

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

*CONTROLE OPERACIONAL DE REATOR EM BATELADAS
SEQÜENCIAIS (RBS): AJUSTES NA CONCENTRAÇÃO DE
OXIGÊNIO DISSOLVIDO VISANDO A REMOÇÃO DE
NUTRIENTES*

FELIPE CASTELLANI THANS

FLORIANÓPOLIS

2008

FELIPE CASTELLANI THANS

***CONTROLE OPERACIONAL DE REATOR EM BATELADAS
SEQÜENCIAIS (RBS): AJUSTES NA CONCENTRAÇÃO DE
OXIGÊNIO DISSOLVIDO VISANDO A REMOÇÃO DE
NUTRIENTES***

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

Orientadora: Prof. Dr. Rejane H. Ribeiro da Costa

Co-Orientadora: Prof. Dr. Heike Hoffmann

FLORIANÓPOLIS

2008

Thans, Felipe Castellani

**Controle Operacional de Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS): Ajustes na
Concentração de Oxigênio Dissolvido Visando a Remoção de Nutrientes.** Felipe Castellani

Thans – Florianópolis, 2008.

x, 105f.

Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Santa Catarina. Centro Tecnológico.
Programa de Pós Graduação em Engenharia Ambiental.

1. Tratamento de esgotos domésticos. 2. Sistemas de Lodos Ativados. 3. Reator em
Bateladas Seqüenciais. 4. Nitrificação. 5. Desnitrificação.



TERMO DE APROVAÇÃO

“Controle Operacional de Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS): Ajustes na Concentração de Oxigênio Dissolvido Visando a Remoção de Nutrientes”.

Felipe Castellani Thans

A Dissertação 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

MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL

Aprovado por:

Prof. Paulo Belli Filho, Dr.

Prof.^a. Delmira Beatriz Wolff, Dr.^a.

Prof.^a. Heike Hoffmann, Dr.^a
(Co-orientadora)

Prof. Sebastião Roberto Soares, Dr.
(Coordenador do PPGEA)

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

FLORIANÓPOLIS, SC – BRASIL
Agosto/2008.

AGRADECIMENTOS

Seria impossível a realização deste trabalho sem que houvesse a colaboração de inúmeras pessoas ao longo deste importante momento.

O meu profundo agradecimento:

À Professora Rejane Helena Ribeiro da Costa que, com grande competência, orientou-me nesta importante etapa na minha vida. O seu apoio, compreensão e aconselhamentos foram extremamente importantes para meu crescimento pessoal e profissional.

À Professora Heike Hoffmann, pela co-orientação e por representar à mim um exemplo de domínio de conhecimento.

Ao Engenheiro Christoph Platzer pela confiança sempre dispensada à mim e ao meu trabalho. Sua competência profissional é um exemplo para minha carreira.

À minha noiva Caroline de Liz pelo amor e paciência necessários nos momentos difíceis desta etapa e também pelo apoio dedicado, principalmente nesta reta final.

À todos os colaboradores da Rotária do Brasil, empresa que me apoiou neste trabalho e que tenho orgulho em colaborar na sua constante evolução. Agradecimento especial ao Roberto, operador da ETE e para quem fui companhia nem sempre agradável durante dias inteiros.

Aos meus pais, Clari e Emílio à quem devo poder chegar à este nível de formação pessoal, principalmente de caráter e educação.

Ao restante da minha família, mas não menos importantes: meus tios Maria e Victor pela participação importantíssima nas minhas realizações e minha irmã Caroline e meu cunhado Ocimar, pelo apoio e conselhos incondicionais.

Aos bolsistas, importantes nessa trajetória e que sem o seu auxílio o trabalho seria inviável. Dentre eles, o meu obrigado à Aninha Laura, à Letícia Gazola e ao Anderson.

À Heloísa Fernandes, o meu muito obrigado pela realização das análises de FISH, as quais considero uma arte.

Ao Eng. Luiz Lamego, companheiro no mestrado, pela amizade e grande apoio, principalmente nas análises no DIONEX.

À Engenheira Dra. Rosane Hein de Campos, pelo exemplo de competência e dedicação afim de atingir os objetivos de sua vida. Meu agradecimento aos teus conselhos valiosos.

À Arlete e à dona Eliane pela dedicação àqueles que se utilizam do LIMA, laboratório mantido por elas em uma tarefa impecável.

Ao PPGEA pelo auxílio e oportunidade de crescimento pessoal àqueles que ingressam no programa.

RESUMO

Na última década, o sistema de tratamento de esgotos domésticos por lodos ativados perdeu espaço entre outros processos devido à necessidade de utilização de grandes quantidades de energia. Entretanto, os altos índices de eficiência de remoção de nutrientes o levam a ser o tratamento mais indicado para atender as mais severas exigências da legislação ambiental. Com o objetivo de otimização deste processo, procurando implementar a nitrificação-desnitrificação simultânea (NDS), foram realizados estudos sobre a operação de um reator em bateladas seqüenciais em escala real. Para isto foram executada duas etapas, em condições diferentes de concentração de OD, sendo monitorados seus parâmetros básicos de operação, a fim de verificar a eficiência de remoção de carga orgânica e de nutrientes, e também a velocidade de consumo de oxigênio por meio de respirometria. Na Etapa I, onde foi mantida a concentração de OD abaixo de 0,6 mg/L, a relação A/M, em média, manteve-se em 0,04 kg/kg.d e a carga aplicada média foi de 0,10 kgDQO/m³.d. Nesta etapa, obteve-se as melhores condições operacionais com pH acima de 7,0 e boa sedimentabilidade do lodo. A eficiência de desnitrificação foi satisfatória variando entre 37% e 79%. A remoção de carga orgânica manteve-se entre 86% e 94% e de amônia-N entre 80% e 92% (exceto para um ponto discrepante de 22%). Na Etapa II, onde foi mantida a concentração de OD acima de 0,6 mg/L, a relação A/M em média manteve-se em 0,07 kg/kg.d e a carga aplicada média foi de 0,20 kgDQO/m³.d. Nesta etapa, obteve-se oxidação de amônia-N com eficiências entre 95% e 100%, porém com quantidades de nitrato-N no efluente do RBS variando entre 17 e 41 mg/L. A eficiência de desnitrificação caiu em relação à Etapa I, ficando abaixo de 27%. Houveram problemas como consumo elevado de alcalinidade, levando a baixos valores de pH, prejudicando a decantabilidade do lodo. Da Etapa I para a Etapa II, a velocidade de consumo de oxigênio reduziu-se em torno de 50%, o consumo de alcalinizante dobrou e o consumo de energia aumentou, em média, 6.000 kWh por mês de operação. O controle operacional, com objetivo de atingir a simultaneidade das reações de nitrificação e desnitrificação, se mostrou uma alternativa eficiente na redução dos custos operacionais do reator RBS operado em escala real para tratamento de esgotos domésticos.

Palavras-Chave: Reator em bateladas seqüenciais, nitrificação e desnitrificação simultâneas, aeração, OD, controle operacional.

ABSTRACT

In the last decade, the system of wastewater treatment by activated sludge enabled lost space between other processes because of the need of using large quantities of energy. Meanwhile, the high rate of efficiency of removal of nutrients has led it to be the most appropriate treatment to meet the more stringent requirements of environmental legislation. In order to optimize this process, trying to implement simultaneous nitrification-denitrification (SND), studies were performed on the operation of a reactor in scale sequencing batch mode. To this were implemented two steps, in terms of concentration of different OD, and monitored their basic parameters of operation in order to check the efficiency of removal of organic load and nutrients, and also the rate of oxygen consumption through respirometry. In Stage I, where was kept the DO concentration below 0.6 mg/L, the F/M average has remained at 0.04 kg/kg.d and the applied load average was 0.10 kgDQO / m³.d. At this stage, was obtained from the best operating conditions with a pH above 7.0 and good sediments of sludge. The efficiency of denitrification was satisfactory ranging between 37% and 79%. The removal of organic load has remained between 86% and 94% and ammonium-N between 80% and 92% (except for one point discrepant 22%). In Stage II, where he was kept the DO concentration over 0.6 mg / L, the F/M average has remained at 0.07 kg / kg.d and the applied load average was 0.20 kgDQO/m³.d. At this stage, was achieved oxidation of ammonia-N with efficiencies between 95% and 100%, but with quantities of nitrate-N in the effluent of RBS ranging between 17 and 41 mg / L. The efficiency of denitrification reduced on the Stage I, being between 0% and 27%. There have been problems such as high consumption of alkalinity, leading to low levels of pH, damaging the sludge settling. From Stage I to Stage II, the oxygen uptake rate reduced around 50%, the consumption of lime doubled and energy consumption has increased by an average of 6,000 kWh per month of operation. The operational control in order to achieve the simultaneity of reactions of nitrification and denitrification, was an efficient alternative in reducing the operational costs of SBR for treatment of domestic sewage.

Key-words: Sequencing Batch Reactor, simultaneous nitrification-denitrification, aeration, DO, operation control.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2 - Fases do sistema SBR.....	25
Figura 3 - Progressão temporal da oxidação da matéria orgânica. (Von SPERLING, 1996).....	28
Figura 4 - Ciclo do N em ambientes aquáticos. Fonte: adaptado de U. S. EPA (1993).....	30
Figura 5 - Correlação entre amônia-N, eficiência de desnitrificação e alcalinidade. Fonte: Adaptado de HOFFMANN <i>et al.</i> (2007).....	38
Figura 6 - Esquema das resistências associadas à transferência e ao consumo de oxigênio. (GONÇALVES <i>et al.</i> , 2001).....	43
Figura 7 - Representação da variação de Q_{O_2} com C, segundo a equação de Monod (SCHMIDELL, 2001).....	47
Figura 8 - Fluxograma do Sistema de Esgotamento Sanitário do Loteamento Madri.....	50
Figura 9 - Esquema das fases do ciclo.....	52
Figura 10 – Desenho esquemático do <i>Aerador Turbo Jato</i> utilizado na aeração do sistema. Fonte: Manual do Equipamento.....	53
Figura 11 - Variação da concentração de O_2 dissolvido com o tempo, durante a execução do método respirométrico. (SCHMIDELL, 2001).....	60
Figura 12 - Concentrações de DQO_T , DQO_S e NH_4-N do esgoto bruto durante o estudo.....	66
Figura 13 - Comportamento da Concentração média de OD durante os ciclos.....	67
Figura 14 - Concentrações de OD, NH_4-N e NO_x-N na ciclo monitorado em 15/06.....	70
Figura 15 - Concentrações de NH_4-N e NO_x-N no ciclo monitorado em 22/06.....	71
Figura 16 - Médias das Concentrações de DQO e OD na Etapa I.....	72
Figura 17 - Concentrações médias de PO_4-P durante os ciclos da Etapa I....	72
Figura 18 – Respirograma obtido no dia 17/05.....	74
Figura 19 – Respirograma obtido no dia 02/06.....	74
Figura 20 - Respirograma obtido no dia 08/06.....	74
Figura 21 - Respirograma obtido no dia 15/06.....	75

Figura 22 - Respirograma obtido no dia 22/06.....	75
Figura 23 - Concentrações médias de OD durante os ciclos da Etapa II.....	77
Figura 24 - Concentrações de OD, NH ₄ -N e NO _x -N no ciclo monitorado em 13/07	79
Figura 25 - Concentrações de OD, NH ₄ -N e NO _x -N no ciclo monitorado em 16/08	80
Figura 26 - Concentrações de DQOs e OD médias para a Etapa II	80
Figura 27 - Concentrações médias de PO ₄ -P durante os ciclos da Etapa II...	81
Figura 28 - Respirograma obtido no dia 29/06.....	82
Figura 29 - Respirograma obtido no dia 13/07.....	82
Figura 30 - Respirograma obtido no dia 27/07.....	82
Figura 31 - Respirograma obtido no dia 03/08.....	83
Figura 32 - Respirograma obtido no dia 16/08.....	83
Figura 33 - Comparação entre as Etapas da desnitrificação, remoção de NH ₄ - N e conc. de NO ₃ -N no efluente.	88
Figura 34 - Concentrações de NH ₄ -N, NO ₂ -N e NO ₃ -N no efluente.....	89
Figura 35 - Representação de VL, IVL e QO ₂ X nas duas etapas	91
Figura 36 - Eficiência de remoção de fósforo durante as duas etapas.	92

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Decantabilidade do lodo de acordo com IVL.....	23
Tabela 2 - Requisitos mínimos de nutrientes	23
Tabela 3 - Resistências associadas ao transporte e ao consumo de oxigênio	43
Tabela 4 - Valores da concentração crítica de O ₂ dissolvido para alguns microrganismos (adaptado de SCHMIDELL, 2001)	48
Tabela 5 - Esquema geral da operação do reator 1 e seu monitoramento	53
Tabela 6 - Organização do Estudo.....	55
Tabela 7 - Descrição das sondas utilizadas na detecção dos microrganismos presentes no lodo do reator 1 pela técnica de FISH.	58
Tabela 8 - Categorias quantitativas da biomassa hibridizada	59
Tabela 9 – Características médias do esgoto bruto durante o estudo	65
Tabela 10 - Valores médios de OD, pH e Alcalinidade durante a Etapa I	68
Tabela 11 - Concentrações médias das formas amônia-N, nitrito-N e nitrato-N na Etapa I.....	68
Tabela 12 - Valores de QO ₂ X, SST e QO ₂ para a Etapa I.....	75
Tabela 13 - Valores de VL, IVL e SST na Etapa I	76
Tabela 14 - Valores médios de OD, pH e Alcalinidade na Etapa II	78
Tabela 15 - Concentrações médias de NH ₄ -N e NO _x -N durante a Etapa II	78
Tabela 16 - Resultado dos testes respirométricos na Etapa II	84
Tabela 17 - Valores de VL, IVL e SST na Etapa II	85
Tabela 18 - Resultados da análise de FISH para a Etapa II	85

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

A/M	Relação alimento por microrganismo
APHA	American Public Health Association
$C_{ENTRADA}$	Concentração do afluente do reator
$C_{SAÍDA}$	Concentração do efluente do reator
C/N/P	Relação carbono/nitrogênio/fósforo
$CaCO_3$	Carbonato de Cálcio
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CTC	Centro Tecnológico
DBO_5	Demanda Bioquímica de Oxigênio de 5 dias
DQO_S	Demanda Química de Oxigênio Solúvel
DQO_T	Demanda Química de Oxigênio Total
$DQO:N$ ou DQO/N	Relação da Demanda Química de Oxigênio e Nitrogênio
ENS	Engenharia Sanitária e Ambiental
ENT.	Entrada
Eq.	Equação
FATMA	Fundação do Meio Ambiente de Santa Catarina
Fig.	Figura
IVL	Índice Volumétrico de Lodo
LABEFLU	Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos
LIMA	Laboratório Integrado de Meio Ambiente
MO	Matéria Orgânica
$NH_4 - N$	Íon Amônio ou Nitrogênio Amoniacal expresso como nitrogênio
$NO_2 - N$	Nitrito expresso como nitrogênio
$NO_3 - N$	Nitrato expresso como nitrogênio
$NO_x - N$	Compostos do nitrogênio na forma oxidada (nitrito + nitrato) expresso como nitrogênio

