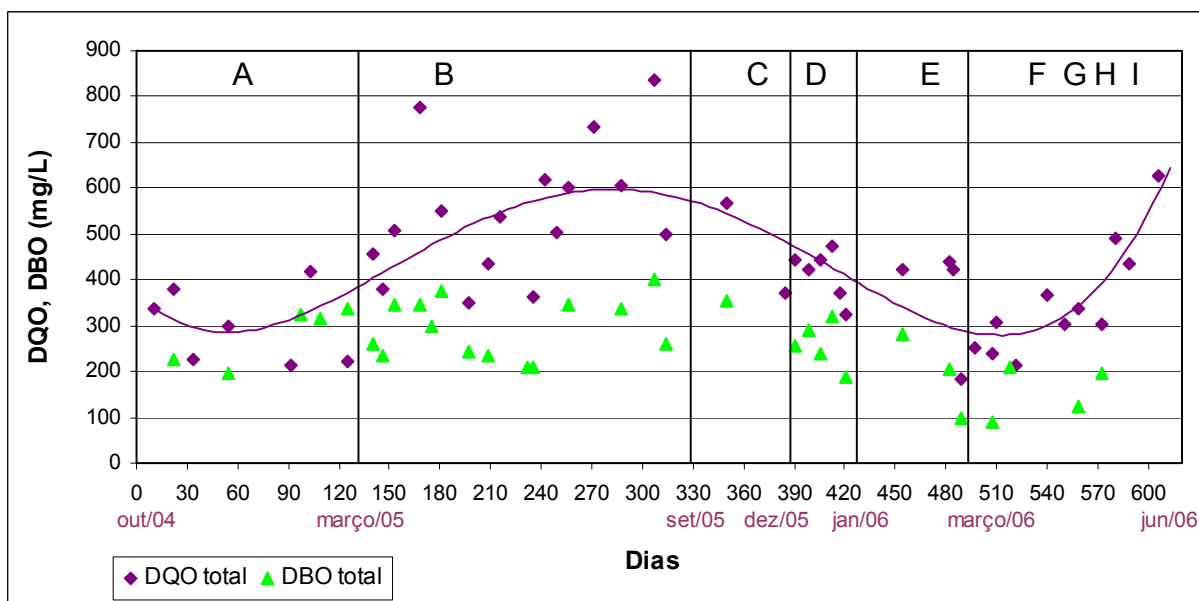


Figura 5.9- Variação da DQO_T e DBO_T do esgoto bruto, durante as etapas operacionais.

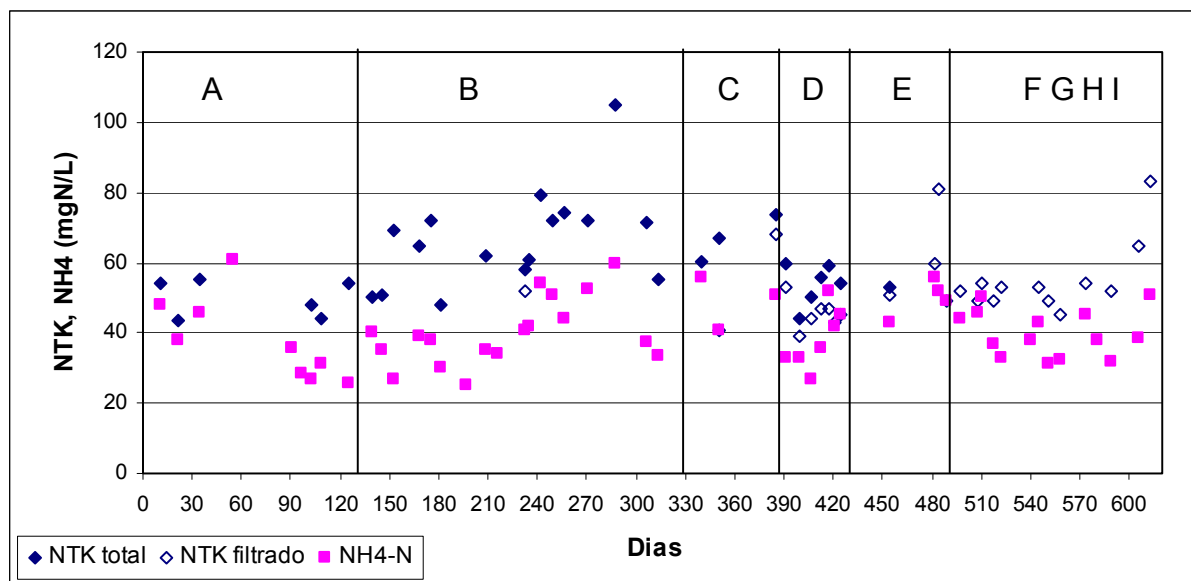


Figura 5.10- Variação do NTK_T , NTK_F e $\text{NH}_4\text{-N}$ do esgoto bruto, durante as etapas operacionais.

Analisando os gráficos, percebe-se uma grande variação nas concentrações do esgoto bruto (afluente). Os SST apresentaram concentrações que variaram de 40 a 324 mg/L, sendo que as maiores concentrações ocorreram durante a etapa B, referente aos meses de março a setembro de 2005. O mesmo ocorreu para as demais variáveis. Verifica-se também que durante as estratégias F, G, H e I (correspondente aos meses de março a junho de 2006), ocorre um aumento progressivo nas concentrações de DQO e NTK, indicando maior carga no esgoto afluente, semelhante ao ocorrido no ano de 2005 (Etapa B). O período de menor carga foi durante as etapas A e E (outubro/2004 a março/2005 e de janeiro a março/2006).

Esse aumento das concentrações de DQO_T e NTK no esgoto bruto, durante os meses de março a setembro, corresponde ao período de estiagem comumente observado na região de Florianópolis, conforme relatado por MEDEIROS et al., (2006), para um tempo de aquisição de dados pluviométricos entre os anos de 1923-1997. Este fato evidencia que nos outros períodos, mais chuvosos, há diluição do esgoto bruto devido à contribuições das águas pluviais na rede, embora o sistema de coleta de esgoto adotado pela CASAN seja o de “separador absoluto”.

A relação DQO/DBO variou de 1,2 a 2,1 indicando uma relação de baixa a típica para esgotos domésticos e municipais. Segundo Henze et al. (1995), a relação alta DQO/DBO (2,5-3,5) indica uma matéria orgânica de difícil degradação e o

inverso indica maior facilidade para o tratamento biológico. A relação DQO/NTK alta (>13) favorece a desnitrificação. No caso, a relação DQO/NTK manteve-se entre baixa e típica, valores entre 6,4 e 8,6.

O esgoto urbano utilizado variou entre diluído-moderado e moderado-concentrado, conforme classificação apresentada por Henze et al., (1995), Metcalf & Eddy (2003) e Jordão & Pessoa (2005), como já fora observado na etapa preliminar.

5.2.1 Etapa A

Nesta etapa operacional, foram realizados 143 ciclos com duração de 24 horas cada um. Durante este período, realizou-se o monitoramento de 10 ciclos. A Figura 5.11 apresenta os valores do oxigênio dissolvido (OD), da temperatura (T) e pH durante as fases anóxica e aeróbia, dos ciclos monitorados.

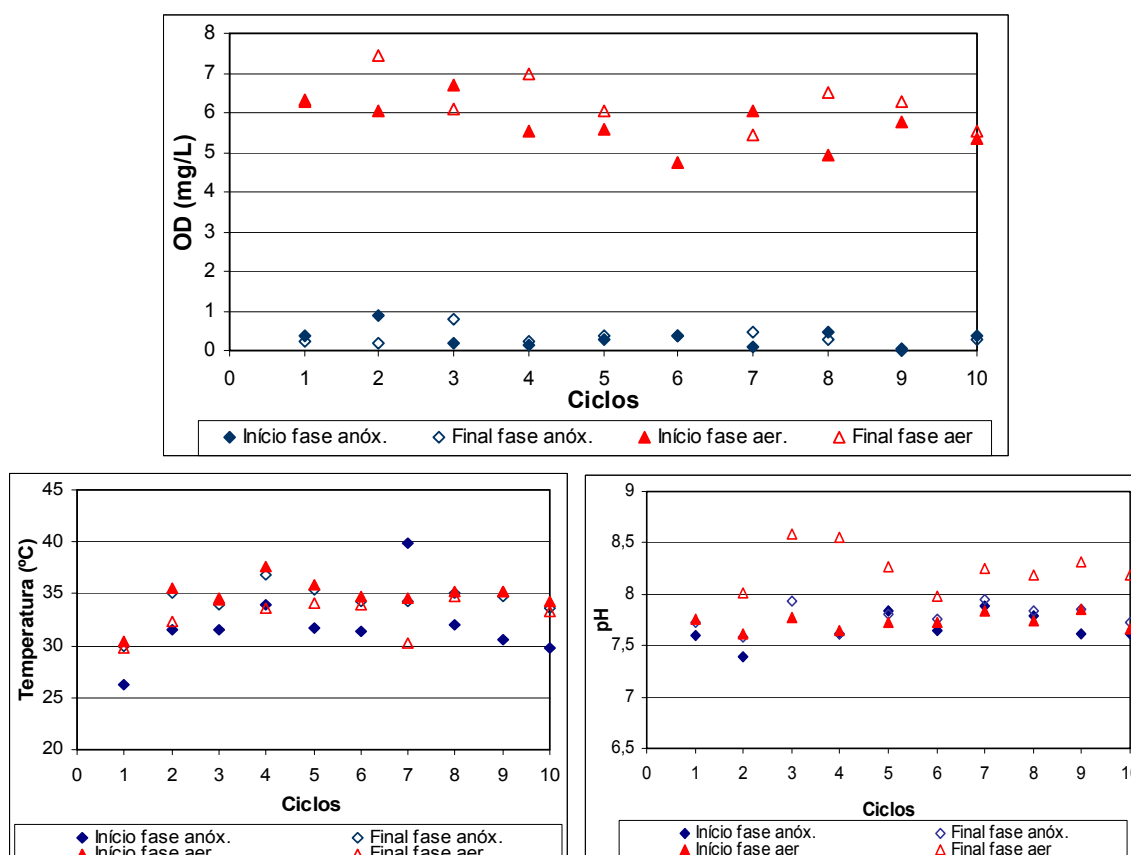


Figura 5.11- Valores do oxigênio dissolvido, temperatura e pH durante os ciclos monitorados.

As concentrações de oxigênio dissolvido variaram ao longo dos ciclos, apresentando uma concentração média de $0,32 \text{ mgO}_2/\text{L} \pm 0,24$ no início da fase anóxica, ou seja, após 30 minutos de ciclo, e de $0,31 \text{ mgO}_2/\text{L} \pm 0,21$ no final da fase. Essas pequenas concentrações de oxigênio dissolvido no meio líquido, durante a fase anóxica, deve estar relacionada à recirculação do líquido no reator.

No início da fase aeróbia a concentração média foi de $5,7 \text{ mgO}_2/\text{L} \pm 0,6$ e no final da fase era de $5,86 \text{ mgO}_2/\text{L} \pm 1,5$. De acordo com Surampalli et al. (1997), estes valores encontram-se dentro das condições ótimas, uma vez que a velocidade máxima de nitrificação ocorre em concentrações de oxigênio acima de $2 \text{ mgO}_2/\text{L}$ e a inibição da desnitrificação em concentrações acima de $1 \text{ mgO}_2/\text{L}$.

Observa-se um aumento gradativo da temperatura à medida que o tempo passa. Entre o início e fim da batelada esse aumento foi de 4°C . A elevação da temperatura contribui diretamente para o aumento da atividade bacteriana e a redução da solubilidade do oxigênio no interior do reator. Durante todos os ciclos a temperatura manteve-se dentro de uma faixa aceitável, sem interferir no processo de nitrificação ou desnitrificação. Para Henze et al. (1995), a temperatura ideal para a nitrificação fica entre 30°C e 35°C e entre 10°C e 30°C para a desnitrificação.

O pH da mistura variou na faixa de 7,13 a 7,70 apresentando média de $7,54 \pm 0,19$. Com a adição do bicarbonato de sódio, o pH aumentou no início da fase anóxica, chegando a valores no final da fase de 7,95. Com o início da aeração, a alcalinidade era consumida e o pH diminuía ao longo do ciclo, até que o processo de nitrificação estivesse completo. Após, novamente observa-se o aumento do pH, chegando ao final do ciclo com valores de 8,59. De acordo com EPA (1993), o pH ótimo para as bactérias nitrificantes está no intervalo de 7,5 e 8,5.

5.2.1.1 Sólidos Suspensos Totais (SST)

A Figura 5.12 apresenta as concentrações dos sólidos suspensos totais, nas fases de enchimento (afluente), mistura e final da fase aeróbia (efluente). Observa-se que na maioria dos ciclos, o SST da mistura foi maior do que o esgoto afluente, o que demonstra uma maior concentração de biomassa suspensa no interior do reator. As

concentrações de SST no efluente mantiveram-se baixas, com concentração média de $26,3 \pm 14,7$ mgSST/L. Esses resultados são semelhantes aos encontrados por BARBOSA (2004), em reator de leito fluidizado por batelada seqüencial, com concentrações médias na mistura inferior a 150 mgSST/L e no esgoto efluente de 20 mgSST/L.

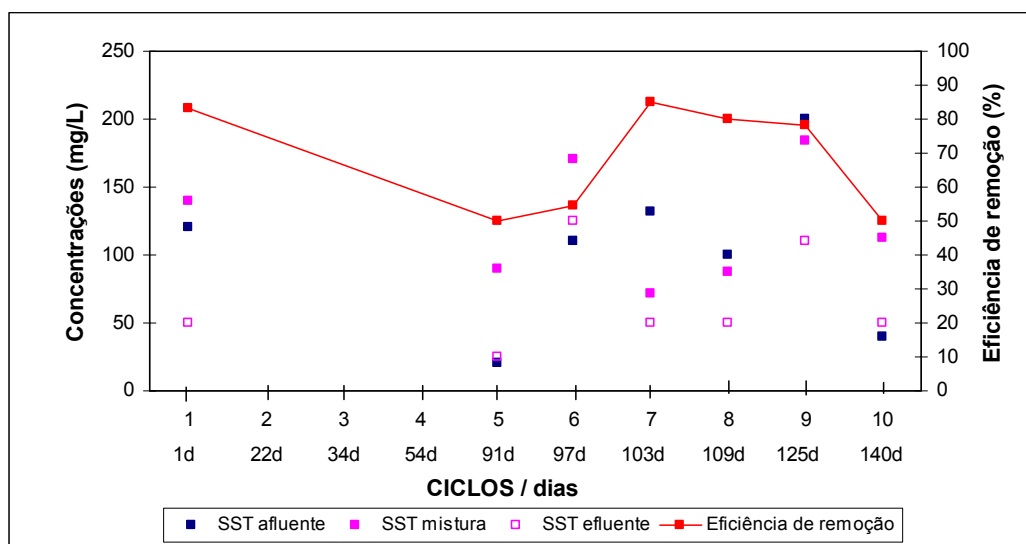


Figura 5.12 - Concentrações dos SST durante os ciclos.

A Figura 5.13 (ciclo 6A) mostra um aumento gradativo da concentração dos SST até o final da fase anóxica, o que indica um aumento da população microbiana no reator. No início da fase aeróbia observa-se uma diminuição dessa concentração, provavelmente causada pela aeração que dispersa os sólidos no meio líquido, pela fixação no material suporte e adesão às paredes e canalizações. A baixa concentração de SST é verificada a partir de 480min (4h de aeração) até o final da batelada. Este comportamento foi observado também nos ciclos 5A, 7A, 8A e 10A, que pode ser verificado no Apêndice B – Tabela 2. Algumas vezes foi necessário realizar a retirada do lodo sedimentado, pela parte inferior do reator, uma vez que estava dificultando a recirculação. Com a retirada do lodo parte dos sólidos em suspensão, também eram descartados, ocasionando a perda de células. Essas retiradas, foram feitas antes dos ciclos 5A, 7A e 10A.

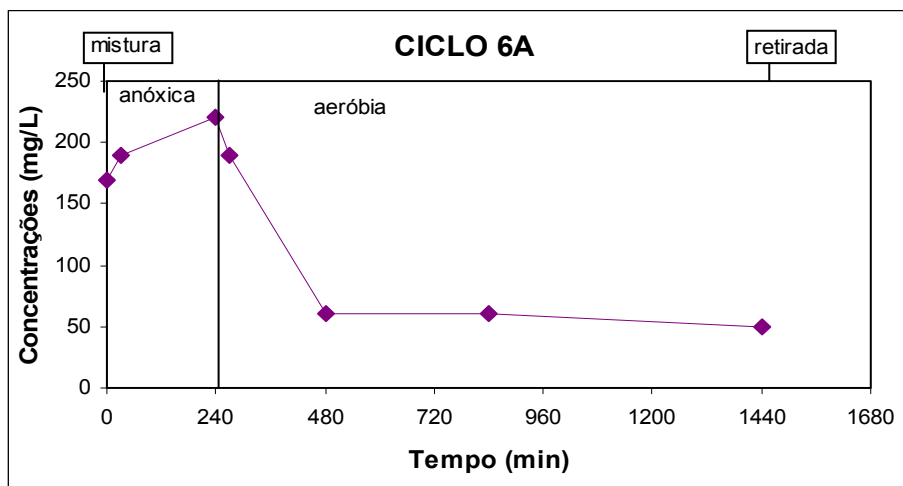


Figura 5.13- Variação com o tempo dos SST durante o ciclo 6A.

5.2.1.2 Remoção Carbonácea e de Nitrogênio

Durante a etapa A, o reator se mostrou capaz de remover com eficiência a matéria carbonácea e nitrogenada, apesar das flutuações do esgoto afluente. As Figuras 5.14 e 5.15 são representações gráficas da matéria orgânica (em termos de DQO).

A Figura 5.14 apresenta as concentrações da DQO e a eficiência de remoção, durante os ciclos. A DQO_T afluente apresentou concentrações que variaram de 212 mg/L a 458 mg/L, tendo uma concentração média de 319 ± 95 mg/L. A DQO_S da mistura apresentou concentração média de 112 ± 32 mg/L e a DQO_S efluente de 41 ± 14 mg/L.

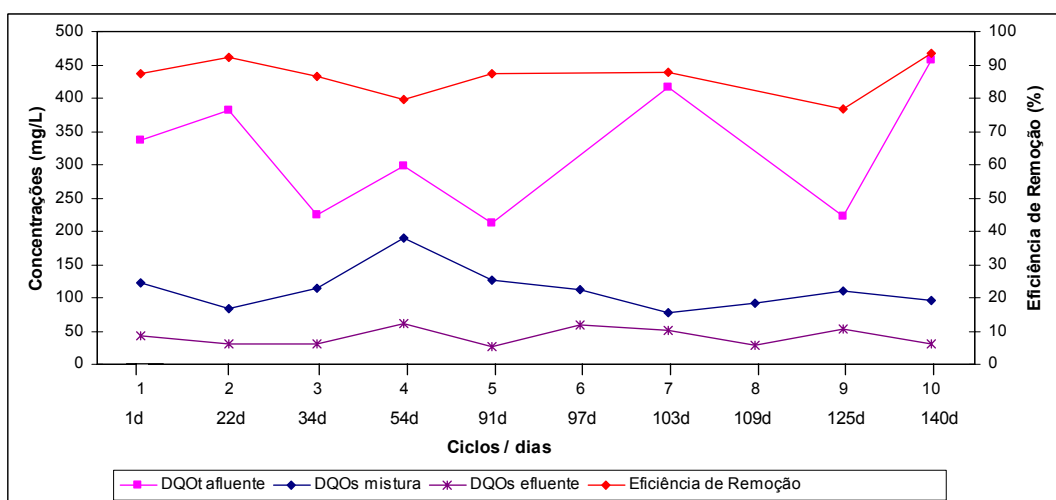


Figura 5.14-Concentrações de DQO e eficiência de remoção, durante os ciclos.

Observa-se na Figura 5.14, que as concentrações de DQO efluente mantiveram-se inferiores a 50 mg/L apesar das flutuações das concentrações do esgoto bruto afluente. O reator piloto apresentou uma eficiência média de remoção de DQO de 87%, em termos de DQO afluente e efluente, tendo atingido valores acima de 90%, nos ciclos 2 e 10. Em termos de DQO_T afluente e efluente o reator apresentou eficiência média de 78%. A Figura 5.15 apresenta o comportamento da DQO_S durante os ciclos 1A, 2A, 8A, 9A e 10A.

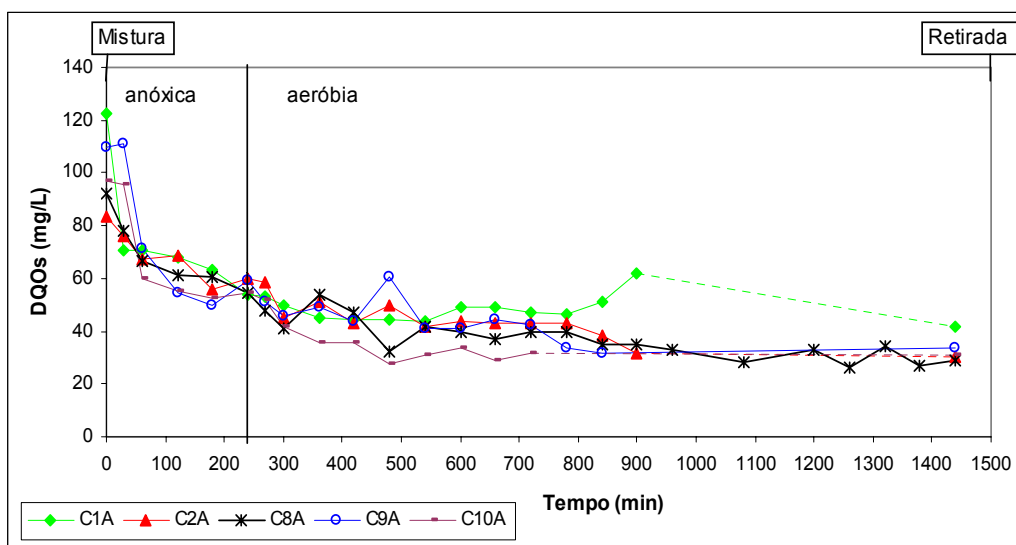


Figura 5.15-Comportamento da DQO_S durante os ciclos 1A, 2A, 8A, 9A e 10A.

Observa-se pela Figura 5.15 que ocorre uma queda acentuada da DQO já no início da batelada, ou seja, nos primeiros 30-60min, promovidos pelo processo de desnitrificação. Praticamente em todos os ciclos a DQO apresentou este mesmo comportamento e, ainda, manteve-se em torno de 40 mg/L no tempo de 600 min, correspondendo a DQO residual.

A remoção elevada da DQO está ligada ao metabolismo bacteriano, sendo que a capacidade de adsorção e sedimentação do lodo em reatores com bateladas seqüenciais são preponderantes na remoção do material particulado. As partículas sólidas adsorvidas são armazenadas e hidrolisadas e os compostos liberados após hidrólise são metabolizados pela biomassa presente no reator (DOLD et al. 1980 citados por CYBIS et al. 2003).

A Figura 5.16 apresenta as concentrações do amônio, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção de nitrogênio, em cada ciclo.

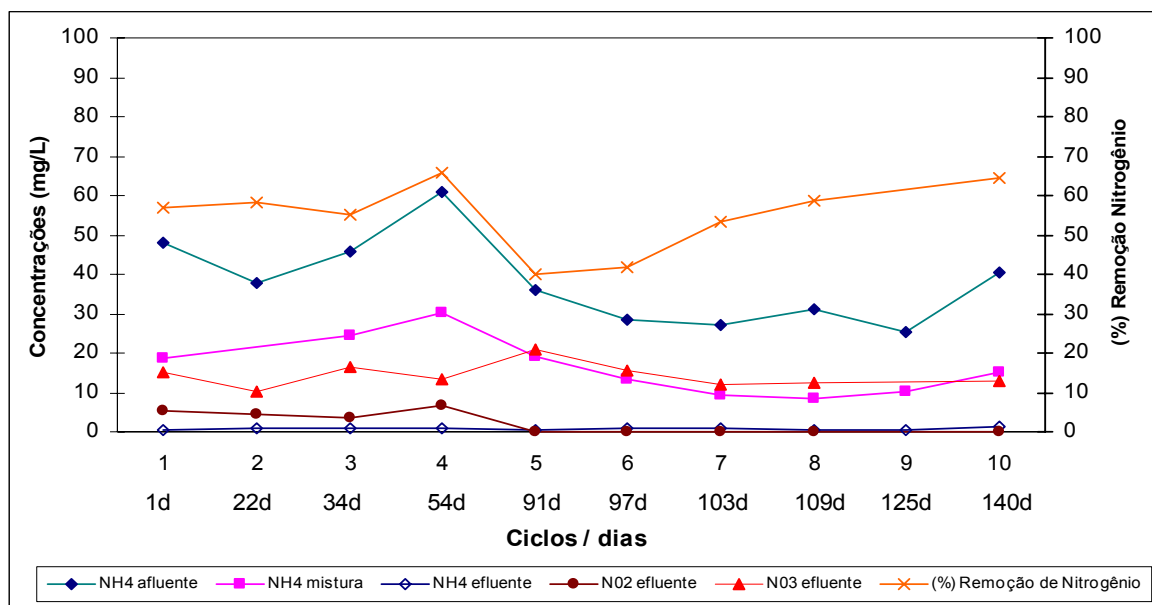


Figura 5.16- Concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ e remoção de nitrogênio nos dez ciclos monitorados.

Analisando a Figura 5.16, verifica-se que desde o início desta etapa houve conversão total do amônio, com acúmulo de nitrato e algum acúmulo de nitrito até o ciclo 4A (55 dias de operação). A partir do ciclo 5A, percebe-se a concentração apenas de nitrato no esgoto efluente, demonstrando que o reator piloto começava a entrar em regime aproximadamente constante.

Para melhor entendimento do comportamento do amônio, nitrito e nitrato ao longo dos ciclos, as Figuras 5.17, 5.18 e 5.19 apresentam as concentrações de amônio, nitrito e nitrato durante os ciclos 1A (início do experimento), 5A (começo da estabilização do processo), 6A, 7A e 8A (reator em regime aproximadamente constante). O monitoramento realizado em todos os ciclos encontra-se no Apêndice B – Tabelas (de 4 a 13).

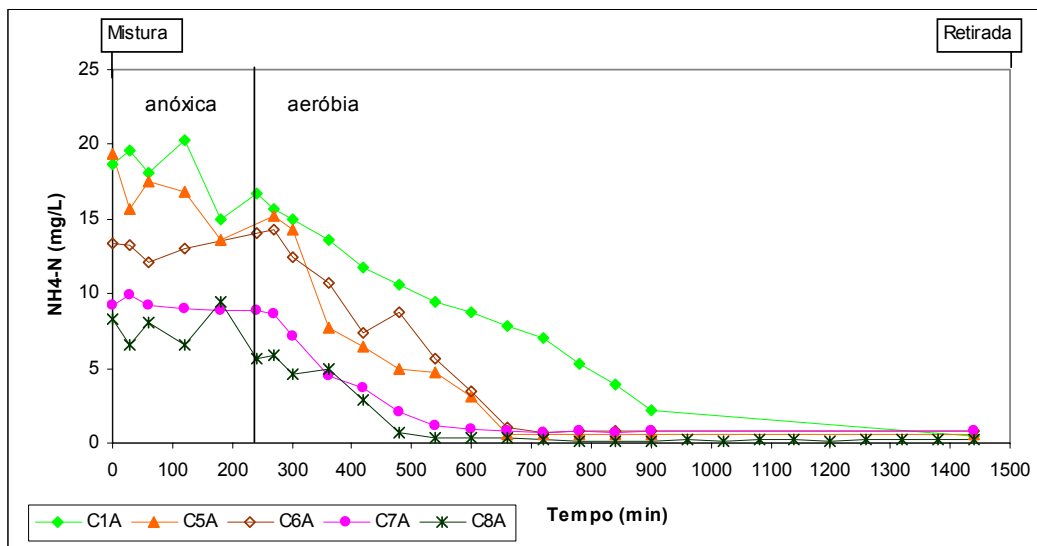


Figura 5.17 - Concentração de amônio durante os ciclos 1A, 5A, 6A, 7A e 8A.

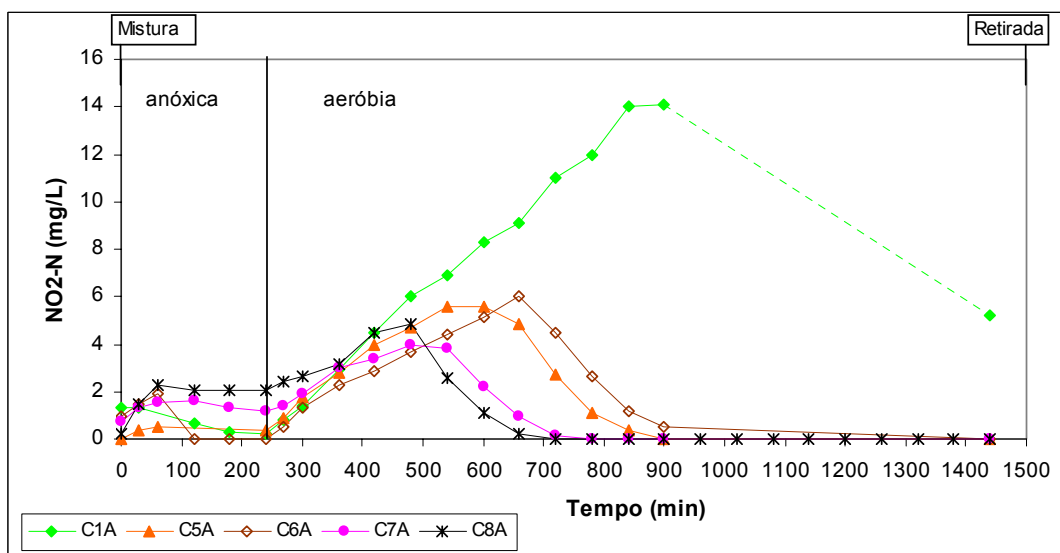


Figura 5.18 - Concentração de nitrito durante os ciclos 1A, 5A, 6A, 7A e 8A.

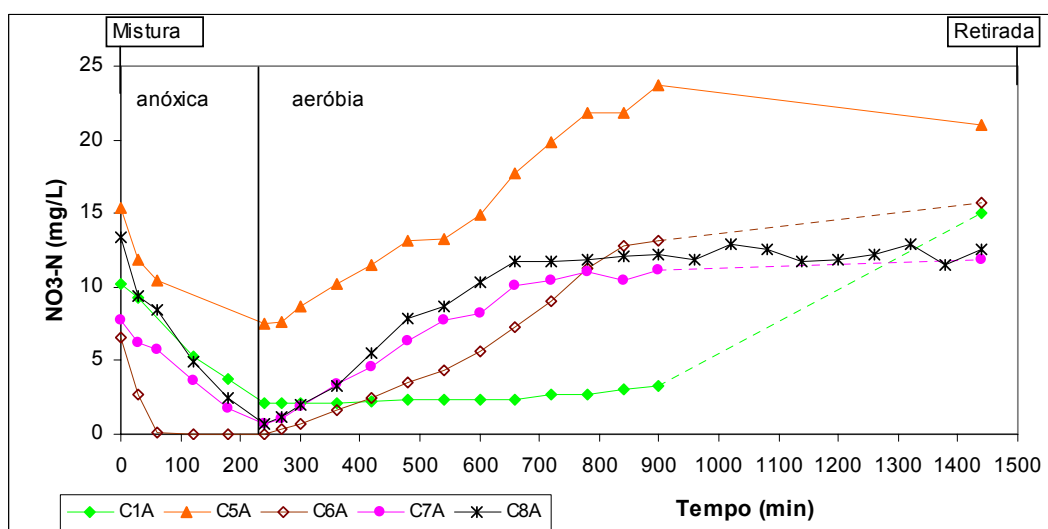


Figura 5.19 - Concentração de nitrato durante os ciclos 1A, 5A, 6A, 7A e 8A.

Observa-se pelas Figuras 5.17, 5.18 e 5.19 que no início do processo (ciclo 1A), durante 900 min ocorreu apenas o processo de nitrificação, ou seja, oxidação do amônio a nitrito, mantendo o nitrato em baixas concentrações, em torno de 3,0 mgNO₃-N/L. Neste mesmo instante, a concentração do amônio era de 2,15 mgNH₄-N/L e o nitrito de 14,1 mgNO₂-N/L. No final desta fase, constatou-se a oxidação do amônio a nitrato, ocorrendo o processo de nitrificação.

O reator manteve praticamente o mesmo comportamento até o ciclo 4A (em torno de 50 dias), indicando que estava no seu período inicial de operação e aclimatação. Nos ciclos 5A e 6A, verificou-se que a oxidação do amônio ocorria até 660min, com concentrações abaixo de 0,8 mgNH₄-N/L. Porém, o mesmo não acontecia com a conversão do nitrito a nitrato, precisando um tempo um pouco maior, ou seja, 900min. Esse comportamento pode ocorrer dependendo dos seguintes fatores: - alto pH favorecendo o crescimento das bactérias *Nitrosomonas*; - falta de oxigênio dissolvido e/ou pouca biomassa (falta de bactérias do gênero *Nitrobacter*).

Nos ciclos 7A e 8A, percebe-se que aos 480min o amônio estava praticamente todo oxidado (NH₄-N≈0), indicando que o ciclo poderia ser finalizado neste instante, sem a necessidade da oxidação total do nitrito a nitrato, podendo os mesmos serem desnitrificados durante o período anóxico, sem nenhum problema. Então, os ciclos poderiam ser de 8h, ou seja, 4h anóxico e 4h aeróbio. Os ciclos realizados posteriormente (9A e 10A), mostraram que a concentração de NH₄-N chegava próximo a zero aos 720min (12h de ciclo, ou seja, 4h anóxico e 8h aeróbio).

O reator apresentou um bom desempenho no processo de nitrificação e desnitrificação, com eficiências médias 94±2,5 %, de 78±18,9 %, respectivamente. Porém, verifica-se pelas Figuras 5.18 e 5.19, que a desnitrificação completa ocorreu apenas no ciclo 6A. Isto pode ser explicado pela falta de carbono durante a fase anóxica, uma vez que a DQO₅ foi praticamente toda oxidada na primeira hora da batelada. Outro fator que pode ter interferido na desnitrificação é a relação DQO/NTK, que se manteve baixa (valor médio 7,0), desfavorecendo a desnitrificação, conforme já mencionado no item 5.2 (HENZE et al., 1995).

Durante esta etapa, verificou-se a ocorrência do processo de assimilação do amônio, estando relacionado ao crescimento da biomassa heterotrófica. Isto pode ser verificado através da Figura 5.13 (ciclo 6A), no qual a concentração celular aumentou no final da fase anóxica.

Os resultados apresentados indicaram que o reator foi eficiente em termos de remoção e redução de carbono, bem como de nitrogênio (Tabela 5.6) e que o processo de nitrificação poderia ser interrompido aos 720min, tendo em vista que as concentrações de amônio estavam próximas de zero (Figuras 5.17), podendo dar início a um novo ciclo.

Tabela 5.6- Concentrações médias no esgoto afluente e efluente, eficiências de remoção de N, nitrificação, desnitrificação, durante a etapa A.

Grandezas	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Redução média(%)
DQO _T	319 ± 95	69 ± 19	78,4
DBO _T	276 ± 37	13 ± 1,6	94,1
DQO _S	208 ± 37	41 ± 14	80,3
NTK _T	51 ± 4,0	0,7 ± 0,3	98,2
NH4-N	38 ± 11	13 ± 8	95,3
Eficiência de Remoção de N no processo 55 %			
Eficiência de Nitrificação 94%			
Eficiência de Desnitrificação 81%			

Bortolotto (2004) obteve resultados semelhantes em termos de remoção carbonácea e nitrogenada em um reator de leito fluidizado por batelada seqüencial, atuando com ciclos de 12h com aeração, sem fase anóxica. Os resultados mostraram que nos primeiros 30min da batelada, ocorria uma queda acentuada da DQO e que após 7h30min de batelada o amônio chegava a valores próximos de zero, podendo o ciclo ser finalizado.

5.2.1.3 Biomassa Fixa e Suspensa

A biomassa fixa e suspensa foi quantificada através da dosagem de proteínas aderidas e suspensas. Durante esta etapa, as proteínas foram quantificadas apenas no final dos ciclos 7A, 8A e 9A. Os resultados encontram-se na Tabela 5.7. O esgoto afluente apresentou concentração média de proteínas em suspensão de 31mgPN/L.

Tabela 5.7 – Valores das proteínas (PN) aderidas e em suspensão.

Ciclos	PN suspensas (mg/L)	PN aderidas (mg/g)	PN aderidas (mg/L _{reator})
7A	16,60	0,08	18,07
8A	16,80	0,09	20,33
9A	16,50	0,06	13,55

Percebe-se pela Tabela 5.7 que não houve praticamente alterações entre a biomassa em suspensão, mas verifica-se uma queda mais acentuada da biomassa aderida entre o ciclo 8A e 9A (16 dias entre os ciclos). Esta queda da biomassa refletiu no processo de nitrificação, no qual foi necessário um aumento de tempo para remover todo o amônio, passando de 480min para 720min. Como as bactérias nitrificantes têm crescimento lento, formam um biofilme mais denso na região mais externa do biofilme (Tijhuris et al., 1994 e 1995b citado por KWOK et al., 1998) e, portanto, são mais susceptíveis ao desprendimento.

A partir da Tabela 5.7, determinou-se a concentração média obtida de proteína total no reator (PN suspensa + PN aderida), nos ciclos monitorados, e obteve-se 33,95 mgPN/L_{reator}, indicando baixa concentração em termos de biomassa ativa.

A microscopia óptica foi utilizada para observar a morfologia da biomassa bacteriana presente no meio líquido, nos flocos do material em suspensão e no lodo aderido às paredes do reator, com a finalidade de auxiliar na interpretação das condições operacionais do processo de tratamento. Verificou-se a presença de uma variedade de microrganismos durante o período de início desta etapa até o seu término. A Figura 5.20 mostra a formação dos flocos, já no início do processo (Ciclo 1A), com a presença de alguns ciliados fixos como *Vorticellas sp*, *Opercularia sp* e *Epistylis sp*, que indicam boas condições de tratamento no que se refere à oxigenação do meio líquido e também quanto a capacidade depuradora da poluição carbonácea (CANLER et al., 1999). Mostra ainda a presença de metazoários do tipo Rotíferos, que aparecem em lodo de alta idade e em condições estáveis. O aparecimento deste organismo era esperado, devido ao período de aclimação realizado, desde a inoculação do reator até o início desta etapa.

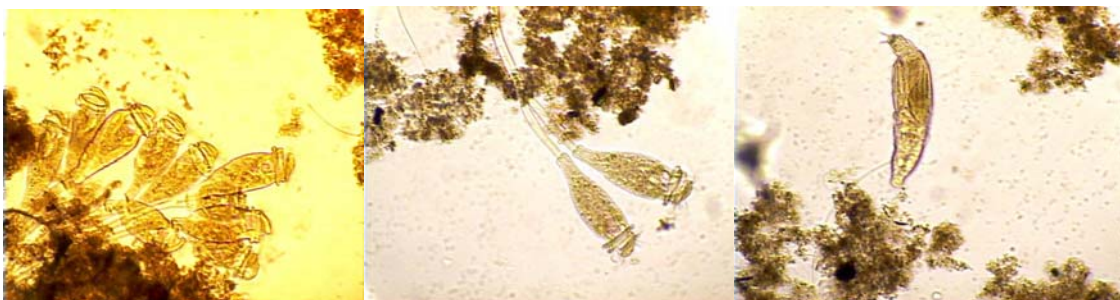


Figura 5.20- Presença de *Opercularias sp*, *Epistylis sp* e Rotíferos.

Com o decorrer do tempo, entre os ciclos 5A e 6A, observou-se a presença de ciliados livres (protozoários do tipo *Aspidisca cicada sp*), que indica a ocorrência de nitrificação no sistema (CETESB, 1997). Eles aparecem em condições estáveis de funcionamento, com baixa carga orgânica e elevado oxigênio (HOFFMANN et al., 2001). Este aparecimento foi comprovado a partir do Ciclo 5A, na qual o sistema estava entrando na fase de estabilização, com baixa carga orgânica e ocorrendo o processo de nitrificação. Foram identificados também ciliados fixos do tipo *Tokophyra sp* e alguns *Zooflagelados* (Fig 5.21).

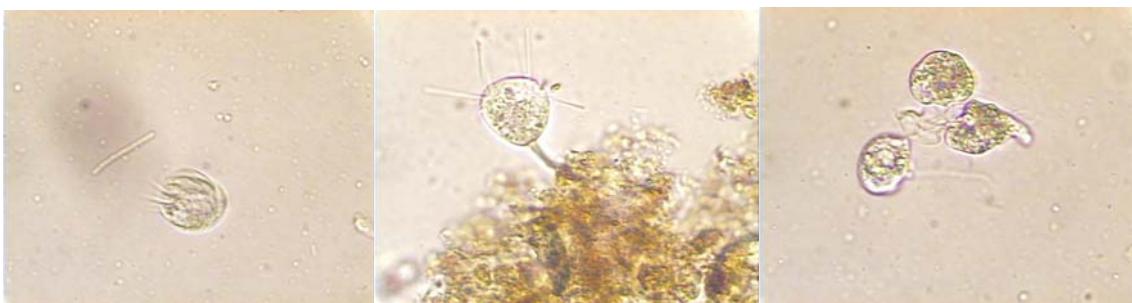


Figura 5.21- Presença de *Aspidiscas cicada sp*, *Tokophyra sp*, *Zooflagelados*, respectivamente.

O material suporte foi analisado através da Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV), e foram feitas fotos do biofilme aderido à partícula. As Figuras 5.22, 5.23 e 5.24 apresentam estas fotos.

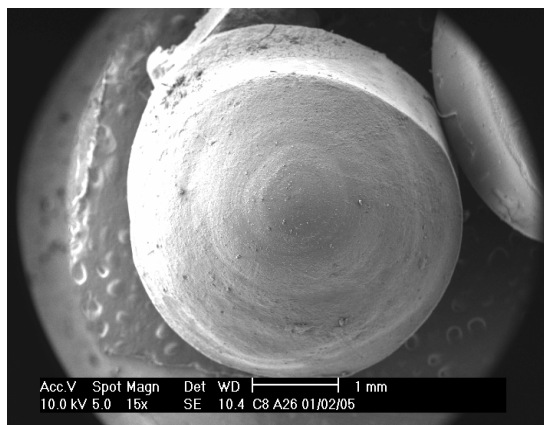


Figura 5.22 - Foto do material suporte (PVC) colonizado (aumento 15x).