OAF	Organismos Acumuladores de Fosfato
OD	Oxigênio Dissolvido
pH	Potencial Hidrogeniônico
PO ₄ -P	Fosfato expresso como fósforo
PPGEA	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental
RBS	Reator em batelada seqüencial
SND	<i>Simultaneous nitrification-denitrification</i>
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais
T (°C)	Temperatura em graus Celsius
U.S. EPA	United States Environment Protection Agent
V ₀	Volume estacionário de um RBS
V _F	Volume de troca a cada ciclo de um RBS
VL	Volume de Lodo
V _S	Volume do lodo quando sedimentado
V _T	Volume total do reator
E	Eficiência de Remoção (%)
σ ²	Desvio Padrão

SUMÁRIO

AGRADECIMENTOS.....	v
RESUMO.....	vii
ABSTRACT.....	viii
LISTA DE FIGURAS.....	vi
LISTA DE TABELAS.....	viii
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS.....	ix
1 INTRODUÇÃO.....	14
2 OBJETIVOS.....	18
2.1 Geral	18
2.2 Específicos.....	18
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	19
3.1 Sistema de Lodos Ativados.....	19
3.1.1 Histórico	19
3.1.2 Lodos Ativados.....	19
3.1.3 Reator em Bateladas Sequenciais (RBS).....	25
3.2 Reações Bioquímicas Envolvidas no Tratamento de Esgotos	28
3.2.1 Remoção da Matéria Orgânica	28
3.2.2 Remoção de Nutrientes	30
3.2.3 Reações de Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas	39
3.3 Respirometria	43
1.1.1 Transferência de Oxigênio	43
3.3.1 Respiração Microbiana	47
4 MATERIAIS E MÉTODOS.....	51
4.1 Estação de Tratamento de Esgotos Loteamento Madri.....	51
4.2 Medição de Oxigênio Dissolvido	55
4.3 Automação do Sistema.....	55
4.4 Organização do Estudo	56
4.5 Análises Físico-químicas.....	57

	12
4.6	Respirometria 60
4.6.1	Determinação da velocidade específica de respiração (QO ₂)..... 62
4.7	Métodos de Cálculo..... 62
4.7.1	Eficiências de Remoção..... 63
4.7.2	Eficiência de Nitrificação 63
4.7.3	Eficiência de Desnitrificação 64
4.7.4	Eficiência de Remoção de Nitrogênio..... 64
4.7.5	Carga orgânica volumétrica aplicada – COV..... 65
5	RESULTADOS 66
5.1	Caracterização do esgoto bruto..... 66
5.2	Etapa I..... 67
5.2.1	OD/pH 68
5.2.2	Série Nitrogenada 69
5.2.3	DQO _S e Ortofosfato..... 72
5.2.4	Respirometria..... 74
5.3	Etapa II..... 77
5.3.1	OD / pH 78
5.3.2	Série Nitrogenada 79
5.3.3	DQO _S e Ortofosfato..... 81
5.3.4	Respirometria..... 82
5.3.5	Análise de FISH 86
5.4	Comparações entre Etapa I e Etapa II 88
5.4.1	Avaliação do consumo de energia entre as etapas..... 93
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES..... 95
6.1	Fatores operacionais básicos ligados ao processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas - SND..... 96
6.2	Parâmetros indicando a qualidade do efluente tratado e a cinética de degradação biológica..... 97
6.3	Recomendações 98
7	REFERÊNCIAS 100

1 INTRODUÇÃO

Durante as últimas décadas do século passado e no início deste, as cidades brasileiras atingiram um nível de crescimento extremamente alto, denso e desordenado, o que dificulta muito a garantia de saneamento às populações. Isso se tornou um desafio à Engenharia Sanitária, tanto em relação à eficiência de depuração dos processos de tratamento, quanto à redução de custos de operação e manutenção das instalações.

De acordo com a Lei Federal n.º 10.257 de 2001, denominada de Estatuto das Cidades, em seu Artigo 2º, a política urbana brasileira deve dar subsídios para promover a garantia do direito a cidades sustentáveis para as presentes e futuras gerações, assim como adotar padrões de produção, consumo de bens, prestação de serviços e expansão urbana compatíveis com os limites da sustentabilidade ambiental, social e econômica do Município e do território sob sua área de influência. Desta forma, a adoção de sistemas adequados de tratamento de esgotos nas grandes áreas urbanas, que promovam o saneamento ambiental com redução dos gastos energéticos vai ao encontro do objetivo do Estatuto das Cidades e, em consequência, a garantia de cidades sustentáveis no futuro.

Dentre os inúmeros problemas enfrentados na manutenção da saúde ambiental das populações urbanas do país, está o processo de eutrofização em reservatórios localizados em meio à zona urbana e utilizados para captação de água para o abastecimento público e também para contenção de enchentes. A ocorrência de eutrofização natural em ambientes aquáticos lênticos, como é o caso destes reservatórios, é lenta, e o ecossistema se mantém em equilíbrio. Entretanto, na maioria dos casos, nestes tipos de ambientes a eutrofização é consequência do lançamento de esgotos não tratados, ou tratados sem

eficiência, e ocorre de forma acelerada, interrompendo ciclos químicos e biológicos, causando a sua total degradação.

O primeiro relato da ocorrência de eutrofização em reservatórios brasileiros foi feito por Palmer (1969), citado por Tucci e Sant'Anna (2003), para o Lago Paranoá em Brasília. A eutrofização é causada pela presença de compostos de nitrogênio e fósforo no meio líquido e que servem como nutrientes para o metabolismo de algas, causando a proliferação destas principalmente na superfície dos corpos hídricos.

A formação de algas pelo processo de eutrofização causa principalmente dois problemas ambientais de alta relevância, citados amplamente na literatura especializada. O primeiro, resultante da capacidade das algas, principalmente dos gêneros *Cylindrospermopsis* e *Lyngbya*, de regular a sua flotabilidade, podendo acumular considerável biomassa nos primeiros centímetros da coluna d'água, impedindo a transferência de luz para o interior do reservatório. O segundo é causado pela propriedade de tais algas produzirem toxinas que provocam a mortandade de vários tipos de organismos, inclusive mamíferos (PINTO-COELHO *et al.*, 1994).

O processo de tratamento de efluentes por Lodos Ativados tem sido muito utilizado, visando melhorar a qualidade de vida nas grandes, médias e pequenas cidades, como uma forma de tratamento a nível secundário com alta eficiência no consumo da matéria orgânica e, sobretudo, na remoção de nutrientes. O princípio do tratamento é a intensificação do processo biológico que ocorre naturalmente em meios líquidos de diversos ecossistemas, pela incorporação de oxigênio artificialmente na massa líquida, método também chamado de aeração forçada.

Entretanto, a necessidade de uma grande quantidade de energia para essa intensificação do processo torna o tratamento de esgotos por Lodos Ativados um tanto oneroso sob o ponto de vista econômico e o da produção energética.

Como uma variante do processo de Lodos Ativados, o Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS) possui a mesma capacidade para o tratamento secundário visando remoção de nutrientes em esgotos domésticos. Porém, leva vantagem por ser um sistema flexível, podendo seu funcionamento em ciclos ser adaptado: (1) às necessidades dos níveis de eficiência de tratamento, (2) em função da vazão de esgotos e da carga orgânica afluyente, bem como (3) ao consumo de energia.

O processo de tratamento biológico em reator RBS já foi tema de inúmeros trabalhos realizados no âmbito do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental (PPGEA) da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), no qual está inserido este trabalho. Em pesquisa realizada em um RBS em escala piloto, Costa (2005) obteve resultados indicando a estabilidade do sistema em termos de remoção de nutrientes, principalmente remoção biológica de fósforo, e na observação da microbiologia do lodo ativado. Estudando RBS híbridos, uma variação do sistema em bateladas com a inserção de um meio suporte para fixação da biomassa, os trabalhos de Wolff (2005) e Souto (2007) mostraram o aumento da capacidade de tratamento ao ampliarem a concentração da biomassa no interior do reator, mantendo a mesma relação alimento/microrganismo, demonstrando a potencialidade dos reatores em bateladas seqüenciais. Na Estação de Tratamento de Esgotos do Madri, objeto desta dissertação, foram realizados diversos trabalhos, inclusive com relação à nitrificação-desnitrificação simultâneos. Resultados positivos foram encontrados por Hoffmann *et al.* (2007a) quando a concentração de OD estava entre 0,6 e 1,0 mg/L, com boa decantabilidade do lodo e presença de protozoários indicadores de boas condições operacionais.

No contexto da utilização dos reatores RBS para remoção eficiente de nutrientes como nitrogênio e fósforo, os processos de nitrificação e desnitrificação são elementares. Atualmente, esses processos são concebidos em fases diferentes em cada ciclo dos RBS. Por outro lado, estudos têm revelado que os processos de nitrificação-desnitrificação podem ocorrer simultaneamente (SND) em um único reator (JU *et al.*, 2007; TRIVERDI & HEINEN, 2000 *apud* JU *et al.*, 2007), seja devido à ocorrência de micro zonas

anóxicas/aeróbias dentro do floco de lodo; ou devido à presença de macro zonas anóxicas/aeróbias dentro do reator biológico; ou ainda, devido à presença de novos tipos de microrganismos, como por exemplo *Thiosphaera pantotropha*, que podem realizar nitrificação-desnitrificação simultâneas (SND) sob condições aeróbias (ROBERTSON *et al.*, 1988). Alguns grupos de bactérias, como por exemplo, *Pseudomonas aeruginosa* e nitrificantes como *Nitrosomonas europea* e *N. eutropha*, conseguem também realizar desnitrificação aeróbia, sob condições de baixas concentrações de oxigênio dissolvido (DAVIES *et al.*, 1989; CHEN *et al.*, 2003; ZART *et al.*, 1996 *apud* JU *et al.*, 2007).

O processo SND apresenta vantagens pelo fato de não necessitar de fases alternadas de reações anóxicas/aeróbias, simplificando a operação do reator e por ocorrer em concentrações mais baixas de oxigênio dissolvido, há uma necessidade menor de aeração, relativa à carga aplicada. O processo também ajuda na manutenção de um pH relativamente neutro no reator, sem a adição de uma fonte externa de ácido ou base. A alcalinidade consumida durante a nitrificação é parcialmente recuperada pela desnitrificação (GRADY *et al.*, 1999).

Embora tenha muitas vantagens, o processo SND ainda tem vários desafios quanto ao seu dimensionamento, controle e operação. O estágio de tratamento em um simples tanque com mistura constante e as baixas concentrações de OD, necessárias ao bom funcionamento do processo, são variáveis que podem levar a ocorrência de intumescimento (*bulking*) do lodo (MARTINS *et al.*, 2004) e queda no seu desempenho.

Dentro desse contexto foi realizado o presente estudo em um reator em bateladas seqüenciais em escala real. O objetivo é aperfeiçoar o processo de tratamento de efluente doméstico em reator RBS, melhorando a sua eficiência na remoção de matéria orgânica e nutrientes, promovendo a nitrificação-desnitrificação simultâneas (SND), com menores custos de operação, incluindo-se consumo reduzido de energia para operação deste tipo de sistema.

2 OBJETIVOS

2.1 Geral

Avaliar o controle operacional de um Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS), em escala real, em função da concentração de oxigênio na massa líquida, visando aumentar a eficiência no processo de remoção de nutrientes.

2.2 Específicos

A fim de atingir o objetivo geral, definiram-se os seguintes objetivos específicos:

- Avaliar o comportamento da concentração de oxigênio dissolvido (OD) dentro do reator RBS enquanto reações de nitrificação e desnitrificação ocorrem simultaneamente (processo SND - *Simultaneous Nitrification and Denitrification*);
- Caracterizar a cinética das reações biológicas através de respirometria;
- Avaliar a eficiência da ETE em estudo, integrada a um programa de redução do consumo de energia empregada no processo.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Sistema de Lodos Ativados

3.1.1 Histórico

Os primeiros registros da utilização de aeração de esgotos para aceleração das reações de oxidação da matéria orgânica datam da década de 1880 com os estudos do Dr. Angus Smith. A primeira utilização do termo lodos ativados é atribuída à Arden e Lockett quando, após experiências conduzidas no Manchester Sewage Works publicaram seu artigo em 3 de maio de 1914. Anteriormente, outros experimentos foram realizados por Clark e Adams em 1914 e Clark e Gage durante 1912 e 1913, observando o crescimento de organismos cultivados em garrafas e tanques preenchidos com materiais inertes (METCALF & EDDY, 2003).

Inicialmente funcionando em regime de bateladas pelo nível de simplicidade dos conhecimentos, foi logo substituído pelo processo contínuo em função da necessidade de redução de mão-de-obra para operação (SANTOS *et al.*, 2006).

3.1.2 Lodos Ativados

O Sistema de tratamento de esgotos por Lodos Ativados é um dos mais completos processos concebidos para o tratamento biológico de esgotos domésticos e industriais. Por quase um século, foi o sistema mais usual para a remoção do carbono orgânico, e nas décadas mais recentes, tem sido usado

com sucesso para remoção do nitrogênio e do fósforo. Hoje, os sistemas de fluxo contínuo de lodos ativados quase sempre garantem um desempenho satisfatório para esgotos convencionais, com o mínimo de supervisão e manutenção. Apesar da prática substancial e da experiência acumulada, as exigências são cada vez maiores na qualidade do efluente tratado, o que promove a necessidade de alta remoção dos nutrientes junto com o carbono orgânico e desafia seriamente a eficiência dos sistemas (ARTAN & ORHON, 2005).

Basicamente, o processo de tratamento por lodos ativados é composto por quatro etapas:

- Um reator onde ocorrem as reações bioquímicas inerentes à atividade biológica de microorganismos, organizados em flocos em suspensão, e sob aeração artificial;
- Separação das fases líquida e sólida (lodo ativado) no tanque de sedimentação;
- O retorno do lodo sedimentado para o reator, a fim de manter o tempo de residência celular e a concentração de biomassa;
- A necessidade da retirada periódica de lodo produzido em excesso.

No tanque de aeração, a biomassa em suspensão, se utiliza do substrato afluente como fonte de energia para seu crescimento e multiplicação e realiza um fenômeno chamado de biofloculação que proporcionará a separação entre fases. O monitoramento de parâmetros como concentração de oxigênio dissolvido, pH, alcalinidade, concentração de sólidos, relação alimento microorganismo (A/M) no interior do reator, é importante para a manutenção da boa qualidade do efluente tratado.

A biofloculação é um processo onde as células microbianas são agregadas às outras partículas presentes no esgoto. A adesão físico-química das células com outras partículas e a formação de colônias pela divisão celular são fatores importantes para que o fenômeno aconteça. Entretanto, entre 5 e

20% da matéria orgânica presentes no floco são devido às células bacterianas, o restante é composto principalmente pelo que se chama de substâncias poliméricas extracelulares (na terminologia inglesa são chamadas de *extracellular polymeric substances* ou EPS) (FRØLUND *et al.*, 1996 citados por WILE'N *et al.*, 2008).

As EPS mantêm, em uma matriz orgânica, vários microorganismos em conjunto com fibras, partículas orgânicas e inorgânicas, bem como diversos colóides. Desta forma, cria-se um ambiente que possibilita grande proximidade dos microorganismos ao material orgânico que será aprisionado e digerido por enzimas extracelulares (LASPIDOU & RITTMANN, 2002).

No decantador secundário, os flocos formados pela biofloculação no reator serão então separados da fase líquida. Variáveis como pH, alcalinidade e compostos tóxicos afetarão a biofloculação, a estabilidade do floco e, conseqüentemente, a qualidade do efluente clarificado.

A partir do decantador secundário, a fase sólida retornará ao tanque de aeração. O retorno do lodo proporciona o aumento do tempo de permanência dos sólidos no sistema, também chamado de tempo de retenção celular ou idade de lodo e, em casos de dimensionamento para remoção de nutrientes, serve para o retorno de subprodutos produzidos no tanque de aeração. Eventualmente, o excesso de lodo produzido devido ao crescimento celular será descartado do sistema e encaminhado deste para o tratamento de biossólidos.

Tanto para o dimensionamento quanto para a operação de sistemas de lodo ativado, alguns parâmetros são indispensáveis, tais como (Von SPERLING, 1997):

Tempo de retenção celular ou idade de lodo: define o tempo de permanência de uma célula microbiana no interior do reator. É expresso da seguinte forma:

$$\text{idade de lodo} = \frac{\text{massa de sólidos no sistema}}{\text{massa de sólidos produzida por unidade de tempo}}$$

Os valores típicos da idade de lodo para o sistema convencional de lodos ativados variam entre 4 e 10 dias, enquanto que para o sistema de aeração prolongada a idade de lodo está entre 18 e 30 dias.

Relação Alimento/Microrganismo (A/M): também tem a denominação de carga de lodo, é baseada na eficiência do sistema. Desta forma quanto mais DBO fornecida a uma mesma quantidade de biomassa (elevada relação A/M), menor será a eficiência na degradação desta carga orgânica. De outra forma, quanto menos DBO for fornecida maior será a avidéz pelo alimento e, conseqüentemente, maior será a eficiência. A desvantagem de uma A/M menor é a necessidade de um volume maior do reator.

Os valores típicos segundo Von Sperling (1997) para a relação A/M no sistema convencional são de 0,3 e 0,8 kgDBO₅/kgSSV.d, já no sistema de aeração prolongada este valor fica entre 0,08 e 0,15 kgDBO₅/kgSSV.d. Enquanto Metcalf & Eddy (2003) afirmam que, para sistemas de aeração prolongada, a relação está em torno de 0,04 g substrato/g biomassa.d e para sistemas de alta taxa é de 1,0 g substrato/g biomassa.d.

Carga Orgânica Aplicada: definida como a quantidade de DBO ou DQO aplicada no tanque de aeração por dia. Expressa em kgDBO ou DQO/m³.d, varia entre 0,3 e 3,0 kgDBO /m³.d. Em geral, altas cargas orgânicas aplicadas representam requisito elevado de oxigênio por unidade de volume (METCALF & EDDY, 2003).

Produção de sólidos: a produção bruta de biomassa é expressa de duas formas. A primeira de acordo com a assimilação de substrato, o crescimento é proporcional à quantidade de alimento disponível para o metabolismo. A relação pode ser expressa como na Equação 3.1:

$$\text{taxa de crescimento} = Y \cdot \text{taxa de remoção de substrato} \quad (\text{Eq. 3.1})$$

Onde Y é o coeficiente de produção celular determinado pela relação entre massa de sólidos em suspensão voláteis produzidos (SSV) e massa de DBO removida. Em geral os valores de Y, de acordo com Von Sperling (1997) situam-se entre 0,5 e 0,7 gSSV/g DBO₅ removida, já para Metcalf & Eddy (2003) situam-se entre 0,3 e 0,5 gSSV/g DQO removida.

A segunda forma de expressar a produção de sólidos é pela equação de Monod em função da concentração de biomassa e concentração de substrato em um determinado instante. A velocidade de crescimento é dada pela Equação (3.2):

$$\mu = \mu_{MÁX} \cdot \frac{S}{K_S + S} \quad (\text{Eq. 3.2})$$

Onde:

$\mu_{MÁX}$ = velocidade de crescimento específico máxima (d⁻¹)

S = concentração de substrato (gDBO₅/m³)

K_S = constante de meia saturação, a qual é definida como a concentração do substrato para a qual $\mu = \mu_{MÁX}/2$ (gDBO₅/m³)

Segundo Metcalf & Eddy (2003), os valores típicos de $\mu_{MÁX}$ e K_S a 20 °C, em lodos ativados para tratamento de esgotos domésticos, são de 1,5 a 5,0 d⁻¹ para $\mu_{MÁX}$ e de 25 a 100 mgDBO₅/L para K_S .

Demanda de Oxigênio: a concentração de oxigênio no interior do reator deve ser mantida em função da demanda do processo biológico. A primeira, pela oxidação da matéria orgânica carbonácea, por sua vez dividida na necessidade de oxidação do carbono orgânico para a síntese bacteriana e na necessidade gerada pela respiração endógena das células. A segunda fica por conta do processo de nitrificação. A NBR 570 preconiza como valores de demanda de oxigênio para lodos ativados convencional o valor de 1,5 kgO₂/kgDBO₅ afluyente e para sistemas de aeração prolongada o valor de 2,5 kgO₂/kgDBO₅. Metcalf & Eddy (2003) afirmam que o requisito de oxigênio

apenas para remoção de DBO está entre de 0,9 e 1,3 kgO₂/kg DBO removida, enquanto que para a oxidação da amônia-N são necessários 4,57 gO₂/gN.

Índice Volumétrico de Lodo (IVL): medido em mL/g, é o volume ocupado por um grama de lodo após a decantação do licor misto por um período de 30 minutos. Usado para verificar a decantabilidade do lodo e ajustar a vazão de retorno de lodo do decantador para o tanque de aeração. Para Von Sperling (1997) o valor do IVL pode ser relacionado à decantabilidade conforme apresentado na Tabela 1.

Tabela 1 - Decantabilidade do lodo de acordo com IVL

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

Fonte: adaptado de Von Sperling (1997)

Requisitos de Nutrientes: para um eficiente desempenho na remoção da matéria orgânica do sistema de lodos ativados, a relação entre matéria carbonácea e outros nutrientes é muito importante. Em geral, os esgotos de origem doméstica atendem esses requisitos, quanto aos efluentes industriais, em casos de falta de algum desses nutrientes há a necessidade de complementação com uma fonte externa. A Tabela 2 resume os requisitos mínimos para que nitrogênio e fósforo não sejam fatores limitantes no processo de tratamento.

Tabela 2 - Requisitos mínimos de nutrientes

Lodos Ativados	Relação entre os nutrientes (em massa)		
	DBO5	N	P
Convencional	100	4,3 - 5,6	0,9 - 1,2
Aeração Prolongada	100	2,6 - 3,2	0,5 - 0,6

Fonte: adaptado de Von Sperling (1997)

3.1.3 Reator em Bateladas Seqüenciais (RBS)

A necessidade de inovações para o atendimento de níveis de eficiência cada vez mais severos, os avanços na tecnologia de equipamentos e processos, o conhecimento avançado no campo da microbiologia e a necessidade de redução dos custos operacionais levaram o processo de lodos ativados a uma contínua evolução na sua história. O Reator em Bateladas Seqüenciais, ou RBS, é talvez o mais promissor e a mais viável das modificações para os lodos ativados propostas hoje, para a remoção do carbono e de nutrientes orgânicos.

Devido à sua simplicidade e flexibilidade de operação, o RBS tornou-se bastante popular. O princípio dos reatores em bateladas seqüenciais, como se conhece atualmente surgiu no início dos anos 70 no tratamento biológico de águas residuárias e consiste na incorporação de todas as unidades, processos e operações normalmente associados ao tratamento tradicional de lodos ativados - decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária – em um único tanque. Assim, esses processos e operações passam a ser simplesmente seqüências no tempo, e não unidades separadas como ocorrem nos processos convencionais (VON SPERLING, 1997).

Originado da terminologia inglesa SBR ou “Sequencing Batch Reactor”, o processo incorpora um tanque de volume variável. O volume total (V_T , Figura 1) é composto de duas frações independentes. A primeira, chamada de volume estacionário (V_0), compreende o volume de lodo sedimentado (V_S) diluído no volume de efluente tratado não retirado. A segunda fração compreende o volume que é retirado ou enchido a cada ciclo (V_F).

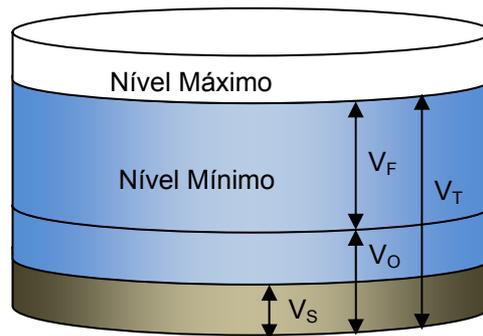


Figura 1 - Representação esquemática de um SBR. Adaptado de Artan e Orhon (2005).

Como descrevem Artan e Orhon (2005), o processo de lodos ativados em bateladas envolve operação cíclica, em estado estacionário e com alimentação intermitente, durante períodos selecionados ou durante toda a duração do ciclo, com exceção nas fases de sedimentação e retirada. Usualmente, um ciclo no Reator em Bateladas Seqüenciais consiste de cinco fases, como esquematizado na Figura 2 (JORDÃO e PESSÔA, 2005).

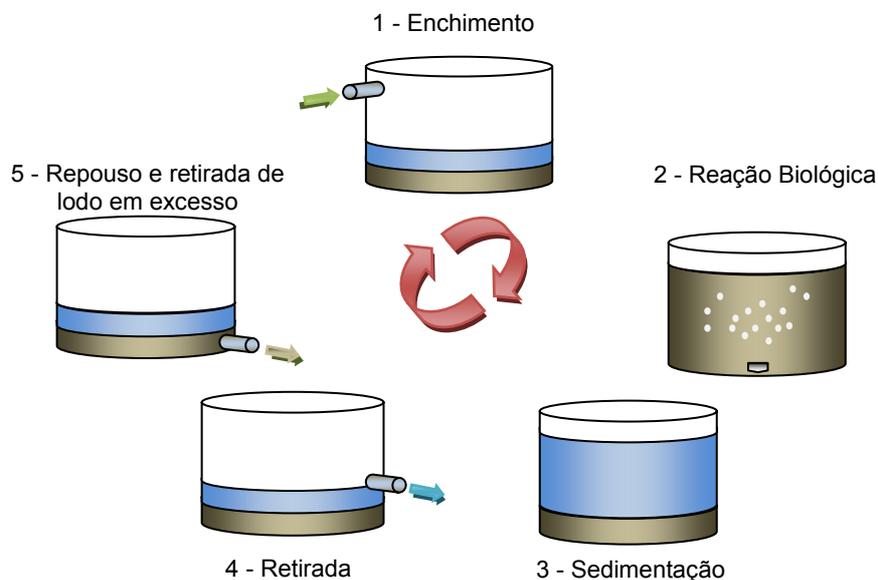


Figura 2 - Fases do sistema SBR

- 1- Fase de Enchimento: esgoto primário alimenta o tanque até o nível determinado pela operação ou de acordo com a disponibilidade. Os aeradores podem ser ligados ou permanecerem desligados.

- 2- Fase de Reação Biológica: aeradores ligados mantendo o fornecimento de oxigênio necessário às reações biológicas de consumo de matéria orgânica (MO) e à transformação da NH_4 . Quando o objetivo do tratamento é a nitrificação seguida da desnitrificação, a aeração deve ser interrompida durante a reação, para que prevaleçam condições anóxicas durante um período de tempo.
- 3- Fase de Sedimentação: os aeradores são desligados e os sólidos em suspensão sedimentam no interior do tanque até uma determinada altura da manta de lodo. A concentração de ST neste lodo pode alcançar de 6.000 a 8.000 mg/L. Nesta fase não é necessário decantador final nem equipamentos específicos para a sedimentação.
- 4- Retirada do Efluente: o efluente clarificado começa a ser retirado através de vertedor flutuante ou ajustável. É usual manter-se uma pequena altura de proteção do clarificado acima da manta de lodo, que se pode chamar de altura de transição.
- 5- Fase de repouso ou ajustes: usada para ajustar o tempo entre o fim de um ciclo e o início de outro. Pode ser utilizada, também para a retirada do lodo em excesso.

Segundo Metcalf & Eddy (2003), a porcentagem do tempo de cada período, em relação à duração do ciclo total, pode ser: enchimento = 25%, reação = 35%, sedimentação = 20%, decantação = 15% e repouso = 5%.

Ainda conforme esses autores, no tratamento de esgotos por RBS, o processo de remoção de nitrato pode ser realizado de diferentes formas. A redução do nitrato na fase de enchimento com mistura é um deles; pode ser citada também a aeração cíclica, alternando entre fases aeróbias e anóxicas e a operação com uma baixa concentração de OD, proporcionando nitrificação e desnitrificação simultâneas.