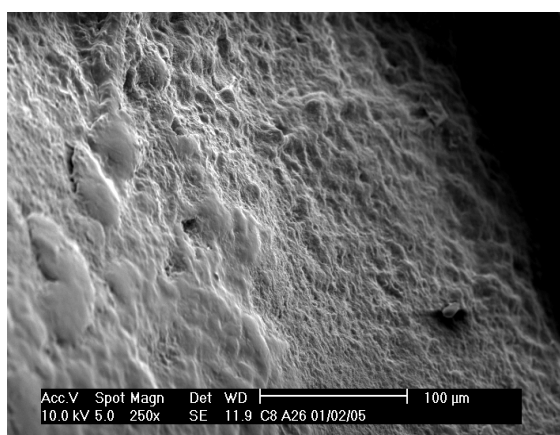


Figura 5.23 – Foto do Biofilme (aumento 250x)

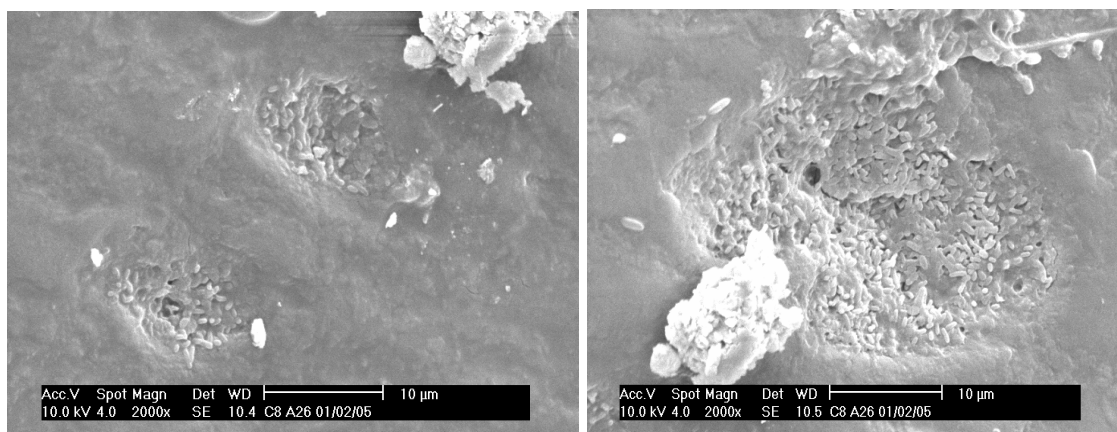


Figura 5.24- Colônias de bactérias aderidas ao biofilme (2000x).

Na Figura 5.22 observa-se o material suporte (PVC) colonizado, com o biofilme aderido em sua superfície (Figura 5.23) e colônias de bactérias (Figura 5.24). Ressalta-se a existência de um biofilme fino e bem formado, com colonização no interior da matriz polissacarídea. Isto ocorre devido ao fato dos microrganismos estarem submetidos às

condições hidrodinâmicas do reator, com elevado cisalhamento devido à velocidade superficial do líquido (U_L) e a velocidade superficial do gás (U_G) necessária para manter o suporte em fluidização, conforme apresentado na literatura científica (CHENG et al., 1997, NICOLELLA et al., 1997, VAN LOOSDRECHT et al., 1995).

5.2.1.4 Medida da velocidade específica de respiração

Durante esta etapa, foram realizados quatro testes respirométricos, com a finalidade de determinar a velocidade de respiração celular. Os testes foram nos seguintes dias: 17/01/05, 20/01/05, 24/01/05 e 17/02/05. Os testes respirométricos foram realizados através do procedimento “on-line” -diretamente no reator e testes de bancada, conforme descritos no Capítulo 4 (item 4.3). Procurou-se manter durante os testes de bancada as mesmas condições do reator, em termos de temperatura e pH.

As Figuras de 5.25 a 5.28 mostram os respirogramas dos testes “on-line” e as Figuras de 5.29 e 5.32 mostram os respirogramas dos testes de bancada.

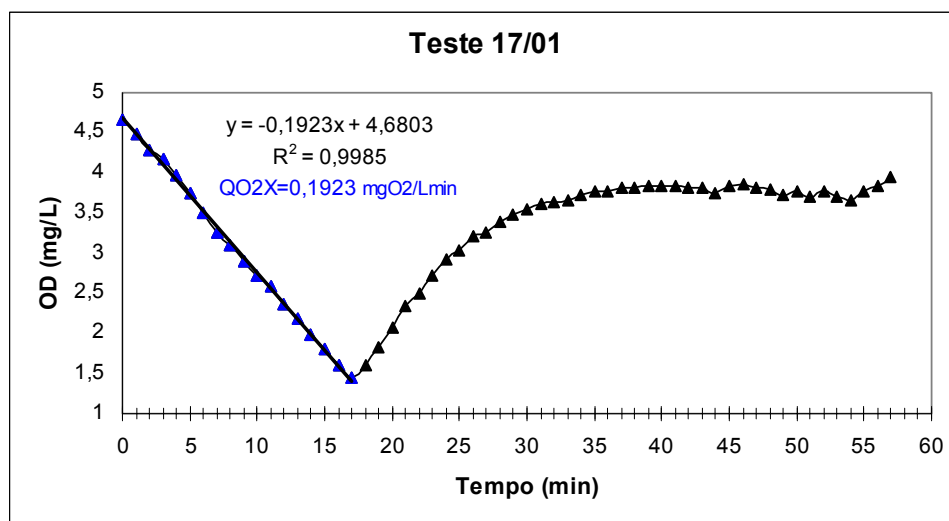


Figura 5.25-Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.

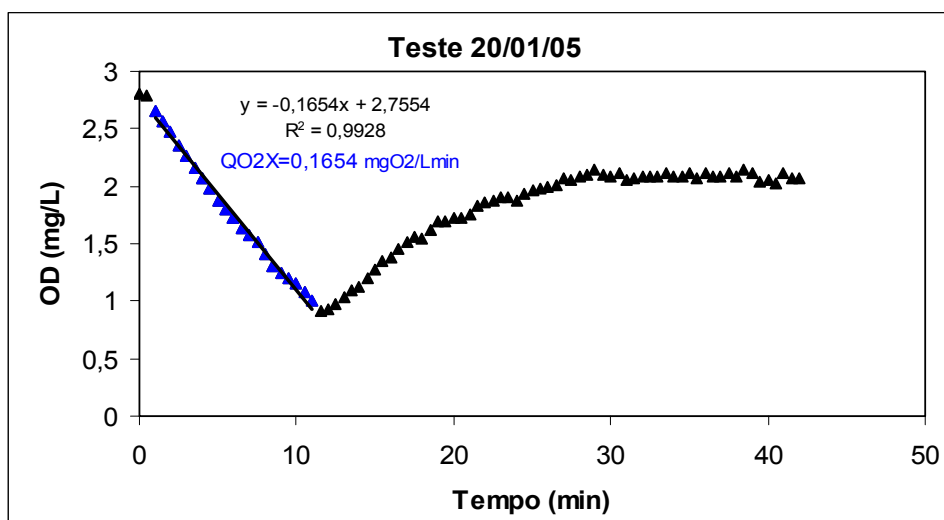


Figura 5.26-Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.

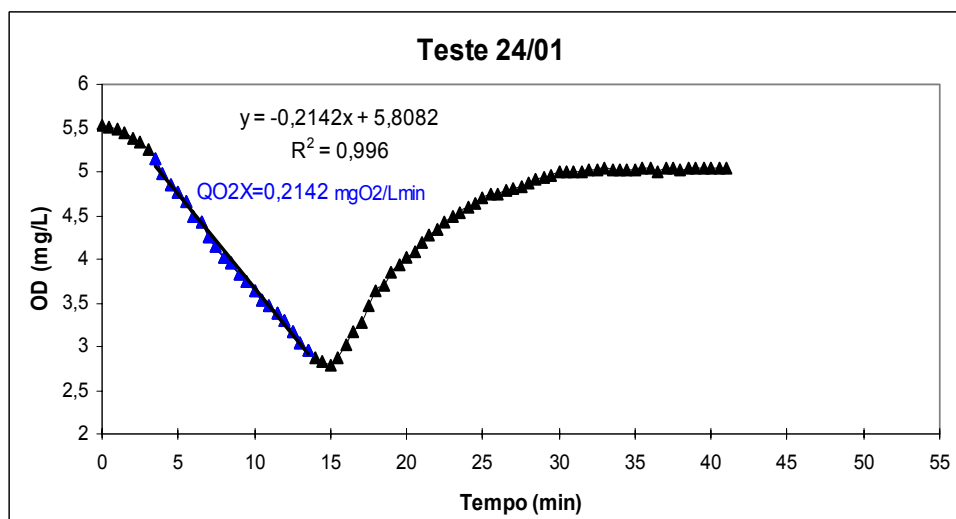


Figura 5.27-Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.

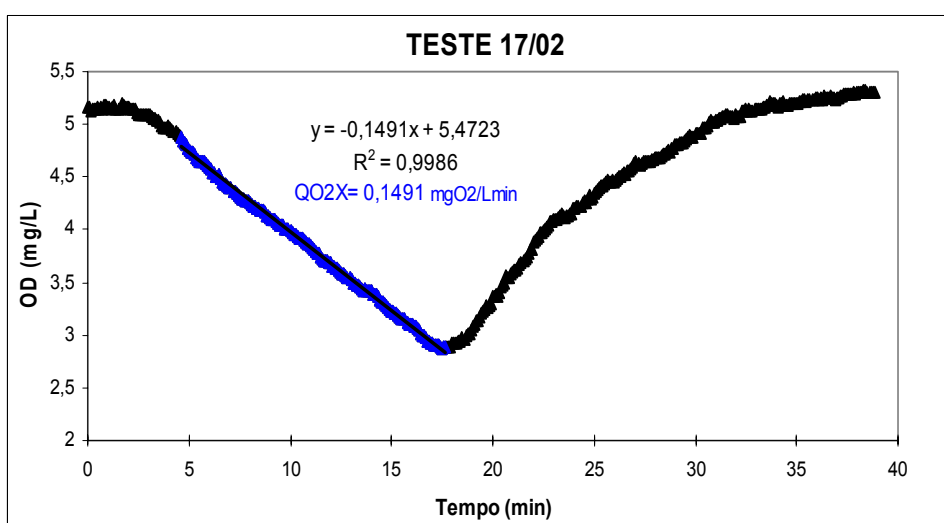


Figura 5.28-Variação da concentração de OD no tempo, teste “on-line”.

As Figuras de 5.25 a 5.28 mostram as relações lineares onde foram determinadas as velocidades de respiração celular, no interior do reator. Nota-se pelas Figuras 5.25 e 5.26, que a concentração de OD não retornou ao patamar inicial, após o religamento do ar. Isto é devido a um maior valor de QO_2 ou um menor valor de kLa , causados por alteração no sistema, como por exemplo: variação na vazão de ar. A Figura 5.28 apresenta o respirograma em que a concentração de OD volta ao patamar inicial, indicando não ter ocorrido perturbações no sistema ao longo da aplicação da metodologia.

As Figuras a seguir, apresentam os respirogramas dos testes de bancada.

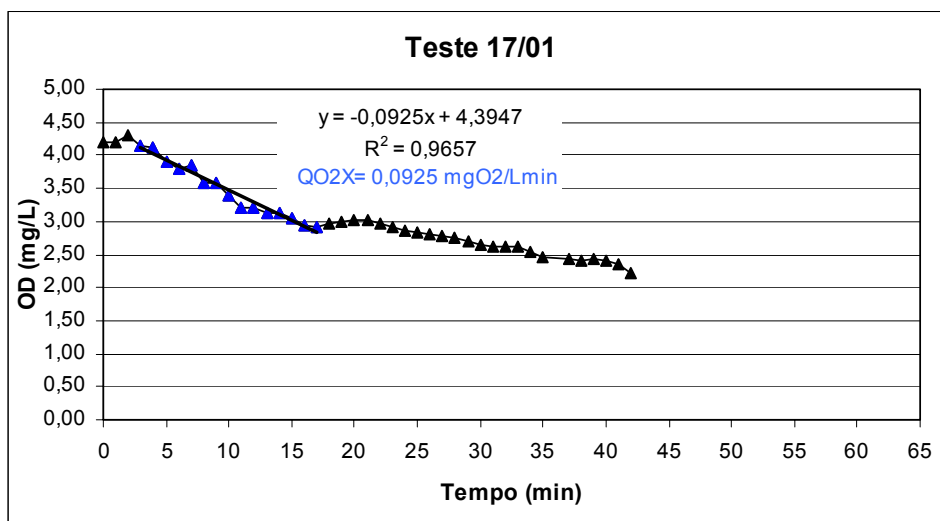


Figura 5.29-Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.

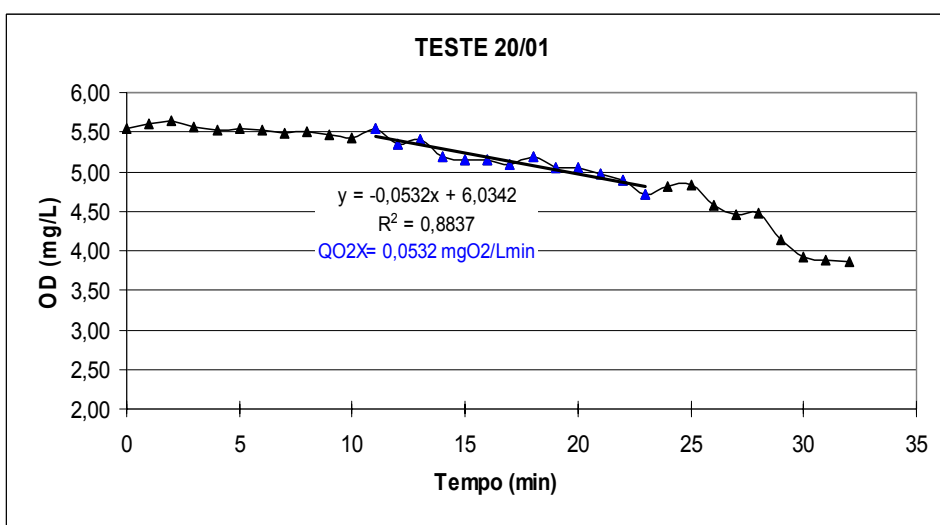


Figura 5.30- Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.

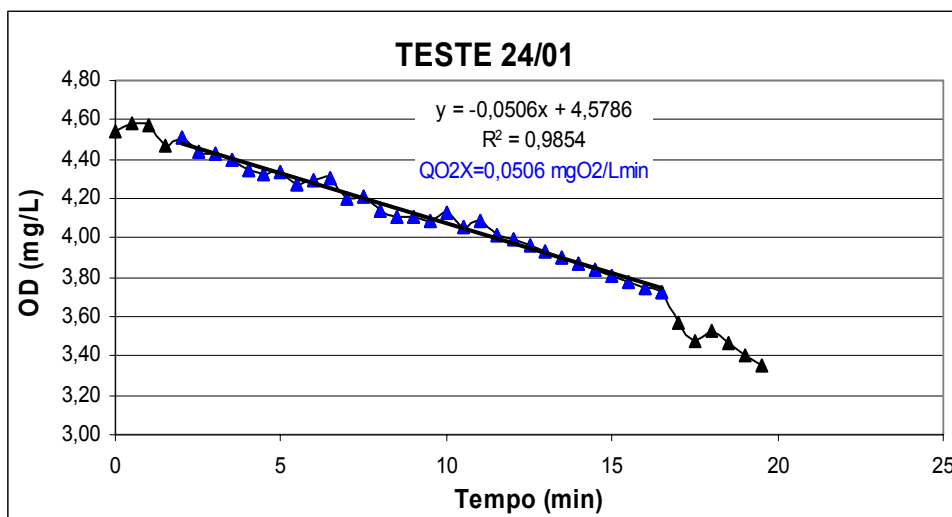


Figura 5.31- Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.

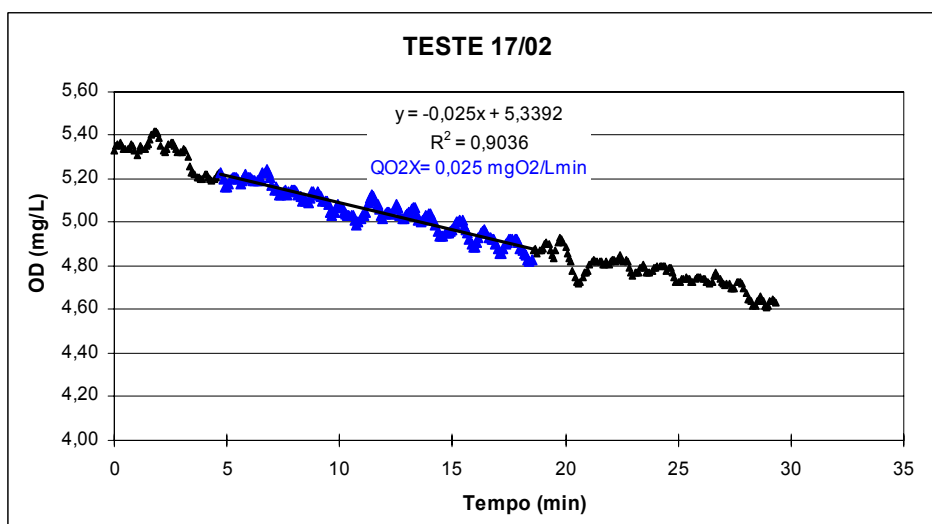


Figura 5.32- Variação da concentração de OD no tempo, teste de bancada.

As Figuras 5.29 e 5.30 são de difícil interpretação, tendo em vista apresentarem diferentes velocidades de respiração celular, no mesmo teste, provavelmente devido a longos intervalos de tempo sem aeração e baixa concentração celular no líquido amostrado. As Figuras 5.31 e 5.32 apresentam resultados mais coerentes.

Determinou-se a velocidade de respiração celular dos testes de bancada, da mesma maneira que dos testes “on-line”. Com a concentração celular X , pôde-se calcular a velocidade específica de respiração (QO_2). Os resultados encontram-se na Tabela 5.8.

Tabela 5.8- Dados de velocidade de respiração celular dos testes de bancada.

Testes	QO_2X (mgO ₂ /L.min)	X (gSST/L)	QO_2 (mgO ₂ /gSSTmin)
17/01/05	0,092	0,124	0,742
20/01/05	0,053	0,072	0,736
24/01/05	0,051	0,060	0,850
17/02/05	0,025	0,035	0,714

Com os dados da velocidade específica de respiração (QO_2) dos testes de bancada, determinou-se a concentração celular (X) no interior do reator (calculada conforme Capítulo 4- item 4.3). A Tabela 5.9 apresenta os dados de velocidade de respiração celular no reator piloto, bem como a concentração celular X e as respectivas concentrações de amônio e DQO dos testes “on-line”.

Tabela 5.9- Dados de velocidade de respiração celular e as concentrações de NH₄-N e DQO dos testes “on-line”.

Testes	NH ₄ -N (mg/L)	DQOs (mg/L)	QO_2X (mg O ₂ /L min)	QO_2 (mg O ₂ /gSST . min)	X (gSST/L)
17/01/05	-	49,5	0,192	0,742	0,26
20/01/05	8,58	63,2	0,165	0,736	0,22
24/01/05	9,86	38,6	0,214	0,850	0,25
17/02/05	11,84	69,6	0,149	0,714	0,21

Analisando as Tabelas 5.8 e 5.9, percebe-se que não houve grandes alterações nos valores de QO_2 durante os períodos analisados, indicando que o sistema estava estável em termos de atividade biológica. Quanto aos valores estimados da concentração celular, relativas à célula ativa no sistema (valor médio de 0,24 gSST/L), pode-se dizer que são valores realmente muito baixos, conforme já apontado quando da análise do teor de proteínas (item 5.2.1.3).

O coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio (kLa) foi determinado conforme Capítulo 4 - item 4.4. A Figura 5.33, é um exemplo de reta (vide equação 4.8- pg.60), cujo coeficiente angular identifica o kLa e a Tabela 5.10 mostra os resultados do kLa, durante os testes respirométricos.

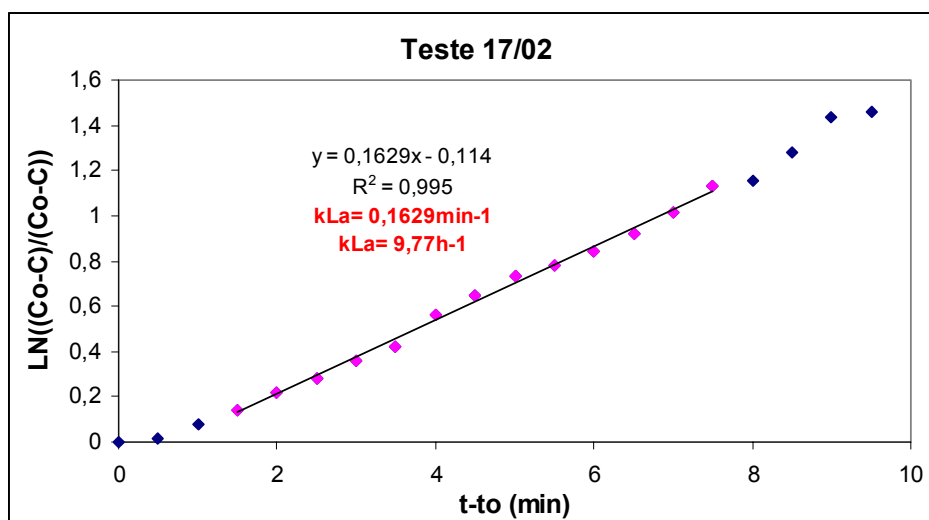


Figura 5.33- Determinação do kLa durante o teste de 17/02.

Tabela 5.10-Valores do kLa no reator

Testes	kLa (min^{-1})	kLa (h^{-1})
17/01	0,094	5,62
20/01	0,081	4,87
24/01	0,121	7,24
17/02	0,163	9,77

Para caracterizar o kLa no reator e analisando todos os testes realizados durante esta etapa, optou-se pelo kLa do dia 17/02, haja vista que durante este ensaio, não houve nenhuma perturbação possível capaz de influenciar no valor do kLa . Portanto, o kLa obtido foi de $0,163 \text{ min}^{-1}$. Ressalta-se que a vazão de ar nesta etapa variou entre 60 e 80 L/h.

Valores semelhantes foram encontrados por Gebara (2001) em um reator de leito fluidizado, com 6 m de altura, utilizando um difusor de bolhas finas e ar comprimido com vazão de 2000 L/h. Os valores do kLa ficaram próximos a $0,18 \text{ min}^{-1}$.

Com base nos resultados obtidos durante a etapa A, optou-se em trabalhar com ciclos de 12h (4h anóxico e 8h aeróbio) cujos resultados serão apresentados na etapa B.

5.2.2 Etapa B

Foi realizada de março/2005 a setembro/2005, num total de 206 dias, com ciclos de 12 horas, ou seja, dois ciclos/dia totalizando 412 ciclos. Durante este período obteve-se o monitoramento de 15 ciclos.

Nesta etapa ocorreram alguns problemas operacionais, que provavelmente justifiquem o comportamento do reator em alguns momentos.

5.2.2.1 Sólidos Suspensos Totais (SST)

Durante esta etapa houve um aumento de 53% dos SST no esgoto afluente, em relação à etapa anterior. Conseqüentemente houve um aumento, em torno de 53% de SST no interior do reator. A Figura 5.34 apresenta as concentrações dos SST ao longo dos ciclos.

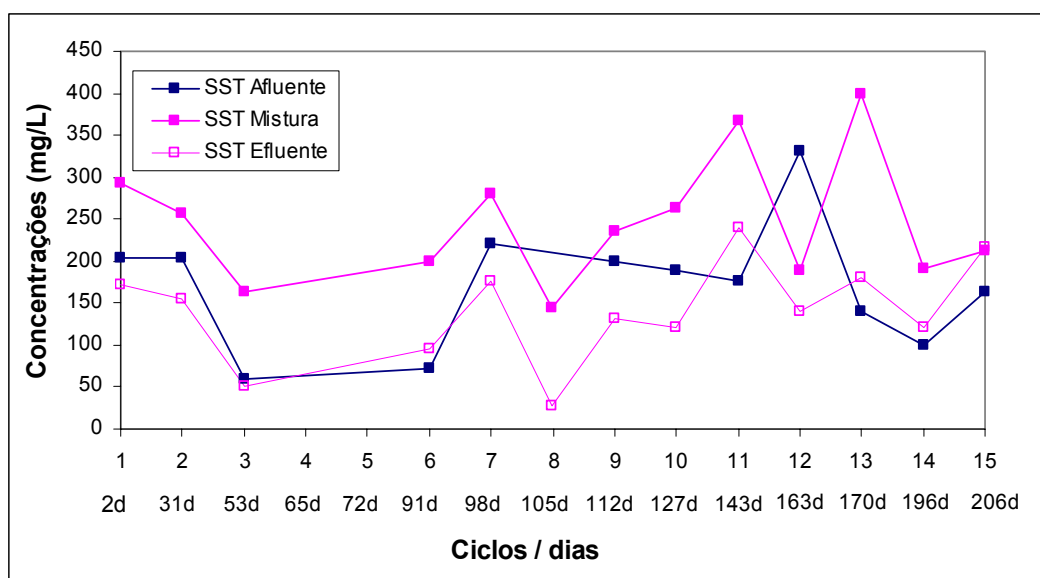


Figura 5.34- Variação dos SST durante os ciclos

Analisando o gráfico da Figura 5.34 observa-se variações nas concentrações dos SST afluente, com concentrações baixas nos ciclos 3 e 6. Isto foi devido a chuva ocorrida anterior a estes ciclos, que diluiu o esgoto afluente. Verifica-se também, um decréscimo nas concentrações de SST da mistura nos ciclos 3, 8, 12 e 14, se comparados com ciclos anteriores, decorrentes da retirada do material suporte para limpeza do fundo do reator, devido a problemas de entupimento (após o ciclo 2) e,

também, por descargas de fundo do esgoto realizadas anteriores aos ciclos 8, 12 e 14.

A concentração média de SST no esgoto efluente foi de 141 ± 60 mg/L, muito superior à encontrada na etapa A, que foi de $26 \pm 14,7$ mg/L. Esta diferença está associada à formação de lodo sedimentado no interior e nas canalizações do reator; ao desequilíbrio da diversidade de microrganismos no interior do reator e a maior carga aplicada (Tabela 5.5, p.80). Isto tudo favoreceu o desenvolvimento rápido de organismos que não eram desejados no sistema, tais como organismos filamentosos, que dificultaram o tratamento.

5.2.2.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada

A Figura 5.35 apresenta de forma global a variação da DQO afluente, mistura e efluente, durante a etapa B, com as respectivas eficiências de remoção em cada ciclo.

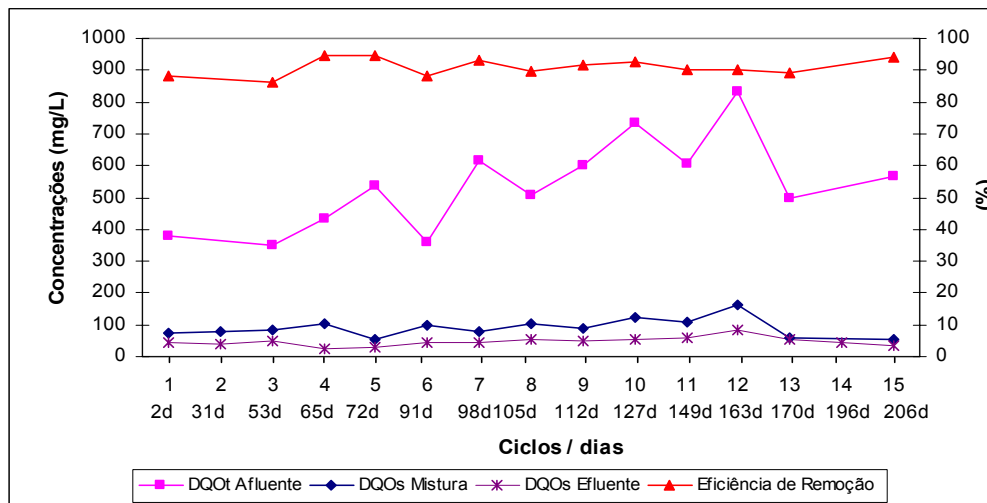


Figura 5.35- Variação da DQO e da eficiência de remoção em cada ciclo.

A DQO_T afluente variou de 351mg/L a 834 mg/L, com concentração média de 540 ± 143 mg/L e a DQO_S efluente de 24 mg/L a 84 mg/L com concentração média de 47 ± 14 mg/L. A eficiência média de remoção em termos de DQO afluente e efluente foi de $91 \pm 2,7$ %, demonstrando que o reator foi capaz de absorver cargas maiores, sem interferir no processo de tratamento.

Para melhor entender o comportamento do reator em termos de remoção da matéria orgânica, foram plotadas concentrações da DQO solúvel obtidas nos ciclos 1B, 3B, 4B, 6B, 7B, 9B, 10B, 12B, 14B e 15B, representados na Figura 5.36.

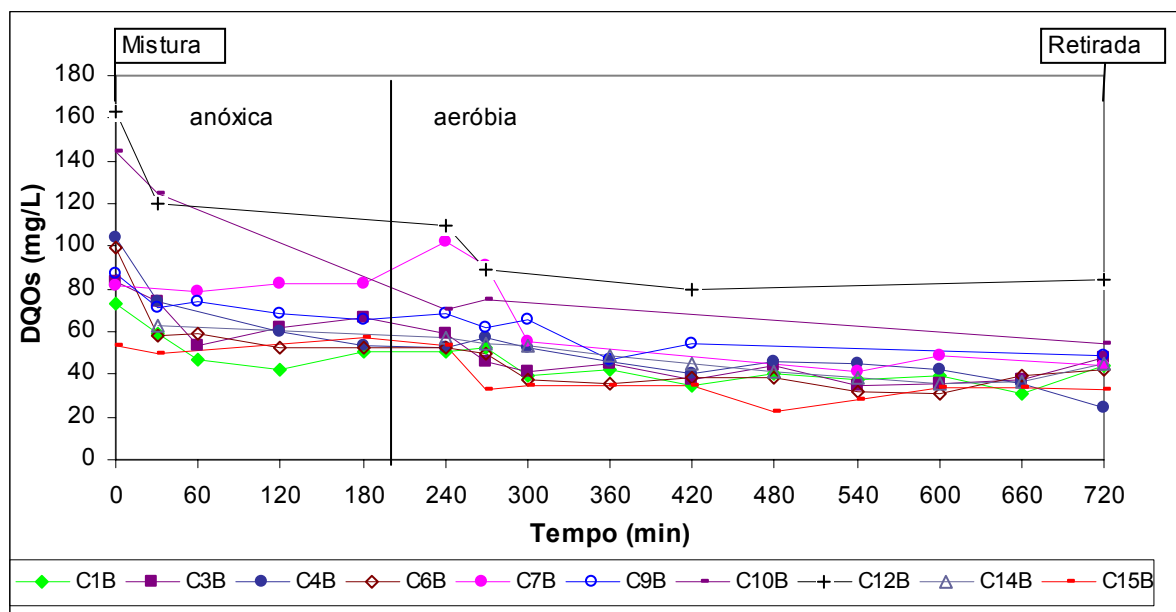


Figura 5.36- Concentrações da DQO nos ciclos 1B, 3B, 4B, 6B, 7B, 10B, 12B, 14B e 15B.

Percebe-se pela Figura 5.36 que o reator se manteve estável no que se refere à degradação da DQO_s, apresentando apenas uma desestabilização no ciclo 12B, no qual apresentou uma maior concentração de DQO afluente (834mgDQO/L) e, também, a mais elevada concentração na DQO efluente (84 mgDQO/L), conforme resultados apresentados na Figura 5.35. Observa-se também, em todos os ciclos, uma queda mais acentuada da DQO nos primeiros 60min, indicando que a carga orgânica estava sendo utilizada no processo de desnitrificação.

A Figura 5.37 apresenta as concentrações de amônio, nitrito, nitrato e a eficiência de remoção de nitrogênio, em cada ciclo. De um modo geral, verificam-se períodos de instabilidade, no que se refere à remoção de nitrogênio, sendo que as menores remoções foram obtidas nos ciclos 7B (40,9%), 10B (43,3%) e 11B (21%). No ciclo 1B observa-se que todo o amônio foi oxidado a nitrato. A partir do ciclo 2B, verificam-se concentrações de amônio, nitrito e nitrato no esgoto efluente, indicando que não houve durante esta etapa, a nitrificação completa.

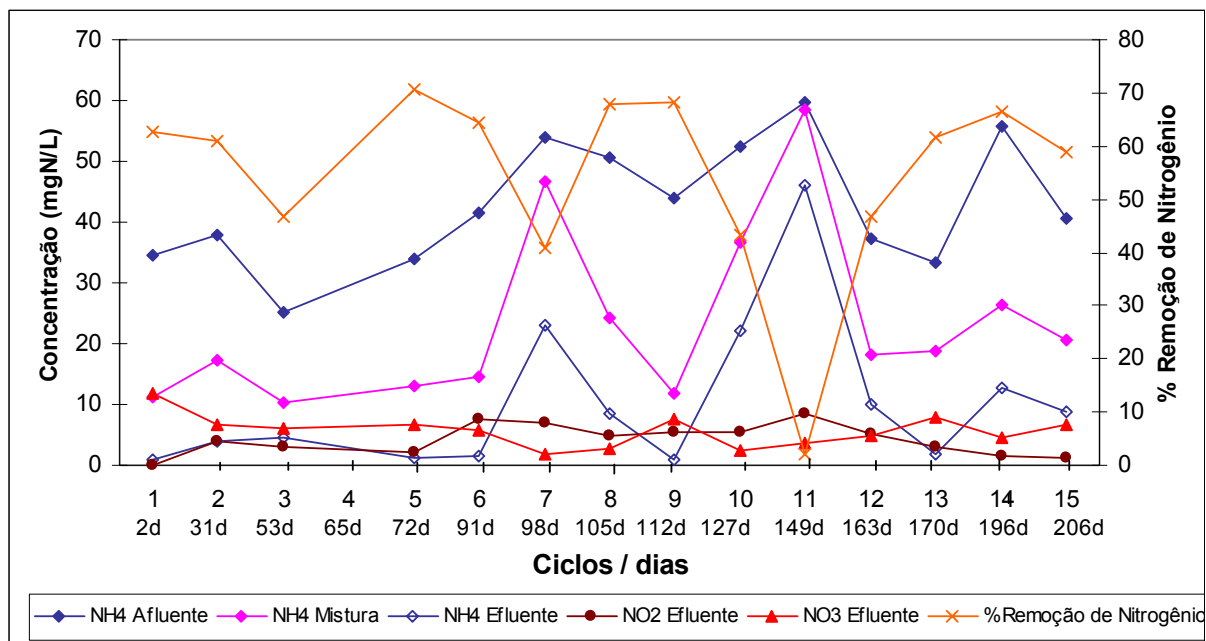


Figura 5.37- Concentrações de NH₄-N, NO₂-N, NO₃-N e a eficiência de remoção de nitrogênio, em cada ciclo.

Durante os ciclos 1B até 5B (período de março a maio), as concentrações de nitrato no esgoto efluente foram maiores do que as de nitrito e as concentrações de amônio mantiveram-se menores do que 5mg/L.

Do ciclo 6B ao 11B (período de junho a julho), observa-se que o amônio esteve presente em quase todos os ciclos, no esgoto efluente, com concentrações bastante variáveis chegando a 22,9 mg/L no ciclo 7B e 46,2 mg/L no ciclo 11B.

Do ciclo 12B ao 15B (período de agosto a setembro), percebe-se uma melhoria no processo, indicando que o sistema estava voltando a ter o mesmo comportamento do início desta etapa.

As Figuras 5.38, 5.39 e 5.40 apresentam as concentrações de amônio, nitrito e nitrato referentes aos ciclos 1B, 3B, 6B, 7B, 10B, 12B, 13B e 15B, respectivamente. O monitoramento de todos os ciclos encontra-se no Apêndice C - Tabelas (13 a 28).

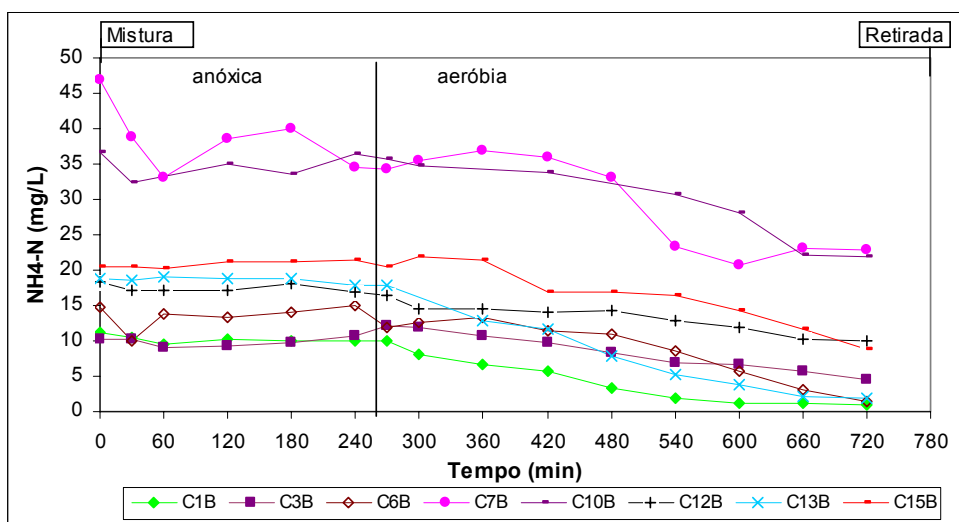


Figura 5.38- Concentrações de amônio referentes aos ciclos 1B, 3B, 6B, 7B, 10B, 12B, 13B e 15B.

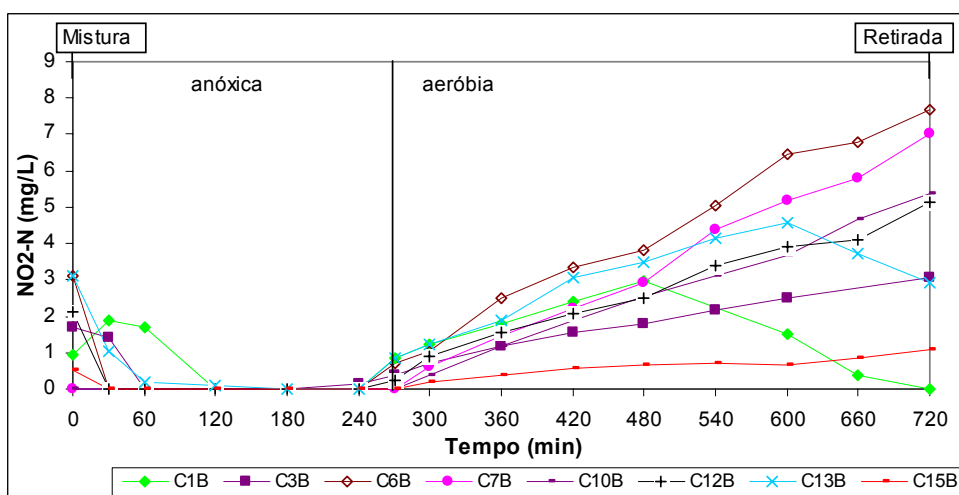


Figura 5.39- Concentrações de nitrito referentes aos ciclos 1B, 3B, 6B, 7B, 10B, 12B, 13B e 15B.

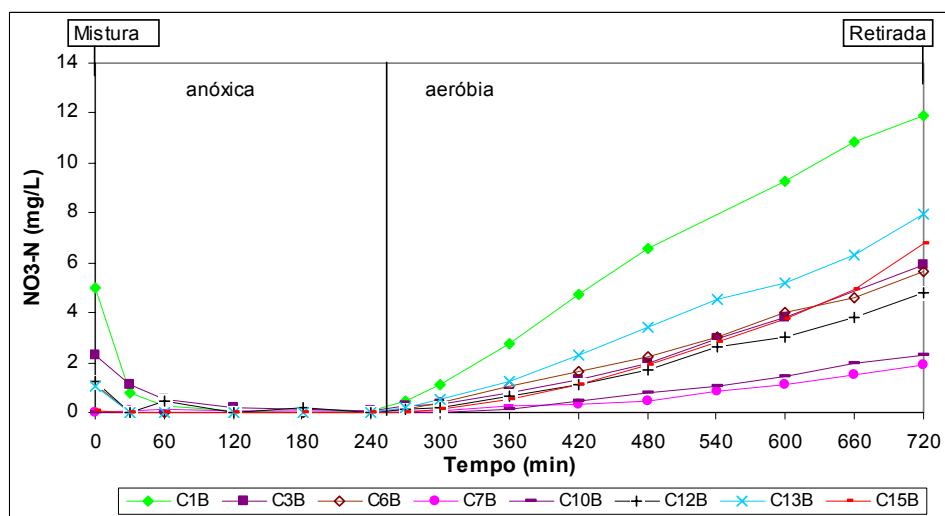


Figura 5.40- Concentrações de nitrato referentes aos ciclos 1B, 3B, 6B, 7B, 10B, 12B, 13B e 15B.

Analisando as Figuras 5.38, 5.39 e 5.40, verifica-se que o reator se manteve mais instável nesta etapa do que na anterior, com comportamentos semelhantes dos ciclos 2B até o 5B e dos ciclos 12B até o 15B. O período de maior instabilidade ocorreu dos ciclos 7B até o 11B. Nas Figuras 5.39 e 5.40, observa-se que na fase anóxica, o tempo de 1h à 2h foi suficiente para converter o nitrito e o nitrato a N_2 , não necessitando das 4h disponíveis para este período. A eficiência de desnitrificação foi de $97,9 \pm 2,8$ %.

A Figura 5.39 mostra que no ciclo 1B a concentração de nitrito, no final da fase aeróbia (720min), era próxima de zero (não detectado pelo aparelho). Isto é explicado pelo fato de que o reator vinha estabilizado dos ciclos de 24h. Nos demais ciclos, não houve remoção de nitrito (exceto ciclo 13B), tendo em vista a inexistência de eliminação de N na fase aeróbia, isto ocorre porque o nitrito está sendo gerado a partir do amônio e parte deste nitrito, está sendo convertido a nitrato.

Foi a partir do ciclo 6B que a concentração de nitrito, no esgoto efluente, começou a ser maior do que a de nitrato e observou-se uma maior instabilidade no sistema. Neste período, verificou-se um aumento das proteínas aderidas e suspensas entre os ciclos 6B e 7B (conforme Figura 5.40), provavelmente causado pelo crescimento das bactérias heterótrofas, que competem com as autótrofas pelo O_2 disponível e por sua vez, não auxiliam no processo de nitrificação. Isto também refletiu no aumento dos SST no interior do reator, bem como na produção de lodo.