O processo de desnitrificação, durante um período com mistura e sem aeração fornece o meio mais eficiente na remoção do nitrato-N. Além disso, é

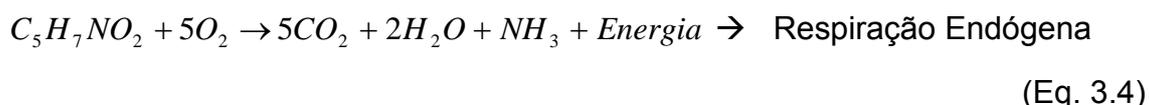
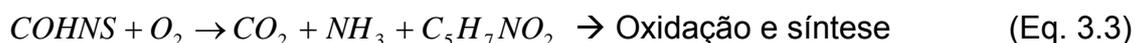
um esquema operacional que impede o desenvolvimento de organismos filamentosos. A maior parte do nitrato-N produzido durante o ciclo aeróbio precedente permanece no tanque. A massa do nitrato-N, restante do ciclo anterior, pode ser reduzida durante as fases de enchimento e reação, em meio anóxico, e onde há disponibilidade de carga orgânica (METCALF & EDDY, 2003).

3.2 Reações Bioquímicas Envolvidas no Tratamento de Esgotos

3.2.1 Remoção da Matéria Orgânica

Nos sistemas de tratamento biológico de esgotos ocorre a oxidação da matéria orgânica (M. O.) e, dependendo de condições favoráveis (pH, idade de lodo, temperatura), ocorre também a oxidação da matéria nitrogenada.

A conversão aeróbia da M. O. em compostos mais simples, consiste em um processo exotérmico, liberando também produtos inertes como o gás carbônico (CO_2) e a água (H_2O) (METCALF & EDDY, 2003). Durante a assimilação inicial, mais da metade da M. O. é oxidada (Equação 3.3) e o restante fica como reserva a ser utilizada na respiração endógena (Equação 3.4).



De uma maneira simplificada e desprezando-se mecanismos intermediários, pode-se dizer que as reações biológicas aeróbias ocorrem em uma seqüência, na qual predominam (ECKENFELDER, 1980):

Etapa inicial: síntese

Nesta etapa, a matéria orgânica é utilizada para atividades metabólicas de crescimento e obtenção de energia. Ocorre demanda de oxigênio e aumento da população de microrganismos.

Etapa subsequente: respiração endógena

É quando a matéria orgânica presente na água residuária encontra-se escassa, e devido à baixa disponibilidade de substrato, a fonte de alimento passa a ser o próprio protoplasma celular.

O oxigênio total consumido em ambas as fases é definido como a demanda última (DBO_u), podendo ser expresso também por meio da DQO. A Figura 3 apresenta a progressão temporal da oxidação da matéria orgânica.

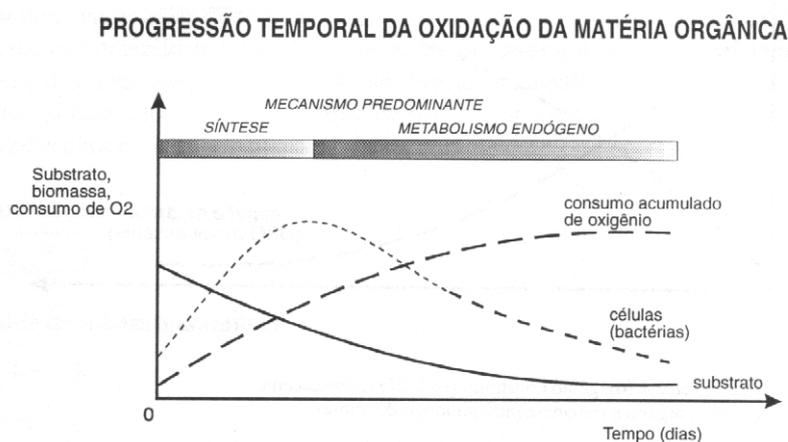


Figura 3 - Progressão temporal da oxidação da matéria orgânica. (Von SPERLING, 1996)

Na Equação 3.3, "COHNS" representa a matéria orgânica a qual serve como doadora de elétrons enquanto o oxigênio serve como aceptor nas reações aeróbias.

Como condições ideais para que ocorra a remoção ótima da matéria carbonácea tem-se a faixa de pH entre 6,0 e 9,0 e a concentração de oxigênio

dissolvido em torno de 2,0 mg/L, sendo que acima de 0,5 mg/L já se tem ocorrência de reações de degradação (METCALF & EDDY, 2003).

3.2.2 Remoção de Nutrientes

A massa total de nitrogênio presente na Terra circula dentro da biosfera entre os quatro principais nichos: atmosfera, hidrosfera, crosta terrestre e matéria dos organismos vivos e mortos.

Infelizmente, a hidrosfera tornou-se um depósito para grande parte do excesso de nitrogênio resultante da intensa atividade humana. Em conseqüência, surgiram efeitos indesejáveis deste acúmulo de nitrogênio no ambiente aquático. O nitrogênio em suas várias formas pode reduzir a concentração de oxigênio dissolvido, estimular o crescimento de organismos aquáticos danosos aos ecossistemas, apresentar perigo à saúde pública e afetar a possibilidade de reuso de efluentes (U. S. EPA, 1993).

3.2.2.1 Ciclo do Nitrogênio nas Águas Superficiais

O nitrogênio pode estar presente em uma variedade de formas de compostos, dependendo do diferente estado de oxidação que este pode assumir.

De interesse ao controle ambiental têm-se os seguintes compostos: Amônia (NH_3), íon Amônio (NH_4^+), nitrogênio gasoso (N_2), íon Nitrito (NO_2^-) e o íon Nitrato (NO_3^-). A forma molecular, não ionizada, coexiste em equilíbrio com o íon amônia-N e a concentração de cada uma depende do pH e temperatura do sistema. Em níveis de pH abaixo da neutralidade há apenas uma pequena concentração de amônia-N (NH_3).

A transformação entre os compostos de nitrogênio pode ocorrer através de diversos mecanismos. São relevantes os mecanismos de fixação, amonificação, síntese, nitrificação e desnitrificação.

O ciclo do nitrogênio nas águas superficiais está ilustrado na Figura 4. Este mostra que o nitrogênio pode ser transferido para os corpos d'água por meio de precipitações atmosféricas e a conseqüente lavagem da atmosfera, lixiviação do solo, fixação algal, do nitrogênio gasoso e principalmente pela descarga direta de esgotos (U. S. EPA, 1993).

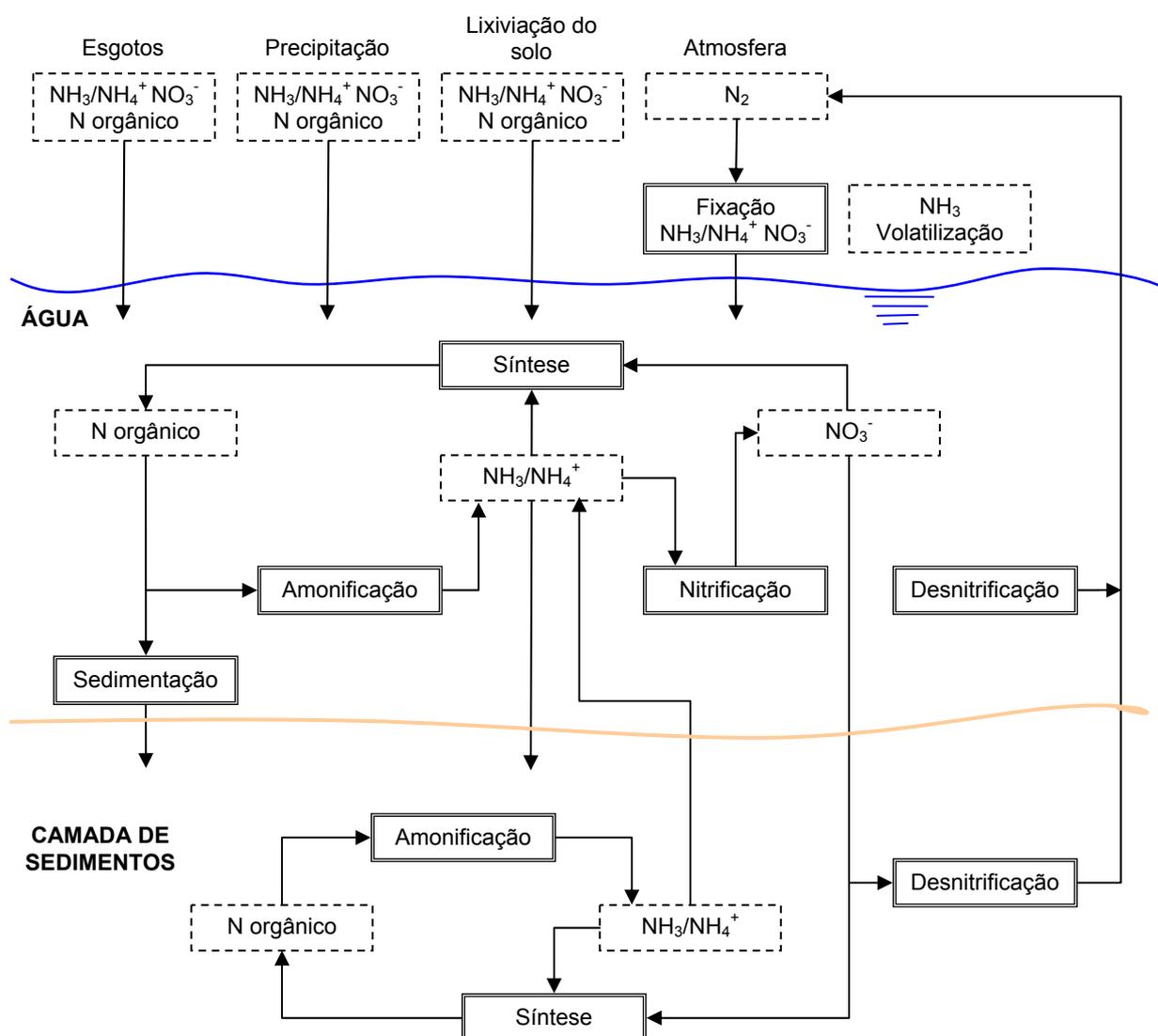


Figura 4 - Ciclo do N em ambientes aquáticos. Fonte: adaptado de U. S. EPA (1993).

3.2.2.2 Nitrificação

Ambos os processos químicos de nitrificação e desnitrificação são realizados pela biota bacteriana em ambientes aquáticos e seqüencialmente nesta ordem. Os primeiros registros destes processos datam do início do século passado através dos estudos de Beijerinck e Minkman (1910). Ao longo dos anos, os estudos foram intensificados atingindo um maior nível de complexidade, chegando às descobertas da desnitrificação aeróbia, nitrificação heterotrófica e desnitrificação por bactérias autotróficas nitrificantes por (ROBERTSON & KUENEN, 1990; BOCK *et al.*, 1995; MUNCH, LANT & KELLER, 1996; POCHANA & KELLER, 1999; RITTMANN B. & McCARTY, 2001).

Como principal exigência legal, a nível nacional, está a resolução do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) de número 357 de 17 de março de 2005 e, a nível estadual, o Decreto do Estado de Santa Catarina nº 14.250 de 5 de junho de 1981.

Quanto à Resolução nº 357/05 do CONAMA, esta limita em 20 mgN/L de nitrogênio amoniacal no lançamento de efluentes em corpos hídricos. Entretanto, no momento da redação desta dissertação, este parâmetro está como *não aplicável* em sistema de tratamento de esgotos sanitários, de acordo com o parágrafo 7º inserido pela Resolução nº 397 de 03 de abril de 2008 em seu Art. 2º. Esta mesma resolução dá prazo de 180 dias para a formação de um grupo que irá estudar novos limites aos parâmetros da Resolução nº 357/05, incluindo-se o nitrogênio amoniacal.

Quanto ao Decreto Estadual nº 14.250, este estipula em seu artigo 19, para o lançamento de efluentes tratados em corpos d'água lânticos, o limite máximo de nitrogênio total de 10 mgN/L.

A nitrificação, considerada como uma reação autotrófica de conversão da amônia-N em nitrito-N e este em nitrato-N, ocorre geralmente em ambientes aeróbios. Autores como Zhao *et al.* (1999) sugerem que a nitrificação em lodos

ativados é completa para baixas cargas orgânicas e longos períodos de idade de lodo.

No processo de nitrificação estão identificadas diversas espécies de bactérias nitrificantes responsáveis, porém em geral atribui-se à *Nitrosomonas europaea* a oxidação da amônia-N até nitrito-N e à *Nitrobacter agilis* a oxidação do nitrito até nitrato (VAN LOOSDRECHT and JETTER, 1998). Entretanto, em pesquisas recentes, comprova-se a existência de outro gênero predominante de bactérias oxidadoras de nitrito, *Nitrospira*.

Bactérias nitrificantes possuem uma taxa de crescimento menor que as bactérias heterotróficas que utilizam H_2 ou sulfetos como doadores de elétrons. Isto se deve à sua natureza quimiolitotrófica que faz com que a fração de elétrons destinada à síntese celular seja menor e desta forma, o seu coeficiente de crescimento celular seja também menor. Em resumo, a energia produzida no processo de nitrificação é menor e, conseqüentemente, seu crescimento também é menor (RITTMANN e McCARTY, 2001). Isto, segundo Henze *et al.* (2001), constitui-se como um dos principais problemas para a nitrificação em estações de tratamento de efluentes. Um crescimento mais lento da biomassa exige uma permanência maior das células no sistema, e por este motivo estações desenvolvidas para remoção de nutrientes necessitam um tempo de detenção celular (ou idade de lodo) mais longo.

A competição entre bactérias nitrificantes e heterótrofas por oxigênio dissolvido e espaço é constante nos lodos ativados. Para Rittmann & McCarty (2001), o valor da constante de saturação de oxigênio dissolvido relativamente alto das nitrificantes e a sua baixa taxa de crescimento colocam as primeiras em desvantagem. Estes fatores levam à necessidade de uma idade de lodo de 15 dias ou maior.

De acordo com os mesmos autores, no processo de lodos ativados, a manutenção de 15 dias ou mais de idade de lodo caracteriza extensão do tempo em que o lodo ativado é submetido à aeração, processo denominado no Brasil de Aeração Prolongada. Por esta razão, utilizam-se menores fatores de

segurança no dimensionamento de reatores. Com um tempo de retenção celular limite mínimo de 1 a 3 dias, o reator terá seu volume ampliado à fatores maiores que 10, entretanto a redução deste valor para menos de 10, aumentará o risco de redução de sólidos por perda ou inibição e conseqüentemente, a necessidade de maior atenção na operação do sistema (RITTMANN & MCCARTY, 2001).