Vários fatores podem ter influenciado neste processo, como o pH que nos ciclos 7B, 10B e 11B apresentaram valores de 7,23; 7,41 e 7,21 respectivamente. Segundo a EPA (1993) o pH ótimo deve ser mantido entre 7,5 e 8,5. Já nos ciclos 6B e 9B o pH foi mantido em torno de 7,5 e os resultados foram bem melhores.

Evidências de outros fatores que interferiram nesta etapa também foram observados. A flora, por exemplo, é um importante fator que difere e muito da etapa anterior. A microscopia óptica mostrou pouca diversidade microbiológica no material em suspensão do reator, com o aparecimento de organismos filamentosos a partir do ciclo 6B e com alguma melhora no ciclo 9B. Neste ciclo, o amônio foi removido quase que totalmente chegando, no esgoto efluente, com concentração de

0,78 mgNH₄-N/L. Esse comportamento geralmente acontece quando o biofilme formado é fino e com isso, a velocidade de degradação do substrato é determinada pela população microbiana presente. Dessa maneira, se aumentar o número de microrganismos presentes nessas condições, a taxa de remoção também aumentará (Hoehn e Ailiss, 1973 citado por GEBARA, 2006).

Conforme visto no item 3.1.2 (revisão bibliográfica, p.20) Van Loosdrecht et al., (1995) e Kwok et al., (1998), sugerem em seus trabalhos que para desenvolver um biofilme mais estável, deve-se manter um equilíbrio entre a produção de biomassa (que está diretamente relacionada com carga superficial do substrato) e as forças de desprendimento, ou seja, o efeito de desprendimento pode ser contrabalançado pela carga do substrato. O efeito de cisalhamento na partícula com biofilme espesso é maior nos biofilmes crescidos com cargas de substrato maiores, porque são menos densos e isto indicaria que os biofilmes de baixas densidades são mais susceptíveis às forças de desprendimento. Portanto, para manter um biofilme mais estável, seria necessário aumentar carga volumétrica do substrato, que nesta etapa foi em média de 0,37 kgDQO/m³.d.

Alguns ciclos (como por exemplo, o 10B), apresentaram no final da fase aeróbia, menos nitrogênio na forma de nitrito e nitrato do que o nitrogênio na forma de NH₄-N, ou seja, desapareceu amônio sem a formação de produtos da nitrificação: nitrito e nitrato. Para esse desaparecimento, existem duas possibilidades: uma seria pela assimilação da biomassa heterotrófica (que é mais provável) e outra, pela desnitrificação na fase aeróbia. Para verificação da desnitrificação na fase aeróbia, seriam necessários estudos mais aprofundados. Alguns autores têm observado este fenômeno da simultânea nitrificação e desnitrificação, durante a fase aeróbia (VAN LOOSDRECHT e JATTEN, 1998; ZDRADEK, 2005; MURAT et al., 2006). Rodrigues et al., (1998), por exemplo, verificou esse fenômeno em um reator em batelada sequencial, operando com ciclos de 10h.

A partir do ciclo 13B, o reator começou a apresentar melhorias no processo de nitrificação, com o aparecimento de algumas colônias de bactérias oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito no biofilme (Tabela 5.11 do item 5.2.2.3). Isto

refletiu na redução do nitrito e aumento do nitrato como mostra a Figura 5.37. O pH se manteve acima de 7,50 e as concentrações de nitrato mantiveram-se maiores do que as de nitrito.

5.2.2.3 Biomassa Fixa e Suspensa

A Tabela 5.11 apresenta os resultados obtidos pelo método FISH, com coletas nos ciclos 9B e 13B. Deve-se alertar que nos locais onde aparece como “não detectado” não significa que determinadas bactérias estejam ausentes, mas que a concentração é inferior a 1000 células/mL.

Tabela 5.11- Resultados da análise FISH, com coletas nos ciclos 9B e 13B.

Sondas	Ciclo 9B			Ciclo 13B		
	Biofilme	Suspensão	Lodo*	Biofilme	Suspensão	Lodo*
EUB mix (todas as eubactéras)	Muitas (\cong 50%)	Muitas (\cong 50%)	Muitas (\cong 90%)	Muitas (\cong 50%)	Muitas (\cong 70%)	Muitas (\cong 50%)
EUK 1195 (todos eucariontes)	Raros (<1%)	Raros (<1%)	Raros (<1%)	Raros (<1%)	Raros (<1%)	Raros (<1%)
Nso 190 (Betaproteobactérias oxidadoras de amônia)	Não detectado (\cong 0%)	Algumas (\cong 5%)	Algumas (\cong 9%)	Poucos (\cong 5%) colônias e algumas células isoladas	Não detectado (\cong 0%)	Raros (\cong 1%)
NIT3 (<i>Nitrobacter spp</i>) oxidadoras de nitrito	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)
NEU (a maioria das <i>Nitrosomonas</i> + <i>Nitrosococcus mobilis</i>) oxidadoras de amônia	Não detectado (\cong 0%)	Algumas (\cong 5%)	Algumas (\cong 8%)	Poucos (\cong 5%) colônias e algumas células isoladas	Não detectado (\cong 0%)	Raros (\cong 1%)
Nmv <i>Nitrosococcus mobilis</i> oxidadoras de amônia	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)	Raras (<1%)	Raras (<1%)	Raros (<1%)	Raros (<1%)
Ntpa662 (<i>Nitrospira spp</i>) oxidadoras de nitrito	Não detectado (\cong 0%)	Algumas (\cong 10%)	Algumas (\cong 10%)	Frequente (\cong 10%) colônias	Poucos (\cong 5%) pequenas colônias	Poucos (\cong 5%) pequenas colônias
Nsv443 <i>Nitrosolobus multiformis</i> <i>Nitrospira briensis</i> , <i>Nitrosovibrio tenuis</i> Oxidadoras de amônia-anaeróbia	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)	Não detectado (\cong 0%)	Sem sonda	Sem sonda	Sem sonda

* Lodo aderido à parede do reator.

Analisando a Tabela 5.11, verifica-se que no ciclo 9B 50% das bactérias estão ativas (eubactérias) no biofilme e no meio líquido. Por outro lado, 90% estão ativas no lodo aderido às paredes do reator. Destas, 5% são oxidadoras de amônio sendo todas *Nitrosomonas* spp e *Nitrosococcus mobilis*, havendo um equilíbrio entre as bactérias oxidadoras de nitrito, do tipo *Nitrospira*. Estes resultados mostram que, neste ciclo, o material em suspensão desenvolveu um papel mais importante na oxidação do nitrogênio do que as células no biofilme.

No ciclo 13B, apareceram bactérias oxidadoras de amônio aderidas ao biofilme, compreendendo 10% das bactérias ativas totais, sendo *Nitrosomonas* a oxidadora de amônio que predominou abrangendo mais que 4% da população microbiana, enquanto que *Nitrosococcus mobilis* esteve presente em menores proporções (<1%). A oxidadora de nitrito *Nitrospira* foi abundante durante essa fase (10%). Estas foram mais freqüentes no biofilme (10%) do que no meio líquido (5%), indicando que as bactérias aderidas ao biofilme foram as principais responsáveis na oxidação do nitrogênio.

Esses resultados confirmam a instabilidade do reator, com mudanças na população dinâmica, frente aos processos de nitrificação e desnitrificação.

A Figura 5.41 apresenta as concentrações de proteínas aderidas e suspensas, obtidas durante os ciclos 6, 7, 8, 9, 10, 11 e 15, no mesmo instante em que se realizavam os testes respirométricos, ou seja, aos 420 min de operação do reator.

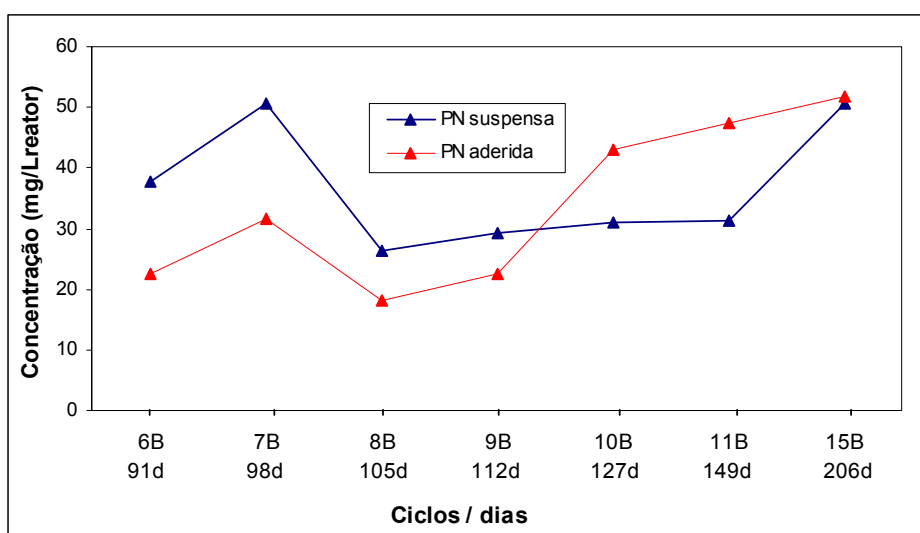


Figura 5.41 -Valores das proteínas aderidas e em suspensão - Etapa B

Pela Figura 5.41 verifica-se que as proteínas aderidas cresceram mais rapidamente no biofilme do que em suspensão, após o ciclo 9B. O ciclo 8B apresentou uma diminuição nas proteínas aderidas em relação aos ciclos anteriores, caracterizadas pelo desprendimento do biofilme. Este desprendimento pode ser comprovado através da análise FISH (Tabela 5.11), em que poucos organismos autótrofos estavam aderidos ao biofilme no ciclo 9B. Com o desprendimento ocorrido no ciclo 8B, verifica-se um aumento mais acelerado das proteínas aderidas após o ciclo 9B. Isto ocorre pela difusão de nutrientes no interior do biofilme, aumentando sua densidade pelo crescimento de organismos autótrofos e heterótrofos (KWOK et al., 1998).

As proteínas suspensas apresentaram-se variáveis no decorrer do experimento. No ciclo 8B a diminuição da proteína suspensa foi decorrente da retirada do esgoto efluente do ciclo anterior, pela parte inferior do reator, no qual uma parte do lodo e do material em suspensão foram removidos. A partir deste ciclo, percebe-se um aumento gradativo das proteínas suspensas apresentando um aumento superior no último ciclo.

As Figuras 5.42, 5.43, 5.44 e 5.45 apresentam as fotos capturadas na microscopia óptica e as Figuras 5.46 e 5.47 às da microscopia eletrônica de varredura. De um modo geral, esta etapa mostrou menor diversidade de microrganismos presentes no meio líquido do que a etapa A. Observou-se que no início do ensaio, houve dificuldade na formação dos flocos, no qual se apresentavam não bem estruturados como mostra a Figura 5.42.

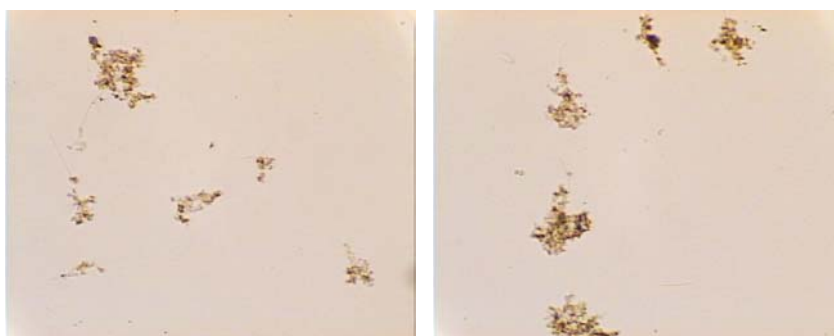


Figura 5.42-Flocos em formação (ciclo 1B)

Após algum tempo (ciclo 2B), os flocos encontravam-se mais estruturados, com a presença de protozoários /ciliados fixos do tipo *Vorticellas sp* (Figuras 5.43),

indicando boa oxigenação no meio líquido. Neste mesmo ciclo (Figura 5.44), observaram-se flocos com prováveis colônias de bactérias nitrificantes. Esse tipo de colônia também foi observado por JENKINS et al (1993) e COSTA (2005).

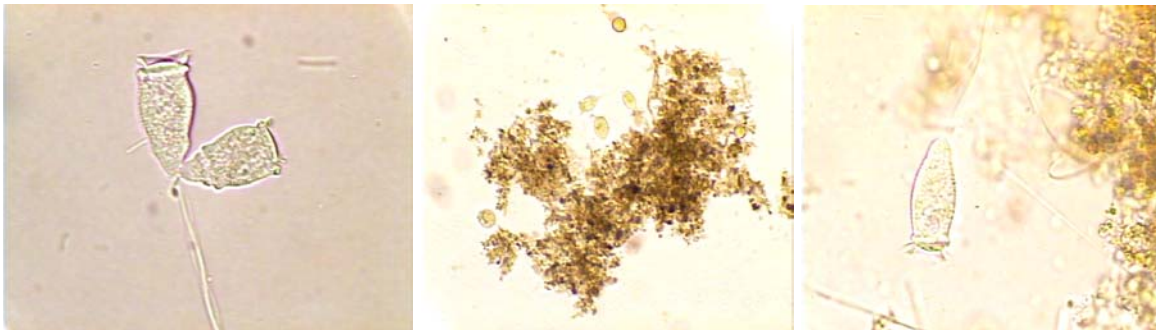


Figura 5.43- Flocos mais estruturados c/*Vorticella* sp –Ciclo 2B

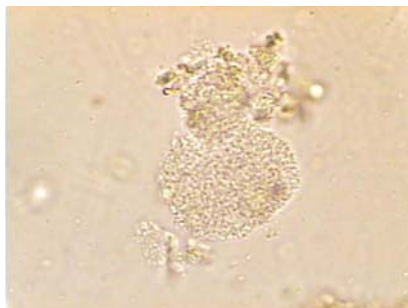


Figura 5.44- Flocos com prováveis colônias de bactérias nitrificantes –Ciclo 2B

O surgimento de bactérias filamentosas começou entre os Ciclos 6 e 7 e se estendeu até o final desta etapa, conforme Figura 5.45.

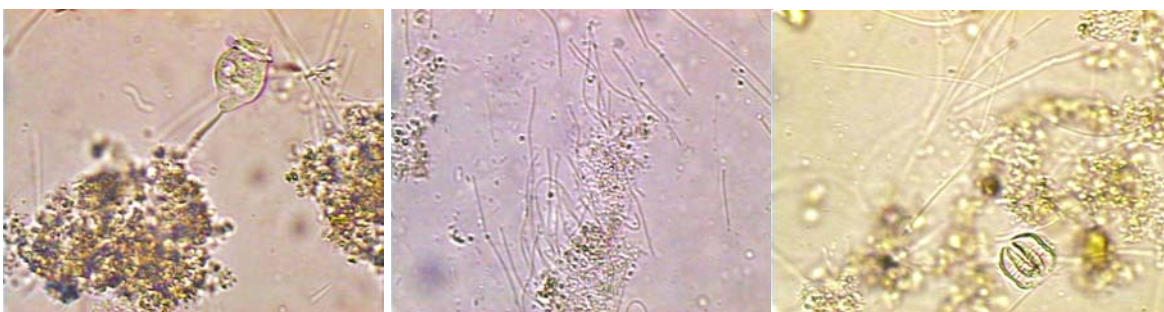


Figura 5.45 – Flocos com *Vorticella* sp e organismos filamentosos

Praticamente não se observou mais nenhum tipo de microrganismo, apenas alguns Rotíferos presentes no lodo aderidos às paredes do reator. Para Jenkins (1993) um bom desempenho do sistema ocorre quando há um equilíbrio entre os ciliados livres natantes, predadores de flocos e Rotíferos.

No ciclo 9B, a amostra de lodo coletada mostrou muitas zoogleas, muitas bactérias filamentosas não ramificadas, presença de *Vorticellas* e *Epistylis*, raros fitoflagelados e Rotíferos, presença de cianobactérias filamentosas. No ciclo 13B verificou-se a presença de cianobactérias filamentosas, Rotíferos, *Vorticellas*, *Acinetta*, *Arcella*, fitoflagelados e raros dinoflagelados. Assim, nestes dois ciclos, ocorreu uma melhora na diversidade microbiológica - no meio líquido (ciclo 9B) e no biofilme (ciclo 13B), o que refletiu no processo de nitrificação (Figura 5.37). Salienta-se que a presença de protozoários nos flocos, especialmente ciliados como *Vorticellas* e *Epistylis* constituem um importante indício nas condições do tratamento. A presença de *Epistylis* está associada a condições estáveis e aeração permanente. “São indicadores de um efluente tratado de boa a muito boa qualidade, pois possuem boa capacidade depuradora na remoção carbonácea” (EIKELBOOM & BUIJSEN, 1981; JENKINS et al., 1993 e CETESB, 1997).

Fotos do biofilme aderido à partícula, feitas através da Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV), estão apresentadas nas Figuras de 5.46 (aumento 1000x) e 5.47 (aumento 4000x).

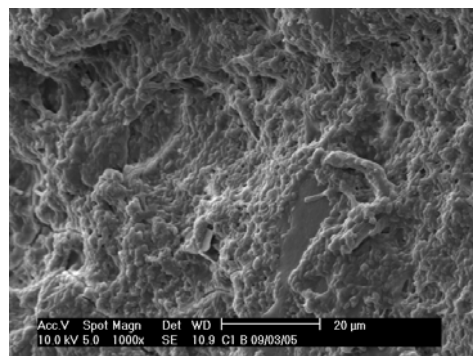


Figura 5.46 -Biofilme aderido –Ciclo 1B - 2ºdia (aumento 1000x)

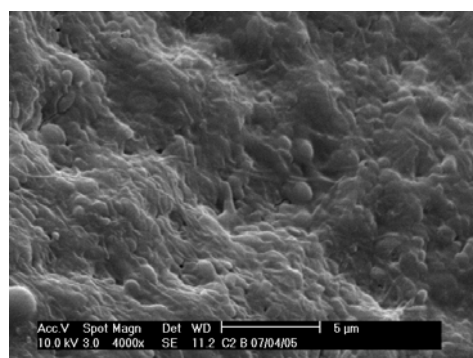


Figura 5.47 -Biofilme aderido –Ciclo 2B – 31ºdia (aumento 4000x)

As Figuras 5.46 e 5.47 mostram as fotos do biofilme capturados nos ciclos 1B e 2B. Pode-se observar um biofilme bem formado e repleto de microrganismos em sua superfície, diferentes do apresentado pela microscopia óptica no meio líquido, no ciclo 1B, indicando que neste ciclo, os microrganismos aderidos foram os maiores responsáveis no processo de tratamento.

5.2.2.4 Medida da velocidade específica de respiração

Durante esta etapa foram realizados cinco testes respirométricos para determinar a velocidade específica de respiração, nas seguintes datas: 06/06 (C6B), 13/06 (C7B), 28/07 (C11B) e 17/08 (C12B). As Figuras 5.48, 5.49, 5.50 e 5.51 apresentam os respirogramas dos ciclos 6B, 7B 11B e 12B dos testes “on-line”, respectivamente, e as Figuras 5.52 (C7B), 5.53 (C11B) e 5.54 (C12B) apresentam os resultados dos testes de bancada.

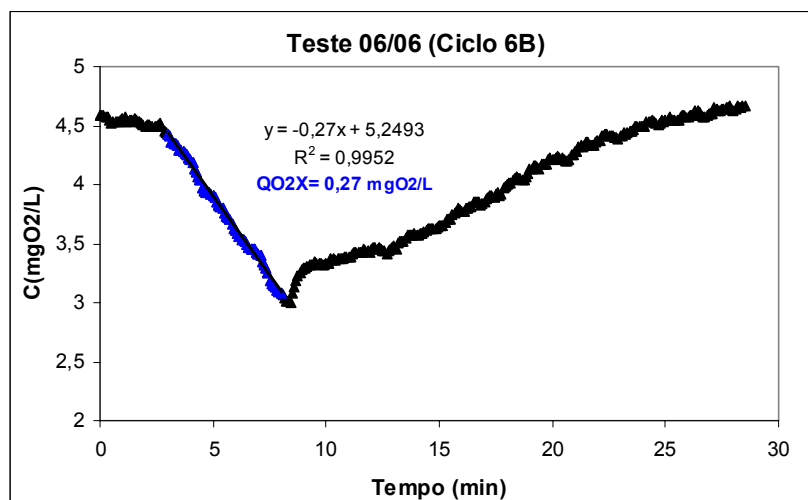


Figura 5.48 – Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.

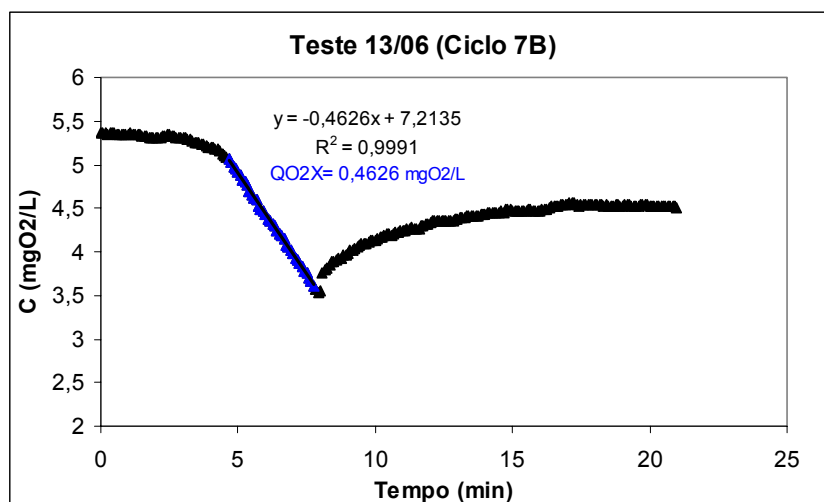


Figura 5.49 – Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.

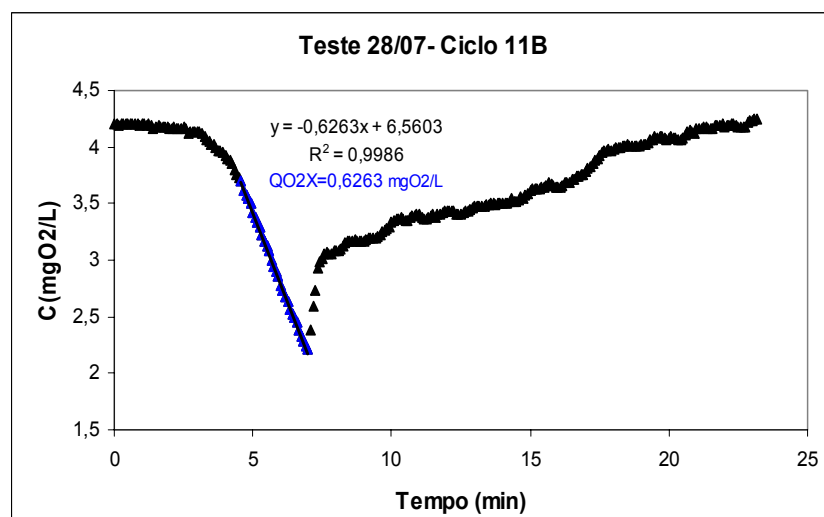


Figura 5.50 – Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.

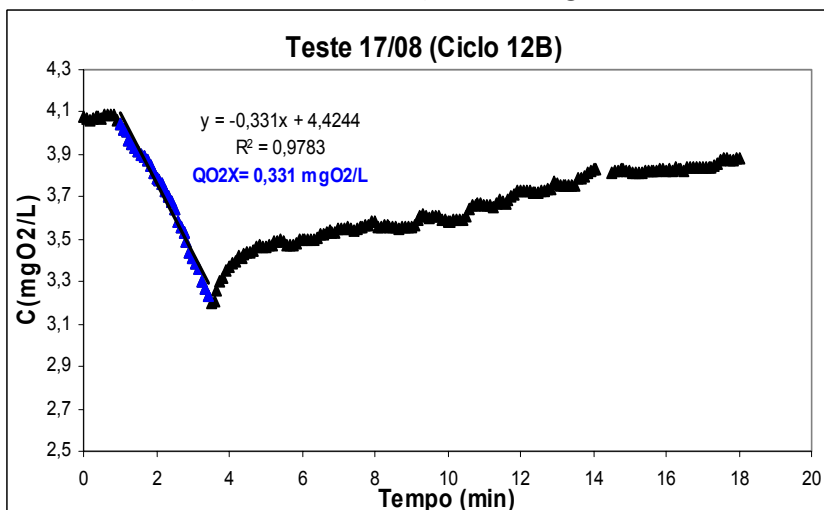


Figura 5.51 – Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo.

Observa-se que os ciclos 7B e 11B apresentaram maiores valores de QO_2X e a maior concentração de amônio no interior do reator $36\text{mgNH}_4\text{-N/L}$ e $59\text{mgNH}_4\text{-N/L}$ (Tabela 5.12), indicando uma maior disponibilidade de nutrientes e, com isso, maior velocidade de respiração celular.

As Figuras a seguir, apresentam os respirogramas dos testes de bancada.

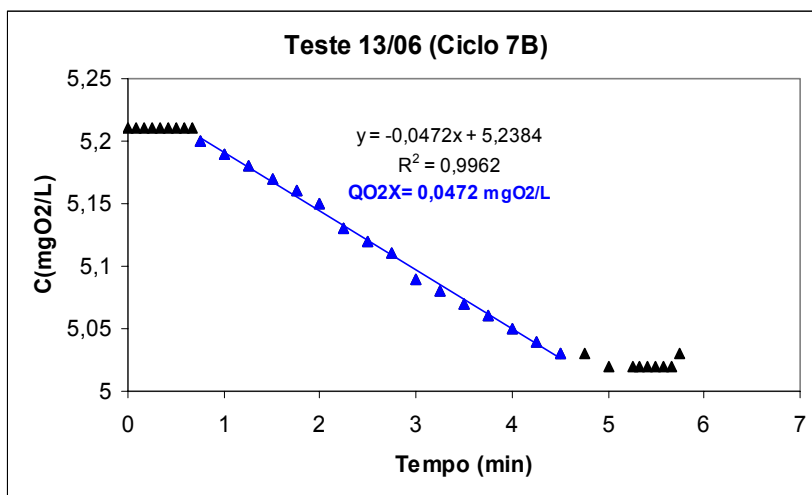


Figura 5.52 – Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo - teste de bancada.

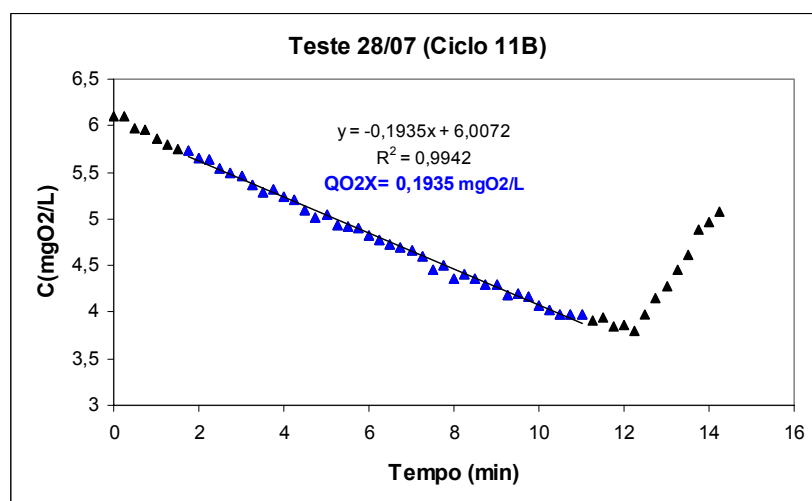


Figura 5.53 – Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo - teste de bancada.

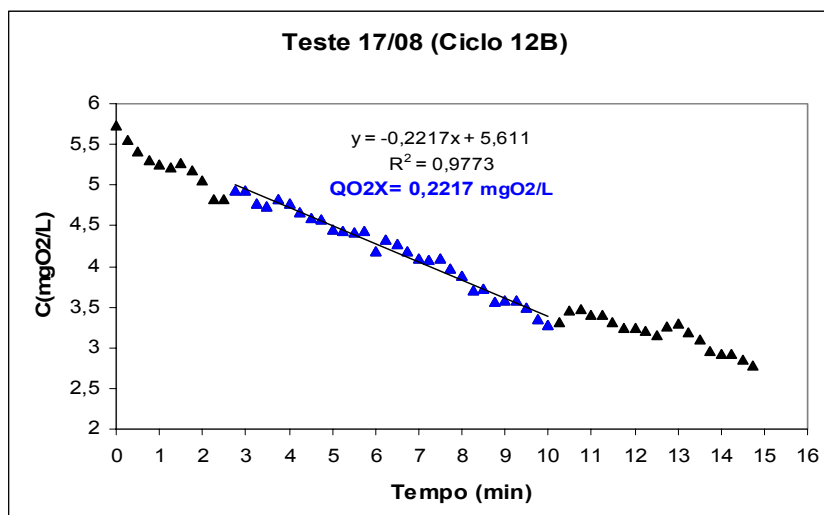


Figura 5.54 – Variação da concentração do oxigênio dissolvido com o tempo - teste de bancada.

Com a determinação das velocidades de respiração celular e da concentração celular dos testes de bancada, determinaram-se as velocidades específicas de respiração (QO_2), como mostra a Tabela 5.12.

Tabela 5.12- Dados de velocidade de respiração celular dos testes de bancada.

Testes	QO_2X ($\text{mgO}_2/\text{L}\cdot\text{min}$)	X (gSST/L)	QO_2 ($\text{mgO}_2/\text{g}_{\text{cel}}\cdot\text{min}$)
06/06/05 (6B)	0,066	0,150	0,440
13/06/05 (7B)	0,047	0,380	0,123
28/07/05 (11B)	0,193	0,260	0,742
17/08/05 (12B)	0,222	0,150	1,480

Com os dados da velocidade específica de respiração (QO_2) dos testes de bancada, estimou-se a concentração celular (X) no interior do reator. A Tabela 5.13 apresenta os dados de velocidade de respiração celular no reator piloto, bem como a concentração celular X e as respectivas concentrações de amônio e DQO (no interior do reator) dos testes “on-line”.

Tabela 5.13- Dados de velocidade de respiração celular e as concentrações de NH₄-N e DQO dos testes “on-line”.

Testes/Ciclos	NH ₄ -N (mg/L)	DQOs (mg/L)	QO_2X (mg O ₂ /L min)	QO_2 (mg O ₂ /gSST . min)	X (gSST/L)
06/06- C6B	11,4	39,0	0,270	0,440	0,614
13/06- C7B	36,0	-	0,463	0,123	3,760
28/07- C11B	59,0	64,0	0,626	0,742	0,844
17/08- C12B	14,0	80,0	0,331	1,480	0,224

Analisando a Tabela 5.13, verificam-se grandes alterações nos valores de QO_2 , apresentando maior velocidade específica de respiração no ciclo 12B. Os valores de QO_2 tenderam a ser maiores em virtude de se ter maior concentração de NH₄-N e DQO, tendo em vista o aumento de carga do substrato. A concentração celular estimada também tem a tendência a ser maior em relação a obtida na etapa A (desprezando-se o valor do ciclo 7B, provavelmente causado por erro de análise), mas retornou aos valores obtidos anteriormente (etapa A – valor médio 0,24 gSST/L), apesar do aumento de carga, o que justifica a queda do rendimento.

O coeficiente de transferência global (kLa) não será mostrado por apresentar valores muito variáveis, não retratando seu real valor, devido as perturbações ocorridas no sistema, tais como: variação da vazão de ar, fluxo turbulento com caminhos preferenciais. Essas perturbações podem ser verificadas nas Figuras de 5.49 a 5.51, nas curvas de subida (depois de restabelecida a aeração).

5.2.4.5 Comparação entre as etapas A e B

A Tabela 5.14 apresenta os resultados gerais da remoção e redução de nitrogênio e carbono, obtidos durante esta etapa, comparando com os da etapa anterior.

Tabela 5.14- Resultados obtidos para o carbono e o nitrogênio durante as etapas A e B.

Grandezas	Etapa A (T _C 24h)			Etapa B (T _C 12h)		
	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Redução (%)	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Redução (%)
DQO _T	413 ± 95	69 ± 19	83,2	540 ± 143	203 ± 55	62,4
DBO _T	276 ± 37	13 ± 8	95,3	293 ± 65	31 ± 1,6	82,6
DQO _S	208 ± 37	41 ± 14	80,3	271 ± 58	47 ± 14	89,4
NTK _T	51 ± 4,0	3 ± 1,6	94,1	70 ± 24	24 ± 12	66,0
NH ₄ -N	38 ± 11	0,7 ± 0,3	98,2	43 ± 10	10 ± 8	76,7
Eficiência de Remoção de N (%): 59 ± 16				Eficiência de Remoção de N (%): 54,4 ± 18,0		
Eficiência de Nitrificação (%): 94 ± 2,53				Eficiência de Nitrificação (%): 62,5 ± 24,4		
Eficiência de Desnitrificação (%): 81 ± 19,2				Eficiência de Desnitrificação (%): 97,9 ± 2,8		

Verifica-se pela Tabela 5.14 que, na etapa A, o reator apresentou maior desempenho em termos de remoção de DQO_T, DBO_T, NTK_T e NH₄-N, com ótimos resultados na remoção biológica de nitrogênio (nitrificação e desnitrificação). Por outro lado, a etapa B foi mais eficiente na desnitrificação, demonstrando que, mesmo com o aumento de carga, as bactérias desnitrificantes continuam ativas no sistema, diferentemente do que ocorreu com as bactérias nitrificantes, uma vez que a eficiência da nitrificação reduziu-se nesta etapa. Em termos de cargas, na etapa A, houve remoção de 86% da COV_{aplicada} no reator, que foi de 0,143 kgDQO/m³dia (conforme Tabela 5.5 p.79), resultando em uma COV_{removida} de 0,12 kgDQO/m³dia. Na etapa B, a COV_{aplicada} foi de 0,374 kgDQO/m³dia e a removida de 0,233 kgDQO/m³dia, correspondendo a 62,3% de remoção. A carga removida em termos de nitrogênio, para a etapa A, foi de 0,013 kgNH₄-N/m³dia (correspondendo a 92,3%) e de 0,023 kgNH₄-N/m³dia, para a etapa B (correspondendo a 86%).

Baseado nos resultados obtidos durante estas etapas, resolveu-se trabalhar novamente com ciclos de 24h, a fim de verificar se o processo voltaria a manter maior estabilidade, com uma diversidade mais equilibrada de microrganismos e, posteriormente, trabalhar com ciclos de 12h e comparar o comportamento do reator com os resultados obtidos na etapa B.

5.2.3 Etapa C

Esta etapa operacional foi desenvolvida de 21/10/05 a 01/12/05 (duração de 43 dias). Realizaram-se 43 ciclos de 24 horas e foram monitorados quatro ciclos.

O reator entrou em regime constante após 28 dias de operação, com resultados semelhantes aos da etapa A.

5.2.3.1 Sólidos Suspensos Totais

A Figura 5.55 apresenta as concentrações dos SST nas fases de enchimento, mistura e final da fase aeróbia, durante os ciclos coletados.

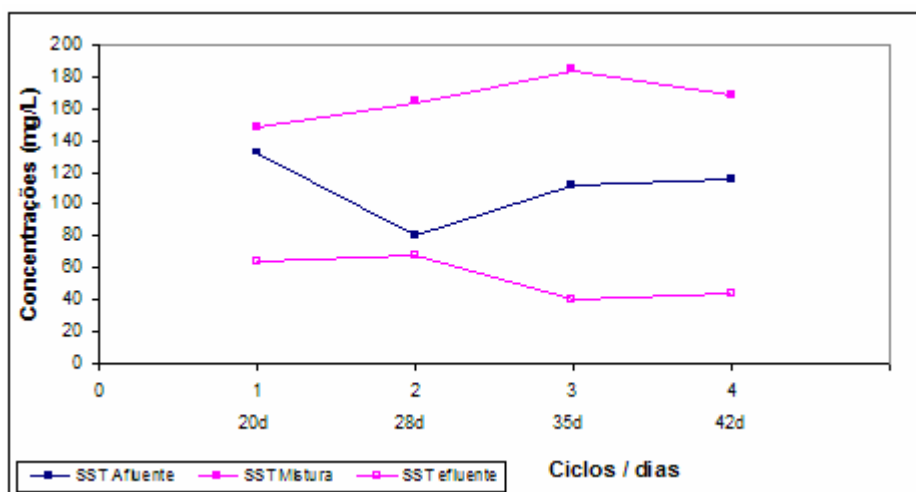


Figura 5.55- Concentrações dos sólidos suspensos totais durante os ciclos.

Observa-se que o reator apresentou comportamento semelhante à etapa A, com concentrações de SST maiores na fase de mistura do que no esgoto afluente (enchimento), indicando maior concentração de biomassa no interior do reator. As concentrações de SST no efluente mantiveram-se baixas, com média de 54 ± 14 mgSST/L, demonstrando eficiência em termos de remoção dos SST, igualmente observado na etapa A.

5.2.3.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada

As concentrações de DQO, amônio, nitrito e nitrato dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C, são apresentadas nas Figuras 5.56, 5.57, 5.58 e 5.59, respectivamente.

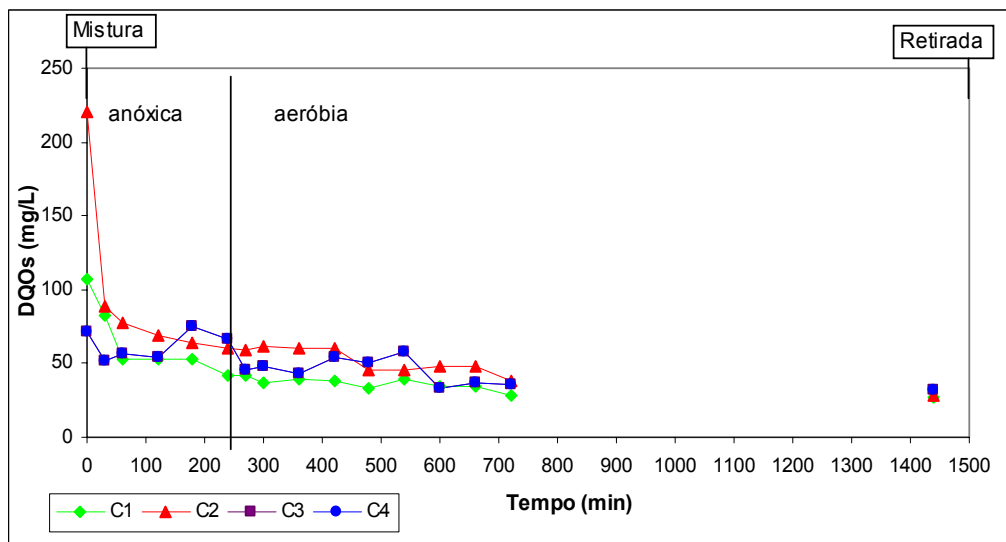


Figura 5.56 - Concentrações de DQO₅ dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.

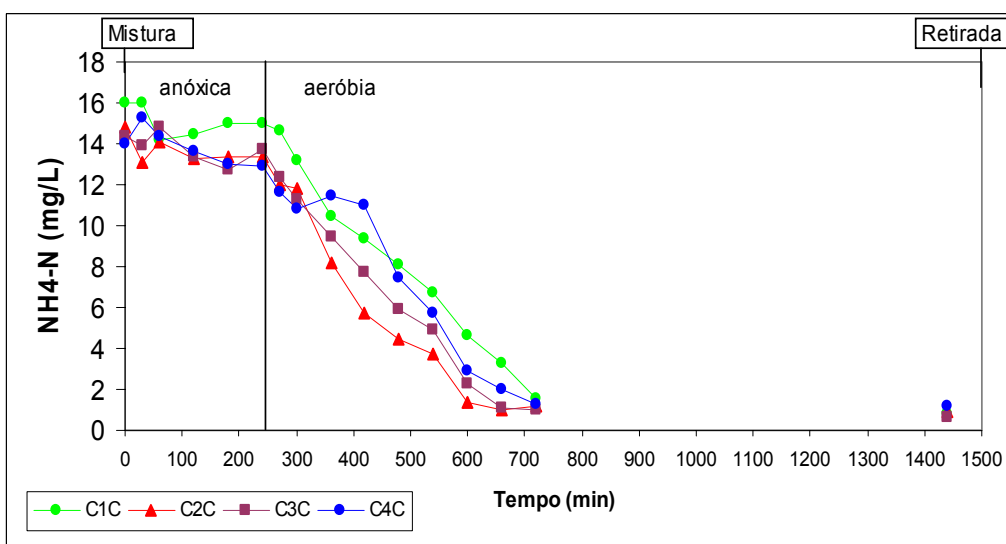


Figura 5.57 - Concentrações de amônio dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.

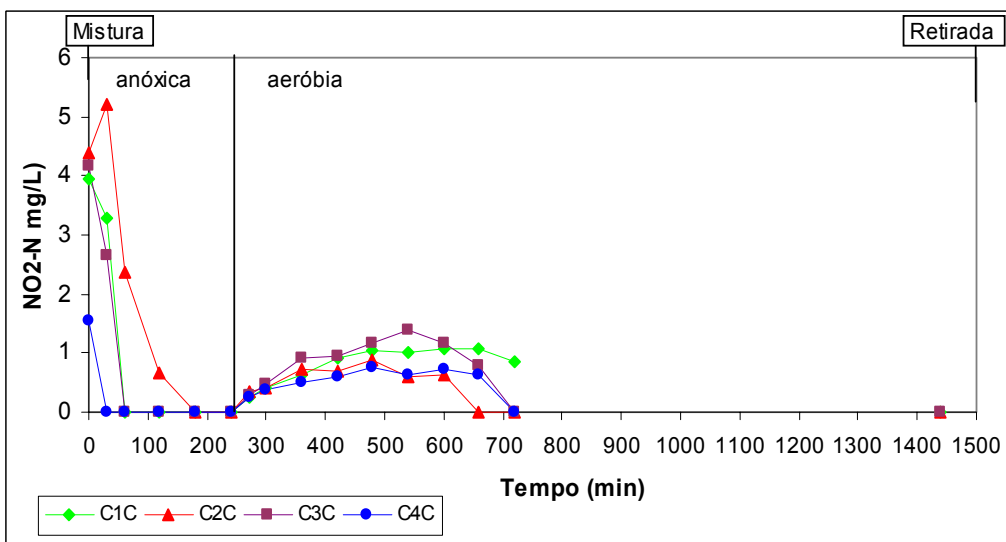


Figura 5.58 - Concentrações de nitrito dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.

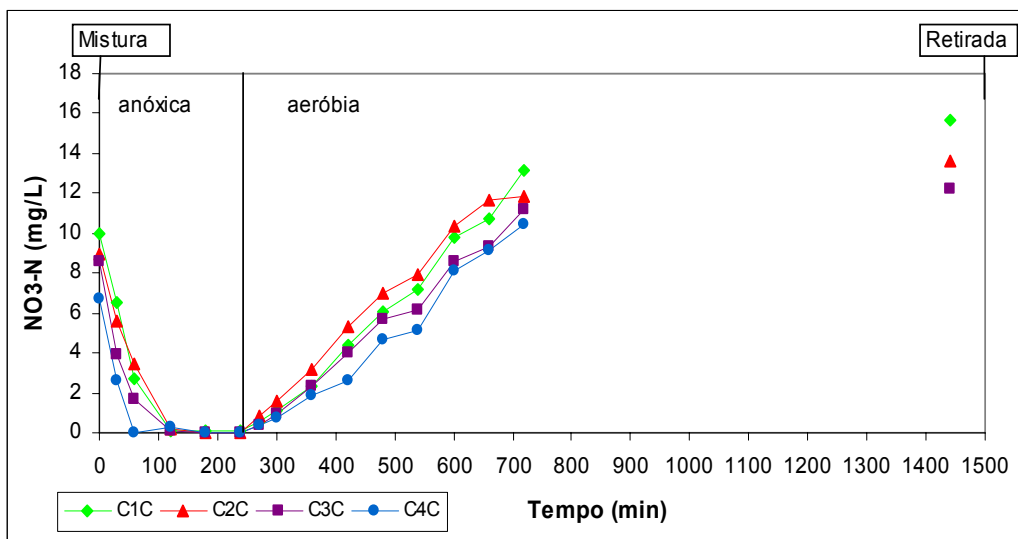


Figura 5.59 - Concentrações de nitrato dos ciclos 1C, 2C, 3C e 4C.

Pela Figura 5.56, observa-se que a DQO₅ manteve o mesmo comportamento obtido na etapa A, com queda acentuada no início da fase anóxica, em virtude da desnitrificação, sendo que após a queda a DQO₅ se mantém pouco alterada, com concentração média no esgoto efluente de $30 \pm 3,5$ mg/L. A eficiência média de remoção foi de $93 \pm 0,6$ %.

Pelas Figuras 5.57, 5.58 e 5.59 pode-se verificar que a partir do Ciclo 2C, aos 680min, o amônio foi praticamente todo convertido à forma de nitrato, com concentração residual em torno de $1,0$ mgNH₄-N/L, o nitrito com concentrações aproximadamente nulas (não detectado pelo aparelho) e o nitrato com $11,7$ mgNO₃-N/L, indicando que o processo de nitrificação estava completo e que o ciclo poderia ser finalizado. O reator voltou a apresentar ciclos estáveis com boa eficiência de desnitrificação $98,1 \pm 3,3$ % e nitrificação $93,3 \pm 2,3$ %. A eficiência média de remoção de nitrogênio no processo foi de $53,0 \pm 0,6$ (%).

Esses resultados indicam uma maior estabilidade do reator durante os ciclos de 24h (etapas A e C). A Tabela 5.15 compara resultados médios obtidos em ambas etapas.

Tabela 5.15- Resultados obtidos para o carbono e o nitrogênio durante as etapas A e C.

Grandezas	Etapa A (T _C -24h)			Etapa C (T _C -24h)		
	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Redução (%)	Afluente (mg/L)	Efluente (mg/L)	Redução (%)
DQO _T	413 ± 95	69 ± 19	83,2	447 ± 19,5	106 ± 21	76,3
DBO _T	276 ± 37	13 ± 8	95,3	277 ± 38	23 ± 10	91,7
DQO _S	208 ± 37	41 ± 14	80,3	275 ± 104	30 ± 3,5	89,1
NTK _T	51 ± 4,0	3 ± 1,6	94,1	52,4 ± 6,8	8,8 ± 1,4	83,2
NH ₄ -N	38 ± 11	0,7 ± 0,3	98,2	32 ± 4,0	1,0 ± 0,2	96,8
Eficiência de Remoção de N (%): 59 ± 16				Eficiência de Remoção de N (%): 53 ± 0,6		
Eficiência de Nitrificação (%): 94 ± 2,53				Eficiência de Nitrificação (%): 93 ± 2,3		
Eficiência de Desnitrificação (%): 81 ± 19,2				Eficiência de Desnitrificação (%): 98 ± 3,3		

Pela Tabela 5.15 observa-se que o esgoto afluente durante as etapas A e C, mostrou-se com características semelhantes. Em termos de cargas removidas, na etapa A, a COV_{removida} foi de 0,12 kgDQO/m³dia (corresponde a uma remoção de 86%) e na etapa C, também foi de 0,12 kgDQO/m³dia (corresponde a uma remoção de 77%). A carga removida em termos de nitrogênio, para a etapa A, foi de 0,013 kgNH₄-N/m³dia (correspondendo a 92,3%) e também de 0,013 kgNH₄-N/m³dia, para a etapa C (correspondendo a 85%), indicando ser eficiente o tratamento com ciclos de 24 horas.

5.2.3.3 Biomassa Fixa e Suspensa

As biomassas suspensa e aderida foram verificadas através da microscopia óptica e microscopia eletrônica de varredura. Ambas serão confrontadas com a etapa A.

Nesta etapa, observou-se à biomassa suspensa durante o ciclo 2C, conforme mostra a Figura 5.60.



Figura 5.60- Presença de *Vorticellas sp* e *Rotíferos*.

A Figura 5.60 mostra flocos bem formados, com a presença de ciliados fixos, como *Vorticellas sp* e micro-metazoários do tipo *Rotíferos* encontrados no lodo aderido às paredes do reator. Estes microrganismos foram observados após 28 dias de operação nos ciclos de 24h, demonstrando que o reator começava a melhorar quanto a sua diversidade microbiológica, embora estivesse ainda muito aquém dos encontrados na etapa A. Porém, cabe salientar que na etapa A o reator entrou em regime permanente após 50 dias de operação.

A Figura 5.61 mostra a foto obtida no MEV, durante o ciclo 4C, ou seja, após 42 dias de operação. Verifica-se um biofilme bem formado repleto de microrganismos aderidos em sua superfície. Foram identificados microrganismos do tipo *Vorticellas sp* e muitas colônias de bactérias, indicando que a biomassa aderida estava bastante ativa durante esta etapa, da mesma maneira que na etapa A.

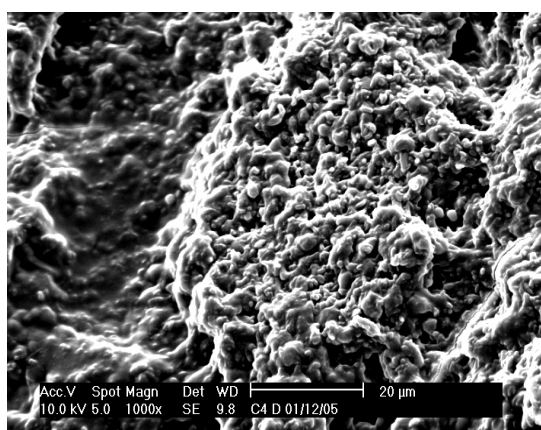


Figura 5.61- Foto do Biofilme (aumento 1000x).

Como esta etapa manteve um comportamento estável no reator, sendo eficiente na remoção de matéria orgânica e nitrogenada, permitindo que o ciclo fosse finalizado aos 680min, buscou-se novamente testar os ciclos de 12h e verificar se o

reator conseguiria se manter estável, com equilíbrio entre a diversidade microbiológica favorecendo o processo de nitrificação e desnitrificação, ou retornaria a manter certa instabilidade, como a obtida na etapa B.

5.2.4 Etapa D

Esta etapa foi realizada de 03/12/05 à 16/01/06 com duração de 45 dias, sem alteração nos volumes de retirada ou enchimento, mantendo as mesmas características da etapa B. Foram realizados 90 ciclos e destes, cinco ciclos monitorados.

5.2.4.1 Sólidos Suspensos Totais

A Figura 5.62 apresenta as concentrações dos sólidos suspensos totais, do esgoto afluente (enchimento), mistura e efluente.

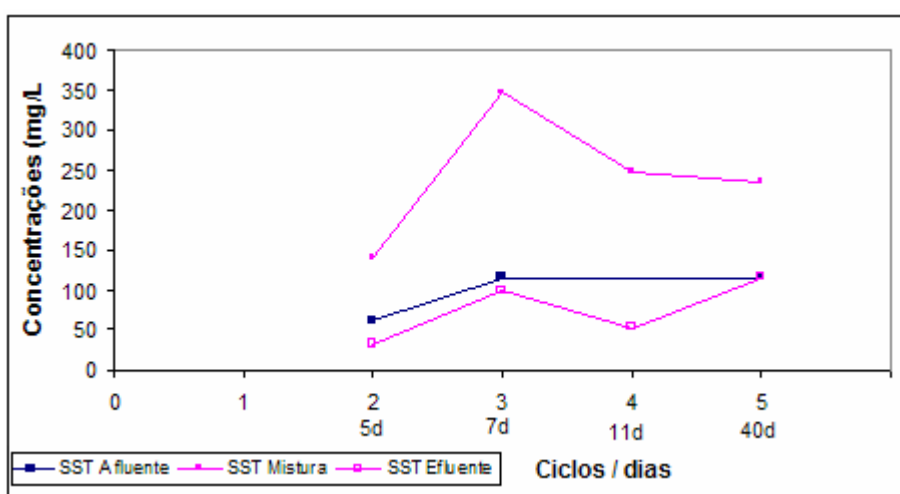


Figura 5.62- Concentrações dos sólidos suspensos totais durante os ciclos.

Percebe-se um aumento na concentração dos SST durante a mistura e no esgoto efluente, indicando maior concentração de biomassa suspensa no reator e aumento na produção de lodo, como aconteceu na etapa B. O esgoto afluente apresentou concentração média de $97,3 \pm 32,3$ (mg/L), a mistura de 243 ± 85 (mg/L) e o esgoto efluente 75 ± 39 (mg/L).

5.2.4.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada

A Figura 5.63 apresenta as concentrações da DQO afluente, mistura e efluente e a eficiência de remoção, obtidas nesta etapa. A DQO_T afluente variou de 201mg/L a 421mg/L apresentando concentração média de 330 ± 94 mg/L. A DQO_S na mistura apresentou concentração média de 89 ± 19 mg/L e a DQO_S efluente de 43 ± 21 mg/L.

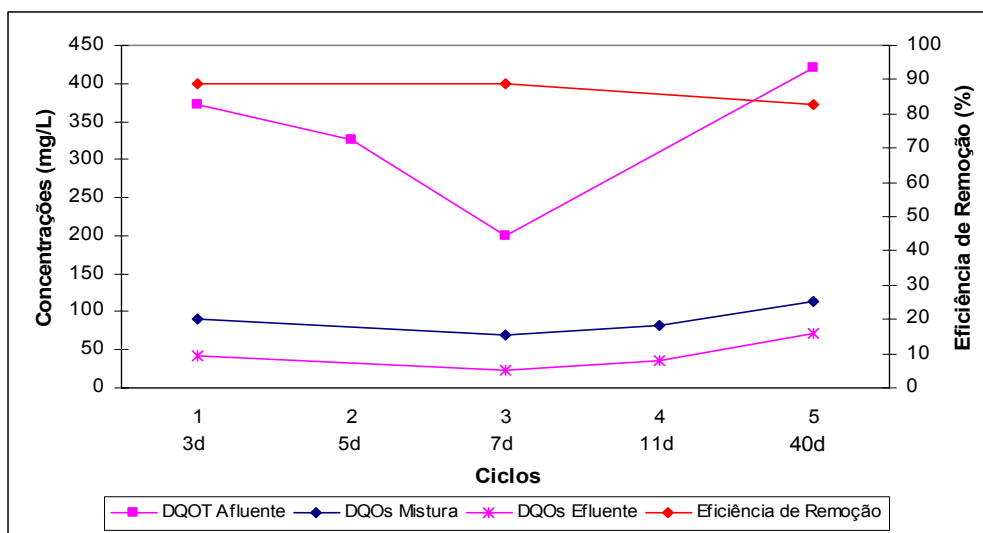


Figura 5.63- Concentrações de DQO e eficiência de remoção, durante os ciclos.

Observa-se pela Figura 5.63 que, apesar das baixas concentrações da DQO_S na mistura variando de 69mg/L a 114mg/L, ocorreu uma boa degradação do substrato, com concentração residual média de 46mg/L e eficiência média de remoção, em termos de DQO_T afluente e DQO_S efluente, de $87 \pm 3,4$ %. Da mesma maneira que na etapa B, o reator estava funcionando com carga orgânica volumétrica baixa ($0,23$ kgDQO/ m^3 .d).

As Figuras 5.64, 5.65 e 5.66 apresentam as concentrações do amônio, nitrito e nitrato, respectivamente.

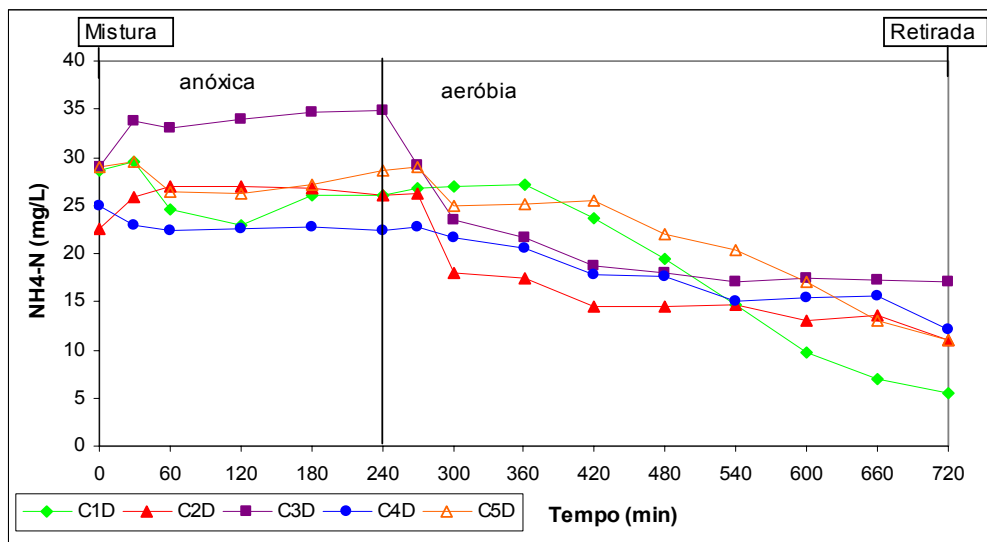


Figura 5.64- Concentrações do amônio dos ciclos 1D, 3D, 4D e 5D.

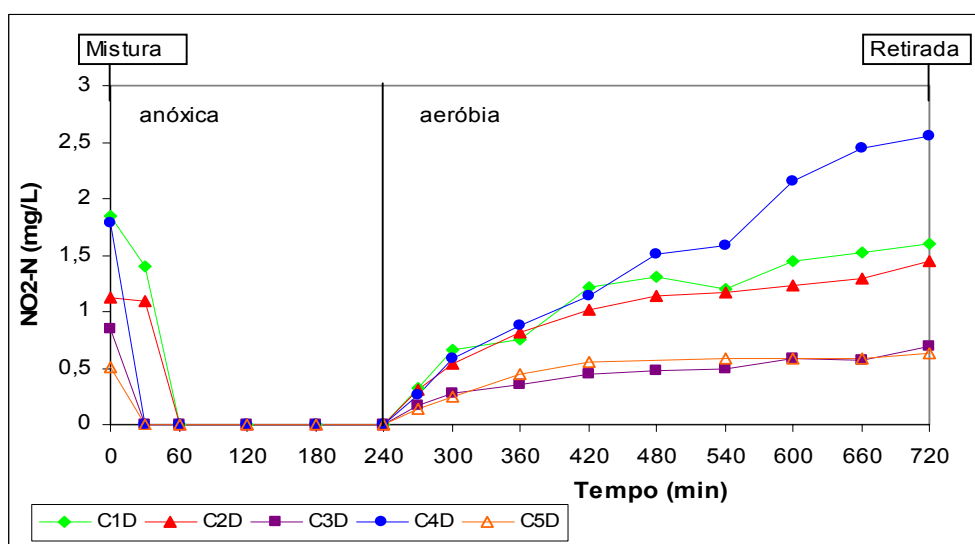


Figura 5.65- Concentrações de nitrito dos ciclos 1D, 3D, 4D e 5D.

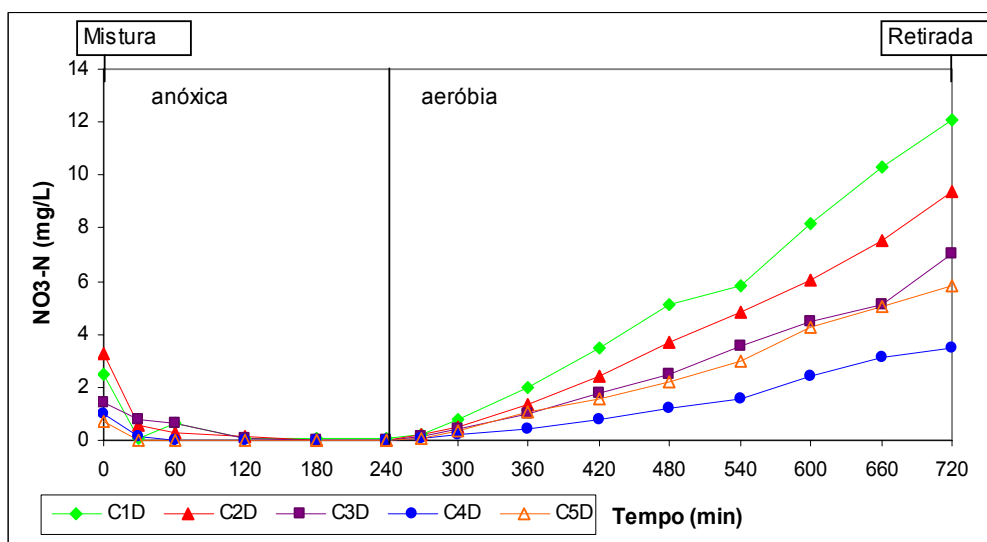


Figura 5.66- Concentrações de nitrato dos ciclos 1D, 3D, 4D e 5D.

Percebe-se pelas Figuras 5.64, 5.65 e 5.66, que o comportamento do amônio, nitrito e nitrato foram semelhantes ao comportamento do amônio, nitrito e nitrato na etapa B (Figuras 5.38, 5.39 e 5.40), demonstrando que este tempo de aeração não era suficiente para manter o sistema estável, ocorrendo a perda de células. A análise FISH (item 5.2.4.3) confirma a ausência das bactérias autótrofas, responsáveis pela nitrificação do sistema.

Durante toda a etapa, verificam-se concentrações baixas de nitrito e nitrato no início da fase anóxica (mistura) variando de 1,85 a 0,51 mgNO₂-N/L e de 3,25 a 0,69 mgNO₃-N/L. Com isto, o tempo para conversão a N₂, na fase anóxica, não ultrapassou aos 60 min, indicando que as bactérias desnitrificantes mantinham-se ativas e dentro do sistema. Por outro lado, o mesmo não ocorre com as nitrificantes, em particular, as *Nitrobacters*, pois parece que acumula mais nitrito no sistema. A eficiência de desnitrificação foi de 100%.

Nota-se pela Figura 5.65 que com o decorrer do tempo, as concentrações de nitrato diminuem (ciclos 3D, 4D e 5D), não ultrapassando a 6,0 mgNO₃-N/L, no final da fase aeróbia. A eficiência de nitrificação média foi de $57,6 \pm 14,7$ %, apresentando a mais baixa eficiência no ciclo 3D (41,8%) e, a mais alta (79,5%) no ciclo 1D. A eficiência de remoção de nitrogênio no processo foi de $56,6 \pm 6,4$, semelhante a encontrada na etapa B de $54,4 \pm 18$. Salienta-se que as concentrações de oxigênio dissolvido, pH e temperatura, mantiveram-se dentro das condições ótimas para os processos de nitrificação e desnitrificação.

5.2.4.3. Biomassa Fixa e Suspensa

As proteínas aderidas e suspensas foram determinadas durante os ciclos 3D e 4D. Os resultados encontram-se na Tabela 5.16.

Tabela 5.16-Valores das proteínas aderidas e em suspensão

Ciclos	operação (dias)	PN suspensas (mg/L _{reator})	PN aderidas (mg/g)	PN aderidas (mg/L _{reator})
3D	7	28,1	0,20	45,2
4D	11	23,5	0,22	49,7

As concentrações das proteínas aderidas são maiores do que as em suspensão, indicando forte adesão microbiana. Porém, os microrganismos aderidos não são de grande representatividade para atender ao processo de nitrificação no sistema, conforme verificado pela análise FISH. Esse mesmo comportamento foi obtido na etapa B.

As observações ao microscópio óptico, foram realizadas no início do ensaio (ciclo 1D), conforme apresentado na Figura 5.67.

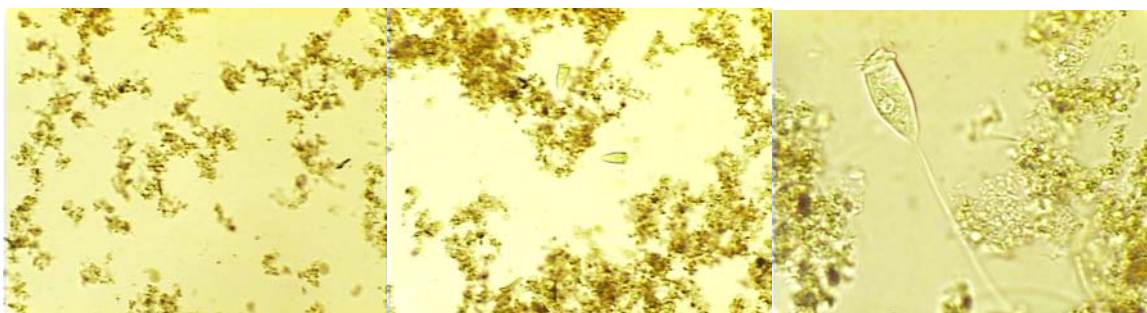


Figura 5.67- Flocos e presença de *Vorticellas sp.*

Observou-se, neste ciclo, a presença de poucos organismos apenas alguns ciliados fixos, como *Vorticellas sp* e poucos micro-metazoários (Rotíferos), indicando apenas condições estáveis de oxigenação do meio líquido (CETESB, 1997).

No ciclo 4D foram observadas muitas células dispersas na massa líquida, muito material extracelular, presença freqüente de cianobactérias filamentosas, diplobacilos e filamentos curtos.

Os resultados obtidos pela análise FISH, feita no ciclo 4D, apresentaram tanto no biofilme como no material em suspensão, bactérias todas do tipo eubactérias (\cong 70% DAPI), e ausência de bactérias oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito. Para essas análises foram utilizadas as seguintes sondas: **Nos 190** (Betaproteobactérias oxidadoras de amônio); **NIT 3** *Nitrobacter spp*; **NEU** (maioria das *Nitrosomonas + Nitrosococcus mobilis*); **Nmv** (*Nitrosococcus mobilis*); **Nts pa 662** (*Nitrospira spp*); **Nts pn 663** (*Nitrospira gracilis*) e **AMX 820** (bactéria oxidadora de amônio anaeróbia).

O reator apresentou nos ciclos de 12h comportamento diferente dos ciclos de 24h, evidenciando que o tempo de aeração (8h) era insuficiente para manter um biofilme estável. Houve perda de células do reator causando um desequilíbrio da flora microbiana, interferindo assim, no processo de nitrificação. Com base nestas observações e nos resultados obtidos, montou-se uma nova etapa operacional mantendo as mesmas condições dos ciclos de 12h, porém, acrescentando um período de decantação com a finalidade de manter dentro do reator, por mais tempo, as bactérias que pudessem ser levadas durante a fase de retirada. Com isto pretendia-se observar a existência ou não de uma melhora na diversidade microbiológica, tanto no biofilme quanto no material em suspensão, favorecendo o processo de nitrificação.

5.2.5 Etapa E

Esta etapa foi desenvolvida durante um período de 64 dias, com início em 17/01/06 e término em 21/03/06, num total de 162 ciclos de aproximadamente 12h e 10min de decantação. Foram monitorados 8 ciclos, os quais serão apresentados a seguir.

5.2.5.1 Sólidos Suspensos Totais

A Figura 5.68 apresenta as concentrações dos sólidos suspensos totais, obtidos no esgoto afluente, mistura e esgoto efluente. As concentrações médias obtidas foram: esgoto afluente 83 ± 53 mg/L, mistura 136 ± 56 mg/L e efluente 82 ± 52 mg/L.

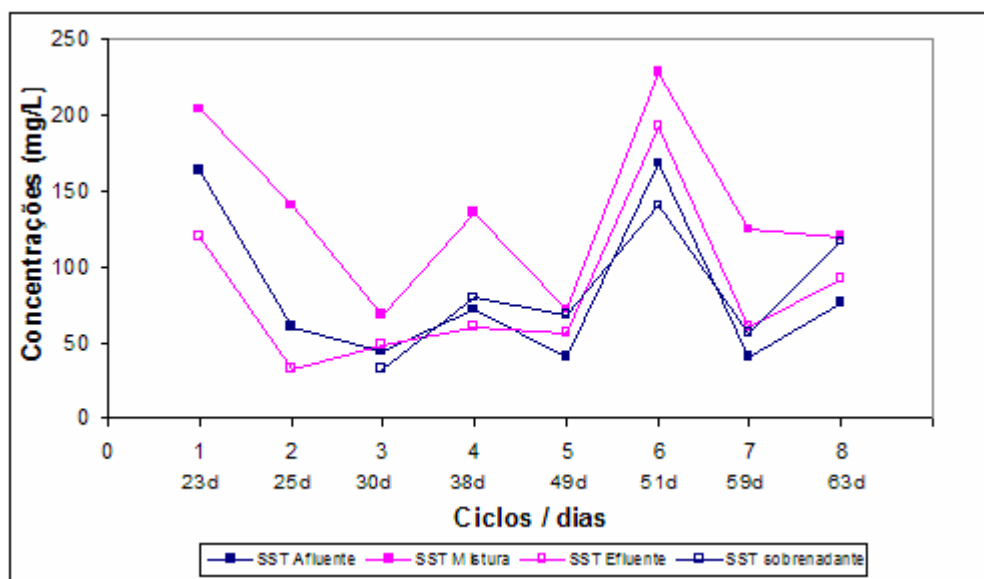


Figura 5.68- Concentrações dos sólidos suspensos totais durante os ciclos.

Verifica-se pela Figura 5.68 que ocorreu um aumento gradativo dos sólidos suspensos totais no esgoto efluente (antes da decantação) a partir do ciclo 2, indicando um aumento na concentração de células dentro do reator. Pela morfologia dos flocos (sem estarem aglomerados), o período de decantação (10min) foi insuficiente para sedimentar os flocos e, além disso, ocorreu o fenômeno de flotação do lodo, uma vez que a concentração de SST do sobrenadante (após a decantação) foi maior do que a concentração dos SST do esgoto efluente (antes da decantação), em alguns ciclos. Percebe-se um aumento significativo dos SST no ciclo 6 e através da microscopia óptica, observou-se a presença de organismos filamentosos. Visualmente, foi constatado a existência de fluxo turbulento e preferencial ocorrido no reator a partir do ciclo 4. Portanto, foi necessário retirar o lodo produzido em excesso e realizar a limpeza das canalizações, dessa maneira, houve uma queda dos sólidos nos ciclos seguintes (7 e 8).

5.2.5.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada

A Figura 5.69 mostra as concentrações da DQO_T afluente, mistura e efluente, com as eficiências de remoção em cada ciclo.

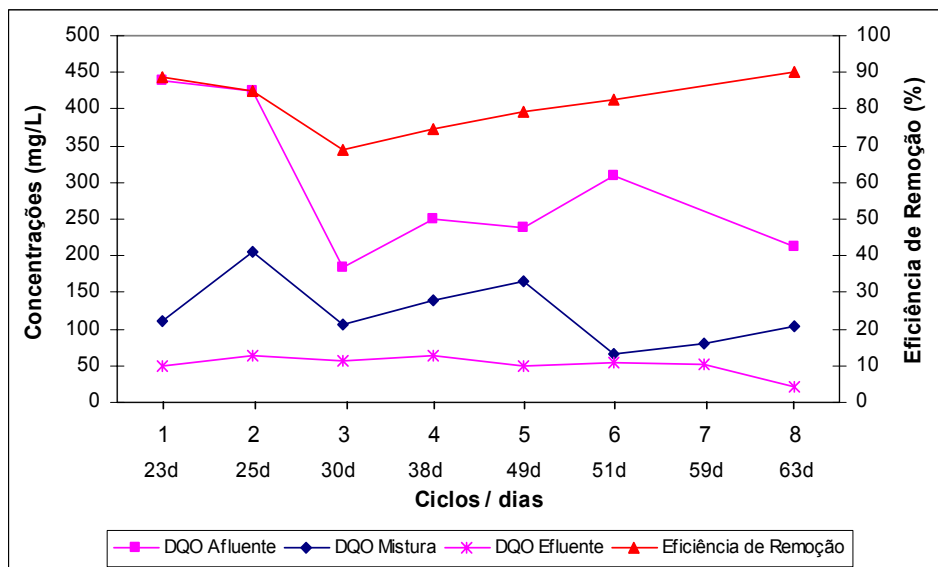


Figura 5.69- Concentrações da DQO e a eficiência de remoção, ao longo dos ciclos.

Nesta etapa a DQO_T afluente apresentou menor concentração média 294 ± 101 mg/L do que as demais etapas, provavelmente devido ao período de realização da mesma (fevereiro/março), coincidindo com o período chuvoso. A menor concentração obtida foi no ciclo 3, ocasionada pela chuva, que diluiu o esgoto bruto afluente. A DQO_S da mistura apresentou concentração média de 122 ± 46 mg/L e o efluente 51 ± 13 mg/L. A eficiência média de remoção obtida, em termos de DQO_T afluente e DQO_S efluente, foi de $81 \pm 7,6$ %. A Figura 5.70 apresenta o monitoramento das concentrações da DQO, durante os ciclos.

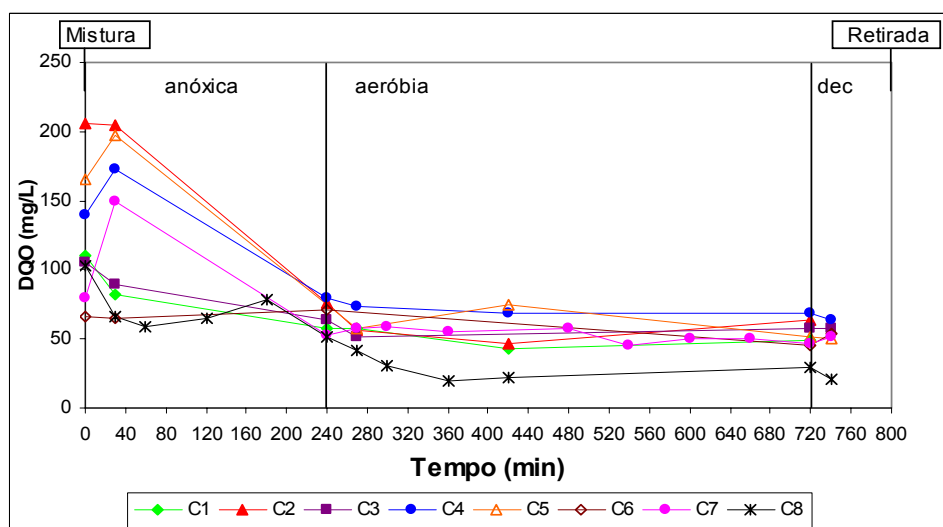


Figura 5.70 – Concentrações da DQO durante os ciclos.

Verifica-se pela Figura 5.70 que a DQO foi praticamente toda removida na fase anóxica, se mantendo dentro de uma faixa mais constante (80 mg/L a 46 mg/L), com exceção do ciclo 8, que na fase aeróbia apresentou concentrações abaixo de 30 mg/L. Em termos de remoção da DQO, o reator se mostrou bem eficiente, mesmo com baixas concentrações de matéria orgânica, uma vez que torna-se mais difícil a sua remoção (MOREIRA et al., 2002).

As Figuras 5.71, 5.72 e 5.73 apresentam as concentrações de amônio, nitrito, nitrato, durante os ciclos realizados.

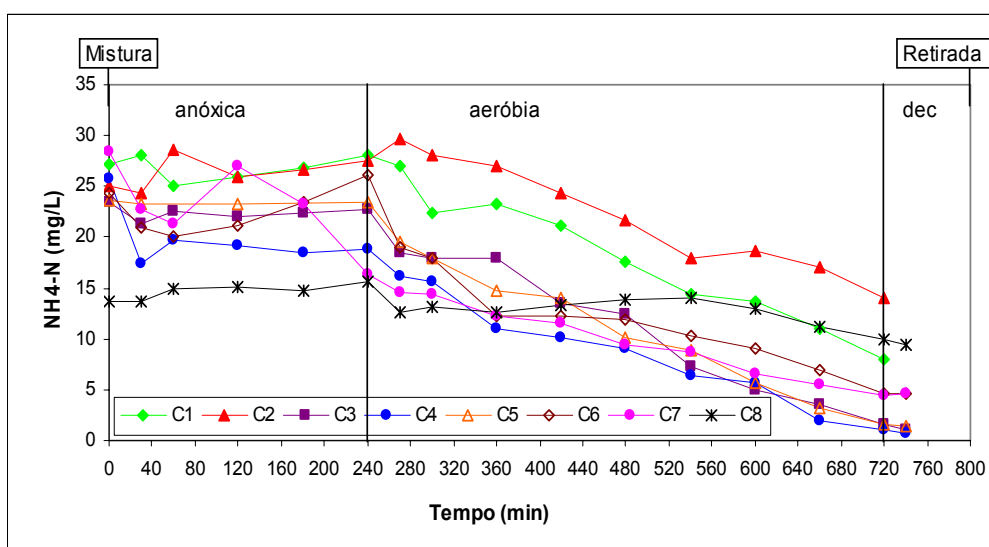


Figura 5.71- Concentrações do amônio em cada ciclo.

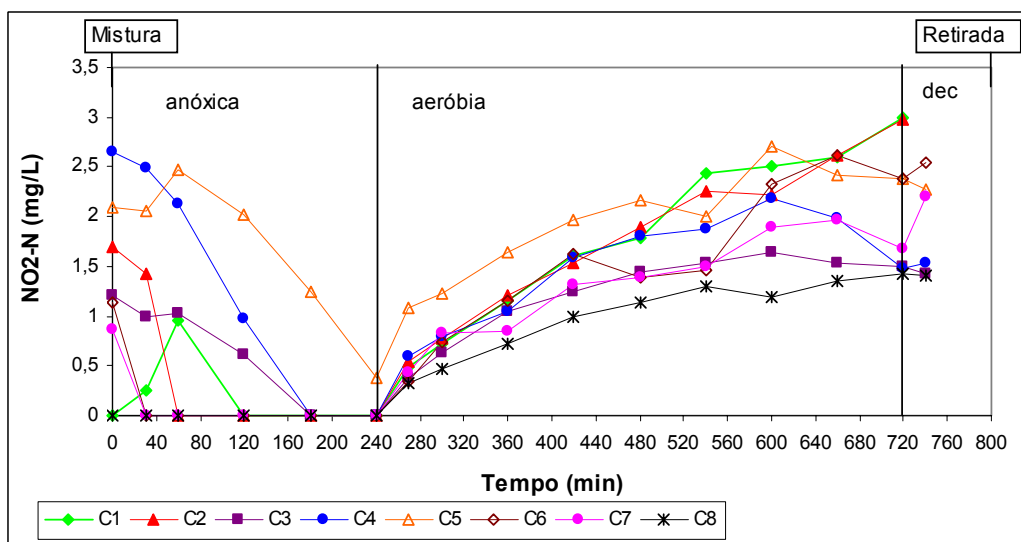


Figura 5.72- Concentrações de nitrito em cada ciclo.

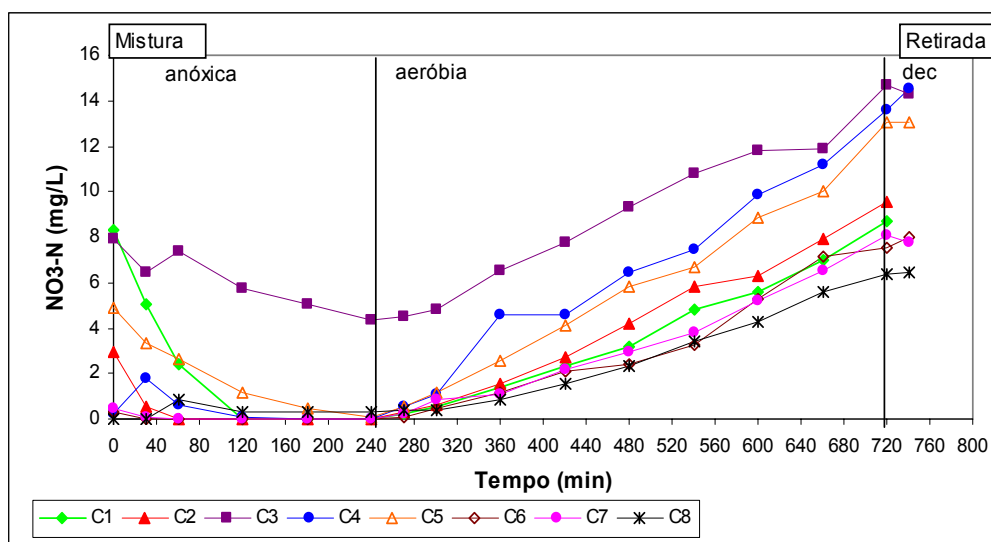


Figura 5.73- Concentrações de nitrato em cada ciclo.

Analisando as Figuras (5.71, 5.72 e 5.73) e comparando com a etapa D (sem decantação), verifica-se uma melhoria no sistema, apresentando concentração média de amônio no esgoto efluente de $5,5 \pm 4,7$ mgNH₄-N/L, menor que a obtida na etapa D com $11,3 \pm 4,1$ mgNH₄-N/L. O mesmo aconteceu com o nitrato que manteve concentração média de $10,2 \pm 3,2$ mgNO₃-N/L maior do que na etapa anterior com $7,6 \pm 3,3$ mgNO₃-N/L. Embora não tenha ocorrido a nitrificação completa, a eficiência de remoção de nitrogênio e eficiência de nitrificação, também foram maiores nesta etapa. A eficiência de desnitrificação foi elevada para ambas etapas, conforme apresentadas na Tabela 5.17.

Tabela 5.17 – Comparação da remoção de nitrogênio e eficiência de nitrificação, das etapas D e E

Etapas	Remoção de nitrogênio (%)	Eficiências (%)	
		nitrificação	desnitrificação
D	$57 \pm 6,4$	58 ± 15	$99,6 \pm 0,5$
E	$60 \pm 8,2$	73 ± 23	$92,4 \pm 17,6$

Esses resultados demonstram uma melhoria no processo, com maior equilíbrio na diversidade biológica, ou seja, crescimento e manutenção de microrganismos importantes ao processo de nitrificação, constatado através da microscopia óptica e análise FISH (item 5.2.5.3). Dessa maneira, para que não ocorra uma perda de

células do sistema, prejudicando a adesão dos microrganismos no biofilme, se faz necessário à utilização de um período de decantação antes da fase de retirada, para os ciclos de 12h.

5.2.5.3. Biomassa Fixa e Suspensa

As proteínas aderidas e suspensas foram medidas durante os ciclos 1E, 5E e 9E. Os resultados são apresentados na Tabela 5.18.

Tabela 5.18-Valores das proteínas aderidas e em suspensão

Ciclos	operação (dias)	PN suspensas (mg/L)	PN aderidas (mg/g)	PN aderidas (mg/L _{reator})
1E	23	24,1	0,24	54,2
5E	49	16,8	0,15	33,9
8E	63	21,8	0,17	38,4

Observa-se pela Tabela 5.18 que do ciclo 1 ao ciclo 5 ocorre uma diminuição das proteínas aderidas, devido ao desprendimento do biofilme, provavelmente causado pela influência hidrodinâmica do fluxo turbulento e preferencial ocorrido no reator antes do ciclo 5. Por outro lado, do ciclo 5 ao ciclo 8, observa-se um aumento nas proteínas aderidas e suspensas indicando um aumento das células no interior do reator. Tais resultados estão em conformidade com os obtidos pela análise FISH.

A primeira análise FISH foi realizada no dia 17/01/06 (1º dia de operação) e não foram detectadas no biofilme nem em suspensão bactérias oxidadoras de amônio e/ou oxidadoras de nitrito, em nenhuma das sondas utilizadas. Na amostra líquida verificou-se que a maioria das bactérias presentes encontrava-se dispersas, com presença freqüente de cianobactérias filamentosas e baixa concentração de bactérias metabolicamente ativas.

Após 36 dias de operação, ou seja, antes do ciclo 4, foram observadas na amostra líquida a presença de filamentos de *Oscillatoria*, muitas colônias bacterianas, algumas filamentosas e raros eucariontes: ciliados do gênero *Vorticella* e representantes dos Rotíferos. O biofilme e o material em suspensão apresentaram

algumas colônias (\cong 1,5% DAPI) de Betaproteobactérias oxidadoras de amônio (sonda **Nos 190**), algumas colônias (\cong 1,5% DAPI) de bactérias *Nitrosomonas* + *Nitrosococcus mobilis* (sonda **NEU**). Não foi constatada bactéria oxidadora de nitrito. Porém, constata-se pelas Figuras 5.72 e 5.73 que no ciclo 4, no final da batelada, a concentração de nitrito era baixa (1,48 mgNO₂-N/L) e a de nitrato era alta (13,6 mgNO₃-N/L), indicando que houve conversão do nitrito a nitrato. Portanto, mesmo que nas sondas da análise FISH não tenham sido detectado bactérias oxidadoras de nitrito, não significa que as mesmas não existam, apenas a concentração está abaixo de 1000 células/mL. Por essa razão é que o nitrito não chegou à concentrações próximas de zero.