As reações de nitritação, cujo gênero *Nitrosomonas* é o principal responsável, e de nitratação pelo *Nitrobacter* estão dispostas nas equações 3.5 a 3.7, respectivamente.

Nitritação (*Nitrosomonas*):



Nitratação (*Nitrobacter*):



Reação total de nitrificação



Segundo Metcalf & Eddy (2003), a quantidade de oxigênio utilizada na primeira reação, oxidação da amônia-N em nitrito-N, é de 3,43 g O₂/g de nitrito-N produzido e na segunda de 1,14 g O₂/g NO₂ oxidado à nitrato.

De acordo com os mesmos autores, outro requisito importante no processo de nitrificação é a alcalinidade do meio. Para Von Sperling (1997), um fato importante que ocorre é a formação de ácido, como subproduto do processo, que faz com que a alcalinidade no esgoto seja consumida. Para cada grama de nitrogênio-nitrato convertido, são necessários 7,14 g de alcalinidade CaCO₃. Em processos em que a nitrificação acontece praticamente por completo, o consumo de alcalinidade pode superar a capacidade tampão do meio e assim reduzir-lhe consideravelmente o valor do pH. Entretanto, não se tem dado importância a este fato, porque em muitos casos, o esgoto possui alcalinidade suficiente para manter o pH acima de 7,2, um valor registrado

como suficiente para nitrificação. Em valores abaixo de 6,8, a nitrificação é inibida ao ponto de reduzir a sua eficiência, por exemplo, em valores de pH entre 5,8 e 6,0 a taxa pode reduzir de 10 a 20 % relativamente à taxa em pH 7,0 (U. S. EPA, 2003). Para Henze *et al.* (1991), o pH ótimo para as nitrificantes fica entre 8,0 e 9,0.

Já Hoffman *et al.* (2001), estudando os efeitos da nitrificação em um RBS piloto, observaram que entre pH 6,0 e 6,8 protozoários que, em geral, são sensíveis a fatores importantes de operação, como falta de oxigênio e presença de substâncias tóxicas, desapareceram restando principalmente amebas. Abaixo de 6,5 os flocos de lodo ativado começaram a se desintegrar, resultando no aumento da turbidez do efluente e perda de massa celular. Finalmente, identificaram que, entre pH 6,0 e 6,2, a nitrificação foi afetada e também observaram o crescimento acentuado de conglomerados de bactérias (Zooglea) e bactérias livres em número elevado.

Também pela U. S. EPA (2003), a atuação dos organismos nitrificantes é inibida por certas formas de nitrogênio, como amônia-N livre (NH_3^+) e o ácido nitroso livre molecular (NHO_2). A amônia-N livre é inibidora das *Nitrosomonas* em concentrações de 0,1 a 1,0 mg/L e o ácido nitroso livre inibem tanto as *Nitrosomonas* quanto as *Nitrobacter* em concentrações de 0,22 a 2,8 mg/L.

O processo de remoção de nitrogênio pela nitrificação, estudado extensivamente nos últimos anos, conta atualmente com pesquisas que demonstram os benefícios da oxidação da amônia-N somente até nitrito-N e este desnitrificado. Anthonisen *et al.* (1976), Turk *et al.* (1989) e Abeling *et al.* (1992), citados por Van Loosdrecht e Jetter (1998), afirmam a possibilidade de inibir as bactérias oxidadoras de nitrito por mudanças no pH.

3.2.2.3 Desnitrificação

A recente exigência ambiental para baixas concentrações de nitrogênio nos efluentes das estações de tratamento de esgotos tem elevado a

importância para o processo de desnitrificação. No Estado de Santa Catarina, segundo o Decreto Estadual 14.250 de 5 de junho de 1981, a concentração máxima de nitrogênio total, para lançamento do efluente em corpos lânticos, é de 10 mgN/L, o que representa um desafio que exige processos de tratamento que desenvolvam etapas eficientes de nitrificação e sobretudo de desnitrificação. À nível nacional, o Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA), em sua resolução 357 de 17 de março de 2005, não limita a concentração de nitrogênio total no lançamento de efluentes em corpos hídricos, apenas limita a concentração do nitrogênio amoniacal já citado no item 3.3.2.2 deste.

Além da exigência legal, a importância e vantagens em se implementar uma etapa de desnitrificação no sistema de lodos ativados é o desenvolvimento de alcalinidade, redução da demanda de oxigênio dissolvido e a produção de um lodo ativado com melhores condições de sedimentabilidade e conseqüentemente, uma melhor qualidade do efluente tratado (U. S. EPA, 1993; HOFFMANN *et al.*, 2004).

O processo de desnitrificação acontece quando o nitrato formado na etapa de nitrificação é transformado por ação de bactérias heterótrofas em nitrito e deste para nitrogênio gasoso (p. ex. N_2 ou NO_2). Os microorganismos desnitrificantes fazem parte da massa heterotrófica que utiliza oxigênio ou nitrato facultativamente como receptor final de elétrons (HENZE, 1991). O processo envolve a transferência de elétrons de um doador de elétrons reduzido, por exemplo, um substrato orgânico, para um receptor de elétrons oxidado, por exemplo, oxigênio, nitrato, nitrito ou sulfato. Em condições anóxicas, cujas principais características são a baixa concentração de oxigênio e a presença de nitrato-N (NO_3^- -N), esses organismos utilizam-se deste em substituição ao oxigênio (U. S. EPA, 1993).

As etapas principais envolvidas na desnitrificação são descritas por Rittmann e McCarty (2001) como seguem:

Nitrato é reduzido a nitrito:



Nitrito é reduzido a óxido nítrico:



Óxido nítrico é reduzido a óxido nitroso:



Óxido nitroso reduzido a Nitrogênio Gasoso:



Ainda de acordo com as observações de Rittmann & McCarty (2001), as características cinéticas das bactérias desnitrificantes e heterótrofas são muito diferentes das autótrofas oxidadoras de amônia-N. Enquanto as nitrificantes destinam uma fração muito menor de energia ao crescimento, o que significa um crescimento celular mais lento e por isso requerem idades de lodo mais longas, as desnitrificantes se assemelham aos organismos que fazem a remoção da DBO em sistemas de tratamento de esgoto, com uma cinética de degradação mais acelerada e um crescimento celular mais acentuado.

Como fator limitante da desnitrificação tem-se a concentração de oxigênio dissolvido e a disponibilidade, no meio, de um composto orgânico doador de elétrons.

A presença de oxigênio fará com que a atividade das enzimas (Redutases) responsáveis pelas reações de desnitrificação seja inibida. Em culturas puras esta inibição ocorre em concentrações de oxigênio dissolvido de 0,2 mg/L e em sistemas de lodos ativados ocorre em concentrações entre 0,3 e 1,5 mg/L, provavelmente pelas limitações de difusão no floco de lodo ativado (BURDICK *et al.*, 1982 citado em U. S. EPA, 1993).

Como doador de elétrons e fonte de carbono, os substratos orgânicos são fatores limitantes na remoção de nitrogênio e determinantes no desenvolvimento das estações de tratamento. A lista de compostos é longa e qualquer um que seja degradado em presença de oxigênio pode também ser

degradado em presença de nitrito ou nitrato. Somente alguns compostos aromáticos, como benzeno, não servem como doador de elétrons pela dificuldade da enzima em romper o anel aromático (U. S. EPA, 1993). A relação C:N ideal, segundo Rittmann & McCarty (2001) é de 4 g DBO/g NO_3^- N removido e segundo Isaacs & Henze (1994) citados por Pochana e Keller (1999) é de 3,5 a 4,5 g DQO/g N removido.

Os compostos mais comuns utilizados como fonte de carbono são: glicose, ácido acético, metanol, etanol e, principalmente, substratos orgânicos presentes no esgoto doméstico.

A relação entre o pH e a alcalinidade com a desnitrificação também é importante. A concentração de ácidos produzida na nitrificação é então reduzida na desnitrificação. Em média, cerca de 3,57 g de alcalinidade como CaCO_3 é produzido por g de NO_3^- -N consumido (METCALF & EDDY, 2003). Porém, isto não é suficiente para restabelecer os 7,14 g de alcalinidade como CaCO_3 consumidos na reação de nitrificação e o valor do pH tenderá a reduzir-se. Segundo Rittmann & McCarty (2001), as bactérias desnitrificantes não são sensíveis às variações grandes de pH, valores fora da faixa entre 7,0 e 8,0 causarão somente a produção de produtos intermediários. Em tratamentos de esgotos com baixa alcalinidade, a necessidade de adição de algum alcalinizante é importante.

Hoffmann *et al.* (2007), realizando pesquisa em um reator em bateladas seqüenciais para remoção de nutrientes de esgoto doméstico, com alcalinidade média de entrada de 234 mg CaCO_3 /L e concentração média de amônia-N de 37 mg NH_4^+ -N/L, concluíram que este não possuía alcalinidade natural capaz de manter o valor de pH adequado, entretanto a eficiência de desnitrificação de 80% já garantiria uma recuperação de 50% da alcalinidade, ou seja, mais de 75 mg CaCO_3 /L e assim prevenir a queda do pH durante a operação do sistema e melhorar a qualidade do seu efluente. A partir daí originou-se o gráfico apresentado na Figura 5, que correlaciona a necessidade de desnitrificação de acordo com a quantidade de amônia-N afluente e também com a alcalinidade fornecida pelo esgoto bruto. Por exemplo, para uma concentração de entrada

de $30 \text{ mgNH}_4^+\text{-N/L}$ e alcalinidade de $225 \text{ mgCaCO}_3\text{/L}$, seria necessária uma eficiência de desnitrificação de 60%, para que a qualidade do efluente final não fosse prejudicada. Pelo mesmo gráfico, os autores afirmam que alcalinidade abaixo de $75 \text{ mgCaCO}_3\text{/L}$, mesmo com 100% de desnitrificação, não impediria a redução do valor do pH a níveis abaixo de 6,5, ou seja, indesejáveis.

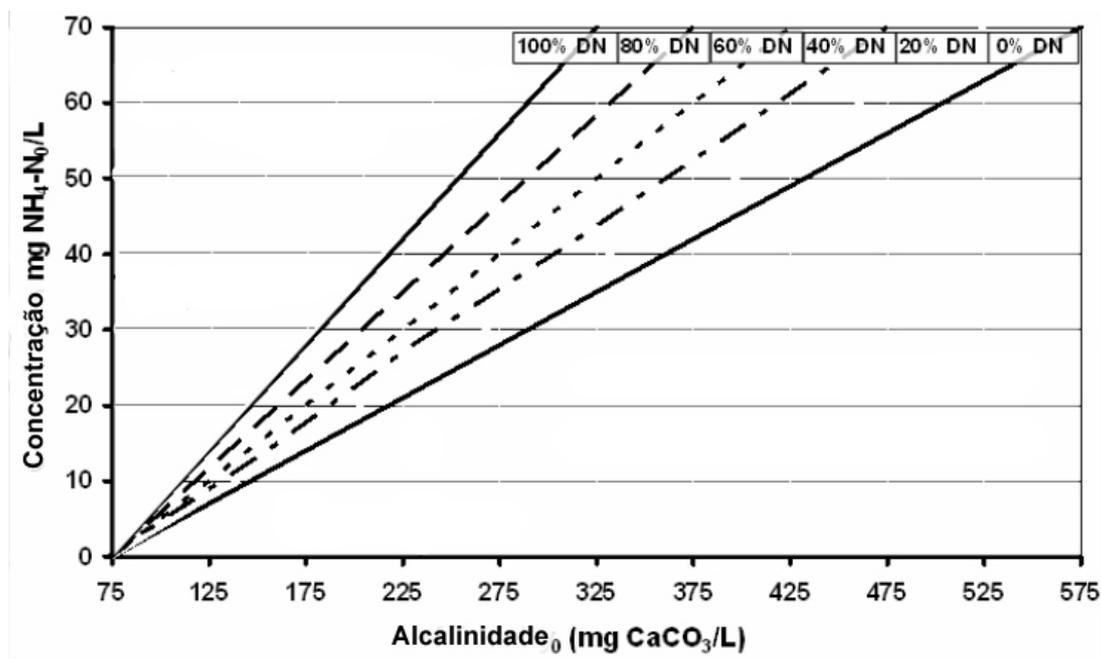


Figura 5 - Correlação entre amônia-N, eficiência de desnitrificação e alcalinidade. Fonte: Adaptado de HOFFMANN *et al.* (2007)

3.2.3 Reações de Nitrificação e Desnitrificação Simultâneas

As reações de nitrificação e desnitrificação simultâneas ou *simultaneous nitrification denitrification* (SND) da terminologia inglesa, não são novidade nos dias de hoje. Dados da década de 80, estudos envolvendo o assunto já eram frequentes, principalmente envolvendo a facultatividade no uso de oxigênio das bactérias heterotróficas nitrificantes.

Atualmente, aos conceitos desenvolvidos por diferentes teorias ao passar dos anos, têm se somado à idéia de economia de espaço e energia

empregados nos sistemas de lodos ativados dimensionados para remoção de nutrientes. Como afirma Bertanza (1997), a mesma eficiência de remoção de DQO e nitrogênio pode ser obtida através de processos de SND com redução de 20% do volume de reatores convencionais com pré- desnitrificação e 50% de economia de energia.

Dentre várias possibilidades, pode-se citar a desnitrificação curta chamada também de oxidação anaeróbia da amônia-N ou ANAMOX (ANAerobic AMMonium OXidation) (VAN LOOSDRECHT and JETTER, 1998), onde a presença simultânea de nitrogênio nas formas amoniacal e nitrito possibilita uma rota alternativa de desnitrificação, impedindo-se a completa nitrificação com a interrupção do processo na etapa de nitrificação. Desta forma em ambiente anaeróbio, a amônia-N serve de doador de elétrons. Este meio pode proporcionar redução de volume em reatores contínuos ou de tempo de ciclo em reatores em batelada (CASTRO, 2003).

Outro método estudado é o da nitrificação heterotrófica ou desnitrificação aeróbia. Neste, autores como Robertson & Kuenen (1992) sugerem que bactérias desnitrificantes aeróbias são também heterótrofas nitrificantes e convertem amônia-N diretamente em nitrogênio gasoso, como exemplo, a bactéria *Thiosphaera Pantotropha*. Segundo estes, comparando-se ainda com as autótrofas, as nitrificantes heterótrofas tendem a ter um crescimento mais rápido, requerem baixas concentrações de OD e toleram mais facilmente ambientes ácidos. Comparativamente, as desnitrificantes aeróbias têm baixas taxas de desnitrificação, porém possuem vantagens ecológicas em ambientes com variações entre períodos anóxicos e aeróbios (van NIEL, 1991; RICHARDSON e FERGUSON, 1992; ROBERTSON e KUENEN, 1990; BANG *et al.*, 1995; NEEF *et. al.*, 1996, citados por ZHAO *et al.*, 1999).