Depois de 48 dias de operação (ciclo 5) tanto no biofilme como no material em suspensão, foi detectada a presença de Betaproteobactérias oxidadoras de amônio (\cong 3,0% DAPI - sonda **Nos 190**), algumas colônias (\cong 2,0% DAPI) de bactérias *Nitrosomonas* + *Nitrosococcus mobilis* (sonda **NEU**) e ainda, a presença de *Nitrospira spp* (\cong 1,0% DAPI). No ciclo 8, foram observadas colônias freqüentes de Betaproteobactérias oxidadoras de amônio (\cong 6,0% DAPI -sonda **Nos 190**), (\cong 4,0% DAPI) de bactérias *Nitrosomonas* + *Nitrosococcus mobilis* (sonda **NEU**), sendo que pela sonda **Nmv** constatou-se a presença de *Nitrosococcus mobilis* (\cong 1,0% DAPI) e *Nitrospira spp* (\cong 1,0% DAPI).

Esses resultados mostraram uma melhoria na microbiologia do sistema, se comparados à etapa D, na qual não foram detectadas bactérias oxidadoras de amônio nem bactérias oxidadoras de nitrito, em nenhuma das sondas utilizadas.

A Figura 5.74 mostra fotos obtidas pelo MEV (aumento 500x), de um biofilme repleto de microrganismos com a presença de filamentosos e *Vorticellas*, durante o ciclo 6.

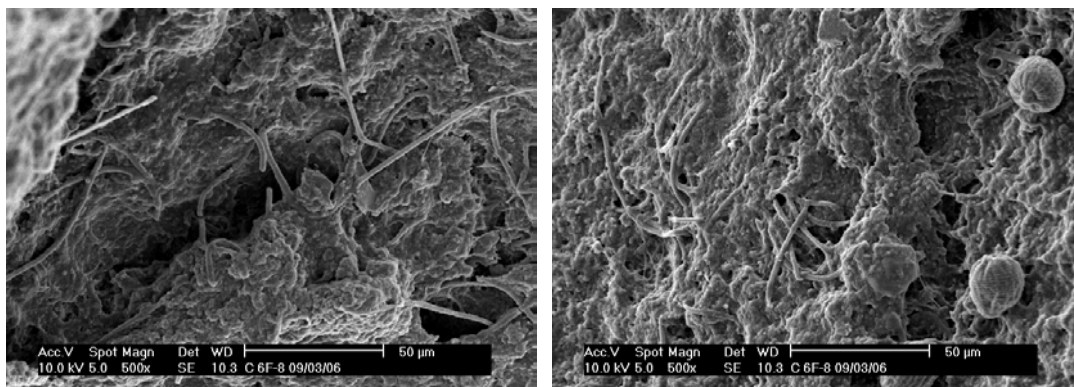


Figura 5.74- Biofilme com presença de microrganismos do tipo filamentosas e *Vorticellas sp*, capturadas durante o ciclo 6.

5.2.5.4 Medida da velocidade específica de respiração através da respirometria

A velocidade de respiração celular (QO_2X) foi determinada nos ciclos 6, 7 e 8. A Figura 5.75 mostra o respirograma obtido no ciclo 6, do testes “on-line”. A Tabela 5.19 apresenta os dados da velocidade de respiração celular dos testes em bancada. Vale lembrar que, com os dados da velocidade de respiração celular e da concentração celular, obteve-se a velocidade específica de respiração dos testes de bancada.

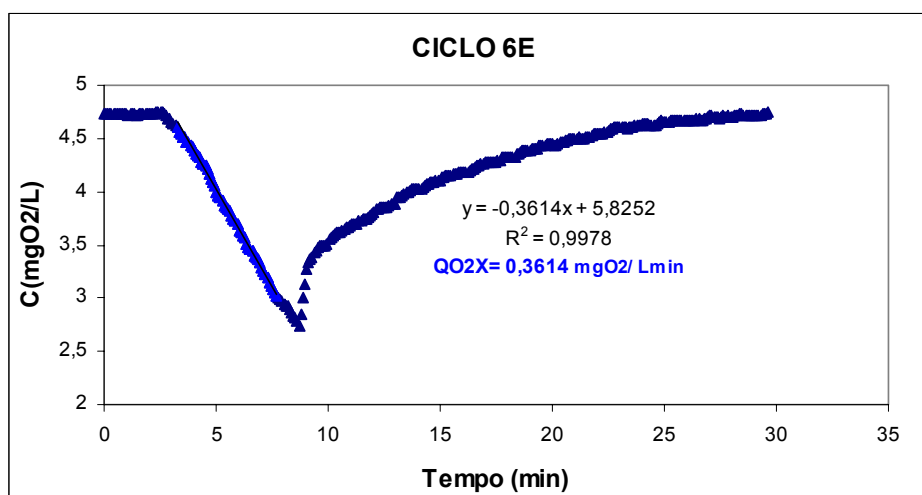


Figura 5.75- Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo.

Tabela 5.19- Dados de velocidade de respiração celular dos testes de bancada.

Ciclos	QO_2X ($mgO_2/L.min$)	X ($gSST/L$)	QO_2 ($mgO_2/g_{cel}.min$)
7E	0,070	0,050	1,400
8E	0,130	0,084	1,548

Com os dados da velocidade específica de respiração determinou-se a concentração celular no interior do reator. A Tabela 5.20 apresenta os dados da velocidade de respiração celular e as concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$ e DQO (no interior do reator) dos testes “on-line”.

Tabela 5.20- Dados de velocidade de respiração celular e as concentrações de $\text{NH}_4\text{-N}$ e DQO dos testes “on-line”.

Ciclos	$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/L)	DQOs (mg/L)	QO_2X (mg O_2 /L min)	QO_2 (mg O_2 /gSST . min)	X (gSST/L)
6E	9,0	-	0,3614	-	-
7E	11,5	92	0,2133	1,400	0,152
8E	13,3	22	0,1448	1,548	0,093

Através das observações dos valores de QO_2 pela Tabela 5.20, é possível perceber um aumento significativo nos ciclos 7E e 8E, ou seja, o QO_2 aumentou no decorrer do tempo, indicando um aumento da atividade das bactérias oxidadoras de amônio. Em relação a etapa B (12h sem decantação), os valores de QO_2 se mantiveram mais elevados, confirmando um melhor desempenho do sistema com período de decantação.

Os valores do kLa estão apresentados na Tabela 5.21 e a Figura 5.76 apresenta a reta cujo coeficiente angular identifica o kLa , do ciclo 6E.

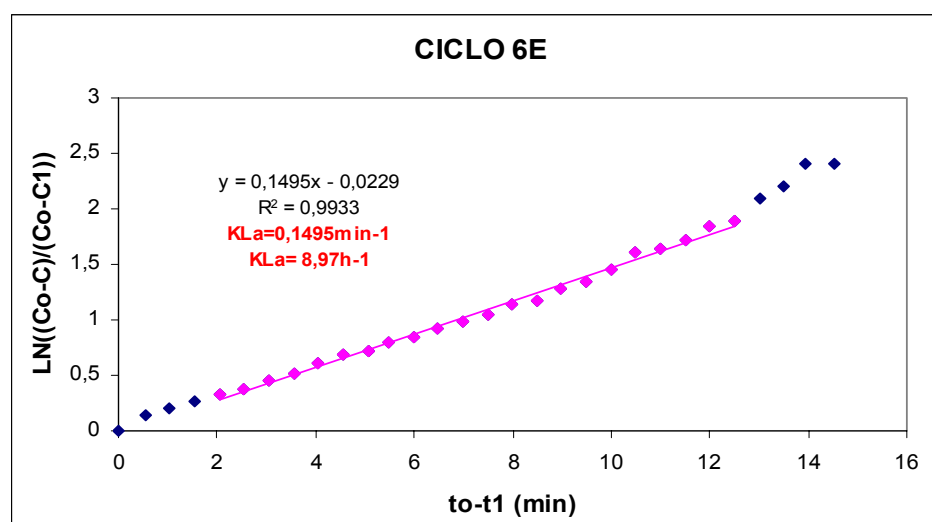


Figura 5.76- Determinação do kLa durante o ciclo 6E.

Tabela 5.21- Valores do kLa no reator

Ciclos	kLa (min^{-1})	kLa (h^{-1})
6E	0,1495	8,97
7E	0,1555	9,33
8E	0,170	10,2

Os valores do kLa não variaram muito durante esta etapa, apresentando valor médio de $9,5 \pm 0,63 \text{ h}^{-1}$ ($0,16 \text{ min}^{-1}$), encontrando-se dentro dos valores obtidos em reatores de leito fluidizado (TAVARES, 1992; GEBARA, 2006).

Após análise dos ciclos de A até E, verificou-se a importância de obter e manter um biofilme mais estável, com equilíbrio entre a produção de biomassa (que está diretamente relacionada com a carga superficial do substrato) e as forças de desprendimento (principalmente resultante das forças de cisalhamento), bem como manter uma diversidade microbológica, uma vez que, a produção de biomassa e a velocidade de crescimento dependem dos tipos de microrganismos presentes no sistema (conforme visto no item 3.1.2 da revisão bibliográfica). Para isso, optou-se em realizar ciclos de 24 horas aumentando a carga de matéria orgânica (DQO) e nutriente (amônio) no esgoto afluente. Foram realizadas quatro etapas, sendo que nas três primeiras (F, G e H) manteve-se o período de decantação e na última (I) retirou-se a decantação.

5.2.6 Etapas F, G , H e I

Estas etapas foram desenvolvidas nos meses de abril a junho de 2006, com os seguintes tempos de duração: F (34 dias), G (8 dias), H (13 dias) e I (22 dias), totalizando 77 dias de operação. As cargas de DQO e amônio foram aumentados em 50% (H), 75% (I), 100% (J), 100% (K), sendo que nesta última etapa retirou-se o período de decantação. Os aumentos nas cargas foram calculados a partir da média das concentrações da DQO_T e amônio do esgoto afluente obtidas nos ciclos anteriores. A concentração de acetato e NH_4Cl era adicionada diretamente no interior do reator, durante a mistura.

5.2.6.1 Sólidos Suspensos Totais

A Figura 5.77 apresenta a evolução dos sólidos suspensos totais, ao longo das etapas.

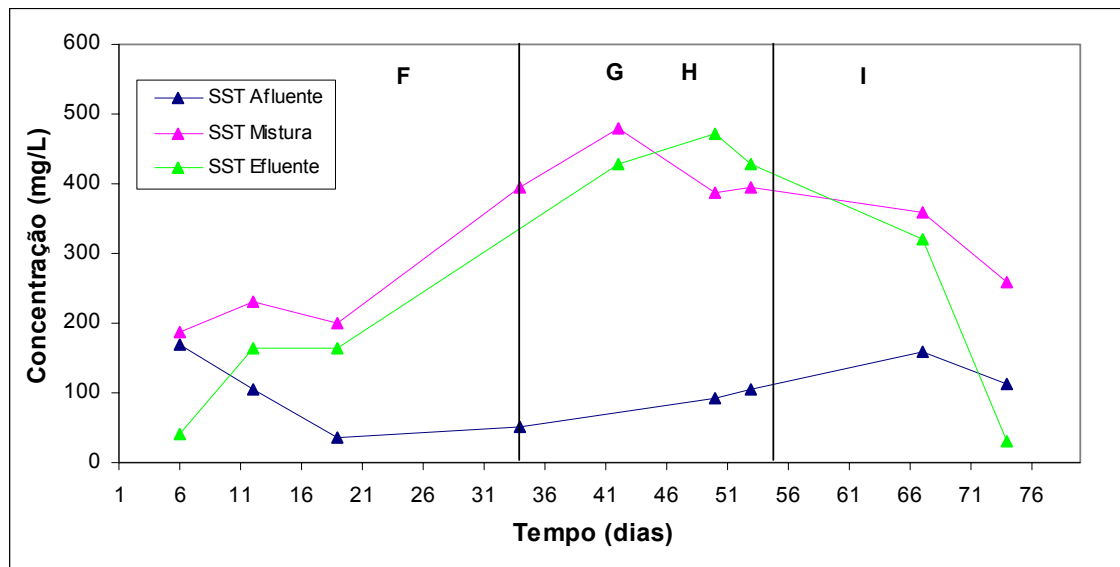


Figura 5.77- Evolução dos sólidos suspensos totais, ao longo das etapas.

Percebe-se pela Figura 5.77 que independente das concentrações no esgoto afluente, houve um aumento gradativo dos sólidos suspensos totais, tanto na mistura, quanto no esgoto efluente (antes da decantação) durante os períodos em que houve a decantação. Na etapa I (sem decantação), ou seja, sem retenção de sólidos no reator, houve uma queda acentuada dos SST no esgoto efluente. Salienta-se que para poder trabalhar sem a influência dos sólidos formados nas etapas anteriores, se fez necessário retirá-los do reator (todo o sólido sobrenadante), antes do início da etapa I. As concentrações médias dos SST para as etapas F, G, H e I, estão detalhadas na Tabela 5.22.

Tabela 5.22- Concentração média dos SST (mg/L) no esgoto afluente, mistura, efluente e decantação, durante as etapas F, G, H e I.

	F	G	H	I
Esgoto Afluente	90±60	-	98±8,5	136±34
Mistura	254±56,5	480	392±5,7	310±70,7
Esgoto Efluente	123±71,6	428	450±31	176±204
Sobrenadante	169±92	2828	2516	-

Pela Tabela 5.22 é possível perceber o aumento bem acentuado dos sólidos suspensos totais no sobrenadante (após decantação), nos ciclos G e H (após 42 dias de operação), isto indica que com o período de decantação foi possível manter o material em suspensão dentro do reator. Verifica-se que ocorreu o fenômeno de flotação e o lodo ao invés de decantar se mantinha no sobrenadante, por essa razão, justifica esses valores elevados das concentrações de SST encontrados no sobrenadante. Segundo VON SPERLING (1997), a ocorrência do lodo ascendente pode ser causada pela desnitrificação no decantador (com liberação de bolhas de nitrogênio gasoso), bolhas de gás aderidas aos flocos (aeração excessiva pode causar bolhas aderidas ao floco, quando utilizada aeração por ar difuso), lodo séptico e/ou óleos e graxas emulsionados.

5.2.6.2 Remoção Carbonácea e Nitrogenada

A Figura 5.78 apresenta as concentrações da DQO_T afluyente e DQO_S da mistura, efluente (antes da decantação) e do sobrenadante (após decantação), durante as etapas.

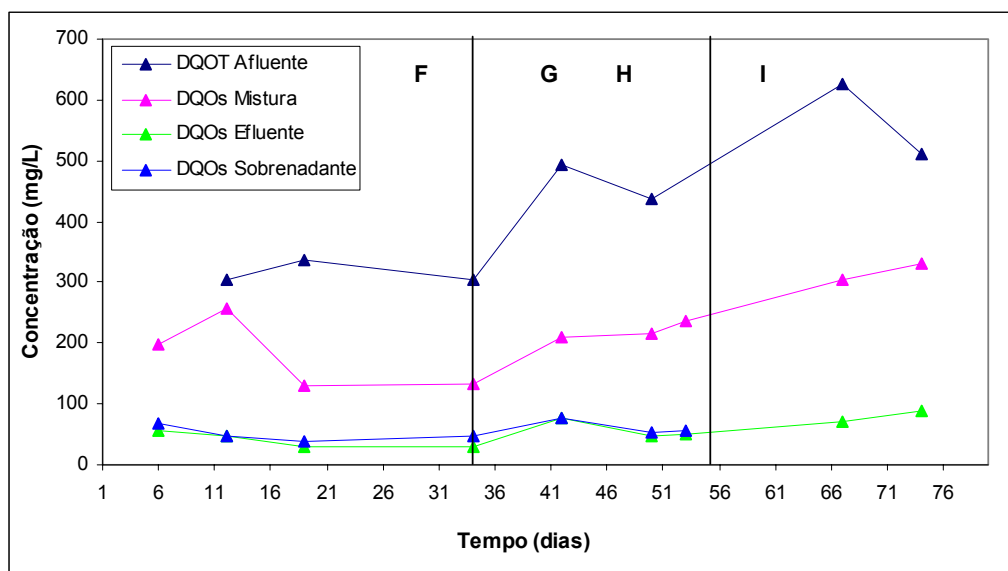


Figura 5.78- Variação da DQO ao longo do tempo.

Observa-se pela Figura 5.78 um aumento progressivo da DQO_T afluyente, semelhante ao ocorrido no mesmo período de 2005 (meses de março a setembro),

referentes à etapa B. Já o aumento da DQO na mistura, está relacionado ao aumento da carga aplicada no processo. As eficiências médias de remoção da DQO foram de: $89 \pm 3,8$ % (H); 84% (I); $89 \pm 0,6$ % (J) e $86 \pm 4,0$ % (K). Verifica-se que entre o esgoto efluente e o sobrenadante praticamente não houve diferença na remoção da DQO.

A Figura 5.79 apresenta a concentração de DQO obtida em cada etapa.

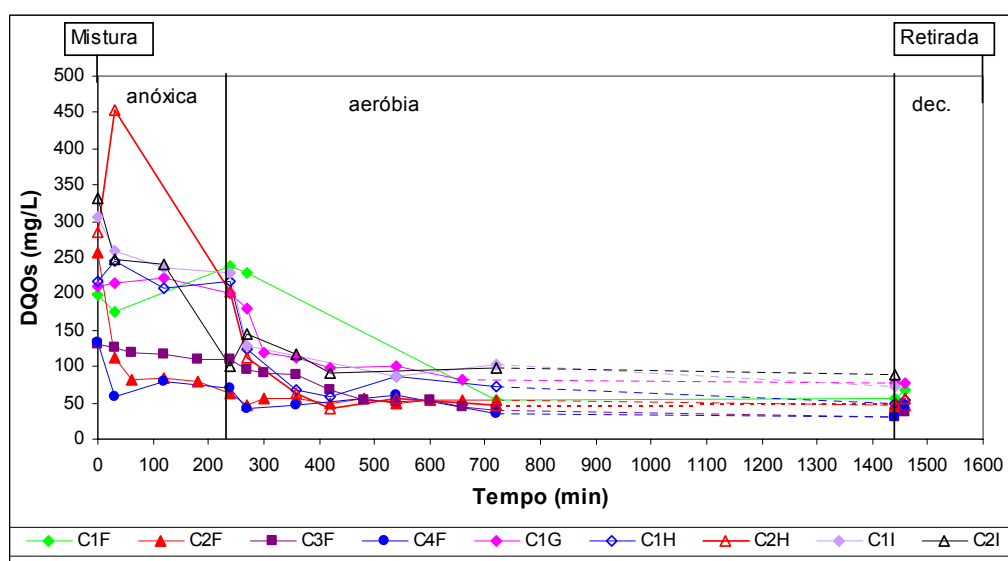


Figura 5.79- Concentrações de DQO_s com o tempo, durante as etapas realizadas.

Pode-se observar pela Figura 5.79 que apesar das flutuações das cargas de DQO durante a fase anóxica, praticamente a remoção em todas as etapas e em todos os ciclos aconteceu até os 420min, não havendo grandes alterações até o final da batelada.

As Figuras 5.80, 5.81, 5.82 apresentam as concentrações de amônio, nitrito e nitrato dos ciclos, durante as etapas.

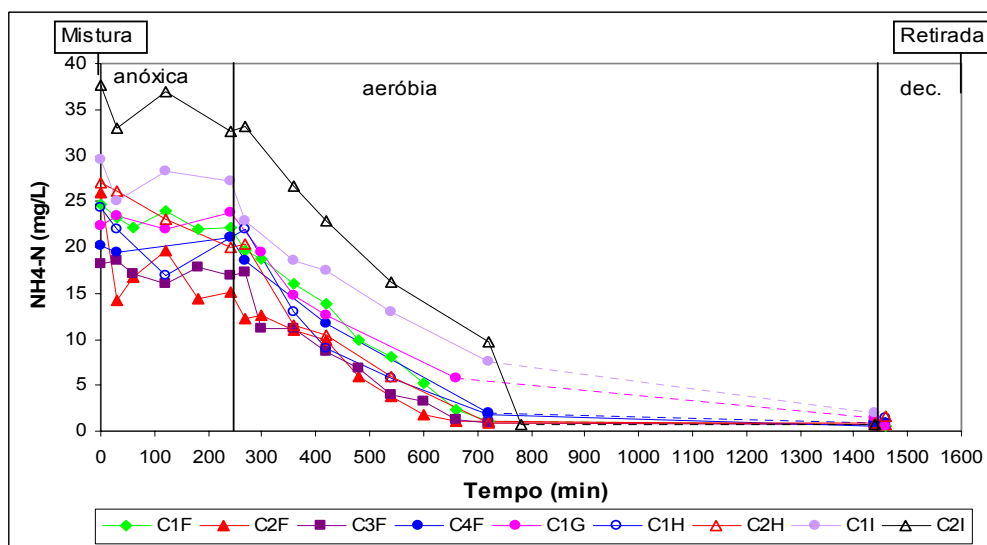


Figura 5.80- Concentração do amônio com o tempo, durante as etapas realizadas.

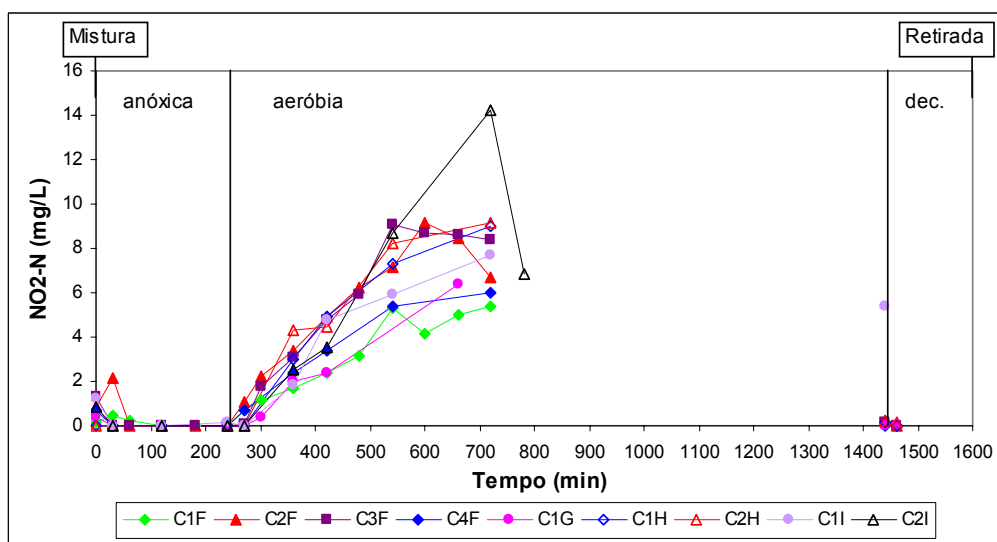


Figura 5.81- Concentração do nitrito com o tempo, durante as etapas realizadas.

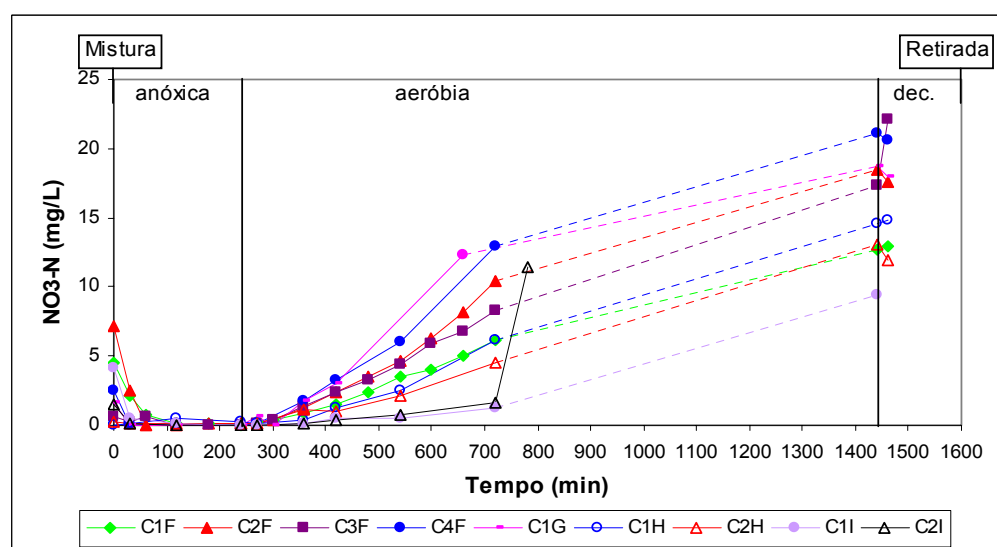


Figura 5.82- Cinética do nitrato com o tempo, durante as etapas realizadas.

Analisando as Figuras 5.80 a 5.82 observa-se que os ciclos F, G e H (com decantação), apresentaram comportamentos semelhantes. Os ciclos da etapa I (sem decantação), mostraram que os primeiros 12 dias foram de adaptação(C1I), uma vez que o amônio levou mais tempo para ser oxidado, chegando ao final da batelada com concentração de 2,05 mgNH₄-N/L. O ciclo 2I (19 dias de operação) mostrou uma melhora nas condições do sistema e a partir dos 720min um aumento na velocidade de conversão, ou seja, dos 720min aos 780min, a concentração de amônio passou de 9,73 mgNH₄-N/L para 0,71 mgNH₄-N/L; o nitrito de 14,2 mgNO₂-N/L para 6,86 mgNO₂-N/L e o nitrato de 1,66 mgNO₃-N/L para 11,42 mgNO₃-N/L. Isso demonstra que não é necessário o período de decantação para ciclos de 24 horas, mesmo com cargas maiores. A Tabela 5.23 contém as eficiências de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio em cada etapa.

Tabela 5.23- Eficiência de nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio em cada etapa.

Eficiências/ Remoção	Etapa F	Etapa G	Etapa H	Etapa I
Nitrificação (%)	95,3±1,0	-	96,4±1,2	94,4±4,84
Desnitrificação (%)	99,6±0,8	100	66,7	98,2
Nitrogênio (%)	50,4±13,6	41,4	55,9±5,24	56,2

A Tabela 5.23 mostra eficiente o processo de nitrificação e desnitrificação (exceto etapa H) para os ciclos de 24 horas, confirmando o que já foi afirmado anteriormente, ou seja, de que não é necessário o período de decantação mesmo para maiores cargas. A eficiência de nitrificação na etapa I seria maior excluindo o ciclo 1, uma vez que o mesmo fazia parte do período de adaptação do reator, com isso a eficiência seria de 97,9%.

5.2.6.3. Biomassa Fixa e Suspensa

As proteínas aderidas e suspensas foram determinadas nas etapas F, H e I, conforme consta na Figura 5.83. Na etapa I foram coletadas amostras dos ciclos 2 e 8.

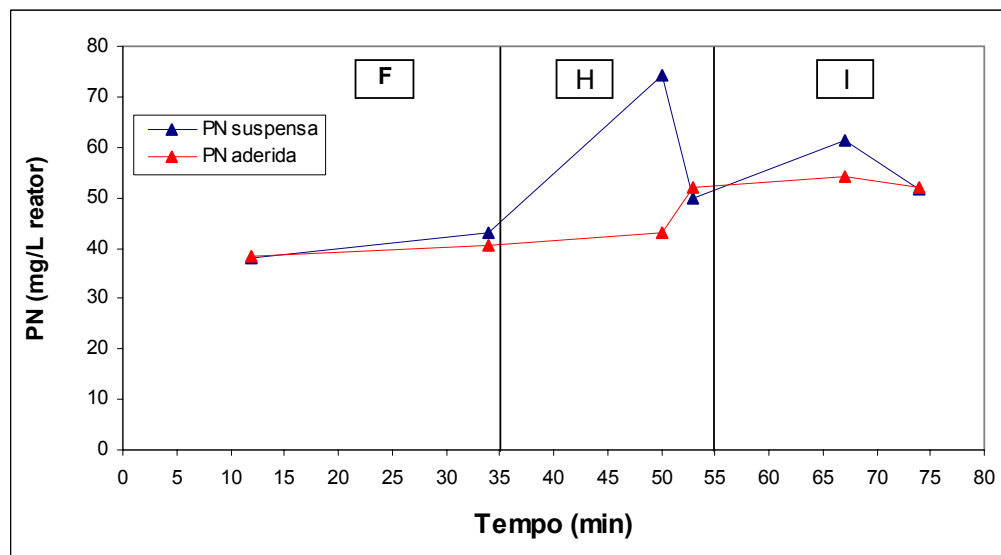


Figura 5.83- Variação das proteínas aderidas e suspensas com o tempo, durante as etapas F, H e I.

Durante as etapas apresentadas, as proteínas em suspensão foram maiores do que as aderidas, com um aumento maior das proteínas suspensas durante a etapa H. Na etapa I percebe-se uma diminuição das proteínas suspensas e uma relativa constância das proteínas aderidas, tendendo a estabilização, demonstrando que o biofilme estava mais estável quanto à biomassa aderida, refletindo na melhora da remoção de nutrientes durante o ciclo 2I. Esse comportamento não foi observado anteriormente em nenhuma das etapas, o que pode indicar a necessidade de se trabalhar com um afluente mais concentrado, a fim de manter o equilíbrio entre as forças de desprendimento e a produção da biomassa.

TAVARES (1992) relata em seu trabalho, que em reator de leito fluidizado trifásico o aumento das proteínas com o tempo atinge valores máximos entre 15 e 25 dias e depois tendem a atenuar. Esse comportamento parece ocorrer na etapa I.

A análise FISH foi realizada apenas no ciclo 2H. Esses resultados são apresentados na Tabela 5.24.

Tabela 5.24- Resultados da análise FISH para o ciclo 2H.

SONDA	Suspensão	Suspensão+ Biofilme
EUB mix (todas as eubactérias)	Muitas (\cong 100% DAPI)	Muitas (\cong 100% DAPI)
Nso190 (Betaproteobactérias oxidadoras de amônia)	Pequenas colônias e células dispersas - freqüentes (\cong 5% DAPI)	Pequenas colônias e células dispersas - muitas (\cong 10% DAPI)
NEU (a maioria das <i>Nitrosomanas</i> + <i>Nitrosococcus mobilis</i>)	Algumas colônias (\cong 3% DAPI)	Pequenas colônias e células dispersas - muitas (\cong 5% DAPI)
Nmv (<i>Nitrosococcus mobilis</i>)	Não detectado (\cong 0% DAPI)	Raros (< 1% DAPI)
NIT3 (<i>Nitrobacter</i> spp)	Não detectado (\cong 0% DAPI)	Não detectado (\cong 0% DAPI)
Ntspa662 (<i>Nitrospira</i> spp)	Não detectado (\cong 0% DAPI)	Muitos filamentos (\cong 5% DAPI)
Ntspn693 (<i>Nitrospina gracilis</i>)	Não detectado (\cong 0% DAPI)	Não detectado (\cong 0% DAPI)
AMX 820 anaerobic ammonium-oxidizing bacteria, Candidatus ' <i>Brocadia anammoxidans</i> ' and Candidatus ' <i>Kuenenia stuttgartiensis</i> '	Não detectado (\cong 0% DAPI)	Não detectado (\cong 0% DAPI)

Verifica-se pela Tabela 5.24 a presença de bactérias oxidadoras de amônio tanto no biofilme quanto no material em suspensão. Porém, as bactérias oxidadoras de nitrito foram encontradas apenas no biofilme.

Os resultados mostraram que nos ciclos de 24 horas se consegue manter um biofilme mais estável, com a presença de bactérias autótrofas oxidadoras de amônio e de nitrito aderidas ao mesmo. Quando as bactérias autótrofas não conseguem se manter aderidas ao biofilme, o sistema fica instável e a nitrificação incompleta, como aconteceu nos ciclos de 12 horas. Nesses casos, o ideal seria aumentar a carga, com a finalidade de manter um equilíbrio entre as forças de adesão e desprendimento (KWOK et al., 1998. p.20 - revisão bibliográfica). Por outro lado, percebeu-se que com o aumento da carga nos ciclos de 24h, as proteínas apresentaram relativa constância, tendendo a estabilização, o que demonstra a necessidade de maiores cargas no processo. Com o aumento de carga, o período de

decantação não foi necessário (conforme apresentado no ciclo 2I), e com isso, o aumento excessivo dos sólidos suspensos totais no lodo ascendente seriam evitados.

5.2.6.4 Medida da velocidade específica de respiração

Efetuararam-se as medidas das velocidades específicas de respiração celular dos testes em bancada nas etapas F, H e I e dos testes “on-line” nas etapas H e I. Como exemplo de respirograma para o teste em bancada será apresentado o ciclo 1I e para os testes “on-line”, os ciclo 1I e 2I, conforme Figuras 5.84, 5.85 e 5.86, respectivamente.

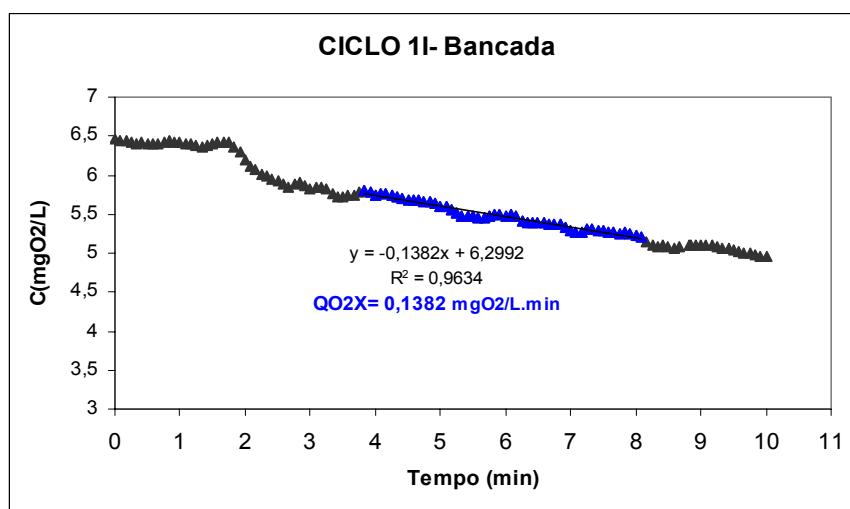


Figura 5.84- Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo.

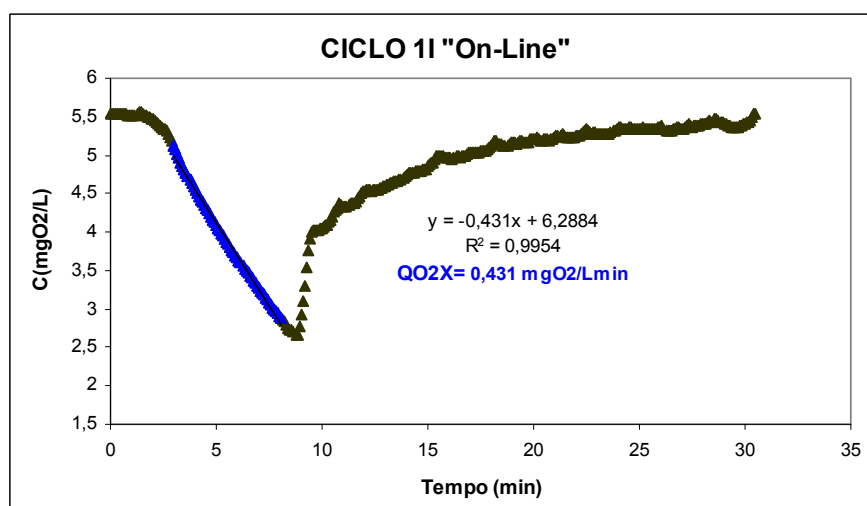


Figura 5.85- Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo.

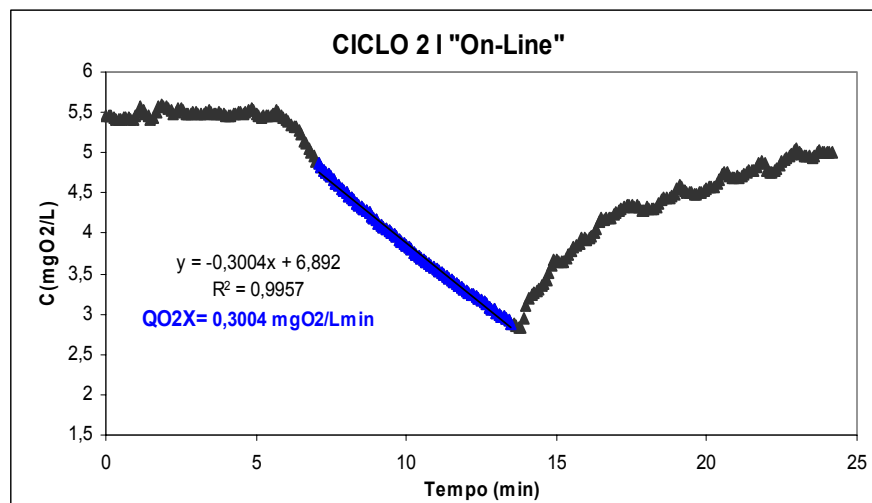


Figura 5.86- Variação da concentração de oxigênio dissolvido com o tempo.

A Tabela 5.25 apresenta a concentração celular (X), $\text{NH}_4\text{-N}$, DQO, a velocidade de respiração celular (QO_2X) e a velocidade específica de respiração (QO_2), dos testes de bancada.

Tabela 5.25- Dados de velocidade de respiração celular dos testes de bancada.

Estratégias/ Ciclos	QO_2X ($\text{mgO}_2/\text{L}\cdot\text{min}$)	X (gSST/L)	QO_2 ($\text{mgO}_2/\text{g}_{\text{cel}}\cdot\text{min}$)	$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/L)	DQO (mg/L)
2F	0,060	0,165	0,364	5,9	54
4F	0,145	0,380	0,381	10,3	48
1H	0,247	0,440	0,561	7,1	75
2H	0,200	0,430	0,465	8,4	48
1I	0,138	0,350	0,395	15,2	167
2I	0,183	0,290	0,633	20,4	-

Observa-se pela Tabela 5.25 que a velocidade de respiração celular (QO_2X) praticamente dobrou do ciclo 2F para o 4F e a concentração celular também, o que indica que a velocidade específica de respiração manteve-se praticamente constante. Com o aumento da carga de 50%, da etapa F para a H, a concentração celular aumentou e a velocidade de respiração celular praticamente dobrou (ciclos 4F e 1H) evidenciando a influência da concentração de DQO na velocidade de respiração celular. Na etapa I (sem decantação) e com a diminuição da concentração celular, os valores da velocidade de respiração celular (QO_2X) também diminuíram. A maior velocidade específica de respiração (QO_2) foi no ciclo 2I e está relacionada a maior

disponibilidade de DQO e de amônio no reator, tendo em vista o aumento da carga orgânica e nitrogenada. É importante lembrar que QO_2 varia de acordo com a população microbiana, seu estado metabólico e as condições do processo (como temperatura e a disponibilidade de nutrientes) (SUNDARARAJAN e JU, 1995).

A Tabela 5.26 apresenta os dados da velocidade de respiração celular nos testes “on-line”.

Tabela 5.26- Dados de velocidade de respiração celular dos testes ‘on-line’.

Etapas/ Ciclos	QO_2X (mgO ₂ /L.min)	X (gSST/L)	QO_2 (mgO ₂ /g _{cel} min)	NH ₄ -N (mg/L)	DQO (mg/L)
1H	0,448	0,798	0,561	9,0	59
2H	0,294	0,632	0,465	10,5	43
1I	0,431	1,091	0,395	-	-
2I	0,300	0,474	0,633	22,8	90

Os testes de respirometria “on-line” apresentados na Tabela 5.26, mostram que o comportamento nas duas etapas foi semelhante, ou seja, ocorreu uma maior velocidade de respiração celular no início dos ciclos (1H, 1I) e uma diminuição nos últimos (2H e 2I), resultando numa maior atividade metabólica no início de cada ciclo, tendendo a uma estabilização da população microbiana com o decorrer do tempo. Este comportamento ocorreu devido a maior carga adicionada de DQO e amônio nessas duas etapas. Salienta-se que em ambas etapas as cargas foram semelhantes, diferenciando apenas a fase de decantação, ou seja, etapa H (com decantação) e a I (sem decantação). Vale lembrar que para realizar a etapa I, foi necessário retirar todo o lodo acumulado dos ciclos anteriores, ou seja, lodo não sedimentado (flotado).

O coeficiente de transferência volumétrica (kLa) foi determinado na etapa I. A Figura 5.87 apresenta a reta que determinou pelo coeficiente angular, o valor do kLa no ciclo 2I.

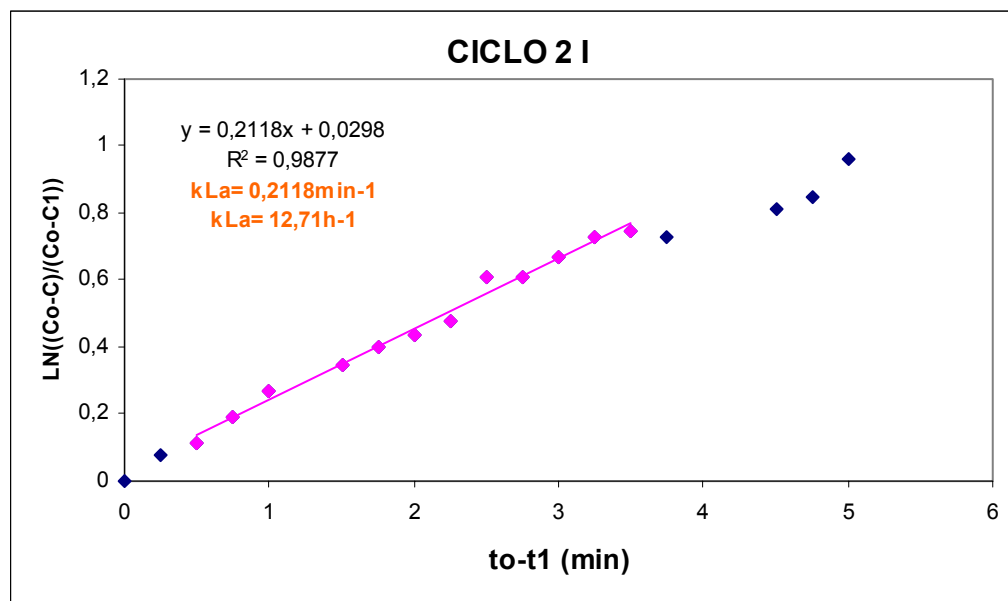


Figura 5.87- Determinação do kLa durante o ciclo 2I.

O valor do kLa encontrado para o ciclo 1I foi de $8,54 \text{ h}^{-1}$ e para o ciclo 2I foi de $12,71 \text{ h}^{-1}$.

A Tabela 5.27 apresenta os valores do kLa determinados nas etapas A, E e I.

Tabela 5.27- Valores do kLa obtidos durante o experimento

Estratégias	Valores do kLa (h^{-1})
A	9,77
E	9,5
I	10,6

O valor médio do kLa obtido, no reator de leito fluidizado por bateladas seqüenciais, é de $9,96 \text{ h}^{-1}$ ($0,12 \text{ min}^{-1}$).