Van Loosdrech et al. (2000) desenvolveram a idéia de que as bactérias autótrofas e heterótrofas presentes na biomassa suspensa (flocos) ou fixa (biofilme), são distribuídas ao longo da profundidade do floco ou do biofilme. Isto acontece devido à diferença da velocidade de formação da biomassa entre

bactérias heterótrofas e as nitrificantes autótrofas, resultando normalmente em um floco/biofilme com uma camada heterotrófica no exterior e as nitrificantes no interior do mesmo.

Kaempfer *et al.* (2000), Satoh *et al.* (2003) e Stensel *et al.* (2001) citados por Ju *et al.* (2007) resumiram em três, os mecanismos responsáveis pelas reações simultâneas de nitrificação e desnitrificação, os quais são:

- Presença de zonas anóxicas/aeróbias microscópicas no interior do floco de lodo ativado: À medida que o oxigênio presente no meio líquido se difunde no floco este é consumido pelos organismos, criando um gradiente de concentração de OD, de forma que no interior do floco acontecem reações anóxicas de desnitrificação e na camada externa ocorrem reações de nitrificação devido à maior presença de oxigênio.
- Presença de zonas anóxicas/aeróbias macroscópicas no interior dos reatores: Comumente são formadas zonas com diferentes concentrações de oxigênio devido à não homogeneização do licor misto; por exemplo, perto de aeradores a concentração de oxigênio é maior.
- Presença de novos microrganismos: Robertson *et al.* (1998) relatam a existência da bactéria *Thiosfera Pantotropha* que nitrifica e desnitrifica, simultaneamente, sob condições aeróbias. Já em cultura de *Pseudomonas aeruginosa*, a desnitrificação aeróbia serviu como mecanismo de recepção de elétrons suplementar à respiração aeróbia (CHEN *et al.*, 2003 citados por JU *et al.*, 2007).

Metcalf & Eddy (2003) relatam experiências de elevados níveis de nitrificação e desnitrificação, ocorrendo simultaneamente, em sistemas com condições de baixo nível de OD (entre 0,10 e 0,40 mg/L). A baixa concentração de OD resultará em baixas taxas de nitrificação, pois o floco de lodo ativado será somente parcialmente aeróbio. Assim, apenas uma porção das bactérias nitrificantes estará ativa.

Turk & Mavinic (1986, 1989 apud KELLER *et al.*, 1997) relatam em suas pesquisas cerca de 40% de redução de DQO necessária para desnitrificação, velocidades de desnitrificação 63% maiores e uma produção celular 300% menor durante o crescimento celular anaeróbio.

Zhao *et al.* (1999) sugerem que a difusão completa do oxigênio presente no meio líquido para o interior do floco ocorre entre 0,6 e 2,5 mg/L ou acima disto, dependendo do tamanho do floco. Os mesmos autores afirmam ainda que, em condições em que a nitrificação autotrófica seria inibida, por exemplo, em condições com alta carga orgânica aplicada e baixas concentrações de OD, ainda assim ocorre nitrificação, porém de forma heterotrófica.

Com relação ao processo ANAMOX, Yoo *et al.* (1999) enumeram alguns fatores responsáveis pelo sucesso da inibição das reações de passagem de nitrito para nitrato, passando de nitrito diretamente a nitrogênio gasoso. A concentração de amônia-N livre, quantidade de hidroxilamina livre, pH, temperatura e concentração de OD são alguns dos fatores fundamentais.

Segundo os mesmos autores é importante criar um ambiente onde o oxigênio é escasso e o lodo está em contato íntimo com a concentração elevada de amônia-N livre presente no esgoto bruto. Esse contato é importante, pois uma pequena concentração deste já é suficiente para inibir a atuação das *Nitrobacter* responsáveis pela reação de transformação de nitrito a nitrato. De outro modo, a hidroxilamina ($\text{NH}_2\text{OH}/\text{NH}_3\text{OH}^+$), um produto intermediário produzido pelas Nitrosomonas, também tem a capacidade de inibir a atuação das *Nitrobacter*. Para Yoo *et al.* (1999), este último fator, acredita-se ser o maior e principal fator para as reações de passagem do nitrito diretamente à nitrato.

Para Münch *et al.* (1996), a concentração de OD em que é possível que a taxa de nitrificação seja próxima da taxa de desnitrificação, caracterizando eficiente nitrificação-desnitrificação simultânea (NDS), deve ficar em torno de 0,5 mg/L.

Ju *et al.* (2007), estudando SND em um sistema contínuo de lodos ativados em bancada, acompanharam a eficiência de remoção de nitrogênio aplicando-se aeração de forma cíclica em dois níveis de concentrações de oxigênio dissolvido (OD), sendo concentrações ao redor de 0,8 mg/L e concentrações abaixo de 0,2 mg/L. Nas concentrações menores que 0,2 mg/L, houve desnitrificação diretamente de nitrito a nitrogênio gasoso.

3.3 Respirometria

1.1.1 Transferência de Oxigênio

O oxigênio é um gás de baixa solubilidade no meio líquido. Por esse motivo é que nos métodos de tratamento de esgotos são necessários sistemas de aeração e agitação. A necessidade de acelerar o processo natural visa transferir o oxigênio da fase gasosa para o líquido e fazer com que este oxigênio chegue às células em uma velocidade de transferência que se iguale a este consumo para um determinado conjunto de microrganismos.

Entretanto, pode-se supor que existam algumas resistências a serem vencidas no transporte da fase gasosa até o consumo. Estas resistências podem ser divididas em três grupos de fatores: dissolução ou transferência do oxigênio gasoso para o líquido, a difusão do oxigênio até as células e o próprio consumo. (BORZANI, 1975). A Figura 6 ilustra essas possíveis resistências relacionadas na Tabela 3.

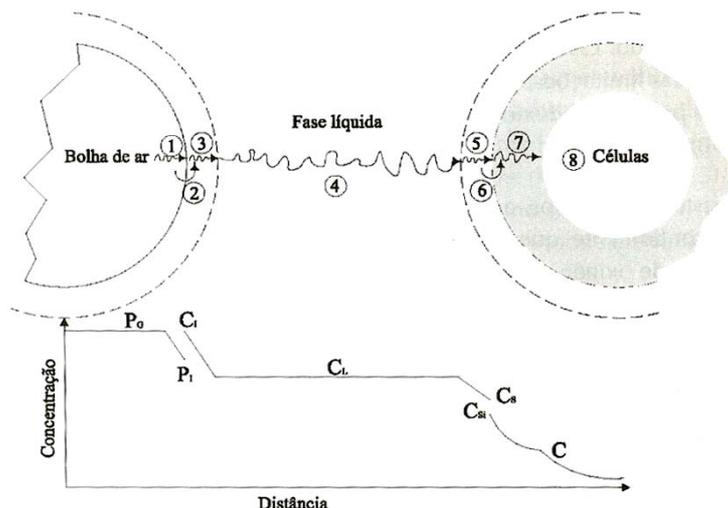


Figura 6 - Esquema das resistências associadas à transferência e ao consumo de oxigênio. (GONÇALVES *et al.*, 2001)

Tabela 3 - Resistências associadas ao transporte e ao consumo de oxigênio

Transporte de Oxigênio	
Resistências	Descrição
1	Resistência no filme gasoso dentro da bolha, entre o seio do gás na bolha e a interface gás-líquido.
2	Resistência na interface gás-líquido.
3	Resistência no filme líquido, próximo à interface gás-líquido, ao redor da bolha de gás.
4	Resistência no meio líquido associada à difusão do O_2 até a célula.
5	Resistência no filme líquido ao redor da célula (resistência externa).
6	Resistência na interface líquido-sólido, imposta pela membrana celular.
7	Resistência na fase sólida, devido à difusão do O_2 no citoplasma celular (resistência interna).
8	Resistência nos sítios de reação bioquímica (dentro dos microrganismos) e associada à velocidade de reação do consumo do O_2

FONTE: adaptado de GONÇALVES *et al.*, 2001.

Com relação ao fenômeno que ocorre na difusão do oxigênio para as células, existem diversas teorias que permitem o equacionamento da transferência de oxigênio. Dentre elas estão a *Teoria dos Dois Filmes* e a *Teoria da Penetração*, a primeira apresentada por Whitman (1923) e Lewis e Whitmann em 1924, e a segunda introduzida por Prandtl (BORZANI *et al.*, 1975). Porém é para a primeira delas que será dada mais ênfase neste

trabalho, pois, segundo Metcalf & Eddy (2003) permite equacionar a transferência de oxigênio em mais de 95% das situações encontradas.

A *Teoria dos Dois Filmes de Whitman's*, ou modelo de dupla resistência, afirma que na interface líquido-gás existem dois filmes, um gasoso e um líquido. O gás é absorvido e transportado, por difusão molecular e por convecção, pelo filme gasoso e posteriormente pelo filme líquido. As películas são estagnadas e têm espessura fixa.

Por esta Teoria, pode-se supor a existência de uma película gasosa estagnada entre o gás e a interface gás-líquido, na qual se localizaria a resistência ao transporte do oxigênio, caracterizada pelo inverso do coeficiente de transferência da película gasosa (κ_g). A transferência ocorre apenas por difusão, devido à diferença da pressão parcial de O_2 no interior da bolha (p_g) e na interface (p_i).

Ao mesmo tempo, supõe-se que entre o líquido e a interface localiza-se uma película estagnada, caracterizada pelo inverso do coeficiente de transporte na película líquida (κ_L). Aqui o fluxo de oxigênio depende, além do coeficiente de transferência, da existência de um gradiente entre a concentração de O_2 na interface (C_i) e a concentração de O_2 no líquido (C) (SCHMIDELL, 2001).

Admitindo que o sistema esteja em estado estacionário, em termos de transferência de oxigênio, pode-se escrever:

$$\eta_{O_2} = \frac{\text{gradiente}}{\text{resistência}} \quad (\text{Eq. 3.12})$$

Onde,

η_{O_2} = fluxo de oxigênio por unidade de área interfacial ($gO_2/m^2.h$)

resistência = inverso do coeficiente de transferência, κ_L .

então,

$$\eta_{O_2} = \kappa_g H(p_g - p_i) = \kappa_L H(p_i - p_{II}) = \kappa_g (C_s - C_i) = \kappa_L (C_i - C) \quad (\text{Eq. 3.13})$$

Onde,

H = constante de Henry ($\text{gO}_2/\text{m}^3 \cdot \text{atm}$)

p_i = pressão parcial de O_2 em um gás que estaria em equilíbrio com a concentração de oxigênio C no líquido, segundo a lei de Henry (atm).

Entretanto, como não há formas de se conhecer os valores relativos à interface gás-líquido, determinam-se os valores das concentrações no gás e no líquido. Assim, prefere-se trabalhar com um coeficiente global de transferência de oxigênio (que corresponderia à soma das resistências das duas películas). Ainda considerando que a resistência devido ao filme gasoso pode ser desprezada, pode-se considerar $p_g = p_i$ e em decorrência, $C_i = C_s$ (SCHMIDELL, 2001). Simplificando a Equação (3.13):

$$\eta_{O_2} = \kappa_L H(p_i - p_{II}) = \kappa_L (C_s - C) \quad (\text{Eq. 3.14})$$

Como esse fluxo de oxigênio está definido por unidade de área interfacial de troca de massa, área essa de difícil quantificação quando se tem um enorme número de bolhas no líquido, define-se:

$$a = \frac{\text{área interfacial de transferência de massa (m}^2\text{)}}{\text{volume total de líquido (m}^3\text{)}} \quad (\text{Eq. 3.15})$$

Assim,

$$\eta_{O_2} a = \kappa_L a H(p_i - p_{II}) = \kappa_L a (C_s - C) \quad (\text{Eq. 3.16})$$

onde: η_{O_2} = velocidade de transferência de oxigênio ($\text{gO}_2/\text{m}^3 \cdot \text{h}$)

$\kappa_L a$ = coeficiente volumétrico de transferência de O_2 (h^{-1})

Enfim, caso o sistema não esteja em estado estacionário e esteja havendo variação da concentração de O_2 dissolvido (C) em um tempo (t):

$$\eta_{O_2} a = \frac{dC}{dt} = \kappa_L a (C_0 - C) \quad (\text{Eq. 3.17})$$

Essa equação pode ser integrada, lembrando que para o instante de retomada da agitação e aeração, ou seja, para $t = t_1$ tem-se $C = C_{01}$, obtendo-se:

$$\ln\left(\frac{C_0 - C}{C_0 - C_{01}}\right) = -\kappa_L a \cdot (t - t_1) \quad (\text{Eq. 3.18})$$

Observa-se que ao se plotar $\ln(C_0 - C / C_0 - C)$ em função de t , deve-se obter uma reta cujo coeficiente angular fornece o valor de $\kappa_L a$.

3.3.1 *Respiração Microbiana*

Vencidas as resistências relacionadas ao transporte, as bactérias utilizam o oxigênio no seu processo de respiração.

Entende-se, por conseguinte, que a velocidade específica de respiração (Q_{O_2}) é definida pela equação:

$$Q_{O_2} = \frac{1}{X} * \frac{dO_2}{dt} \quad (\text{Eq. 3.19})$$

Onde,

Q_{O_2} = Velocidade específica de respiração ($gO_2/g_{cel} \cdot h$);

X = Concentração celular (g_{cel}/m^3);

$\frac{dO_2}{dt}$ = Velocidade de consumo de O_2 ($gO_2/m^3 \cdot h$)

A grandeza QO_2 introduz a característica biológica do sistema em estudo e depende dos microrganismos empregados, da composição do meio e das condições de pH, temperatura e saturação do OD (SCHMIDELL, 2001).

Na Figura 7 está ilustrada a relação entre o valor de QO_2 e a concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido (C). A Equação 3.20 do tipo Monod exprime essa relação.

$$QO_2 = QO_{2m\acute{a}x} * \frac{C}{K_o + C} \quad (\text{Eq. 3.20})$$

Onde,

$QO_{2m\acute{a}x}$ = Valor máximo de QO_2 ($gO_2/g_{cel}\cdot h$);

K_o = Constante de Saturação para o O_2 ($gO_2/m^3\cdot h$).