5.2.7 Comparação dos Tratamentos (Etapas Realizadas)

Este item abordará testes de análise estatística, realizados com a finalidade de comparar os tratamentos, ou seja, comparação das etapas desenvolvidas. Para isto, foram utilizados a análise inferencial baseada na Análise de Variância (ANOVA) com um fator e no teste de comparação múltipla de TUKEY (NETER, 1990). Este último tem por objetivo identificar se há diferença estatística significativa entre as

etapas. Como os tratamentos foram diferentes, com muita variação nas concentrações de diversos parâmetros durante a batelada, as comparações entre os ciclos de 24h e de 12h torna-se praticamente impossível. Por essas razões as comparações entre médias serão nas seguintes etapas: A e C (ciclos de 24h); B, D e E (ciclos de 12h – com decantação e sem decantação). Os ciclos F, G, H e I foram comparados através da estatística descritiva das eficiências de redução.

5.2.7.1 Comparação entre as Etapas A e C; B, D e E

Os resultados das comparações entre as etapas foram realizados utilizando as proporções de redução, isto é, a razão entre variáveis do esgoto efluente com as da mistura. Os resultados estão na Tabela 5.28.

Tabela 5.28 – Resultados da ANOVA para redução percentual

Variáveis	Valores de p	
	A x C	B x D x E
DQO _S	0,2752	0,3975
NH ₄ -N	0,3297	0,4478
NO ₂ -N	0,3475	0,0646
NO ₃ -N	0,4909	0,6034
NTK _T	0,0001	0,4088
SST	0,0458	0,0511
ε(%) remoção DQO	0,0388	0,0006
ε(%) Nitrificação	0,2134	0,5083
ε(%) Desnitrificação	0,1076	0,7265
ε(%) remoção Nitrogênio	0,7255	0,6297

p = probabilidade

Nas comparações entre os tratamentos de esgoto no reator, durante os ciclos de 24 horas (etapas A e C), aplicando-se o teste de hipóteses ANOVA, foi observado diferença significativa nas variáveis NTK_T, SST e eficiência de remoção de DQO. Utilizou-se para verificação destes resultados o teste de TUKEY. Os resultados mostraram que são estatisticamente diferentes nas três variáveis, conforme apresentados na Tabela 5.29.

Tabela 5.29 – Resultados da ANOVA para redução percentual média

Variáveis	Tratamento	
	A	C
NTK _T	90,2 a	72,50 b
SST	78,99 b	66,84 a
ε(%) remoção DQO	86,33 a	93,24 b

Os resultados apresentados na Tabela 5.29 indicam que a etapa A possui maior redução percentual média em relação a etapa C (nas variáveis NTK_T e SST) e a eficiência média de remoção de DQO foi maior na etapa C.

Nas comparações entre as etapas B-D (sem decantação) e E (com decantação), verificou-se que houve diferença estatística significativa apenas quanto à eficiência de remoção de DQO. A Tabela 5.30 apresenta os resultados do teste e TUKEY para as médias da eficiência de remoção de DQO. Os tratamentos com a mesma letra são estatisticamente iguais.

Tabela 5.30 – Resultados do teste de TUKEY da eficiência de remoção da DQO

Tratamento	Média
E	80,65 a
D	86,77 a b
B	91,00 b

Pela Tabela 5.30 conclui-se que a etapa B possui maior eficiência de remoção média de DQO em relação a etapa E. A etapa D não difere estatisticamente das etapas B e E.

5.2.7.2 Comparação entre as Etapas F, G, H e I

A Tabela 5.31 apresenta as estatísticas descritivas das variáveis DQO_s, NH₄-N, NTK_F, SST e ainda, as eficiências de remoção de DQO, nitrificação, desnitrificação e remoção de nitrogênio das etapas F, G, H e I, respectivamente.

Tabela 5.31- Estatística descritiva das eficiências de redução nas etapas F, G, H e I.

Variáveis	Etapas	n	média	desvpad	mínimo	1º quartil	mediana	3º quartil	máximo
DQO _S	F	4	77,1	3,9	72,4	74,6	77,2	79,6	81,8
	G	1	63,3	0,0	63,3	63,3	63,3	63,3	63,3
	H	2	80,2	3,3	77,9	77,9	80,2	82,5	82,5
	I	2	75,0	2,0	73,5	73,5	75,0	76,4	76,4
NH ₄ -N	F	4	96,4	1,1	95,2	95,5	96,5	97,3	97,3
	G	1	93,9	0,0	93,9	93,9	93,9	93,9	93,9
	H	2	97,1	0,6	96,7	96,7	97,1	97,5	97,5
	I	4	95,6	3,6	93,1	93,1	95,6	98,1	98,1
NTK _F	F	4	75,0	8,0	63,3	69,9	77,7	80,1	81,3
	G	0							
	H	2	71,6	25,5	53,6	53,6	71,6	89,6	89,6
	I	2	77,4	23,8	60,6	60,6	77,4	94,3	94,3
SST	F	3	42,0	32,3	18,0	18,0	29,3	78,7	78,7
	G	1	10,8	0,0	10,8	10,8	10,8	10,8	10,8
	H								
	I	2	49,2	54,2	11,1	11,1	49,4	87,7	87,7
ε(%) remoção DQO	F	3	88,6	3,6	84,5	84,5	90,1	91,1	91,1
	G	1	84,3	0,0	84,3	84,3	84,3	84,3	84,3
	H	2	89,4	0,6	89,0	89,0	89,4	89,9	89,9
	I	2	85,7	4,0	82,8	82,8	85,7	88,5	88,5
ε(%) Nitrificação	F	4	95,6	0,9	94,8	94,9	95,3	96,2	96,8
	G	0							
	H	2	96,4	1,2	95,6	95,6	96,4	97,3	97,3
	I	2	94,4	4,8	91,0	91,0	94,4	97,9	97,9
ε(%) Desnitrificação	F	4	99,6	0,8	98,4	99,2	100	100	100
	G	1	100	0,0	100	100	100	100	100
	H	1	66,7	0,0	66,7	66,7	66,7	66,7	66,7
	I	2	98,2	2,5	96,5	96,5	98,2	100	100
ε(%) remoção Nitrogênio	F	4	50,4	13,6	37,6	40,7	47,5	60,0	69,1
	G	1	47,5	0,0	47,5	47,5	47,5	47,5	47,5
	H	2	55,9	5,2	52,2	52,2	55,9	59,6	59,6
	I	1	56,2	0,0	56,2	56,2	56,2	56,2	56,2

desvpad = desvio-padrão

Comparando as etapas F, G e H realizadas com o período de decantação e aumento das cargas em 50%, 75% e 100%, aplicando a estatística descritiva da eficiência de redução, verificou-se que a etapa H foi melhor do que as outras etapas (F e G) em praticamente todas as variáveis (exceto NTK_F), demonstrando a necessidade de se trabalhar com cargas maiores. Entre as etapas H e I, verificou-se que estatisticamente a etapa H foi melhor que a I. Por outro lado, durante o experimento, verificou-se que na etapa I reduziu a concentração de SST e do lodo

no reator e ainda, a frequência de bactérias autótrofas aderidas à biomassa fixa foi maior do que na etapa H.

Após análise dos resultados obtidos durante o experimento, utilizando reator de leito fluidizado por bateladas seqüenciais, pode-se afirmar que os ciclos de 24 horas foram mais eficientes do que os ciclos de 12h, em termos de remoção e redução de carbono, bem como, na redução de nitrogênio. Esta maior eficiência está relacionada a um equilíbrio da diversidade microbiológica no interior do reator que manteve um biofilme mais estável, garantindo a presença de bactérias autótrofas e heterótrofas favorecendo assim, os processos de nitrificação e desnitrificação. Os dados apresentados, no presente estudo, permitem afirmar que nos ciclos de 24 horas maiores cargas podem ser aplicadas, sem adicionar a fase de decantação, mantendo um equilíbrio entre as forças de desprendimento e produção de biomassa.

6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Neste trabalho estudou-se o comportamento de um reator de leito fluidizado em bateladas seqüenciais, no tratamento de esgoto urbano, testando-se diferentes condições operacionais. Os resultados obtidos permitiram chegar às seguintes conclusões:

Para os ciclos de 24h (Etapas A e C)

- O reator utilizado mostrou-se estável e eficiente em termos de remoção de DQO, apresentando eficiência média freqüente acima de 90%. As concentrações médias do esgoto efluente mantiveram-se reduzidas entre 30 e 50 mgDQO/L, indicando facilidade de degradação da matéria orgânica, ocorrendo queda acentuada da DQO nos primeiros 30 a 60min.
- O amônio foi totalmente oxidado, com completa nitrificação aos 720min, podendo o ciclo ser finalizado e dar início a um novo ciclo com 4h anóxico e 8h aeróbio, diferentemente do ocorrido com os ciclos de 12 h, no qual o amônio não foi completamente oxidado e a nitrificação foi incompleta. As concentrações de amônio mantiveram-se abaixo de 1,0 mgNH₄-N/L e as eficiências médias de nitrificação foram de 93% e 94% e a desnitrificação de 81% e 98%, para as etapas A e C, respectivamente.
- O RLFBS foi capaz de promover a remoção da matéria orgânica e nitrogenada, mantendo um biofilme estável com formação de uma população heterogênea, composta de bactérias autótrofas e heterótrofas.

Para os ciclos de 12h (Etapas B, D e E)

- O reator apresentou-se mais instável, porém esta instabilidade não interferiu na remoção da DQO, que manteve a eficiência média entre 81% e 91%.

- Maiores perturbações foram detectadas na conversão do material nitrogenado. O amônio manteve-se no esgoto efluente em praticamente todos os ciclos destas etapas, com menor concentração efluente na etapa E (5,6 mgNH₄-N/L) devido a um período de decantação acrescido ao ciclo, o qual permitiu manter no reator as bactérias oxidadoras de amônio e oxidadoras de nitrito. A eficiência de desnitrificação variou de 92,4% a 100% e a maior eficiência de nitrificação foi de 73% na etapa E.
- Os ciclos de 12h favoreceram um biofilme menos estável e mais fino, causando a perda da biomassa (desprendimento do biofilme), desfavorecendo o processo de nitrificação. Nestas etapas, a biomassa autotrófica não se manteve aderida à superfície, ocorrendo à perda de células.

Para os ciclos de 24h (Etapas F, G, H e I)

- O reator mostrou-se eficiente na remoção de DQO, mesmo com flutuações devidas ao aumento da carga de DQO no sistema. A eficiência média de remoção se manteve na faixa dos 86%.
- A remoção da matéria nitrogenada nas estratégias F, G e H (com decantação), apresentaram comportamentos semelhantes com oxidação total do amônio até os 720min, porém não houve, neste mesmo período, a conversão total do nitrito. A nitrificação completa ocorreu apenas no final da batelada. Na etapa I (sem decantação), ocorreu uma melhoria na oxidação do amônio, a partir dos 720min, indicando ser desnecessário o uso do período de decantação, para ciclos de 24h, mesmo com maior concentração de substrato.
- O reator se mostrou eficiente nos processos de nitrificação e desnitrificação, com valor médio de 95% para a nitrificação e valores de 98% a 100%, com exceção do ciclo G (67%), para a desnitrificação.
- O RLFBS reduziu a matéria orgânica e nitrogenada, mesmo com o aumento de cargas dos substratos, favorecendo a formação e manutenção da biomassa aderida.

Desenvolvimento do biofilme

- Durante os ciclos de 24h, o biofilme apresentou-se bem formado e repleto de microrganismos aderidos em sua superfície, que atuam como indicadores positivos ao processo (como *Vorticellas sp*, *Epistylis sp*, *Aspidisca cicada sp* e outros), indicando uma biomassa aderida densa.
- A presença de bactérias nitrificantes do gênero *Nitrosomonas* e oxidadoras de nitrito do gênero *Nitrobacter* foram detectadas, pela técnica FISH, aderidas ao biofilme com maior frequência nos ciclos de 24h.
- Nos ciclos de 12h, as bactérias nitrificantes não conseguiam se manter aderidas ao biofilme, ocorrendo uma perda de células. O sistema manteve-se instável, com nitrificação incompleta.

Respirometria

- A metodologia utilizada permitiu efetuar a estimativa da concentração de células ativas no sistema.
- O valor médio do kLa determinado durante o processo biológico, para um reator de leito fluidizado por bateladas seqüenciais, foi de $9,96 \text{ h}^{-1}$.

Conclusão Geral:

O trabalho desenvolvido durante as etapas operacionais, teve duração de 614 dias. Baseado nos resultados obtidos e nas conclusões formuladas de cada etapa pode-se afirmar que o reator de leito fluidizado por bateladas seqüenciais respondeu melhor aos ciclos de 24h e quanto maior a carga orgânica e nitrogenada aplicadas, maior é o seu desempenho. Nos ciclos de 24h o equilíbrio entre as forças de adesão e desprendimento garantiu o desenvolvimento de um biofilme estável favorecendo o crescimento de bactérias autótrofas e heterótrofas, promovendo com eficiência a remoção da matéria orgânica e nitrogenada. Esta mesma estabilidade não foi constatada nos ciclos de 12h, haja vista que as bactérias nitrificantes não se

mantinham, o tempo todo, aderidas ao biofilme. Portanto, o RLFBS é uma opção de tecnologia para tratamentos biológicos de efluentes urbanos, capaz de promover a remoção de carbono e nitrogênio em um único reator. Estudos devem ser aprofundados para diminuir o tempo de retenção hidráulica e desta maneira, favorecer a aplicação desta tecnologia em escala real.

Sugestões

Para trabalhos futuros em reatores de leito fluidizado por bateladas seqüenciais, sugere-se que:

1. Utilizar outros tipos de material suporte mais poroso ou dois tipos diferentes de materiais suporte, no mesmo reator.
2. Realizar ensaios, variando a quantidade de material suporte e as cargas de $\text{NH}_4\text{-N}$ (faixa de 50 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$ a 200 mg $\text{NH}_4\text{-N/L}$).
3. Realizar ciclos com o mesmo enchimento variando os períodos anóxicos e aeróbios e/ou com enchimento escalonado, buscando otimizar a remoção de carbono e nitrogênio.
4. Continuar estudos dos testes respirométricos de forma a quantificar a atividade potencial das bactérias nitrificantes dos diferentes grupos consumidores de oxigênio (heterótrofas, oxidadoras de nitrito e oxidadoras de amônio).
5. Realizar estudos de custos, operacionais e de implantação para aplicação desse tipo de reator, em escala real.

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS

ANDREOTTOLA, G.; FOLADORI, P.; RAGAZZI, M.; and VILLA, R. Treatment of winery wastewater in a sequencing batch biofilm reactor. **Water Science & Technology**, v. 45, n.12, pp.347-354. 2002.

ANDREOTTOLA, G.; OLIVEIRA, E.L.; FOLODORI, P.; DELLAGO, L.; PETERLINI, R.; e CADONNA, M. Método respirométrico para monitoramento de processos biológicos. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.10, n.1, p.14-23. jan/mar 2005.

ARTAN, N.; WILDERER, P.; ORTHON, D.; MORGENROTH, E. and ÖZGÜR, N. The mechanism and desing of sequencing batch reactor systems for nutrient removal- the state of the art. **Water Science & Tecnology**, v. 43, n.3, p.53-60. 2001.

ARTAN, N.; e ORTHON, D. The mechanism and desing of sequencing batch reactor systems for nutrient removal. In: **IWA Publishing**. 99 p. Scientific and Technical Report, n.19. 2005.

AURESENIA, J., HIBIYA, K., TSUNEDA, S. and HIRATA, A. Kinetic equation for simultaneous oxidation of total organic carbon and ammonium-nitrogen in three-phase fluidized bed biofilm reactor. In: CONFERENCE ON BIOFILM SYSTEMAS, 1999, New York.

BARBOSA, S. R. **Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Florianópolis, 2004.165p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

BARTHEL, L., **Estudo do biofilme desenvolvido em reator de leito fluidizado trifásico aeróbio no tratamento de efluentes têxteis**. Florianópolis, 1998. 80p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina.

BERGAMASCO, R. **O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos**. Campinas, 1996. 147p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Curso de pós-graduação em engenharia química, Universidade Estadual de Campinas.

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

BORTOLOTTI, A. F.N. **Estratégias operacionais para nitrificação de esgoto urbano em reator de leito fluidizado em batelada**. Florianópolis, 2004. 127p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

BROTOUS, A.E.F., DAHAB, M.F., and MIHÁLTZ, P. Nitrification of high strength ammonium wastewater by a fluidized-bed reactor. **Water Science & Technology**, v. 49, n4-53, p.65-71. 2004.

BUSSAB, W.O. e MORETIN, P.A. **Medidas Resumo**. in BUSSAB, W.O.; MORETIN, P.A. **Estatística Básica**. p.35-68. São Paulo: Saraiva, 2002. 5ª Edição.

CABEZAS, A., ETCHEBEHERE, C., MUXI, L. **Quantification of autotrophic nitrifying bacteria in wastewater treatment systems**. 10th World Congress on Anaerobic Digestions. pp 1168-1172, Montreal. 2004.

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.

CAMPOS, R.H. **Utilização de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em sistema de tratamento combinado de águas residuárias**. Florianópolis, 2001.113p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

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

CARRIÓN, M.; ALBA, J.; THALASSO, F. Effect of hydrodynamic conditions on biofilm oxygen consumption rate in a fixed-bed nitrifying reactor. **Water Science & Technology**, v.52 (7), 91-96. 2005.

CASTRO, L.M.; FORESTI, E. Remoção de nitrogênio em reator em batelada e biomassa imobilizada. 22º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Joinville. 2003.

CASTRO, L.M.; GIANOTTI, E.P.; FORESTI, E. Desnitrificação curta a partir do nitrito realizada por biomassa nitrificante/desnitrificante de reator em batelada submetido à aeração intermitente. 22º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Joinville. 2003.

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

CHANG, C.N.; CHEN, C.H.; and CHAO, A. Using sequencing batch biofilm reactor (SBBR) to treat ABS wastewater. **Water Science & Technology**, v. 41, n.4-5, p.433-440. 2000.

CHANG, H.T.; RITTMANN, B.E. Predicting bed dynamics in three-phase, fluidized-bed biofilm reactor. IN: SECOND INTERNATIONAL SPECIALIZED CONFERENCE IN BIOFILM REACTORS – INWQ, 1993. Paris, France.

CHENG, S.S.; CHEN, W.C.; and HWANG, H-H. Biofilm formation: the effects of hydrodynamic and substrate feeding patterns in three phase draft-tube fluidized bed for nitrification process. **Water Science & Technology**, v.36, n.12, p.83-90. 1997.

CHO, B.C.; CHANG, C-N.; LIAN, S-L.; and HUANG, P-T. The feasible sequential control strategy of treating high strength organic nitrogen wastewater with sequencing batch biofilm reactor. **Water Science & Technology**, v. 43, n.3, p.115-122. 2001.

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

CONAMA Resolução 20/86. Conselho Nacional de Meio Ambiente. Ministério do Desenvolvimento Urbano e Meio Ambiente. 1986

COSTA, R.H.R. **Etude du Contrôle du Biofilm Développé Dans un Lit Fluidisé Triphasique en Épuration Carbonée Aérobie**. 1989. 263p. Thèse de Doctorat, INSA, Toulouse.

COSTA, T.B. **O desempenho de reator em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico.** Florianópolis, 2005. 105p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. UFSC.

CYBIS, L.F.A & PICKBRENNER, K. **Uso de reator seqüencial em batelada para pós-tratamento de efluentes de tratamento anaeróbio.** PROSAB (coletânea de artigos técnicos), v.1, p.157-164. 2000.

CYBIS, L.F.A.; SANTOS, A.V.; GEHLING, G.R. Eficiência de reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio de esgoto doméstico com DQO baixa. 22º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. Joinville, 2003. CD-ROM.

Da MOTTA, M.; AMARAL, L.P.; ARAYA, P.; FERREIRA, E.C; ALVES, M.M; MOTA, M.; ROCHE, N.; VIVIER, H.; e PONS, M.N. Efeito da diluição na caracterização da biomassa de sistemas de tratamento de efluentes por análise de imagem. XIV CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA QUÍMICA. Natal, 2002.

EPA, United States Environmental Protection Agency - Technology Transfer. **Manual Nitrogen Control.** Washington, DC, 311p., 1993.

FDZ-POLANCO, F.; GALLEGOS, S.; VILLAVERDE, S.; and GARCIA, P. Denitrification with biosorbed organic matter in a SBR system. . **Water Science & Technology**, v. 31, pp.147-153. 2001.

GEBARA, D. **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário.** São Paulo, 2006. 399p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Sanitária, USP.

GEBARA, D.; SOBRINHO, M.D.; RUGGERI JR., H.C.; MILANEZ, D.H.E.; HERNANDES, T.N. Desempenho de dois tipos de injetores de ar na transferência de oxigênio em reator aeróbio de leito fluidizado. IN: 21º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. João Pessoa, 2001. CD-ROM.

GLASS, C.; and SILVERSTEIN, J. Denitrification kinetics of high nitrate concentration water: ph effect on inhibition and nitrite accumulation. **Water Research**, v.32, n.3, p.831-839. 1998.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; ANDRADE NETO, C.O.; SOBRINHO, P.A.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M. e ZAIAT, M. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Capítulo 4- Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilmes. PROSAB 2, pp.171-278, 2001.

GRANDO-ALVES, K.C.G. **Tratamento de efluentes têxteis usando reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em pré e pós-ozonização**. Florianópolis, 2000. 90p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

HAGEDORN-OLSEN, C.; MØLLER, I.H.; TØTTRUP, H.; HARREMOËS, P. Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. **Water Science & Technology**, v.29, n.10/11, p.83-91, 1994.

HATZIFOTIADOU, O. **Contribution a l'hydrodynamique et du transfert de matiere gaz-liquide dans um reacteur a lit fluidise triphasique**. Toulouse, 1989. Thèse Doctorat, Toulouse (INSA).

HENZE, M., HARREMOES, P. JANSEN, J. C. and ARVIN, E. **Wastewater treatment: Biological and Chemical Processes**. Springer Verlag, 2ª edição. Alemanha, 1995.

HERNANDES-ROCHA, A.L. **Transferência de oxigênio e hidrodinâmica em reator de leito fluidizado trifásico**. Rio de Janeiro, 1992. 164p. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Química) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, UFRJ.

HOEHN, R.C.; ARLISS, D.R. Effects of thickness on bacterial film. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.45, n11, p.2302-2320, 1973.

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

HOFFMANN, H.; WOLFF, D.; PLATZER, CHR.; COSTA, T. B. e COSTA, R.H.R. Avaliação da nitrificação e desnitrificação em um reator seqüencial em batelada como processo descentralizado para tratamento de esgoto sanitário. XXIX AIDIS. CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENHARIA SANITARIA Y AMBIENTAL. Puerto Rico, 2004.

HOFFMANN, H.; WOLFF, D.; PLATZER, C.; COSTA, T. B.; WEITZ, J. e COSTA, R. H. R. Avaliação de reatores seqüências por batelada do tipo lodo ativado seqüencial por batelada. IV QUAMB, SIMPÓSIO INTERNACIONAL DE QUALIDADE AMBIENTAL. Porto Alegre. 2004.

HOFFMANN, H. **Rekluktion des volumens nitrifizivendo kläranlagen dwch externe anzucht von nitrifikanten in schlammwasser.** Tese de Doutorado. Universidade Roslock, Alemanha. 2000.

IRVINE, R.L.; MILLER, G. and BRAMRAH, A.J. Sequencing batch tratment of wastewaterin rural areas. **J. Water Poll. Control. Fed.**, v. 51, pp.244-254. 1979.

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

JORDÃO, E. P. e PESSOA, C. A. **Tratamento de Esgoto Doméstico.** 4^a edição- ABES. Rio de Janeiro. 720 p., 2005.

KATSOGIANNIS, A.N.; KORAROS, M.; and LYBERATOS, G. Enhanced nitrogen removal in SBRs bypassing nitrate generation acomplished by multiple aerobic/aoxic phase pairs. **Water Science & Technology**, v. 47, nº 11, pp.53-59. 2002.

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

KAMIYAMA, H.; e TSUTIYA, M.T. Lodo ativado por batelada; um processo econômico para o tratamento de esgotos em estação de grande porte. **Revista DAE**, v.52, n.165, p.1-7. 1992.

KIM, J. & REES, D. C. Nitrogenase and biological nitrogen fixation. **Biochemistry**, v.33, p.389-397. 1994.

KNOW, W.K.; PICIOREANU, C.O.; ONG, S.L.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a biofilm airlift suspension reactor. **Biotechnology and bioengineering**, v.58, n.4, p.400-407. 1998.

LAZAROVA, V. and MANEM, J. Advance in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. IN: SECUND INTERNATIONAL SPECIALIZAD CONFERENCE ON BIOFILM REACTORS, 2, Paris, France. **Anais...**[s.l.s.n], 917p. p.411-420. 1993.

LI, J. and BISCHOP, P. L. In situ identification of azo dye inhibition effects on nitrifying biofilms using microelectrodes. **Water Science & Technology**. v.46, n° 1-2, pp 207-214. 2002.

LINDERMANN, J., WIESMANN, U. Single-disc investigations on nitrogen removal of higher loads in sequencing batch and continuously operated RDR systems. In: CONFERENCE ON BIOFILM SYSTEMAS, 1999, New York.

LIU, Y. & CAPDEVILLE, B. Specific activity of nitrifying biofilm in water nitrification process. **Water Research**. v.30, n° 7, 1996.

MANCUSO, P.C.S. e SANTOS, H.F. **Reúso de água**. Ed. Manole Ltda. 1ª Ed. 2003.

MARTINS, D.S. **Avaliação de transferência de oxigênio em um reator aerado com enchimento plástico submerso para esgoto sanitário**. São Paulo, 2002. 149p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Sanitária) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Sanitária, USP.

MARTINS, C.L. **Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio utilizando diferentes materiais suportes**. Florianópolis, 2003. 156p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

MEDEIROS, P.A., NERILO, N., CORDERO, A. Análise preliminar do regime de chuvas na ilha de Santa Catarina. V QUAMB, SIMPÓSIO INTERNACIONAL DE QUALIDADE AMBIENTAL. Porto Alegre. 2006.

MELO, L.F. (2005). Biofilm physical structure, internal diffusivity and tortuosity. **Water Science & Technology**, v.52 (7), 77-84. 2005.

METCAF & EDDY. **Waste Engineering: treatment, disposal and reuse**. Mc Graw Hill, 4^a ed., 2003.

MOREIRA, M.P.; YAMAKAMA, C.S.; e MONTE ALEGRE, R. Adição de fonte de carbono no início da fase anóxica na remoção de macronutrientes e DQO por lodo ativado usando RBS no tratamento de água residuária avícola. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.7, n.1, jan/março 2002 e n.2, abril/jun 2002.

MORGENROTH, E. and WILDERER, P. Controlled biomass removal- the key parameter to achieve enhanced biological phosphorus removal in biofilm systems. **Water Science & Technology**. v.39, n° 7, pp 33-40. 1998.

MURAT, S.; INSEL, G.; Artan, N.; ORHON, D. Performance evaluation of SBR treatment for nitrogen removal from tannery wastewater. **Water Science & Technology**, v.53 (12), 275-284. 2006.

NICOLELLA, C.; CHIARLE, S.; DI FELICE, R.; and ROVATTI, M. Mechanisms of biofilm detachment in fluidized bed reactors. **Water Science & Technology**. v.36, n° 1, p.229-233. 1997.

NICOLELLA, C.; VAN LOODRECHT, M.C.M.; and HEIJNEN, J.J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. **Jornal of Biotechnology**. v.80, nº 1, p.1-33. 2000a.

NIELSEN, P.H.; JAHN, A.; and PALMGREN, R. Conceptual model for production and composition of exopolymers in biofilms . **Water Science & Technology**. v.36, nº 1, p.229. 1997.

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., p.519-567. 1990a.

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., p.568-606.1990b.

NGUYEN, K.M. **Description et Modélisation des Films Biologiques Aérobies**. 1989. 235p. Thèse de Doctorat, INSA, Toulouse.

NOGUEIRA, R.; ELENTER, D.; BRITO, A.; WAGNER, M.; MORGENROTH, E. (2005) Evaluating heterotrophic growth in a nitrifying biofilm reactor using fluorescence *in situ* hybridization and mathematical modeling. **Water Science & Technology**, v.52 (7), 135-141. 2005.

NYBERG, U.; ASPEGREN, H.; and ANDERSSON, B. Long-term experiences with external carbon sources for nitrogen removal. **Water Science & Technology**. v.33, nº 12, pp 109-116. 1996.

OGER, P. Un nouveau type de support pour la fixation de bactéries. Rapport de la Société ERPAC, Wasquehal. 1984.

ORTHON, D.; SEKOULOV, I.; and DULKADIROGLU, H. Innovatives technologies for wastewater treatment in coastal tourist areas. **Water Science & Technology**. v.46, n° 8, p.67-74. 2002.

RAMASAMY, P. and ZHANG, X. Effects of shear stress on the secretion of extracellular polymeric substances in biofilms. **Water Science & Technology**, v.52 (7), 217-223. 2005.

RITTMANN, B. and McCARTY, P. **Environmental Biotechnology - Principles and Applications**. McGraw. Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering. 2001.

RYHINER, G. , BIROU, B. and GROS, H. The use of submerged structured packings in biofilm reactors for wastewater treatment. **Water Science & Technology**, v.26, n3-4, p.723-731. 1992

ROCHA, R.R.A. **Nitrificação e desnitrificação de efluentes líquidos**. Maringá, 1997. 119p. Dissertação (Mestrado em Desenvolvimento de Processos) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá.

RODRIGUES, A.C; BRITO, A.G and MELO, L.F. Nitrogen removal from a brewery wastewater using a sequencing batch reactor. **Water Science & Technology**, v. , pp.189-195. 2001.

ROVATTI, M. , NICOLELLA, C., CONVERTI, A., GHIGLIAZZA, R. and DIFELICE, R. Phosphorus removal in fluidized bed biological reactor (FBBR). **Water Reserch**, v.29, n.12, p.2627-2634. 1995.

SAGBERG, P.; DAUTHUILLE, P.; and HAMON, M. Biofilm reactors a compact solution for the upgrading of waste water treatment plants. **Water Science & Technology**, v.26, n3-4, p.733-742. 1992.

SANTOS, A.V.; CYBIS, L. F. A.; 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, Joinville, SC, **Anais...ABES**, 2003, CD-ROM.

SCHMIDELL, W. **Agitação e Aeração em biorreatores**. IN: SCHMIDELL, W., LIMA, U. A., AQUARONE, E., BORZANI, W..*Biotechnologia Industrial*, v.2, Edgard Blücher Ltda., p. 277-331, 2001.

SHIEH, W.K.; and KEENAN, J.D. Fluidized bed film reactor for wastewater treatment. **Water Science & Technology**, v.15, p.321-332. 1986.

SHIRIMALI, M. SINGH, K. P. New methods of nitrate removal from water. **Environmental Pollution**. 112. pp.351-359. 2001.

SPANJERS, H.; VANROLLEGUEM, P. A.; OLSSON, G.; DOLD, P. L.. *Respirometry in control of the activated sludge process: Principles*. 1998.

SPONZA, D.T. **The influence of utflow rate on the performance of nitrification and denitrification fluidized bed reactor**. New Advance in Biological nitrogen and phosphorus removal for municipal or Industrial wastewater. October 12-14, pp 353-356. France. 1998.

SREEKRISHNAN, T.R.; RAMACHANDRAN, K.B.; GHOSH, P. Effect of operating variables on biofilm formation and performance of an anaerobic fluidized-bed bioreactor. **Biotechnology and Bioengineering**, v. 37, n.6, p. 557-566, 1991.

SURAMPALLI, R.Y.; TYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K. and HEIDMANN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, v.61, pp 151-157. 1997.

SUNDARARAJAN, A.; and JU, L-K. Biological oxygen transfer enhancement in wastewater treatment systems. **Water Environment Research**, v.67, p.848-854. 1995.

SUTTON, P.M.; HURVID, J.; and HOEKSEME, M. Biological fluidized bed treatment of wastewater from by product coking operation: full-scale case history. **Water Environment Research**, v. 71, pp.5-9. 1999.

StatSoft, Inc. STATISTICA (data analysis software system). **Version 6. 2001.**
www.statsoft.com.

TAVARES, C.R.G. **Tratamento aeróbio de efluentes em bioreatores de leito fluidizado trifásico.** Rio de Janeiro, 1992. 203p. Tese (Doutorado em Ciências em Engenharia Química) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

TANAKA, T.; TSUZUKI, K.; NISHIJIMA, N.; TAKAGI, T. Talgal-removal performance of a fluidized-bed biofilm reactor systems for lake water treatment. **Water Science & Technology**, v. 43, n.1, pp.277-288. 2001.

TOKUTOMI, T. Operation of a nitrite-type airlift reactor at low DO concentration. **Water Science & Technology**, v. 49, n.5-6, pp.81-88. 2004.

VAN HAANDEL, A.C.; e MARAIS, G. O. **O comportamento do sistema de lodo ativado- Teoria e aplicações para projetos e operação.** Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, epgraf, 472p, 1999.

VAN LOODRESCH, M.C.M.; van BENTHUM, W.A.J.; and HEIJNEN, J.J. Integration of nitrification and denitrification in biofilm airlift suspension reactors. **Water Science & Technology**, v. 41, n.4-5, pp.97-103. 2000.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M. & JETTER, M.S.M. Microbiological Conversions in Nitrogen Removal. **Water Science & Technology**, v. 38, n.1, p.1-7. 1998.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; EIKEIBOOM, D.; GJALTEMA, A.; MULDER, A.; TIJHUIS, L. and HEIJNEN, J.J. Biofilm Structures. **Water Science & Technology**, v. 32, n.8, p.35-43. 1995.

VILLAVERDE, S. FDZ-POLANCO, F. LOCALLE, M. L. and GARCIA, P.A. Influence of the suspended and attached biomass on the nitrification suspended and attached biomass on the nitrification in a two submerged biofilters in series system. **Water Science & Technology**, v. 41, n.4-5, pp.169-176. 2000.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, v.2, 1996.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados - Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, v.4, 1997.

WUERTZ, S. and CLOETE, E. (2005) Biofilm ecology and biofouling, In: Editorial: advances and challenges in biofilm research. **Water Science & Technology**, v.52 (7), v-xii.

WOLFF, D.B. **Estudo da tratabilidade de um efluente têxtil por biomassa fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio.** Florianópolis, 1997. 90p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

WOLFF, D.B. **Remoção biológica de carbono e nitrogênio de esgoto urbano em reatores híbridos utilizando dois materiais suportes flotantes.** Florianópolis, 2005. 218p. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, UFSC.

WOLFF, D.B.; CHAVES, J.C.O.; PAUL, E.; e COSTA, R.H.R. Tratamento de esgoto sanitário por reatores híbridos. In: XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Joinville, SC, **Anais...ABES**, 2003, CD-ROM.

YOONG, E.T.; and LANT, P. Abiodegradation of high strength phenolic wastewater using SBR. **Water Science & Technology**, v. 43, n.3, pp.299-306. 2001.

ZDRADEK, C.P. **Seleção de linhagens oxidadoras de amônio e remoção de nitrogênio via nitrito em reator descontínuo alimentado (SBR), sob condições de limitação de oxigênio.** Florianópolis, 2005. 156p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, UFSC.

ZHANG, J.P.; GRACE, J.R.; EPSTEIN, N.; and LIM, K.S. Flow regime identification in gas-liquid flow and three-phase fluidized beds. **Chemical Engineering Science**. v.52, n° 21-22, p.3979-3992. 1997.

ZHAO, H.W.; MAVINIC, D.S.; OLDHAM, W.K.; and KOCH, F.A. Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two-stage intermittent aeration process treating domestic sewage. **Water Research**, v. 33, n.4, pp.961-970. 1999.

APÊNDICE

APÊNDICE A – Resultados das análises do Esgoto Afluente do reator piloto

Tabela 1- Concentrações de DQO, DBO, SST, NTK, NH4-N e PT, para cada etapa.

COLETAS/ Etapas	Tempo (dias)	DQO _T mg/L	DQO _S mg/L	DBO _T mg/L	SST mg/L	NTK _T (mg/L)	NTK _F mg/L	NH4-N mg/L	PT mg/L
25/10/2004	11	336	199	-	120	54,2	-	48	-
05/11/2004	22	381	190	228	133	43,5	-	38	-
17/11/2004	34	224	181	-	-	55,2	-	46	-
08/12/2004	55	298	-	195	-	-	-	61	-
A 13/01/2005	91	212	166	-	-	-	-	36	13,5
19/01/2005	97	-	286	323	110	-	-	28,3	17,0
25/01/2005	103	416	207	-	132	48	-	27	20,4
31/01/2005	109	-	246	315	100	44	-	31	15,1
16/02/2005	125	223	198	335	200	54	-	25,4	-
03/03/2005	140	458	195	261	40	50	-	40,3	19,0
Média + τ^2		319 \pm 95	208 \pm 37	276 \pm 51	119 \pm 48	50 \pm 4,9		38 \pm 11,2	17,9 \pm 2,3
09/03/2005	146	379	162	234	204	51	-	35	16,2
16/03/2005	153	506	-	346	-	69	-	27	23,0
31/03/2005	168	775	304	344	324	65	-	39	31,0
07/04/2005	175	-	239	300	-	72	-	38	33,0
13/04/2005	181	551	281	376	136	48	-	30	25,0
29/04/2005	197	351	243	245	60	-	-	25,3	18,4
11/05/2005	209	433	272	234	-	62,2	-	35	16,2
B 18/05/2005	216	537	274	-	-	-	-	34	-
03/06/2005	232	-	-	210	-	58	51	41	20,0
06/06/2005	235	361	228	210	72	61	-	42	25,7
13/06/2005	242	618	217	-	220	79,5	-	54	25,3
20/06/2005	249	505	398	-	-	72	-	51	15,6
27/06/2005	256	601	279	347	200	74	-	44	26,8
12/07/2005	271	733	342	-	188	72	-	52,3	-
28/07/2005	287	605	312	335	176	105	-	60	13,7
17/08/2005	308	834	329	402	332	71,4	-	37,3	21,1
24/08/2005	315	500	248	262	140	55,2	-	33,3	-
13/09/2005	341	-	-	-	100	60,5	-	56	19,2
29/09/2005	351	568	260	356	164	67	42	41	-
Média \pm τ^2		554 \pm 14 1	274 \pm 56	300 \pm 56	165 \pm 72	67 \pm 13	46 \pm 7,8	41 \pm 9,9	22 \pm 2,7
03/11/2005	386	369	232	-	112	73,4	68	51	-
09/11/2005	392	444	265	256	132	60	53	33	-
C 17/11/2005	400	424	384	292	80	44	39	33	-
24/11/2005	407	445	176	237	112	50	44	27	15,3
01/12/2005	414	472	-	322	116	56	47	36	-
Média + τ^2		431 \pm 38	264 \pm 88	277 \pm 38	110 \pm 19	57 \pm 11	50 \pm 11	36 \pm 9,0	
05/12/2005	418	372	224	-	-	59	47	52	
D 09/12/2005	422	325	257	188	60	-	43	42	
13/12/2005	426	-	375	-	116	54	45	45	
11/01/2006	455	421	218	281	116	53	51	43	
Média + τ^2		373 \pm 48	268 \pm 73	234 \pm 66	97 \pm 32	55 \pm 3,2	46 \pm 3,4	45 \pm 4,5	

Tabela 1- Continuação das concentrações de DQO, DBO, SST, NTK, NH₄-N e PT do Esgoto Afluente, para cada etapa.

COLETAS/ Etapas	Tempo (dias)	DQO _T (mg/L)	DQO _S (mg/L)	DBO _T (mg/L)	SST (mg/L)	NTK _T (mg/L)	NTK _F (mg/L)	NH ₄ -N (mg/L)	PT (mg/L)
08/02/2006	483	438	254	204	164		60	56	13,8
10/02/2006	485	424	224	-	60		81	52	12,1
15/02/2006	490	184	172	98	44		49	49	5,2
E 23/02/2006	498	-	-	-	72		52	44	6,7
06/03/2006	509	239	209	89	40		49	46	-
08/03/2006	511	309	164	-	168		54	50	-
16/03/2006	519	-	220	207	40		49	37	11,0
19/03/2006	523	212	142	-	76		53	33	-
Média ± τ^2		301±10 9	198±39	149±65	83±53	-	56±11	46±7,7	9,8±3,7
07/04/2006	541	365	204	-	116		-	38	
12/04/2006	546	-	216	-	168		53	43	
F 18/04/2006	552	303	170	-	104		49	31	
25/04/2006	559	336	180	122	36		45	32,5	
10/05/2006	574	303	166	196	52		54	45	
Média ± τ^2		327±30	199±22	159±52	83±53	-	50±4,0	38±6,0	
G 18/05/2006	582	492	256	-	-	-	-	38	
H 26/05/2006	590	437	210	-	92	-	52	32	
		-	237	232	104	-	52	35	
Média ± τ^2		437	223±19	232	98±8,5	-	52	33,5±2, 1	
I 12/06/2006	607	626	279	-	160	-	65	38,4	
19/06/2006	614	-	213	-	112	-	83	51	
Média ± τ^2		626	246±13	-	136±34	-	74±13	45±9,0	

APÊNDICE B - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa A.

Tabela 3 – Concentrações dos SST, no início e fim de cada fase, na Etapa A.