Observa-se que acima de uma dada concentração (C_{crit}), o valor de QO_2 é constante e chega ao máximo (Figura 7). Neste ponto, a velocidade de respiração é independente da concentração de oxigênio dissolvido disponível no meio, dependendo somente da concentração de células presentes naquele instante (BORZANI, 1975). Isso significa que o dimensionamento de um sistema de agitação e aeração deve buscar a manutenção da concentração de O_2 dissolvido acima da concentração crítica, para que o O_2 não seja um fator limitante (SCHMIDELL, 2001).

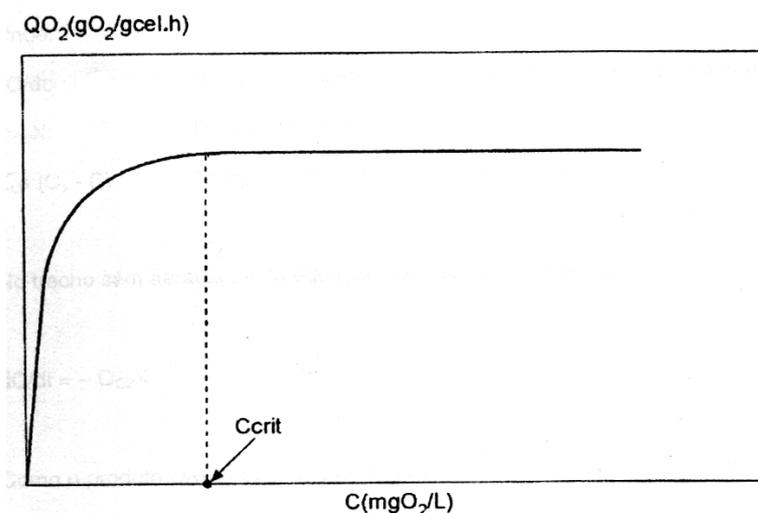


Figura 7 - Representação da variação de QO_2 com C, segundo a equação de Monod (SCHMIDELL, 2001)

Na Tabela 4 são apresentados alguns valores de C_{CRIT} encontrados na literatura.

Tabela 4 - Valores da concentração crítica de O₂ dissolvido para alguns microrganismos (adaptado de SCHMIDELL, 2001)

Microrganismo	Temperatura (°C)	C_{CRIT} (mg/L)
Escherichia coli	37,8	0,26
Serratia marcescens	31,0	0,48
Levedura	34,8	0,15
P. Chrysogenum	24,0	0,70
	30,0	0,29
Aspergillus oryzae	30,0	0,64

Ao mesmo tempo em que se efetua a transferência de oxigênio, os microrganismos consomem o O₂ dissolvido. É por esse motivo que se pode analisar conjuntamente a transferência e o consumo de oxigênio. Assim sendo, a Equação 3.17 indica o balanço de oxigênio no meio líquido.

$$\frac{dC}{dt} = \kappa_L a(C_s - C) - Q_{O_2} X \quad (\text{Eq. 3.21})$$

Onde,

X = concentração celular (g_{cel}/L)

Esta indica que a variação da concentração de oxigênio dissolvido no líquido (dC/dt) é o resultado da diferença entre a quantidade de O₂ que se consegue dissolver ($\kappa_L a (C_s - C)$) e o oxigênio consumido pelas células ($Q_{O_2} X$) (BORZANI, 1975).

As medidas respirométricas são fonte de informação valiosa com respeito à bioxidação do substrato, podendo ser utilizadas para estimar o coeficiente de produção de biomassa. Segundo Metcalf & Eddy (1991), os valores típicos de Q_{O_2} encontrados em sistemas de lodos ativados variam de 2 a 7 gO₂/d por grama de SSV ou então 0,97 mgO₂/g_{SSV}.min. Costa (1989) obteve resultados de consumo específico de oxigênio para reator de leito fluidizado trifásico, com substrato sintético, variando entre 0,5 e 3,5 gO₂/h.

Yoong *et al.* (2000) realizando testes respirométricos em um RBS alimentado com fenol em regime de alta carga e 24 horas de ciclo, obtiveram resultados de velocidade de consumo de oxigênio, durante a fase de alimentação do reator, em torno de 150 mg/L.h (0,042 mg/L.s) e ao final do ciclo (baixa concentração de substrato), em torno de 10 mg/L.h (0,0028 mg/L.s). Por sua vez, Souto (2007) obteve velocidades de consumo de oxigênio variando entre 0,33 e 1,51 mgO₂/L.min (0,0055 e 0,025 mgO₂/L.s, respectivamente) em reator híbrido em bateladas seqüenciais tratando esgoto doméstico com carga orgânica volumétrica aplicada de 0,51 kgDQO/m³.dia.

Testes respirométricos ainda podem auxiliar na obtenção de parâmetros cinéticos, que poderão ser utilizados em métodos de controle e manutenção de sistemas de fitodepuração, como os *wetlands*, conforme relatam Andreottola *et al.* (2004). Através da Velocidade de Consumo de Oxigênio, chamada pelos autores de Taxa de Consumo de Oxigênio (TCO), pode-se conhecer se o processo biológico ocorre em condições aeróbias, apresentando assim, suficiente O₂, em fase aquosa, ou em condições anaeróbias, após o oxigênio ser totalmente exaurido.

A determinação da velocidade de consumo de oxigênio também pode ser útil na avaliação da toxicidade de um afluente. Fernandez *et al.* (2001), em experimentos utilizando um respirômetro automatizado em um sistema de lodos ativados em escala de laboratório, concluíram que o lançamento de cargas tóxicas resulta numa diminuição da velocidade de consumo de oxigênio dos microorganismos intoxicados, o que foi comprovado na determinação da toxicidade do efluente em escala real. Neste caso, o respirômetro foi empregado com a função de toxímetro.

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1 Estação de Tratamento de Esgotos Loteamento Madri

A Estação de Tratamento de Efluentes do Loteamento Parque Madri (ETE Madri), alvo deste estudo, é composta por dois Reatores em Bateladas Seqüenciais (RBS) (Imagem 1), quatro canteiros de mineralização do lodo e um tanque de contato para desinfecção. Segundo o projeto, a capacidade de fim de plano da ETE é para o tratamento do esgoto de 6.800 habitantes. Atualmente, conforme dados de vazão, o atendimento é para aproximadamente 4.630 habitantes, cada um contribuindo diariamente com 150L, o que resulta em 28,9 m³/h, ou seja, 694 m³/d de esgotos.

A Figura 8 demonstra as etapas do sistema de coleta e tratamento de esgotos do loteamento.

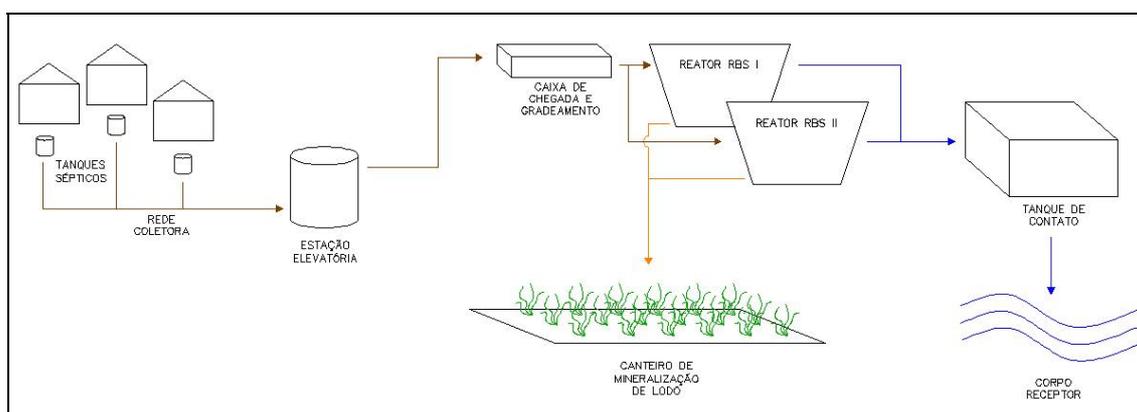


Figura 8 - Fluxograma do Sistema de Esgotamento Sanitário do Loteamento Madri



Imagem 1 - Estação de Tratamento de Esgotos Madri

De acordo com o projeto, as residências têm seus próprios tanques sépticos, que servem como pré-tratamento. Por este fato, acredita-se que praticamente toda ou parte da carga de nitrogênio que chega até a estação está na forma de amônia-N, devido à mineralização de compostos orgânicos (protéicos) na digestão anaeróbia que acontece previamente nos tanques sépticos residenciais (VAN HANDEEL e LETTINGA, 1994). Em seqüência, o efluente dos tanques anaeróbios é coletado em uma rede tipo condominial, onde existem quatro elevatórias que funcionam automaticamente.

Os reatores em bateladas seqüenciais da ETE Madri foram dimensionados como lodo ativado de tipo aeração prolongada com idade de lodo de 20 dias. Possuem volume máximo de enchimento de 840 m³ e mínimo de 590 m³, o que significa que por ciclo podem ser tratados, no máximo, 250 m³ de esgoto por reator.

Pela automação, o reator pode trabalhar em diferentes números de ciclos por dia, com preferência para 12 ou 8 horas. Com 2 ou 3 ciclos por dia, já podem ser tratados 500 m³ ou 750 m³ diariamente no reator. No caso de mais fluxo, por exemplo, nos dias com chuva, o tempo do ciclo pode ser reduzido automaticamente, garantindo assim um tratamento contínuo para qualquer

vazão. Essa flexibilidade de operação confirma uma das vantagens mais importantes de reatores RBS (ARTAN & ORHON, 2005; ANDREOTOLLA, POLADORI, RAGAZZI & VILLA, 2002).

Os reatores foram operados com ciclo de 12 horas, em esquema de enchimento escalonado, sendo: 5 horas de enchimento e aeração simultâneos, 5 horas apenas com aeração, 1 hora para a sedimentação e finalmente 1 hora para a retirada do efluente tratado, conforme esquema apresentado na Figura 9.

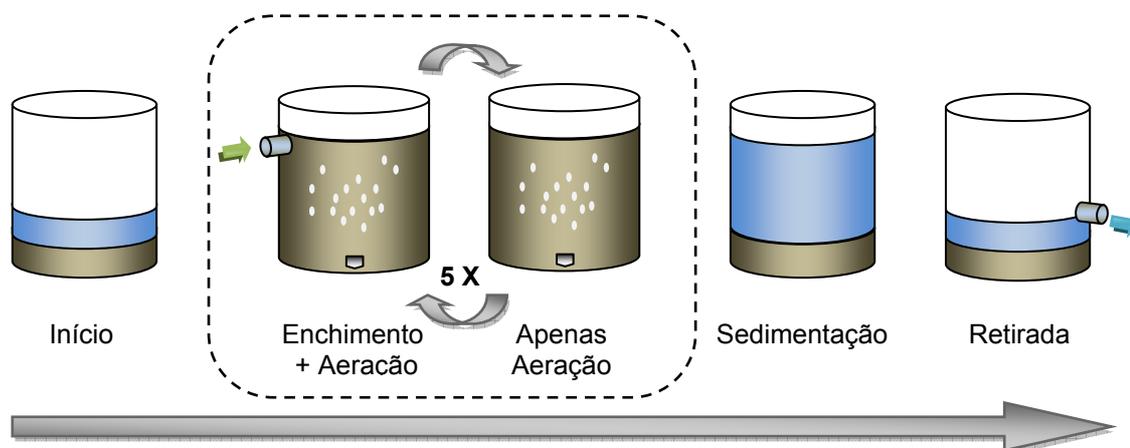


Figura 9 - Esquema das fases do ciclo

Durante o período da pesquisa, a alimentação era feita intermitente, de forma que na primeira fase do ciclo a entrada de efluente era encaminhada para o reator 1 (objeto do estudo). Após uma hora, a alimentação era passada para o reator 2, ficando o reator 1 apenas com aeração. Isso acontecia sucessivamente até o final das 12 horas de ciclo, conforme detalhado na Tabela 5.

Tabela 5 - Esquema geral da operação do reator 1 e seu monitoramento

Tempo de ciclo	Fase	Monitoramento
08:00 – 09:00	Aeração + Alimentação	
09:00 – 10:00	Apenas Aeração	Coleta de amostras
10:00 – 11:00	Aeração + Alimentação	Respirometria
11:00 – 12:00	Apenas Aeração	
12:00 – 13:00	Aeração + Alimentação	
13:00 – 14:00	Apenas Aeração	Coleta de amostras
14:00 – 15:00	Aeração + Alimentação	
15:00 – 16:00	Apenas Aeração	
16:00 – 17:00	Aeração + Alimentação	
17:00 – 18:00	Apenas Aeração	
18:00 – 19:00	Decantação	Coleta de amostras
19:00 – 20:00	Retirada	

A aeração e a mistura de lodo ativado no reator foram realizadas com dois aeradores do tipo turbo jato da marca Weatherford, modelo MO-15 de 15 CV cada (Figura 10), instalados no fundo dos reatores. Ambos os aeradores estão equipados com mangueira flexível que fazem a sucção do ar da superfície injetando-o no fundo do reator. Desta forma, promove também o movimento do lodo ativado e o contato deste com o esgoto afluente.

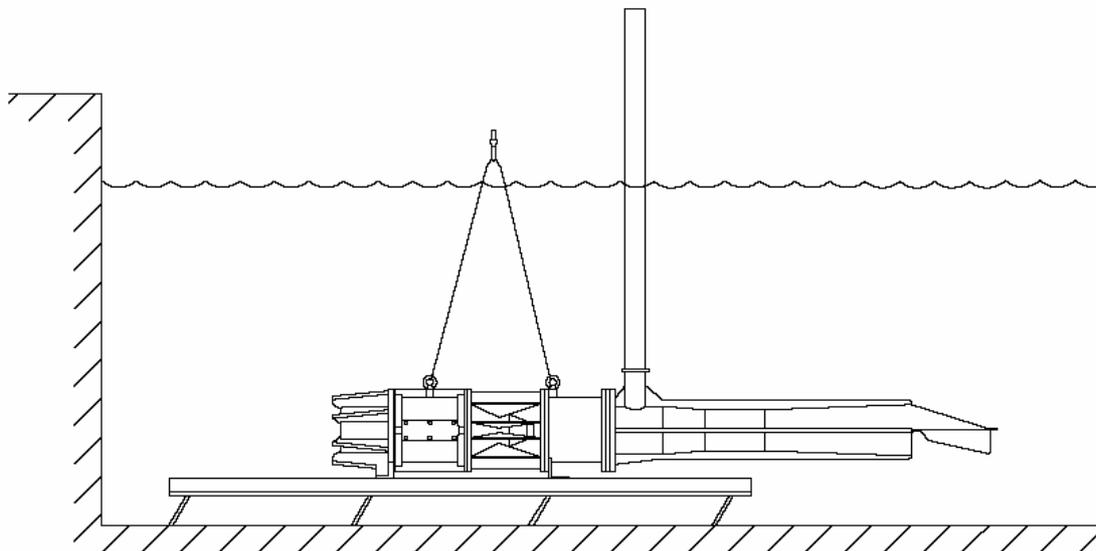


Figura 10 – Desenho esquemático do Aerador Turbo Jato utilizado na aeração do sistema. Fonte: Manual do Equipamento.