Variável	Fases	Tempo (min)	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	
SST mg/L	Enchim.	0	120				20	110	132	100	200	40	
	Mistura	10	140				90	170	72	88	184	112	
	Anóxica	Inicial	30	160				20	190	88	104	188	
		Final	240	160				100	220	104	255	140	116
	Aeróbia	Inicial	270	130				60	190	44	108	104	120
		Final	1440	20				10	50	20	20	44	20

Tabela 4 – Monitoramento do Ciclo 1A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C-26 1440
DQOT(mg/L)	336																			
DQOS(mg/L)	199	122	71	71	68	63	54	53	50	45	45	44	44	49	49	47	46	51	62	42
DBOs (mg/L)		37																		9,4
COT (mg/L)			32				23,8	20,8				19				16			15	
SST (mg/l)	120	140	160				160	130												20
NTK(mg/L)	34,2	33,3	33,6				32,2												3,6	2,52
NH4-N mg/L	48	18,7	19,6	18,1	20,3	15	16,7	15,7	15	14	12	11	9,5	8,7	7,8	7	5,3	3,9	2,2	0,49
NO2-N mg/L		1,31	1,3		0,64	0,3	0,2	0,8	1,4	2,9	4,5	6	6,9	8,3	9,1	11	12	14	14	5,2
NO3-N mg/L		10,2	9,24		5,3	3,7	2,15	2,1	2,1	2,1	2,2	2,3	2,3	2,4	2,4	2,7	2,7	3,1	3,3	15
OD(mg/L)		2,57	0,35	0,1	0,14	0,2	0,23	6,3	6,3	6,5	6,1	5,8	5	5,2	4,8	5	5,2	5,2	5,2	6,32
PH	6,71			7,6	7,81	7,7	7,72	7,76	7,7	7,7	7,7	7,6	7,7	7,7						
T (°C)	19,4	25,8	26,2	26,9	28	29	30	30,4	31	31	32	33	33	33	33	33	32	32	31	29,8
Alcalinidade	308	354	474		466		474	516		486		478		432		440			430	362

Tabela 5- Monitoramento do Ciclo 2A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C26 1440
DQOT(mg/L)	380,5																			
DQOS(mg/L)	190	83	76	68	68	56	60	59	45	51	43	50	42	44	43	43	43	38	32	30
DBOt (mg/L)	228																			23,4
COT (mg/L)	59,4	31,1	28				21	20				24							11,2	17,3
SST (mg/l)	133	220	220				290	400				250							170	190
NTK (mg/L)	32,2	33,04	31,9				31,9	31,6											5,04	3,4
NH4-N (mg/L)	37,6	14,9	15,2	14,8	13,8	12,7	13,7	13,5	11		11	10,9	11	10,4	7,4	6,4	4,8	3,4	2,05	0,86
NO2-N (mg/L)									1,3	2,3	3,5	5,06		7,04	8,2	9,08		12	12,6	4,49
NO3-N (mg/L)									0,2	0,2	0,3	0,48		0,64	0,8	0,86		1,2	1,31	10,3
OD(mg/L)		1,37	0,89	0,44	0,33	0,29	1,19	6,05	5,2	5,7	6,4	5,36	4,8	4,61	4,52	4,41	4,7	4,9	4,59	7,42
PH		7,13	7,39	7,53	7,63	7,58	7,59	7,61	7,7	7,6	7,7	7,62	7,6	7,68	7,52	7,64	7,6	7,5	7,54	8,02
T (°C)		31,1	31,5	31,7	32,9	33,8	35	35,6	36	37	39	39,5	40	40,5	38,6	38,2	38	36	36	32,4
Alcalinidade	294	324	514		522		524	554		480		448		434		362				368

Tabela 6 – Monitoramento do Ciclo 3A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C26 1440
DQOT(mg/L)	224		240																	
DQOS(mg/L)	181	115	111									61	43	36				35	36	31
COT (mg/L)	92		77				71	25											17	11
NTK (mg/L)	55,2	30,2	38,1				29,7	31											4,2	3,08
NH4-N (mg/L)	45,9	24,66	23,5	23,2	21,4	18,4	23,7	20	16,8	16	11	10,2	7,6	5,4	3,9	1,8	0,83	0,65	0,6	0,7
NO2-N (mg/L)	0	4,58	3,85	2,98	2,04	1,42	0,99	1,6	4,94	4,2	6,8	8,15	9,33					11,6	14	3,7
NO3-N (mg/L)	0	9,43	8,62	7,59	5,46	4,44	4,7	4,6	4,3	4,3	4,9	4,72	4,32					5,3	7,4	16,3
OD(mg/L)		0,96	0,19		0,58	0,8	1,59	6,7	6,6	6,7	5,6	4,89	4,49	4,52	4,4	4,2	4,69	5,04	5	6,07
PH					7,85	7,96	7,93	7,8	7,68	7,6	7,8	7,81	7,83	7,83	7,8	7,9	8,04	8,1	8,2	8,59
T (°C)		31,2	31,5		32,4	33,2	34	35	35	35	36	36,4	36	35,2	36	36	35,5	35,3	35	34,6
Alcalinidade	282	340	522		478		492	554		464		436		424		438		434		380

Tabela 7 – Monitoramento do Ciclo 4A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C26 1440
DQOT(mg/L)	298		219																	
DQOS(mg/L)		191	155					87		67		67		61						
DBO (mg/L)	195		90																	10
COT (mg/L)	109		70				59	47											19	18
NTK-N (mg/L)		32,8	27,0				26,6													0,8
NH4-N (mg/L)	61	30,4	31,2	20	34,7	30,7	22,9	21,4	21,3		16	13,6	12,3	12,6	11,1	9,5	9,4	9,6	6,7	1,01
NO2-N (mg/L)	0,09	5,01	4,69	3,56	2,25	0,29	0	0,66	1,1	2,1	3	4,32	5,38	6,57	7,12	8,2	9,12	11,1	11,8	6,7
NO3-N (mg/L)	0,03	5,33	4,41	2,58	0,97	0,04	0,02	0,09	0,17	0,4	0,5	0,75	0,95	1,22	1,58	1,67	1,92	2,21	2,74	13
OD(mg/L)		0,36	0,16	0,1	0,3	0,22	0,21	5,54	5,04	5,4	5,1	5,15	4,96	5,03	4,72	5,05	5,16	5,57	5,03	7
PH		7,64	7,61	7,62	7,63	7,64	7,62	7,65	7,62	7,6	7,6	7,59	7,55	7,6	7,56	7,58	7,61	7,58	7,57	8,6
T (°C)		33,6	33,9	34,4	35,2	35,9	36,8	37,6	38,1	39	40	39,9	39,5	39	38,1	37,7	37,3	36,7	36,3	34
Alcalinidade	360	352	494		542		500	544		516		498		452		466		434	414	350

Tabela 8 – Monitoramento do Ciclo 5A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C26 1440
DQOT(mg/L)	213		180																94	62
DQOS(mg/L)	166	126	86				62	57				41			41	41	43	41	41	27
DBOT (mg/L)								95											12	8
COT (mg/L)	108,4			84			81,8	20,9												
NTK-N (mg/L)		29,7	25,2																	0,8
NH4-N (mg/L)	36	19,3	15,7	18	17	13,6	9,28	15,2	14,3	7,72	6,5	4,92	4,8	3,11	0,55	0,6	0,56	0,54	0,5	0,5
NO2-N (mg/L)	0	0	0,34	0,5			0,39	0,86	1,78	2,8	3,95	4,72	5,6	5,59	4,85	2,7	1,13	0,35	0	0
NO3-N (mg/L)	0,01	15,4	11,84	11			7,46	7,64	8,74	10,2	11,6	13,2	13	14,9	17,7	20	21,8	21,9	24	21
SST (mg/l)	20	90	20				100	60				40							10	10
PT (mg/L)	13,5	17,8	16,1				15,6												6,3	7,1
OD(mg/L)		0,7	0,28	0,3	0,2	0,3	0,35	5,56	4,95	4,55	4,88	4,34	5,4	3,89	4,68	5,7	5,8	5,63	5,8	6,1
PH		7,67	7,83	7,9	7,8	7,83	7,81	7,73	7,62	7,58	7,51	7,44	7,5	7,41	7,51	7,7	7,87	7,97	8	8,3
T (°C)		31,32	31,68	32	33	34,8	35,4	35,8	36,6	37,3	37,9	38,7	39	39	38,9	38	37,7	37,4	37	34
Alcalinidade	292	368	492		518		460	526		474		438		370		404		420	408	376

Tabela 9 – Monitoramento do Ciclo 6A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C26 1440
DQOS(mg/L)	286	112	93	71	69	64	62							67	66	65	64	66	66	
DBOt (mg/L)	323		224				147	133										36,6		26
COT (mg/L)	94,04																			14
SST (mg/l)	110	170	190				220	190				60						60		50
NTK (mg/L)			37,8					29,1										9,8		5,9
NH4-N (mg/L)	28,3	13,4	13,2	12	13		14	14,3	12,5	10,7	7,4	8,7	5,6	3,4	1	0,7	0,9	0,84	0,8	0,8
NO2-N (mg/L)	0	0,95	1,49	1,9	0	0	0	0,53	1,29	2,3	2,9	3,7	4,4	5,2	6	4,5	2,6	1,19	0,6	0
NO3-N (mg/L)	0,01	6,54	2,71	0,1	0,03	0,1	0	0,32	0,73	1,65	2,5	3,48	4,3	5,6	7,2	9	11	12,8	13	16
PT (mg/L)	17,03		22,3				25	28,7										12,3		11
OD(mg/L)		0,4	0,36	0,3	0,36	0,4	0,4	4,73	4,4	4,18	3,6	2,68	2,2	2,2	2,4	2,5	2	3,36		
PH		7,6	7,64	7,7	7,84	7,8	7,8	7,73	7,65	7,6	7,6	7,5	7,5	7,5	7,5	7,6	7,8	7,84		8
T (°C)		30,9	31,3	32	32,9	34	34	34,7	35	35,5	36	36,1	36	36	36	36	36	35,3		34
Alcalinidade	304	574	568		550		590	502		500		496		476		454		454	462	432

Tabela 10 – Monitoramento do Ciclo 7A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C26 1440	
DQOT(mg/L)	416	321					264	204													96,6
DQOS(mg/L)	207	76,7	91	67	84,7	77,7	63,4	78,4	59												51,7
COT (mg/L)	132	72	88				104	64				60				19					11,9
SST (mg/l)	132	72	88		104		104	44				60				44					
DBOt(mg/L)							112	105								9,4					10,6
NTK (mg/L)	48,2																				3,36
NH4-N (mg/L)	27	9,26	9,9	9,2	9,02	8,88	8,9	8,6	7,1	4,48	3,74	2,1	1,2	0,9	0,8	0,72	0,8	0,67	0,83		0,77
NO2-N (mg/L)	0	0,71	1,3	1,6	1,61	1,35	1,14	1,4	1,9	2,99	3,34	3,97	3,8	2,2	0,97	0,17	0	0	0		0
NO3-N (mg/L)	0,01	7,77	6,2	5,8	3,6	1,8	0,74	1,11	1,9	3,36	4,52	6,33	7,8	8,3	10	10,4	11,1	10,5	11,1		11,9
OD(mg/L)	0,03	0,13	0,1	0,1	0,05	0,15	0,45	6,06	6	5,65	5,36	4,95	5,2	5,9	5,55	5,24	5,41	5,06	5,36		5,45
PH	6,9	7,7	7,9	7,9	7,92	7,94	7,95	7,83	7,7	7,58	7,51	7,48	7,7	7,8	7,82	7,92	7,98	8,01	8,06		8,25
T (°C)	26	30,6	40	32	32,4	33,4	34,2	34,6	35	35,8	36	35,4	35	35	35,6	35,7	35,7	35,5	35,4		30,3
Alcalinidade	250	384	496		464		554	534		516		472		524		490		480			472

Tabela 11 – Monitoramento do Ciclo 8A

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C15 780	C16 840	C17 900	C18 960	C19	C20	C21	C22	C23	C24	C25	C26 1440	
DQOT(mg/L)	474	327	257				271	369								95													79
DQOS(mg/L)	246	93	78	67	61	61	54	48	41	54	47	33	42	40	37	40	39	35	35	32,9		28,5		33,2	26	34	27	29,2	
COT (mg/L)	78,3	35,6	21,6				17	19								13				12,3								9,6	
DBOt (mg/L)	315	155	147				171	95								11										3,6			
NTK (mg/L)	44,2	25,8	25,5				25,5	25,7								6,7				5,6								2,8	
NH4-N mg/L	30,9	8,24	6,54	8,1	6,5	9,4	5,6	5,9	4,56	5	2,9	0,7	0,3	0,39	0,4	0,3	0,2	0,17	0,14	0,28	0,1	0,18	0,19	0,11	0,25	0,23	0,27	0,25	
NO2-N mg/L	0	0,24	1,5	2,3	2,1	2,1	2,05	2,43	2,62	3,2	4,46	4,8	2,6	1,13	0,21	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
NO3-N mg/L	0,02	13,4	9,39	8,5	4,9	2,4	0,75	1,23	2,02	3,3	5,52	7,9	8,7	10,3	11,7	12	12	12,1	12,2	11,9	13	12,6	11,7	11,9	12,3	12,9	11,5	12,6	
SST (mg/l)	100	88	104				255	108								48				48						20		20	
PT (mg/L)	15,1	9,08	10,8				14,5	12,7								8,2				7,6						7,05		6,2	
PH	6,71	7,6	7,79	7,8	7,8	7,8	7,83	7,74	7,64	7,5	7,48	7,4	7,6	7,72	7,84	7,9	8	8,01	8,05	8,07	8,1	8,14	8,17	8,17	8,17	8,21	8,17	8,18	
T (°C)	25,75	31,6	32,0	32,5	33,3	34,3	35,0	35,3	35,6	36,4	37,0	37,4	37,4	37,6	38,0	38,1	38,0	37,6	37,2	37,0	36,7	36,4	35,8	35,9	35,5	35,1	35,4	34,7	
Alcalinidade	204	334	494		546		500	520		510		518		496		430		430		430		480		452		344		452	

Tabela 12 – Monitoramento do Ciclo 9A

	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C16	C26
Variáveis	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	780	840	1440
DQOT(mg/L)	222,9	203,3					183	165											52,1
DQOS(mg/L)	198,22	109,6	111	71,2	54,8	50	58,9	51,4	46	49	43,8	60,4	40,8	41	45	42,6	34	31	33,5
COT (mg/L)	75,1	35,3	39,2				29,2	19,1								17,1			12,5
DBOt (mg/L)	335	141	149				139	100								17			13,2
NTK (mg/L)T	54	28,6	24,1				21	21,3								3,92			2,54
NH4-N mg/L	25,4	10,22	9,52	7,58	7,24	7,8	7,72	6,4	6,2	7,5	7,2	5,52	3,91	2,7	1,2	0,61	0,5	0,4	0,38
NO2-N mg/L	0			1,02	0,96	0	0	0,42	0,88	1,73	2,21								
NO3-N mg/L	0,02			2,87	0,17	0,01	0,01	0,21	0,58	1,38	2,14								
SST (mg/l)	200	184	188				140	104				44				44			44
OD(mg/L)		0,82	0,05	0,03	0,02	0,02	0,02	5,77	5,61	7,15	5,18	4,47	4,34	4,5	4,8	5,21	5,8	6,1	6,28
PH	6,79	7,57	7,62	7,86	7,89	7,89	7,86	7,85	7,79	7,73	7,71	7,69	7,7	7,7	7,7	7,79	8	8	8,32
T (°C)		30,2	30,5	31,1	32,4	33,6	34,8	35,3	36	36,6	36,9	36,9	36,6	37	37	36,4	37	36	35,2
Alcalinidade	224	356	416		598		592	566		528		490		472		492		474	420

Tabela 13 – Monitoramento do Ciclo 10A

	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C26
Variáveis	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	1440
DQOT(mg/L)	458	291	215				226	212								80	53,6
DQOS(mg/L)	195	97	95	60	56	52	55	52	42	36	36	28	31	34	29	32	30,7
DBOt (mg/L)	261	202	152				150	155								12,6	5
COT (mg/L)	80,1	33,8	30,3				19									12,6	12,5
NTK (mg/L)T	49,8	30,2	27,3				23	24,1								6,02	4,2
NH4-N mg/L	40,3	15	13,8	13	10,7	12,8	12	11,7	11	8,37	7,04	6,31	5,6	4,4	3,07	1,32	1,28
NO2-N mg/L	0	0,38		3,2	1,44	0	0	0,76	1,1	2,04	2,48	3,57	3,49	4	4,3	4,09	0
NO3-N mg/L	0,21	6,58		1,9	0,15	0,03	0	0,37	0,7	1,5	2,29	3,81	4,1	5,2	6,3	7,66	13
SST (mg/l)	40	112					116	120	80		40		48		28	24	20
PT (mg/L)	18,9	10,8	11,2				10	13,6								9,8	9
PH	6,72	7,42	7,61	7,7	7,76	7,74	7,7	7,67	7,6	7,52	7,5	7,44	7,46	7,4	7,42	7,48	8,18
T (°C)	23,7	29,2	29,8	30	31,7	32,8	34	34,2	34	34,9	35,5	35,9	36,3	36	35,7	35,6	33,3
Alcalinidade	262	350	504		530		516	512		486		444		426		414	400

APÊNDICE C - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa B.

Tabela 14 – Monitoramento do Ciclo 1B

	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
Variáveis	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	379	242	303				218	295								161
DQOS(mg/L)	162	73	59	47	42	51	51	52	40	42	35	40	38	39	31	44
DBOT (mg/L)	234	218	213				180	172								29,2
COT (mg/L)	68,88	28,6	20,18				19,4	19,24								17,39
SST (mg/l)	204	292	320				244	148				200				172
NTK(mg/L)	50,68	30,8	31,1				31,7	31,6								12,32
NH4-N (mg/L)	34,58	11,28	10,52	9,58	10,24	9,94	9,98	10,06	8,05	6,63	5,82	3,24	1,93	1,16	1,14	1,05
NO2-N (mg/L)	0	0,96	1,88	1,69	0	0	0	0,84	1,22	1,81	2,42	2,98		1,5	0,4	0
NO3-N (mg/L)	0,14	5,02	0,78	0,29	0,04	0,03	0,04	0,48	1,1	2,79	4,7	6,58		9,3	10,82	11,91
PT (mg/L)	16,17	15,52	15,26				15,37	11,93								
OD(mg/L)	0,16	1,31	1,17	0,85	0,88	0,9		5,59	5,49	4,85	3,55	3,56	3,92	4,78	6,27	5,37
PH	6,71	7,28	7,49	7,47	7,48	7,43		7,38	7,34	7,34	7,36	7,34	7,37	7,49	7,66	7,74
T (°C)	26,38	32,77	33,3	33,8	35,01	36,15		37,13	37,59	38,05	38,37	38,4	38,42	38,24	37,92	37,4
Alcalinidade	244	278	490		364		428	478		464		382		368		410

Tabela 15 – Monitoramento do Ciclo 2B

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)		383	421				372	206								220
DQOS(mg/L)	239	80	88	68	62	55	60	69	50	50	50	42	54	48	50	40
DBOT (mg/L)	300	254	219				183	151								65,4
COT (mg/L)	106,2	36,04	29,16				25,52	34,68								31,46
SST (mg/l)	204	256	412				192	136				244				156
NTK(mg/L)	71,7		26,3				25,2									19
NH4-N (mg/L)	38,04	17,4	15,84	13,78	15,94	15,78	15,68	14,28	13,23	11,67	10,28	9,77	7,38	7,89	6,58	4
NO2-N (mg/L)	0	1,62	0	0	0	0	0	0,3	0,78	1,43	1,86	2,15	2,6	3,4	3,74	4,08
NO3-N (mg/L)	0,02	1,36	0,62	0,05	0,05	0,02	0,11	0,21	0,37	1,11	1,92	2,6	3,49	4,94	5,96	6,76
PT (mg/L)	32,9	21,8	27,1				26,0	22,5								17,0
OD(mg/L)		0,36	0,34	0,18	0,15	0,17	0,18	3,52	3,64	4,77	4,02	4,02	4,02	4,02	4,23	4,31
PH		7,5	7,74	7,67	7,61	7,59	7,57	7,58	7,46	7,39	7,46	7,5	7,49	7,47	7,49	7,48
T (°C)		31,83	32,29	32,83	33,77	34,6	35,43	35,87	36,32	36,98	36,89	37,28	37,5	37,44	37,3	37,22
Alcalinidade	316	426	589		558		568	602		554		498		476		446

Tabela 16 – Monitoramento do Ciclo 3B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	351	330	287				375	185								162
DQOS(mg/L)	243	83	74	54	62	67	59	46	41	45	37	44	35	35	37	48
DBOT (mg/L)	245	183	170				144	124								36
COT (mg/L)	88,3	37,2	33,5				20,3	21,8								19,9
SST (mg/l)	60	164	104				204	144				68				52
NTK(mg/L)T		31,6	30,5				27,4	16,8								
NH4-N (mg/L)	25,3	10,2	10,3	9	9,34	9,84	10,7	12,06	11,81	10,68	9,85	8,39	6,8	6,73	5,63	4,45
NO2-N (mg/L)	0	1,69	1,42	0	0	0	0,15	0,36	0,72	1,2	1,56	1,81	2,19	2,48		3,04
NO3-N (mg/L)	0,04	2,33	1,12	0,5	0,19	0,14	0,07	0,27	0,32	0,78	1,33	1,99	2,98	3,82		5,94
PT (mg/L)	18,4	19,4	17,5				16,4	14,6								13,5
OD(mg/L)	0,46	1,04	0,19	0,15	0,13	0,14		5,2	5,31	5,38	4,98	5,12	5,31	5,43	5,96	6,35
PH	6,97	7,3	7,51	7,61	7,56	7,52	7,52	7,45	7,42	7,34	7,36	7,35	7,35	7,34	7,43	7,49
T (°C)	19,9	27,36	27,9	28,84	30,73	32,37	34,08	34,31	34,87	35,28	35,55	35,44	35,17	34,56	33,97	33,42
Alcalinidade	214	252	450		458		470	474		498		432		394		376

Tabela 17 – Monitoramento do Ciclo 4B

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	433	277	290				218	189								159
DQOS(mg/L)	271	104	74		60	53	53	57	53	46	40	46	45	43	36	24
DBOT (mg/L)	234	218	213				180	172								29,2
COT (mg/L)	68,88	28,6	20,18				19,4	19,24								17,39
SST (mg/l)	204	292	320				244	148				200				172
NTK(mg/L)T	62,2	45,9	42,6				43,7	42,3								34,2
NH4-N (mg/L)	34,58	11,28	10,52	9,58	10,24	9,94	9,98	10,06	8,05	6,63	5,82	3,24	1,93	1,16	1,14	1,05
NO2-N (mg/L)	0	0,96	1,88	1,69	0	0	0	0,84	1,22	1,81	2,42	2,98		1,5	0,4	0
NO3-N (mg/L)	0,14	5,02	0,78	0,29	0,04	0,03	0,04	0,48	1,1	2,79	4,7	6,58		9,3	10,82	11,91
PT (mg/L)	16,2	15,5	15,3				15,4	11,9								
OD(mg/L)	0,38	0,32	0,2	0,23	0,18	0,17	0,19	4,2	4,15	5,56	5,25	5,48	5,91	5,98	6,22	6,35
PH	6,75	7,34	7,52	7,54	7,53	7,48	7,47	7,54	7,47	7,47	7,51	7,53	7,55	7,56	7,56	7,58
T (°C)	21,3	29,16	29,71	30,29	31,5	32,78	33,9	34,58	35,2	36,2	37,17	37,83	38,1	38,19	37,3	36,7
Alcalinidade	292	376	476		542		524	522		514		490		434		444

Tabela 18 – Monitoramento do Ciclo 5B

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	537	423	200				274	263								246
DQOS(mg/L)	274	54	44	45	107	71	43	48	47	42	35	97	39	31	30	28
DBOT (mg/L)																
COT (mg/L)							24,4									
NTKt(mg/L)							27,2	23			25,8	22,4				14,8
NH4-N (mg/L)	33,9	12,9	13,2	13,1			12,6	10,2	10,9	8,25	7,61	6,3	5,37	3,68	2,07	1,07
NO2-N (mg/L)	0	0,57	0	0	0	0	0	0,32	0,69	1,13	1,42	1,52	1,73	2,07	2,24	2,16
NO3-N (mg/L)	0,01	0	0	0	0,03	0,04	0	0,19	0,62	1,06	1,7	2,36	3,21	4,17	5,22	6,72
OD(mg/L)	0,16	0,31	0,24	0,22	0,21	0,21	0,2	5,36	4,81	5,09	4,68	5,62	5,78	5,7	5,93	5,91
PH	6,53	7,32	7,53	7,48	7,49	7,48	7,41	7,41	7,41	7,45	7,48	7,52	7,53	7,56	7,54	7,55
T (°C)	23,1	30,15	30,45	30,88	31,71	32,36	32,86	33,18	33,4	33,66	33,82	33,93	34,1	34,2	34,23	34,27
Alcalinidade	238	322	448		450		428	446		440		442		394		364

Tabela 19 – Monitoramento do Ciclo 6B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	361	273	265				250	212								
DQOS(mg/L)	228	99	58	59	53	53	53	50	38	35	39	38	32	31	39	42
DBOT (mg/L)	210	155	129				123	87								26
COT (mg/L)	91,4	29,5	25,6				23,6	21,5								18,5
SST (mg/l)	72	200	208				164	160			150					96
NTK(mg/L)	61,04	37	39,2				35	32,8								10,8
NH4-N (mg/L)	41,6	14,68	10,1	13,72	13,38	14	15,04	11,94	12,6	13,27	11,38	10,99	8,47	5,69	3,12	1,44
NO2-N (mg/L)	0	3,13	0	0	0	0	0	0,72	1,06	2,52	3,33	3,84	5,04	6,46	6,78	7,7
NO3-N (mg/L)	0	1,11	0	0	0,03	0,03	0,02	0,16	0,4	1,04	1,67	2,23	3,02	4	4,63	5,62
PT (mg/L)	25,7	20,9	21,9				26,3									16,9
OD(mg/L)	0,66	0,26	0,25	0,26	0,31	0,37	0,36	4,95	4,84	4,22	4,53	4,97	5,24	5,2	4,82	4,81
PH	6,66	7,35	7,65	7,63	7,62	7,62	7,58	7,5	7,46	7,43	7,48	7,42	7,45	7,43	7,4	7,35
T (°C)	23,1	29,32	29,9	30,6	31,67	32,98	34,06	34,59	35,15	36,12	36,58	36,65	36,66	36,58	36,25	36
Alcalinidade	308	300	496		488		496			504		394		362		352

Tabela 20 – Monitoramento do Ciclo 7B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	0	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	618	456	478													
DQOS(mg/L)	217	81	115	79	83	83	103	91	55				42	48		44
COT (mg/L)	91,2	39,7	42,4				46,7	54,0								24,7
SST (mg/l)	220	280	316				208	88								176
NTKt(mg/L)	79,5		74,2													
NH4-N mg/L	53,9	46,8	38,7	33	38,6	40	34,5	34,3	35,4	36,8	36	33	23,4	20,7	23,2	22,9
NO2-N mg/L	0	0	0	0	0	0	0	0	0,59	1,46	2,22	2,93	4,4	5,2	5,78	7,03
NO3-N mg/L	0,18	0,03	0,06	0,12	0,05	0,05	0,05	0,04	0,08	0,24	0,36	0,49	0,84	1,11	1,5	1,91
PT (mg/L)	25,3	28,4	31,6				32,9	33,6								23,1
OD(mg/L)	0,17	0,12	0,11	0,16	0,2	0,25	0,26		4,74	5,25	4,73	4,64	4,41	5,45	5,51	5,37
PH	6,89	7,33	7,43	7,4	7,39	7,34	7,27		7,27	7,31	7,27	7,25	7,23	7,25	7,24	7,23
T (°C)	22,9	28,84	29,28	29,96	31,35	32,29	33,23		34,04	34,97	35,69	36,42	36,54	36,58	36,5	36,4
Alcalinidade	294	276	450		420		432	446		400		386		374		328

Tabela 21 – Monitoramento do Ciclo 8B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	505	310	296				298	206								116
DQOS(mg/L)	398	101	79	70	72	65	59	54	51	47	65	65	65	59	56	52
COT (mg/L)	80,6	36,8	30,4				23,0	23,3								18,1
SST (mg/l)		144	160				152	128			56					28
NTK(mg/L)T	72,2	41,4	45,1				43,1	37,8			34,7					23
NH4-N mg/L	50,5	24,1	20,86	25,12	25,06	25,64	21	19,28	18,58	18,72	18,08	15,38	14,22	13,4	13,2 2	8,6
NO2-N mg/L	0	1,58	0	0	0	0	0	0,61	0,82	1,18	1,57	1,79	2,45	3,29	4,04	4,81
NO3-N mg/L	0,14	0,62	0	0	0,01	0,01	0,01	0,08	0,2	0,37	0,66	0,86	1,26	1,85	2,34	2,81
PT (mg/L)	15,6	14,0	14,8				14,8	13,8								11,0
OD(mg/L)	0,82	0,28	0,18	0,17	0,15	0,14	0,15	6,42	5,72	5,6		5,25	6,13	6,15	5,85	5,61
PH	7,58	7,47	7,66	7,67	7,67	7,62	7,6	7,59	7,53	7,52		7,4	7,48	7,51	7,35	7,4
T (°C)	18,9	24,73	25,19	26,06	27,17	28,28	29,12	29,58	30,11	30,97		32,16	32,38	32,4	32,3	32,21
Alcalinidade		370	530		506		496	478		502		432		424		380

Tabela 22 – Monitoramento do Ciclo 9B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	601	363	334				244	219								179
DQOS(mg/L)	279	87	71	74	68	66	69	62	66	47	54					49
DBOT mg/L	347	166	163				120	79								23
COT (mg/L)	102	33	41				29	45								65
SST (mg/l)	200	236	192				192	148			120					132
NTK(mg/L)T	73,9	39,5	38,1				33	32			25,8					13,4
NH4-N mg/L	43,8	11,86	14,46	12	11,6	10,96	12,22	9,8	8,4	7,62	7,06	6,8	3,22	0,6	0,85	0,78
NO2-N mg/L	0	1,92	2,65	2,43	0,38	0	0	1,36	2,43	3,87	5,16	6,96	8,32	8,02	6,43	5,5
NO3-N mg/L	0,02	4,98	2,7	0,94	0,04	0,02	0,05	0,13	0,4	0,55	2	2,74	3,63	4,07	5,7	7,57
PT (mg/L)	26,8	23,4	21,3				23,4	18,2								17,9
OD(mg/L)	0,1	0,33	0,28	0,18	0,17	0,15	0,13	3,8	3,7	3,27	3,46	3,3	3,84	4,53	5,48	5,57
PH	7	7,42	7,58	7,6	7,64	7,6	7,56	7,4	7,35	7,32	7,17	7,12	7,24	7,25	7,52	7,68
T (°C)	19,4	28,95	29,26	29,84	31,05	32,34	33,65	34,33	34,81	36,21	36,6	36,7	36,8	36,62	36,4	36,08
Alcalinidade	298	344	558		542		582	530		550				438		428

Tabela 23 – Monitoramento do Ciclo 10B

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	733	496	435				473	418								201
DQOS(mg/L)	342	144	125				70	75								54
COT (mg/L)	145	92	107				130	97								89
SST (mg/l)	188	264	212				212	208			160					120
NTK(mg/L)	71,7	48,7	49,8					48,4	47,5			48,4				27,4
NH4-N mg/L	52,3	36,7	32,4		34,9	33,5	36,5	35,8	34,8		33,9		30,8	28,04	22,2	22
NO2-N mg/L	0	0	0	0	0	0	0	0	0,4	1,2	1,87	2,55	3,1	3,67	4,67	5,36
NO3-N mg/L	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0,12	0,45	0,78	1,06	1,44	1,94	2,3
OD(mg/L)	0	0,25	0,14	0,12	0,14	0,16	0,22	3,66	3,88	4,33	4,01	3,87	5,3	5,5	5,73	5,88
PH	6,8	7,21	7,22	7,38	7,41	7,37	7,33	7,19	7,2	7,14	7,14	7,19	7,27	7,39	7,35	7,41
T (°C)	18,8	24,8	25,4	26,1	28,3	29,7	31,2	31,9	32,3	33,1	33,8	34,4	34,7	34,5	34,3	34
Alcalinidade	270	336	370		536		514	550			488	488		458		410

Tabela 24 – Monitoramento do Ciclo 11B

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	605	467	515				531	573								296,9
DQOS(mg/L)	312	108	105				89	81			64					61
DBOT mg/L	335	234	360					297								11
COT (mg/L)	99	93	116				131	83								76
SST (mg/l)	176	368	348				440	368			260					240
NTK(mg/L)	104,7	72,8	72,8				76,2	71,7			60,5					51
NH4-N mg/L	59,6	58,5		48,6	49	49,9		67,1	65,5	64,4	58,8	61,3	55,8	55,3	53,2	46,2
NO2-N mg/L	0	0	0	0	0	0	0	0,55	0,74	1,51	2,27	3,18	3,73	5,63	6,85	8,63
NO3-N mg/L	0	0,17	0,11	0,06	0,03	0,02	0,01	0,1	0,13	0,38	0,7	1,18	1,43	2,34	2,82	3,5
PT (mg/L)	14	20	22				24	23								18
OD(mg/L)	0,37	0,29	0,19	0,18	0,16	0,19	0,22	4,39	4,08	3,98	4,23	4,09	3,73	4,55	4,76	4,95
PH	7,12	7,57	7,67	7,63	7,59	7,54	7,47	7,45	7,38	7,26	7,26	7,23	7,26	7,25	7,33	7,21
T (°C)	16,2	24,8	25,2	25,8	27,1	28,6	30	30,8	31,5	32,8	34,1	35,3	36,3	36,7	36,8	36,7
Alcalinidade	406	470	596		608		608	564		556		556		520		520

Tabela 25 – Monitoramento do Ciclo 12B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	834	452	360				347	390								216
DQOS(mg/L)	329	163	120				109	89			80					84
DBOT (mg/L)	402		188				179									
COT (mg/L)	167	85	95				84	76								70
SST (mg/l)	332	188	172				184	192			168					140
NTK(mg/L)total	71,4	41,7	42,8				44,2	38,6			35,3					25,8
NH4-N (mg/L)	37,3	18,3	17,2	17,1	17,1	18,1	17	16,5	14,5	14,5	14	14,3	12,8	11,8	10,3	9,99
NO2-N (mg/L)	0	2,12	0	0	0	0	0	0,25	0,88	1,55	2,05	2,49	3,38	3,89	4,12	5,13
NO3-N (mg/L)	0	1,22	0,02	0,43	0	0,2	0	0,16	0,23	0,68	1,12	1,72	2,62	3,03	3,83	4,79
PT (mg/L)	21,1	23,0	22,9				23,9	20,5								19,3
OD(mg/L)	0,55	0,09	0,17	0,27	0,23	0,16	0,13	4,63	4,81	3,77	3,47	4,36	4,96	5,1	4,84	4,67
PH	6,89	7,41	7,72	7,72	7,72	7,69	7,72	7,75	7,77	7,78	7,49	7,82	7,82	7,82	7,82	7,87
T (°C)	20,7	30,4	30,7	31,1	31,8	32,5	33,1	33,6	34,1	34,9	35,6	35,9	35,8	35,5	35,4	35
Alcalinidade S/filtrar	412	472	622		650		650	624		596		570		550		516

Tabela 26 – Monitoramento do Ciclo 13B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	500	508	390				331	223								307
DQOS(mg/L)	248	60	58				59	42								43
DBOT (mg/L)	262	170	187				135	101								52
COT (mg/L)	314	112	91				97	98								83
SST (mg/l)	140	400	396				248	248								180
NTK t(mg/L)	55,2	44,8	42,7				34,2	23,2			22,4					17,4
NH4-N (mg/L)	33,3	18,7	18,5	19	18,9	18,8	17,8	17,8		12,8	11,7	7,92	5,12	3,8	2,22	1,82
NO2-N (mg/L)	0	3,1	1,06	0,2	0,1	0	0	0,86	1,23	1,9	3,05	3,51	4,17	4,55	3,71	2,94
NO3-N (mg/L)	0,01	1,02	0	0,01	0,01	0,01	0	0,21	0,54	1,25	2,32	3,41	4,54	5,16	6,3	7,98
OD(mg/L)	0,3	0,16	0,07	0,11	0,2	0,1	0,03	3,43	3,98	3,79	3,43	3,93	3,99	4,47	5,28	5,04
PH	6,77	6,73	7,61	7,63	7,63	7,62	7,62	7,68	7,74	7,77	7,77	7,82	7,87	7,89	7,97	8,07
T (°C)	20,5	29,52	30	30,65	31,61	32,41	33,05	33,63	33,98	33,73	33,43	32,97	32,63	32,18	31,59	31,28
Alcalinidade	288	314	486		478		466	512		486		464		414		414

Tabela 27 – Monitoramento do Ciclo 14B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)		259	322				221	263								176
DQOS(mg/L)			63				57	54	53	49	45	42	38	35	37	45
COT (mg/L)	125	119	93				96	21								20
SST (mg/l)	100	192	168				184	196			184					120
NTK(mg/L)T	60,5	43,4	45,1				43,1	42,6			41,4					31,1
NH4-N mg/L	55,9	26,3	30,2	28,6	26	28,5	32,3	19,3	15,3	18	15,4	16,8	15,9	13,3	13,2	12,6
NO2-N mg/L	0	0,84	0	0	0	0	0	0,1	0,26	0,57	0,79	0,94	1,16	1,03	1,27	1,43
NO3-N mg/L	0,02	1,1	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,09	0,17	0,64	1,24	1,88	2,64	2,78	3,78	4,64
PT (mg/L)	19,2	18,2	17,4				18,8	17,2								14,3
OD(mg/L)		0,41	0,06	0,13	0,18	0,47	0,46	3,84	4,89	6,04	6,1	6,15	6,27	6,38	6,44	6,27
PH	6,97	7,23	7,23	7,51	7,51	7,54	7,54									
T (°C)		21,8	22,4	22,9	24	24,9	25,5	25,9	26,4	26,7	37,1	27,4	27,6	27,6	27,6	27,6
Alcalinidade	298	378	534		538		538	566		530		514		500		472

Tabela 28 – Monitoramento do Ciclo 15B

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720
DQOT(mg/L)	568	329	324				344	174								195
DQOS(mg/L)	260	53	50			57	53	33	35	35	34	22	28	34	34	33
DBOT (mg/L)	356	228	237				235	237								10
COT (mg/L)	138	41	24				19	16								18
SST (mg/l)	164	212	280				248	128			220					216
NTK T(mg/L)	66,6	52,6	52,6					47								39,2
NTK F(mg/L)	52,1	31,9	34,7				34,2	31,9								20,7
NH4-N mg/L	40,6	20,5	20,4	20,3	21,1	21,2	21,4	20,5	22	21,4	17	17	16,4	14,2	11,6	8,86
NO2-N mg/L	0	0,5	0	0	0	0	0	0	0,2	0,38	0,58	0,68	0,73	0,64	0,85	1,07
NO3-N mg/L	0	0,07	0,02	0,02	0,02	0,03	0,03	0,03	0,15	0,55	1,13	1,93	2,84	3,72	4,95	6,74
OD(mg/L)	0,28	0,34	0,24	0,23	0,25	0,27	0,29	1,24	1,56	2,47	3,25	3,7	4,33	4,65	4,87	4,85
PH	6,61	7,35	7,63	7,53	7,61	7,63	7,61	7,59	7,58	7,55	7,71	7,68	7,68	7,7	7,67	7,64
T (°C)	21	29,5	29,9	30,4	31,5	32,3	33,1	33,6	34,0	34,7	35,1	34,9	34,8	34,7	34,3	34,0
Alcalinidade	300	334	500		524		538	502		480		464		428		402

APÊNDICE D - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa C.

Tabela 29 – Monitoramento do Ciclo 1C

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1440
DQOT(mg/L)	444	304	271				238	324									
DQOS(mg/L)	265	107	82	54	53	53	42	42	37	39	38	33	40	35	35	29	27
DBOT (mg/L)	256	134	182				161	152								32,8	27
COT (mg/L)	93	39	29				19	25			18					17,1	15
SST (mg/l)	132	148	132				168	112								80	64
NTK T(mg/L)	59,6	34,4	32,8				31,1				22,1					12	
NTK F(mg/L)	53,5	25,5	25,5				22,1	21			16					7	4,2
NH4-N (mg/L)	33,5	16	16	14,2	14,5	15	15	14,6	13,2	10,5	9,34	8,06	6,69	4,6	3,24	1,56	0,82
NO2-N (mg/L)	0	3,95	3,3	0	0	0	0	0,26	0,4	0,64	0,92	1,05	1	1,08	1,06	0,86	0
NO3-N (mg/L)	0,04	9,95	6,52	2,67	0,09	0,05	0,05	0,52	1,09	2,34	4,34	6,1	7,19	9,75	10,7	13,1	15,7
OD(mg/L)	0,78	0,79	0,11	0,13	0,17	0,1	0,25	6,37	6,49	6,74	6,72	6,07	5,86	5,64	5,65	6,37	7,5
PH	6,83	7,07	7,63	7,8	7,88	7,98	7,95	7,88	7,84	7,82	7,79	7,78	7,76	7,75	7,8	7,8	8,55
T (°C)	20,3	27,6	28	28,4	29,4	30,3	30,9	31,4	31,5	32,1	32,7	33,1	33,4	33,9	34	34	32,7
Alcalinidade	268	320	552		572		600	550		564		498		492		476	442

Tabela 30 – Monitoramento do Ciclo 2C

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1440
DQOT(mg/L)	424	271	237				178									106	84
DQOS(mg/L)	384	221	88	78	69	64	60	59	61	61	60	45	46	49	48	39	28
DBOT (mg/L)	292	191	182					158								15	16
COT (mg/L)	68,7	20,7	20,7				17,5	15,1			17					14,3	13,6
SST (mg/l)	80	164	216				124	168			112					72	68
NTK T(mg/L)	44,2	28	26,3				24,1	22,4			15,1					8,4	6,8
NTK F(mg/L)	39,2	16,8	20,7				19,6	16,8			10,6					7,28	5,6
NH4-N (mg/L)	33,1	14,8	13,1	14,1	13,3	13,4	13,4	12	11,8	8,2	5,7	4,5	3,7	1,4	1,03	1,2	0,92
NO2-N (mg/L)	0	4,38	5,21	2,38	0,67	0	0	0,36	0,42	0,73	0,7	0,89	0,6	0,64	0	0	0
NO3-N (mg/L)	0	8,94	5,61	3,45	0,17	0,04	0,04	0,82	1,62	3,2	5,32	6,97	7,89	10,4	11,7	11,8	13,6
OD(mg/L)	0,98	0,09	0,11	0,18	0,38	0,24	0,11	5,74	5,69	5,62	5,44	5,38	4,75	4,85	5,35	5,62	6,38
PH	6,86	7,51	7,64	7,63	7,63	7,82	7,87	7,77	7,81	7,78	7,82	7,79	7,79	7,82	7,93	8,02	8,45
T (°C)	24,1	30,2	30,5	30,7	31,9	32,6	33	33,3	33,6	33,9	34,4	34,5	34,5	34,5	34,5	34,3	33,4
Alcalinidade	230	338	424		390		430	398		498		454		442		442	440

Tabela 32 – Monitoramento do Ciclo 3C

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1440
DQOT(mg/L)	447	324	327				208	218								129	126
DQOS(mg/L)	176	72	52	57	54	75	66	46	48	44	55	50	58	34	37	36	32
DBOT (mg/L)	237	179	140				125	118								22,6	14
COT (mg/L)	71,7	27,2	16,4				15,4	13,9			11,5					19	12
SST (mg/l)	112	184	216				156	144			92					60	40
NTK T(mg/L)	49,8	32	30,8				27,5	20,7								10,6	
NTK F(mg/L)	44,2	24	21,8				20,2	17,4			13,5					6,2	4,5
NH4-N (mg/L)	26,8	14,4	13,9	14,8	13,4	12,7	13,7	12,4	11,3	9,5	7,7	5,92	4,9	2,24	1,06	0,96	0,6
NO2-N (mg/L)	0	4,17	2,66	0	0	0	0	0,27	0,48	0,92	0,96	1,17	1,4	1,17	0,79	0	0
NO3-N (mg/L)	0,11	8,59	3,9	1,7	0,06	0	0	0,37	0,93	2,36	3,97	5,67	6,12	8,56	9,34	11,2	12,2
PT (mg/L)	15,3	15,4	17,1				16,8	13,5								8,7	6,05
OD(mg/L)	0,11	0,65	0,26	0,17	0,13	0,11	0,1	4,7	4,74	5,02	5,07	5,02	4,75	4,45	4,78	5,14	6,51
PH	6,64	7,49	7,8	7,9	7,91	7,97	7,94	7,81	7,85	7,79	7,75	7,7	7,71	7,71	7,74	7,9	8,4
T (°C)	27,9	32,1	32,7	33,1	34,3	34,7	35,3	36,1	36,7	37,3	37,3	37,3	37,2	37,1	37,1	36,9	32,4
Alcalinidade	246	344	472		534		502	484		470		458		420		398	388

Tabela 33 – Monitoramento do Ciclo 4C

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1440
DQOT(mg/L)	472	425	393				326	239								220	109
DQOS(mg/L)			74	72	62	61	56	65	69	69	53	41	40	45	41,7	36,5	34
DBOT (mg/L)	322	166	167					153								53	36
COT (mg/L)	76,3	30	22,4				21,2	22,2			24,4					19,1	13,8
SST (mg/l)	116	168					192				72						44
NTK T(mg/L)	56	32,5	35,3				32,5	22,4			24,6					16,2	9
NTK F(mg/L)	46,5	24,6	23				23	15,7									5,6
NH4-N (mg/L)	36,2	14	15,3	14,4	13,6	13	12,9	11,6	10,8	11,5	11	7,46	5,7	2,9	2	1,3	1,2
NO2-N (mg/L)	0	1,55	0	0	0	0	0	0,25	0,37	0,49	0,6	0,76	0,64	0,72	0,63	0	
NO3-N (mg/L)	0	6,73	2,59	0,03	0,3	0,02	0,02	0,33	0,76	1,89	2,57	4,67	5,12	8,16	9,18	10,4	
OD(mg/L)	0,68	0,34	0,26			0,27	0,11	4,79	5,04	5,01	5,1		4,75	4,61	5,01	5,71	6,46
PH	6,73	7,49	7,79	7,93	7,99	7,98	7,96	7,86	7,82	7,78	7,78		7,67	7,68	7,68	7,82	8,35
T (°C)	27,3	33	33,5			35,3	35,9			36,1			35,7	35,5	35,3	35	
Alcalinidade	246	324	474		452		484	470		448		426		388		378	368

APÊNDICE E - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa D.

Tabela 34 – Monitoramento do Ciclo 1D

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	372	323	222				227	220								192
DQOS(mg/L)	224	91	83			87		59			45				50	42
COT (mg/L)	108	88,9	53,5				77,5	78,3			68,7					15,3
NTK T(mg/L)	59,4	42,6	38,6				35,3	32			28,6					15,7
NTK F(mg/L)	47	30,2	29,1				29,7	27			21,3					13,4
NH4-N mg/L	52,5	28,7	29,6	24,6	23	26	26	26,8	27	27,1	23,7	19,5	14,7	9,64	7	5,5
NO2-N (mg/L)	0	1,85	1,4	0	0	0	0	0,33	0,66	0,76	1,21	1,31	1,2	1,45	1,52	1,6
NO3-N mg/L)	0,18	2,52	0,06	0,64	0,09	0,07	0,05	0,21	0,76	2	3,47	5,1	5,82	8,18	10,3	12,1
OD(mg/L)	0,65	0,51	0,16	0,21	0,41	0,13	0,12	5,46	5,78	5,54	5,03	5,06	5,07	5,02	4,99	5,01
PH	6,62	7,19	7,47	7,6	7,56	7,55	7,54	7,51	7,49	7,5	7,54	7,56	7,55	7,52	7,5	7,47
T (°C)	24,2	30,8	31,2	31,7	32,6	33,6	33,6	34,1	34,6	35,2	35,7	36,2	36,5	36,6	36,8	36,4
Alcalinidade	272	301	466		464		468	468		456		422		364		336

Tabela 35 – Monitoramento do Ciclo 2D

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	325	310														
DQOS(mg/L)	257	198	178													
DBOT mg/L	188	163	177				188	157								38,2
COT mg/L	112,8	78,4	76,1				68,4	68,3			48					74
SST (mg/l)	60	140	116				128	100			44					32
NTK T(mg/L)	134,1	31	37,2				37	32,8			26,3					15,4
NTK F(mg/L)	43,4	27,72					25,5	24			26,6					11,48
NH4-N mg/L	41,6	22,6	25,8	27	27	26,8	26,1	26,3	17,9	17,4	14,5	14,5	14,6	13	13,5	11
NO2-N mg/L	0	1,12	1,1	0	0	0	0	0,31	0,54	0,82	1,02	1,14	1,17	1,23	1,3	1,45
NO3-N mg/L	0	3,25	0,58	0,25	0,17	0,02	0,02	0,19	0,52	1,37	2,44	3,67	4,83	6,05	7,55	9,41
OD(mg/L)	0,33	0,46	0,08	0,07	0,04	0,02	0,01	5,78	5,76	5,46	5,36	5,42	5,16	5,38	5,32	5,41
PH		7,19	7,62	7,7	7,7	7,69	7,67	7,58	7,52	7,56	7,62	7,62	7,62	7,64	7,6	7,59
T (°C)	23	27,5	28,3	28,9	30	31,1	31,9	32,4	32,8	33,2	34,8	34,9	35,1	35,6	35,7	25,6
Alcalinidade	262	276	430		446		394	424		368		354		354		330

Tabela 36 – Monitoramento do Ciclo 3D

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	201	134	155				105	92								180
DQOS(mg/L)	120	69,2						68,5			45,4					22,7
COT (mg/L)	106,8	86,5	75,2				57,5	63,4			69,5					68,4
SST (mg/l)	116	348	272				212	316			130					100
NTK T(mg/L)	39,5		36,4				38,6	32,5			32					26,3
NTK F(mg/L)	34,5	29	28				28				22					15
NH4-N mg/L	52,5	29	33,7	33	34	34,6	34,9	29,2	23,4	21,6	18,8	18	17,1	17,4	17,3	17
NO2-N mg/L	0	0,84	0	0	0	0	0	0,17	0,28	0,36	0,44	0,48	0,5	0,58	0,57	0,69
NO3-N mg/L	0,18	1,44	0,8	0,64	0,09	0,01	0,01	0,13	0,44	0,99	1,8	2,48	3,55	4,45	5,12	7,04
OD(mg/L)	0,6	0,41	0,14	0,14	0,14	0,18	0,18	5,21	4,84	4,02	4,08	4,23	4,14	4,35	4,33	4,4
PH	6,66	7,24	7,55	7,54	7,54	7,54	7,53	7,53	7,51	7,52	7,55	7,57	7,63	7,63	7,64	7,64
T (°C)	26	30,4	30,8	31,29	32,28	33,14	34,04	34,7	35,34	36,42	36,95	37,3	38,28	39,1	39,4	39
Alcalinidade	250	314	470		478		466	470		488		446		386		368

Tabela 37 – Monitoramento do Ciclo 4D

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)		332	357				118	197								168
DQOS(mg/L)	375	83	70					42			40					36
COT (mg/L)	108	91	91				111	78			74					53
SST (mg/l)		248	220				160	184			156	140				52
NTK T(mg/L)	53,8		37				35,3				26,3					11,8
NTK F(mg/L)	45,4		25,2				27	21,3			22					6,2
NH4-N mg/L	45	25	22,9	22,4	22,6	22,8	22,3	22,7	21,6	20,6	17,8	17,7	15	15,4	15,6	12,1
NO2-N mg/L	0	1,78	0	0	0	0	0	0,26	0,59	0,88	1,14	1,51	1,59	2,16	2,44	2,56
NO3-N mg/L	0,18	0,97	0,12	0	0	0	0	0,06	0,19	0,45	0,79	1,19	1,53	2,39	3,15	3,51
PT (mg/L)	15,4	14,6	14,7				14,2	10,5								8,5
OD(mg/L)	1,66	0,51	0,1	0,08	0,07	0,12	0,13		5,08	5,16	4,71	4,75	5,03	4,86	5,09	5,13
PH	6,65	7,21	7,55	7,57	7,56	7,55	7,55		7,52	7,46	7,53	7,56	7,56	7,55	7,54	7,57
T (°C)	25,3	28,86	29,33	30	31,13	32,35	33,13		33,98	34,3	34,97	35,56	36,11	36,51	36,74	36,66
Alcalinidade	252	236	378		422		408	412		378		376		332		306

Tabela 38 – Monitoramento do Ciclo 5D

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	421		294				252	234								110
DQOS(mg/L)	218	114	89				81	66			62					72
DBOT mg/L	281	216	188				182	187								64
COT (mg/L)	122	99	75,5				88	87			100					77
SST (mg/l)	116	236	220				192	200			196					116
NTK T(mg/L)	53,2	36,4	41				39,2	39,2			28,6					21,3
NTK F(mg/L)	51,5		31,4				30,2	29,1			24,6					19
NH4-N mg/L	43,4	29	29,6	26,4	26,2	27,2	28,7	29	25	25,1	25,5	22,1	20,4	17	13,1	11
NO2-N mg/L	0	0,51	0	0	0	0	0	0,14	0,24	0,45	0,56	1,04	0,58	0,59	0,59	0,63
NO3-N mg/L	0	0,69	0	0	0	0	0	0,09	0,34	1,04	1,59	2,22	2,95	4,23	5,03	5,83
PT (mg/L)		14,8	20,7				15	18								11,2
OD(mg/L)																
PH	6,75	7,21	7,56	7,63	7,6	7,62	7,63	7,61	7,62	7,68	7,72	7,74	7,76	7,78	7,79	7,84
T (°C)		35	35,3	35,4	36,3	37,1	37,6	37,9	38,3							
Alcalinidade	270	320	426		462		454	482		458		422		390		370

APÊNDICE F - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa E.

Tabela 39 – Monitoramento do Ciclo 1E

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	438	255					242	252								90
DQOS(mg/L)	254	110	82				58	58			42					49
DBOT mg/L	204	156	124				123	115								42,2
COT (mg/L)	154,6	98,1	78,1				74	75,4								70,2
SST (mg/l)	164	204	232				204	172			148					120
NTKT(mg/L)							36,4	24,6								14
NTKF(mg/L)	60,5	29,1					34,2	19,6								10
NH4-N mg/L	55,8	27,2	28	25	26	26,8	28	27	22,4	23,2	21,2	17,6	14,4	13,6	11	8
NO2-N mg/L	0	0	0,26	0,96	0	0	0	0,48	0,72	1,16	1,61	1,79	2,43	2,5	2,6	3
NO3-N mg/L	0,02	8,31	5,05	2,42	0,02	0,02	0	0,23	0,52	1,4	2,36	3,2	4,79	5,6	7	8,7
PT (mg/L)	13,8	14,4	13,6				13,3	14								12
OD(mg/L)	0	0,05	0,05	0,05	0,05	0	0	4,05	4,4	4,16	3,77		4,2	3,76	3,81	3,82
PH	6,79	7,27	7,24	7,66	7,91	7,85	7,86	7,73	7,72	7,6	7,62		7,5	7,57	7,58	7,65
T (°C)	26,9	32	32,7	33,2	34,4	35,5	36,3	36,9	37,2	37,4	37,8		38	38,3	38,2	38,1
Alcalinidade	338	396	550		700		598	596		664		566		538		534

Tabela 40 – Monitoramento do Ciclo 2E

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720
DQOT(mg/L)	424	396	338				321	261								147
DQOS(mg/L)	224	206	204				76	56			46					64
COT (mg/L)	133,1	64	61,8				77,7	72								63,1
SST (mg/l)	60	140	116				128	100			44					32
NTKF(mg/L)	81,2	28	28				32,5	30,8			23					14,6
NH4-N mg/L	52	25	24,4	28,6	26	26,7	27,5	29,6	28	27	24,4	21,7	18	18,7	17	14
NO2-N (mg/L)	0	1,69	1,42	0	0	0	0	0,54	0,77	1,21	1,53	1,9	2,26	2,22	2,61	2,98
NO3-N mg/L)	0,02	2,95	0,52	0,02	0,02	0	0	0,32	0,6	1,57	2,75	4,16	5,79	6,26	7,94	9,53
PT (mg/L)	12,1	9,6	10,3				14,8	13								8,2
OD(mg/L)	0	0	0	0	0	0	0	3,72	3,73	2,11				5,7	6,53	
PH	6,86	7,23	7,53	7,69	7,74	7,71	7,68	7,52	7,52	7,53	7,53	7,53	7,54	7,54	7,63	7,53
T (°C)	25,6	31,9	32,2	32,7	33,5	34,1	34,6	35,2	35,3	36				36,3	36,7	
Alcalinidade	298	358	508		496		478	466		492		474		394		360

Tabela 41 – Monitoramento do Ciclo 3E

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	dec.
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	740
DQOT(mg/L)	184	226					204	113								88	
DQOS(mg/L)	172	106	90				64	51			84					57	57
DBOT mg/L	98	137	141				120	106								21,6	
COT (mg/L)	85	69	67,6	63,8	65,8	64,6	66,8	67,2	65,3	60,5			89	51	53,5	56,3	51
SST (mg/l)	44	68	68				100	76				40				48	32
NTKF(mg/L)	49,3	21,3	16,8				20,7	19			12					1,7	
NH4-N mg/L	49,5	23,4	21,3	22,5	22	22,4	22,8	18,5	18	18	13,5	12,5	7,22	4,96	3,6	1,56	1,12
NO2-N mg/L	0	1,2	0,99	1,03	0,61	0	0	0,38	0,64	1,04	1,24	1,44	1,53	1,64	1,53	1,5	1,43
NO3-N mg/L	0	7,96	6,41	7,34	5,76	5,05	4,33	4,52	4,85	6,55	7,73	9,34	10,8	11,8	11,91	14,7	14,3
PT (mg/L)	5,2	7,4	6,5				7,4	5								3,8	
OD(mg/L)	0,95	0,89	0,35														
PH	6,98	7,41	7,7	7,72	7,72	7,71	7,71	7,77	7,77	7,76	7,77	8,03	7,83	7,85	7,89	7,99	7,97
T (°C)	27,4	34	34,6														
Alcalinidade	252	242	374		392		360	360		362		330		274		252	

Tabela 42 – Monitoramento do Ciclo 4E

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	dec.
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	740
DQOT(mg/L)	250	199	177				191	174									
DQOS(mg/L)	252	140	173				80	74			69					69	64
DBOT mg/L	111	129					110	95								17,2	
COT (mg/L)	111,3	75,3	74,2	51,3	58	55	74,1	75,3	75,2	77,1	66,4	76,5	60,3	62,3	26	36,3	69
SST (mg/l)	72	136	112				104	108			48					60	80
NTKF(mg/L)	52,1	23	23,5				22,4	21,8			13,4					9	
NH4-N mg/L	44,3	25,8	17,4	19,7	19,1	18,5	18,9	16,2	15,6	11	10,2	9	6,4	5,7	2	1,1	0,64
NO2-N mg/L	0	2,65	2,49	2,13	0,97	0	0	0,6	0,8	1,05	1,58	1,8	1,87	2,18	1,99	1,48	1,54
NO3-N mg/L	0	0,23	1,75	0,61	0,07	0,02	0	0,56	1,11	4,56	4,56	6,47	7,42	9,85	11,18	13,59	14,52
PT (mg/L)	6,7	13	14,9				12,4	13,8								10,3	
OD(mg/L)						0	0	5,08	5,01	4,43	4,21	4,2	4,08	3,97	4,07	4,6	3,32
PH	6,98	7,31	7,5	7,49	7,54	7,54	7,52	7,54	7,56	7,52	7,52	7,51	7,51	7,49	7,48	7,53	7,5
T (°C)						35,2	36,1	36,9	37,1	37,3	37,2	37,2	37,1	37,1	37,3	37,4	37,3
Alcalinidade	258	228	382		404		384	372		378		330		312		256	

Tabela 43 – Monitoramento do Ciclo 5E

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	dec.
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	740
DQOT(mg/L)	239	232						166								94,8	
DQOS(mg/L)	209	165	197					57			75					52	50
DBOT mg/L	89		77				49	30								7,6	
COT (mg/L)	89,6	83	53	60,9	77,4	58,8	41,6	70,9	64,7	67	64,7			72,2	15,4	67	19,8
SST (mg/l)	40	72	84				68	72			64					56	68
NTKF(mg/L)	49,3	24	15,2				23	19			16,2					4,5	
NH4-N mg/L	46,4	23,6	23,3		23,2		23,4	19,6	17,9	14,7	14	10,2	8,8	5,7	3,12	1,58	1,44
NO2-N mg/L	0	2,09	2,06	2,47	2,02	1,25	0,37	1,09	1,23	1,64	1,97	2,17	2	2,71	2,42	2,39	2,27
NO3-N mg/L	0,201	4,91	3,33	2,66	1,13	0,45	0,04	0,58	1,17	2,58	4,11	5,85	6,69	8,85	10	13,07	13,05
OD(mg/L)		0	0	0	0	0	0	6,78	6,63	5,94	5,6	5,35	5,2	5,05	4,81	5,13	3,66
PH	6,93	7,17	7,43	7,45	7,45	7,45	7,46	7,5	7,49	7,47	7,47	7,44	7,45	7,43	7,42	7,44	7,42
T (°C)		25,7	31,8	32,4	33,3	34,2	35,2	35,9	36,2	36,6	36,6	36,6	36,7	36,9	36,8	36,8	36,6
Alcalinidade	266	332	452		424		462	452		440		414	390		342	338	

Tabela 44 – Monitoramento do Ciclo 6E

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	dec.
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	740
DQOT(mg/L)	309	272	281				348									154	
DQOS(mg/L)	164,3	66	65,3				71,5	159								45	54,2
DBOT mg/L																	
COT (mg/L)	126,6	83	80,5	78,3	68,3	73,4	71,7	67,3	72,2	41,7	44,7	59	69,5	68	66,3	72	67
SST (mg/l)	168	228	260				236	240			160					192	140
NTKF(mg/L)	54	25,2	28				28,6	25,8									10,6
NH4-N mg/L	50	24,3	21	20	21,2	23,5	26,1	19	18	12,2	12,2	11,9	10,3	9	6,93	4,7	4,7
NO2-N mg/L	0	1,14	0	0	0	0	0	0,35	0,74	1,15	1,62	1,39	1,46	2,33	2,62	2,38	2,55
NO3-N mg/L	0	0,32	0	0	0	0	0	0,04	0,47	1,15	2,1	2,38	3,25	5,26	7,14	7,53	8
OD(mg/L)	0,17	0,4	0,22	0,19	0,16	0,21	0,23	4,53	4,76	4,96	4,68	4,92	5,16	5,08	5,02	5,11	1,92
PH	6,54	7,21	7,53	7,5	7,45	7,49	7,46	7,47	7,43	7,42	7,44	7,45	7,52	7,54	7,56	7,55	7,45
T (°C)	26,7	32,35	32,97	33,56	34,54	35,4	36,03	36,74	37,06	38	38,85	39,37	39,71	39,9	39,85	39,5	39,37
Alcalinidade		306	334		462		462	448		498		396		390		356	

Tabela 45 – Monitoramento do Ciclo 7E

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	dec.
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	740
DQOT(mg/L)			321				311	283									
DQOS(mg/L)	219,5	80	150				53	58	59	55	87	58	45	50	50	46	52
DBOT (mg/L)	207	162	188				138	133								49,4	
COT (mg/L)	87,8	78	41	53	74	56,2	60,5	15,7	13,6	20,4	16	19	15	13,8	13,3	13	12,6
SST (mg/l)	40	124	128				112	104								60	56
NTKF(mg/L)	48,7	29,4					29,1	28			22,4						
NH4-N (mg/L)	37	28,5	22,7	21,3	27	23,3	16,3	14,6	14,4	12,3	11,5	9,4	8,7	6,64	5,5	4,48	4,64
NO2-N (mg/L)	0	0,86	0	0	0	0	0	0,44	0,83	0,85	1,31	1,39	1,49	1,9	1,97	1,67	2,2
NO3-N (mg/L)	0,05	0,43	0,08	0	0	0	0	0,21	0,83	1,11	2,21	2,99	3,83	5,23	6,51	8,05	7,75
PT (mg/L)	11	14,8	14,9				14,4	12,8								9,3	
OD(mg/L)	0,7	0,5	0,12	0,06	0,05	0,05	0,04	5,41	5,43	4,9	4,88	4,96	5,23	5,17	6,23	5,93	2,92
PH	6,64	7,1	7,41	7,39	7,38	7,37	7,36	7,4	7,41	7,42	7,42	7,42	7,53	7,47	7,5	7,48	7,43
T (°C)	26,9	33,3	33,9	34,6	35,4	36,3	37,1	37,7	38,3	38,6	39,1	38,9	39	39,1	38,6	38,4	38,2
Alcalinidade	246	270	402		400		394		392		372			326		270	

Tabela 46 – Monitoramento do Ciclo 8E

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	DEC 740
DQOT(mg/L)	212	177	210				188	136								115	
DQOS(mg/L)	142	103	66,2	59	65	79	51	42	31	20	21,6					30	21,4
COT (mg/L)	61,3	21,1	20,4	20,4	20,6	21,2	19,1	14,1	16,9	61,4	59,4	62,5	62,9	65,9	63,8	68,3	68
SST (mg/l)	76	120	120				92	144			84					92	116
NTKF(mg/L)	52,6	29,1					24,6									12,3	
NH4-N mg/L	32,7	13,6	13,7	14,9	15,1	14,8	15,7	12,6	13,2	12,7	17,1	13,9	14,1	12,9	11,2	10	9,4
NO2-N mg/L	0	0	0	0	0	0	0	0,32	0,47	0,72	0,99	1,13	1,3	1,19	0,55	1,43	1,41
NO3-N mg/L	0,09	0	0	0,88	0,31	0,3	0,28	0,41	0,37	0,82	1,52	2,35	3,44	4,24	5,62	6,4	6,45
OD(mg/L)	0,24	0,16	0,1	0,06	0,05	0,06	0,05	4,82	4,81	4,78	4,71	5,22	5,09	5,21	5,05	5,29	3,16
PH	6,71	7,24	7,36	7,48	7,5	7,5	7,5	7,57	7,58	7,61	7,66	7,67	7,79	7,79	7,81	7,78	7,75
T (°C)	28,2	34,8	35,2	35,5	35,8	36,1	36,9	37,7	38,3	38,7	38,9	38,9	39,5	40	39,8	39,7	39,5
Alcalinidade	252	308	332		448		438	432		418		396		342		342	

APÊNDICE G - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa F.

Tabela 47 – Monitoramento do Ciclo 1F

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1430	DEC 1440
DQOT(mg/L)		413	394															
DQOS(mg/L)	216	199	175				239	230								53	55	67,5
SST (mg/l)	168	188	116				144	124			72					84	40	64
COT (mg/L)	108	104	94				94	75			75					14	14	13
DBOt (mg/L)	265	152	158				152	132								32,4	16	
NTKf (mg/L)	53,2	31,4	29,7				25,8	24,6			19,6					9,52	5,88	
NH4-N (mg/L)	43,2	24,7	23,2	22,2	24	22	22,1	19,7	18,8	16	13,8	10	8,02	5,2	2,42	1,17	0,66	0,52
NO2-N (mg/L)	0	0,18	0,45	0,23	0	0	0	0,68	1,13	1,71	2,42	3,19	5,29	4,16	5	5,41	0	0
NO3-N (mg/L)	0,11	4,57	2,19	0,76	0,1	0,09	0	0,2	0,34	0,86	1,47	2,44	3,52	3,97	5,02	6,2	12,7	13
OD(mg/L)	0	0,31	0,39	0,32	0	0	0,27	4	5,44	6,12	6,23	6,05	6,05	5,87	6,37	6,32	8,75	8,15
PH	6,85	7,71	8,11	8,29	8,15	8,11	8,11	8,12	7,79	7,56	7,52	7,44	7,44	7,45	7,45	7,43	8,18	8,06
T (°C)	23,2	29,67	30,23	30,92	32,6	33,7	34,77	35,71	36,21	36,49	36,5	36,7	37,03	37,16	37,07	36,9	33,25	33,24
NH4-N(OL)mg/L		24	21,5	21,2	24	22	22,1	19,4	18,2	16,2	13,7	11,2	8,91	5,94	3,15	1,58	0,71	0,72
Alcalinidade	244	430	462		462		480	448	428	468		426		368		344	326	

Tabela 48 – Monitoramento do Ciclo 2F

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1430	DEC 1440
DQOT(mg/L)	303	442	609				246	210										
DQOS(mg/L)	170	258	111	82	85	80	64	47	56	56	50	55	50	54	54	53	47	46
SST (mg/l)	104	232	200				140	280			140					168	164	120
COT (mg/L)	45	95	28	24	22	23	24	17	14,2		16			15	14	14	13	15
DBOt (mg/L)	147	204	133				145	49								40	37	
NTK f(mg/L)	48,7	47,6	35,3				33,6	31,4			25,2					14	11,2	
NH4-N (mg/L)	31,1	25,9	14,3	16,7	19,6	14,5	15,1	12,2	12,7	11	9,96	5,86	3,82	1,8	1	1,17	0,7	0,74
NO2-N (mg/L)	0	0,82	2,19	0	0	0	0	1,05	2,22	3,35	4,95	6,22	7,12	9,1	8,5	6,67	0,22	0
NO3-N (mg/L)	0	7,2	2,51	0,06	0	0,12	0,13	0,14	0,41	1,22	2,35	3,49	4,61	6,2	8,1	10,4	18,5	17,6
OD(mg/L)	0,16	0,21	0,18	0,17	0,16	0,15	0,15	4,56	5	5,28	5,82	4,83	5,53	5,4	6,3	7,34	8,24	7,81
PH	7,05	8,18	8,62	8,81	8,63	8,55	8,5	8,37	7,98	7,61	7,53	7,46	7,45	7,4	7,5	7,79	8,41	8,33
T (°C)	21,92	26,61	26,93	27,7	29,1	30,42	31,6	32,5	33	34	34,4	34,8	34,9	35	35	34,6	31,81	31,7
NH4-N(OL)mg/L		31,1	31	26,9	27,9	29	29,8	27,6	27,2	23,6	20,2	15,4	10,4	5,2	1,9	1,57	1,56	1,55
Alcalinidade	240	496	436		472		434	442		432		382		332		296	336	

Tabela 49 – Monitoramento do Ciclo 3F

Variáveis	EB	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1430	DEC 1440
DQOT(mg/L)	336	522	546				328											268
DQOS(mg/L)	180	130	127	120	116	109	110	95	92	88	67	53	51	53	45	39	30	38
SST (mg/l)	36	200	180				168	236			184					176	164	248
COT (mg/L)	52,6	35	33,4	22,9	22,2	24,5	32,3	20,2	16	14,2	14,1	15,3	13,7	11,6	14	14,5	13,3	12,8
DBOt (mg/L)	122	156	145				128	150								42,8	30,4	
NTKf (mg/L)	44,8	39,8	35,8				35,8	32,5			30,4					18,5	8,4	
NH4-N (mg/L)	32,5	18,2	18,5	17,2	16,1	17,9	17	17,3	11,2	11,1	8,6	6,86	3,94	3,3	1,34	0,86	0,77	0,79
NO2-N (mg/L)	0	1,27	0	0	0	0	0	0,11	1,78	3,04	4,78	5,89	9,05	8,68	8,65	8,4	0,15	0
NO3-N (mg/L)	0,1	0,6	0,31	0,6	0,06	0	0	0,07	0,43	1,42	2,33	3,23	4,34	5,91	6,76	8,31	17,3	22,1
acetato	46,09	46,05	51,64	46,83	30,58	34,1	30,58	5,47	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
cloreto	46,20	118,60	130,29	126,2	115,3	119	128,2	135,7	122,6	126	131,2	129	130	130,5	128	128	125,5	118,9
fosfato	19,48	20,28	20,93	26,87	21,18	23,2	25,04	21,72	21,38	22,1	21,7	20,6	20,2	19,5	19,3	20,3	19,5	18,9
OD(mg/L)	0,24	0,18	0,16	0,14	0,13	0,12	0,12	3,8	4,4	5,14	4,69	4,48	4,69	4,94	5,17	6,16	7,37	6,56
PH	7,07	8,23	8,58	8,55	8,42	8,36	8,32	8,17	7,73	7,47	7,39	7,39	7,39	7,43	7,41	7,5	8,11	7,97
T (°C)	22,8	29,8	30,2	30,9	32,03	33,1	34,1	34,5	34,7	35	35,4	35,5	35,5	35,8	35,9	35,8	34,8	34,7
NH4-N(OL)mg/L		27,2	26,5	25	26,1	26,8	27,5	24,7	23,6	20,4	16,6	13,2	9,81	5,45	2,46	1,36	1,296	1,285
Alcalinidade	236	376	436		406		440	436		370		366		272		248	236	

Tabela 50 – Monitoramento do Ciclo 4F

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1430	DEC 1440
DQOT(mg/L)	303	467																
DQOS(mg/L)	166	133	58		79		70	43		47			61			36	30	46
SST (mg/l)	52	396	368				296	380			380					336		244
COT (mg/L)	75	47	35		31,7		34	16		17,1	16		17,6			15	13	15
DBOt (mg/L)	196	173	218				173	194								84	35,6	
NTKf (mg/L)	53,8	44,2	47,6				38,1	41,4			41					18,5	16,2	
NH4-N (mg/L)	45	20,2	19,5				21	18,6			11,7					1,98	0,96	0,84
NO2-N (mg/L)	0	0,71	0		0		0	0,73		2,36	3,36		5,35			6,03	0	0
NO3-N (mg/L)	0,6	2,47	0,02		0,11		0	0,13		1,78	3,24		5,98			13	21,1	20,6
acetato (mg/L)	91,48	73,46	62,24		51,85		56	0		0	0		0			0	0	0
cloreto (mg/L)	56,4	114,1	116,4		120,5		121	113		120,1	121		125			122	111	107
fosfato (mg/L)	31,32	20,26	19,28		21,56		23,5	20,2		20,41	19,9		19,2			17,6	17,3	16,9
OD(mg/L)	0,07	0,04	0,07		0,12		0,12	4,44		5,02	4,53					5,48	7,53	6,7
PH	7,14	8,37	8,53		8,39		8,2	8,14		7,46	7,4		7,37			7,32	7,81	7,71
T (°C)	18,89	25,72	26,21		28,65		31,2	32		32,67	32,6		32,4			31,5	30,4	30,4
NH4-N(OL)mg/L	62	28,54	29,61		28,88		29,7	25,3		22,37	19		13,8			2,3	0,74	0,73
Alcalinidade	292	333	336		346		374	340		334			308			188	196	

APÊNDICE H - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa G.

Tabela 51 – Monitoramento do Ciclo 1G

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C26 1430	DEC 1440
DQOT(mg/L)	492	873															
DQOS(mg/L)	256	210	215		223		202	180	119	111	98		100		81	77	77
COT (mg/L)	67,2	54,1	62,3		50,6		42,3		16,9		14		16,6		16,8	14,2	19,5
DBOt (mg/L)	nt	nt	nt				259		184						51,6	33,2	
SST (mg/l)	16	480	1864				444		452		424				460	428	2828
NTKf (mg/L)		50,4	35,3				35,3								5,6		
NH4-N (mg/L)	38,3	22,4	23,4		22		23,7		19,4	14,8	12,6				5,755	1,36	0,63
NO2-N (mg/L)	0	0,4	0		0		0	0	0,35	2	2,4				6,39	0	0
NO3-N (mg/L)	0	1,66	0		0		0	0,58	0,05	1,7	2,96				12,25	18,73	18,02
acetato (mg/L)	76,698	81,926	97,603		75,465		69,819	63,877	0	0	0				0	0	0
cloreto (mg/L)	56,069	145,7	143,67		143,26		160,63	150,73	156,72	159,25	138,12				147,49	146,8	141,05
fosfato (mg/L)	22,17	17,65	18,94		21,59		28,15	24,55	20,24	18,73	16,13				16,57	14,71	15,08
OD(mg/L)	0,04	0,33	0,15		0,2		0,13	0,12	3,11	4,92	5		4		4,55	7,02	5,45
PH	6,96	7,76	8,42		8,5		8,3	8,26	8,3	7,63	7,6		7,59		7,59	8,47	8,41
T (°C)	19,8	26,54	27,12		29,38		31,53	31,87	32,76	33,86	34,22		34,41		34,14		30,42
NH4-N(OL)mg/L	38,1				25,75		27,21	27,2	22,19	19,57	17,08		12,05		3,452		
Alcalinidade	244	460	604				604	550	556	490			486		394	392	

APÊNDICE I - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Estratégia H.

Tabela 52 – Monitoramento do Ciclo 1H

Variáveis	EB 0	Mistura 0	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1430	DEC 1440
DQOT(mg/L)	437																	
DQOS(mg/L)	210	217	245		209		217	125		67,8	59,3		87			73	48	54
COT (mg/L)	59,5	68	66		63		56	44		13	16		16			19	13	15
DBOt (mg/L)																		
SST (mg/l)	92	388	2568				1772	488			440					464	472	2516
NTKF(mg/L)	52,1	70	60				44,2	44,8			42					21,8	7,28	
NH4-N (mg/L)	32	24,4	22		17		21	22		13	9		5,7			1,8	0,6	1,4
NO2-N (mg/L)	0	0	0		0		0	0		2,97	4,91		7,31			8,98	0,17	0
NO3-N (mg/L)	0	0	0,14		0,48		0,24	0,08		0,42	1,29		2,55			6,16	14,54	14,82
acetato(mg/L)	74,284	154,66	115,8		140,6		121,94	86,21		0	0		0			0	0	0
cloreto (mg/L)	52,089	188,16	167,7		183,8		189,43	180,59		178,3	167,1		165,5			191	182,9	183,3
fosfato(mg/L)	22,106	15,286	16,3		25,21		22,1	20,78		15,5	13,79		13,06			14,3	13,45	13,23
OD(mg/L)	0,4	0,18	0,19		0,1		0,31	1,82		3,63	3,97		4,04			6,21	6,99	4,66
PH	6,77	7,67	8,36		8,3		8,28	8,5		7,33	7,35		7,38			7,66	8,34	8,32
T (°C)	16,88	24,12	24,78		27,16		29,38	30,3		32,56	33,09		33,25			32,8	30,95	30,83
Alcalinidade	282	434	388		400		454	470		396			334			302	302	

Tabela 53 – Monitoramento do Ciclo 2H

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C26	DEC
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	1430	1440
DQOT(mg/L)		817																
DQOS(mg/L)	237	286	453				204	113		64	43		56			47	50	55
COT (mg/L)	71	90	76		66		66	26		22	15		15			16	18	16
DBOt (mg/L)	234	243	489				317	163								70	33	
SST (mg/l)	104	396	2384				1048	156			430					448	428	
NTKF(mg/L)	52,1	54,3					63,3	33,4			21,8					6,2	25,2	
NH4-N (mg/L)	35	27	26,1		23		20	20,4		11,5	10,5		6			0,9	0,9	1,62
NO2-N (mg/L)	0	0	0		0		0	0		4,27	4,47		8,24			9,13	0,23	0,15
NO3-N (mg/L)	0,13	0,21	0,07		0,07		0,07	0,07		1,09	0,95		2,13			4,57	13,02	11,96
acetato (mg/L)	89,04	207,02	147,3		120,1		136,8	22,25		0	0		0			0	0	0
cloreto (mg/L)	55,251	212,131	202,9		164,1		185,3	194,5		197,9	181,3		186,4			186,1	196,2	179,41
fosfato (mg/L)	23,02	19,96	19,83		18,1		22,11	23,21		17,18	15,69		14,46			13,26	12,52	11,79
OD(mg/L)	0,16	0,32	0,13		0,08		0,05	0,36		3,84	4,01		4,3			6,43	4,48	4,84
PH	6,7	7,55	7,81		7,76		7,82	8,38		7,34	7,28		7,45			7,66	8,28	8,29
T (°C)	20,18	26,75	27,13		29,94		32,21	32,9		34,42	35,12		34,86			34,04	31,23	32,29
Alcalinidade	264	480	434		492		474	482		432			400			306	334	

APÊNDICE J - Resultados obtidos no reator piloto, referente à Etapa I.

Tabela 54 – Monitoramento do Ciclo 1I

Variáveis	EB 0	Mistura 10	C1 30	C2 60	C3 120	C4 180	C5 240	C6 270	C7 300	C8 360	C9 420	C10 480	C11 540	C12 600	C13 660	C14 720	C26 1430
DQOT(mg/L)	626	904															
DQOS(mg/L)	279	305	260		235		229	129					87			102	72
COT (mg/L)	77,2	94,3	82,3		75,2		66,6	69,5		18,7	21,1		20,3			21,6	17,3
DBOt (mg/L)	321	362	290				272	234								61,6	28,8
SST (mg/l)	160	360	348				348	344			284					340	320
NTKF(mg/L)	65	56	52,1				55	41,4			24,1					16,2	9,2
NH4-N (mg/L)	38,4	29,6	25		28,2		27,2	22,8		18,6	17,4		13			7,6	2,05
NO2-N mg/L	0	1,24	0		0		0,19	0		1,88	4,78		5,94			7,73	5,35
NO3-N mg/L	0	4,17	0,5		0,08		0	0		0,17	0,48		0,54			1,22	9,42
acetato mg/L	82,789	228,646			164,55		124,56	44,529		0	0		0			0	0
cloreto (mg/L)	55,621	202,203			199,78		191,84	186,12		188,16	191,35		202,1			183,5	192,8
fosfato (mg/L)	28,373	25,955			26,609		27,925	36,778		26,707	26,969		26,57			21,04	20,15
OD(mg/L)		1,8	0,23		0,07		0,07	4,52		4,81	5,65		5,08			5,92	7,34
PH	6,72	7,52	7,9		7,96		8,03	8,52		7,64	7,5		7,66			7,64	8,31
T (°C)	16,9	23,9	24,4		26,4		28,8	29,4		30,9	31,5		32			31,2	29,5
Alcalinidade	338	496	550		538		480	546		540	464		430			368	346

Tabela 55 – Monitoramento do Ciclo 2I

Variáveis	EB	Mistura	C1	C2	C3	C4	C5	C6	C7	C8	C9	C10	C11	C12	C13	C14	C15	C26
	0	10	30	60	120	180	240	270	300	360	420	480	540	600	660	720	780	1430
DQOT(mg/L)	550																	
DQOS(mg/L)	213,1	331,22	247,76		239,6		101,1	145		116,6	90,3					97,2		87,6
COT (mg/L)	53,8	91,2	76,2		69,3		66,7	36,9		21,2	20		18,5			18		17
DBOt (mg/L)	240	296	276				265	216								47,6		24
SST (mg/l)	112	260	264				228	256			272					284	32	32
NTKF(mg/L)	83,4	48,2	48,7				49,5	43,7			34,2					19,6		19
NH4-N (mg/L)	50,8	37,6	33		37		32,7	33,1		26,6	22,8		16,3			9,73	0,71	0,71
NO2-N (mg/L)	0	0,84	0		0		0	0		2,51	3,54		8,72			14,2	6,86	
NO3-N (mg/L)	0,16	1,53	0,15		0		0	0		0,16	0,36		0,8			1,66	11,42	
acetato (mg/L)	87,365	185,881	153,46		146,1		130,9	50,42		0	0		0			0	0	
cloreto (mg/L)	52,979	195,826	180,22		193,2		186,7	181,8		181,2	184,9		194,8			187	180,6	
fosfato (mg/L)	28,057	21,541	23,22		26,12		30,55	27,61		24,07	24,03		24			22,4	19,07	
OD(mg/L)	0,1	0,32	0,18		0,27		0,18	1,14		5,01	5,46		4,96			5,36	7,76	7,76
PH	7,15	8,04	8,65		8,54		7,98	8,18		7,33	7,2		7,17			7,06	7,76	7,76
T (°C)	18,94	27,09	27,6		29,7		31,6	32,14		33,19	33,66		33,87			34	32,43	32,4
ORP (mv)																		
Alcalinidade	366	500	496		552		554	516		480	454		412			326		294

ANEXOS

ANEXO I – Metodologia para Determinação de Proteínas – Método de Lowry et.al., 1951

1. Princípio

O método baseia-se na formação de um complexo azul entre as ligações peptídicas e as curvas de sais sobre a redução do Folin aos agrupamentos fenóis dos constituintes das proteínas (tirosina).

2. Reagentes

- Reagente A

2g Na₂CO₃

+ 0,02 g de tartarato duplo de sódio e potássio em 100 de NaOH 0,1N.

- Reagente B

0,5g de CuSO₄ concentrado em 100 mL de água destilada.

- Solução AB

50 mL do reagente A + 1 mL do reagente B (preparar somente antes da dosagem).

- Reagente de Folin 1N, conservar ao abrigo de luz.
- Solução padrão de soro de albumina bovina (BSA): 100 mg/L conservar à 4°C. 10mg BSA em 100 mL de água destilada, adicionar cuidadosamente água no balão volumétrico para evitar a formação de bolhas. Conservar sob refrigeração.

3. Extração de proteínas do biofilme com NaOH 1N a 80°C

- 5 mL da amostra solução padrão de BSA ou de amostra;
- 5 mL de NaOH 1N;
- agitar e cobrir com papel alumínio;
- deixar em banho-maria a 80°C durante 30 minutos;
- agitar com ultra-som por 10 minutos;
- deixe esfriar e retire 1mL da amostra a ser dosada; repita os passos do protocolo a partir do segundo item.

4. Curva Padrão

Preparar uma série de soluções de BSA de 10 a 100 mg/L, a partir de uma solução de BSA de 100 mg/L.

BSA (mg/L)	Volume de BSA (mL)	Volume de NaOH 1N (mL)
0	0	1,0
10	0,1	0,9
30	0,3	0,7
50	0,5	0,5
80	0,8	0,2
100	1,0	0

5. Protocolo

Em um tubo de ensaio colocar:

- 1 mL da solução de proteínas a dosar ou da solução padrão (no caso de preparação da curva padrão);

- 3 mL da solução AB;
- agitar ao vortex e esperar 10 minutos ao abrigo da luz;
- adicionar 0,3 mL do reativo de Folin 1N;
- agitar imediatamente ao vortex (a reação não dura mais que alguns segundos);
- deixar 30 minutos ao abrigo da luz;
- leia a densidade ótica de 760 nm e trace a curva padrão (a leitura deve ser em menos de 30 minutos).