As mangueiras se fecham por meio de válvulas pneumáticas, as quais são controladas automaticamente. No estado de válvulas fechadas os

aeradores funcionam como misturadores, puxando o próprio lodo ativado do fundo ao invés de ar.

A retirada de efluente clarificado se dava através de vertedor flutuante.

4.2 Medição de Oxigênio Dissolvido

Os dados da concentração de oxigênio foram obtidos com sonda de marca NIVUS, com precisão 0,01 mgO₂/L, instalada no interior do reator. A sonda foi fixada no trapiche do reator 1 medindo OD a uma altura de 1,50 m do fundo e os dados registrados através do *display* instalado no interior da casa de operação (Imagem 2 e 3).



Imagem 2 - Display da Sonda de OD



Imagem 3 - Sonda de OD durante calibração

4.3 Automação do Sistema

Para a operação do reator RBS sem a necessidade de um operador integralmente presente na estação de tratamento, se faz necessária alguma forma de automação. Para este estudo, além da instalação elétrica de baixa

tensão, o painel de comandos contou também com uma Central Lógica Programável – CLP modelo U90 da marca Unitronics.

Através da CLP eram controlados os tempos de cada etapa dos ciclos, níveis máximos e mínimos, retiradas de lodo em excesso e a intermitência do funcionamento dos aeradores.

4.4 Organização do Estudo

O estudo foi dividido em duas etapas cujos períodos e condições estão detalhados na Tabela 6.

Tabela 6 - Organização do Estudo

ETAPA	INÍCIO	FIM	DURAÇÃO	TEMPO DE CICLO	CONCENTRAÇÃO DE OXIGÊNIO
Etapa I	04/05/07	27/06/07	54 dias	12h	0,00 – 0,60 mg/L
Etapa II	28/06/07	30/09/07	94 dias	12h	Acima de 0,6 mg/L

A concentração de oxigênio limite entre as duas etapas foi escolhida em função de resultados positivos encontrados por Hoffmann *et al.* (2007a) em estudo realizado no mesmo sistema RBS. Nele, os melhores resultados foram alcançados quando a concentração de OD estava entre 0,6 e 1,0 mg/L, com boa decantabilidade do lodo e presença de protozoários indicadores de boas condições operacionais. A concentração foi definida inclusive pelos resultados obtidos por Münch *et al.* (1996) e Ju *et al.* (2007) já citados no item 3.2.3.

Para o presente estudo foi realizado o acompanhamento semanal de um ciclo completo do reator. O ciclo era iniciado às 08h00min e encerrava-se às 18h00min, completando assim 10 horas. A partir daí, 1 hora era destinada à sedimentação do lodo e outra 1 hora para a retirada do sobrenadante tratado e clarificado. Durante o ciclo eram feitas três coletas, como demonstrado na Tabela 5, espaçadas em quatro horas, em meio às fases de reações, com

exceção da última que era feita no início da decantação. Além disso, eram feitas coletas do esgoto bruto na entrada da estação após o gradeamento.

Foram registrados também valores de concentração de OD, temperatura, pH, volume de lodo e pluviosidade, diariamente.

4.5 Análises Físico-químicas

Os procedimentos analíticos utilizados seguiram os padrões do “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA, AWWA, WEF, 1998).

- **pH:** As medições do pH foram realizadas com pHmetro modelo 3310, marca WTW.

- **Demanda Química de Oxigênio, [DQO_T (total) e DQOs (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 DQOs foram filtradas em membrana de acetato de celulose 0,45 μ m (marca SARTORIUS).

- **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 Kjeldahl 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 e alcalinizada para em seguida passar por destilação com arraste de amônia-N. O aparelho utilizado foi o de marca VELP – modelo Scientific UDK 130 A.

- **Nitrito (NO_2^- -N) e Nitrato (NO_3^- -N):** 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 (NH_4^+ -N):** foi determinada através do método colorimétrico de Nessler e a leitura em espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E -UV – Visible e o HACH DR/4000.

- **Fosfato (PO_4 -P):** após a coleta, as amostras eram filtradas em papel de filtro marca Whatmann 40, sendo analisadas no mesmo dia ou então conservadas sob refrigeração até posterior análise; 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.

- **Alcalinidade Total (mg/L de CaCO_3):** determinada por titulação com H_2SO_4 0,02N utilizado o indicador alaranjado de metila até pH = 4,3.

- **Análises FISH:** as análises FISH (*“Fluorescence in situ Hybridization”*) foram realizadas para amostras de lodo do reator 1, apenas na segunda etapa da pesquisa. As análises foram realizadas no Laboratório de Bioquímica e Biologia Molecular de Microrganismos (LBBMM), do Departamento de Bioquímica da UFSC. A técnica de FISH é uma das mais simples e rápidas aplicadas na detecção de espécies microbianas em amostras ambientais de águas e solos. Baseia-se na observação de que existem seqüências conhecidas e tão específicas do ácido ribonucléico ribossômico (rRNA) de um organismo, que permitem que se desenhe uma seqüência complementar (sonda) à primeira (AMANN, 1997 *apud* BENTO, 2005).

Na identificação dos organismos presentes no lodo do reator 1, foram utilizadas 8 (oito) diferentes sondas contendo seqüências específicas. Um maior detalhamento sobre as características, concentração de formaldeído (FA) utilizada na hibridização, especificidade e as referências, estão descritas na Tabela 7.

Tabela 7 - Descrição das sondas utilizadas na detecção dos microrganismos presentes no lodo do reator 1 pela técnica de FISH.

Sonda	Especificidade	Seqüência	FA %	Referência
EUB mix (EUB338 I + EUB338 II + EUB338 III)	Todas as eubactérias planctomycetales e verrucomicrobiales	5'- CTG CCT CCC GTA GCA - 3' 5'- CAG CCA CCC GTA GGT GT - 3' 5'- CTG CCA CCC GTA GGT GT - 3'	20	Amann <i>et al.</i> (1990).
Nso190	Todas as beta proteobactérias oxidadoras de amônio	5-CGATCCCCTGCTTTTCTCC-3	55	Mobarry <i>et al.</i> (1996).
NIT3 (alfa) Competitor	<i>Nitrobacter</i> sp	5-CCTGTGCTCCATGCTCCG-3 *5-CCTGTGCTCCATGCTCCG-3	40	Wagner <i>et al.</i> (1996).
NEU Competitor	A maioria das <i>Nitrosomonas</i> sp haloficas e halotolerantes	5'-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).
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 anaerobia oxidadora de amônio, <i>Candidatus 'Brocadia anammoxidans'</i> and <i>Candidatus 'Kuenenia stuttgartiensis'</i>	5'- AAA ACC CCT CTA CTT AGT GCC C -3'	40	Schmid <i>et al.</i> (2001).

A ligação da sonda com a seqüência complementar no rRNA foi detectada por microscopia de epifluorescência (microscópio Olympus modelo BX-41) e na estimativa de abundância de células hibridizadas, foi feita a escolha aleatória de 10 campos microscópicos, em aumento de 1000X. Assim, foram consideradas as células coradas com DAPI (4,6 – diamino –2 phenyl-indol) como sendo 100% do total de indivíduos.

A fim de facilitar a execução do procedimento acima citado, para a obtenção de uma estimativa da abundância de células hibridizadas nas amostras, foi utilizado um sistema subjetivo de análises, enquadrando a biomassa hibridizada em 5 categorias, apresentadas na Tabela 8. São elas:

Tabela 8 - Categorias quantitativas da biomassa hibridizada

Categoria	Descrição
nenhuma	0% DAPI
raras	até 5% DAPI
poucas	5 - 30% DAPI
ALGUMAS	30 - 60% DAPI
MUITAS	60 - 100% DAPI

4.6 Respirometria

Muitos são os métodos para a análise da velocidade específica de respiração. Por ser amplamente utilizado, o método respirométrico dinâmico foi utilizado neste trabalho para a determinação da velocidade de respiração microbiana e do coeficiente volumétrico de transferência de oxigênio. O processo consistiu basicamente em registrar a concentração de oxigênio dissolvido durante uma breve interrupção no fornecimento de ar ao sistema, gerando assim um respirograma. Para isso utilizou-se apenas uma sonda com eletrodo calibrado para medida de oxigênio dissolvido.

Em um dado instante, a aeração é interrompida e a concentração de oxigênio dissolvido observada no início (C_0) começa a diminuir conforme Figura 11.

O procedimento de medida respirométrica demora, em geral, um tempo relativamente curto, tempo este que depende da concentração celular existente. Pode-se, então, supor que neste pequeno intervalo, a concentração celular (X) não se altere e o consumo de oxigênio (QO_2) seja constante (SCHMIDELL, 2001).

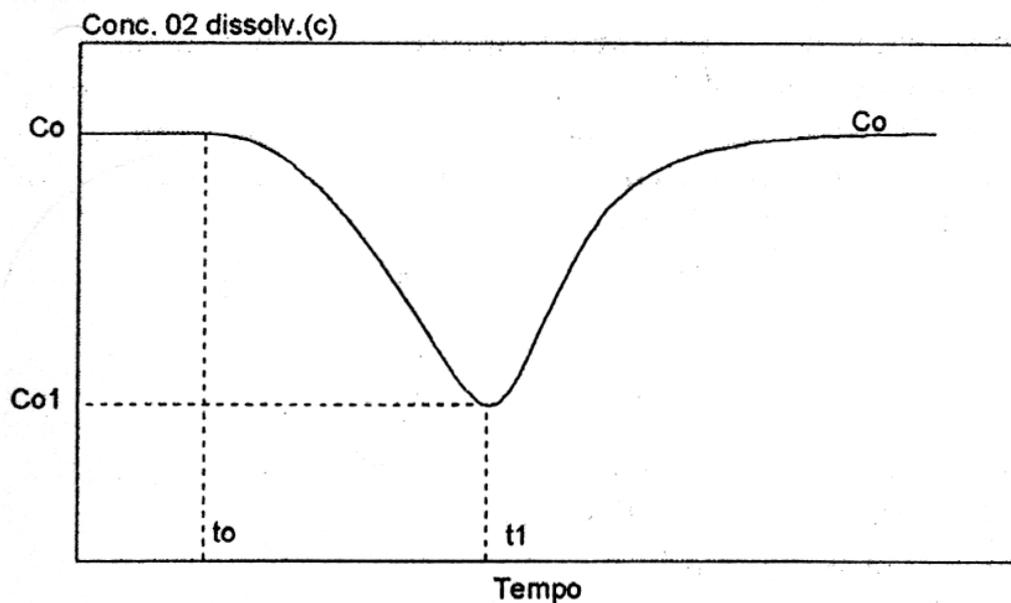


Figura 11 - Variação da concentração de O₂ dissolvido com o tempo, durante a execução do método respirométrico. (SCHMIDELL, 2001)

Como o produto $Q_{O_2}X$ deve ser constante num intervalo de tempo, a Equação (4.1) é obtida pela integração da Equação 3.21.

$$C = C_o - Q_{O_2}X(t - t_o) \quad (\text{Eq. 4.1})$$

Onde,

C = Concentração a ser obtida;

C_o = Concentração inicial;

$Q_{O_2}X$ = Parcela referente ao consumo de oxigênio;

$(t-t_o)$ = Intervalo de tempo.

Esta equação reflete a variação linear da concentração (C) ao longo do tempo, uma reta cujo coeficiente angular vale $-Q_{O_2}X$. No início da interrupção da aeração esta relação linear pode não ser válida, isto porque por determinado período ainda existe a interferência de bolhas de ar no meio líquido (SCHMIDELL, 2001).

A partir daí, o valor de Q_{O_2} pode ser obtido quando se conhece a concentração celular (X). No caso do reator e devido à existência da biomassa

aderida ao material suporte esta concentração celular é apenas estimada em função da biomassa dispersa no líquido, sendo esta determinada por uma análise de sólidos em laboratório (SILVA MARTINS, 2002).

4.6.1 Determinação da velocidade específica de respiração (QO_2)

A determinação do QO_2 foi realizada pelo método “in loco”, adaptado de Schmidell (2001) e utilizado por Hein de Campos (2006).

Para a determinação da velocidade de consumo de oxigênio foi utilizada a sonda descrita no item 4.2. Os testes sempre foram realizados imediatamente após a primeira fase do ciclo, ou seja, naquela fase em que a alimentação do reator em estudo estava liberada. Com duração média de 30 minutos, os testes foram realizados partindo-se do desligamento de todos os aeradores do reator e anotando-se a cada 10 segundos o valor registrado pela sonda. Ao atingir 50% do valor inicial da concentração de OD, a aeração era retomada. Os valores eram então plotados em um gráfico de OD *versus* tempo. Na primeira parte do gráfico a queda de OD de forma linear determina o coeficiente linear da reta correspondente ao valor de QO_2X .

Utilizando-se a concentração de sólidos no interior do reator (X), através da análise de sólidos suspensos (SST) calcula-se o valor de QO_2 conforme a Equação 3.19. O resultado de QO_2 é dado em $gO_2/g_{cel}.h$.

4.7 Métodos de Cálculo

4.7.1 Eficiências de Remoção

A eficiência de remoção para os diferentes parâmetros considerados foi utilizada utilizando a Equação (4.2).

$$E = \left(\frac{C_{ENTRADA} - C_{SAÍDA}}{C_{ENTRADA}} \right) \cdot 100 \quad (\text{Eq. 4.2})$$

Onde,

E = Eficiência de remoção (%)

$C_{ENTRADA}$ = Concentração de entrada no reator (mg/L)

$C_{SAÍDA}$ = Concentração de saída do reator (mg/L)

4.7.2 Eficiência de Nitrificação

A eficiência de nitrificação foi obtida com a simples relação entre a concentração de amônia-N de entrada e a concentração de amônia-N de saída subtraída pelo inteiro, levando-se em conta que a concentração de entrada seja 100% (Equação 4.3).

$$E_{NIT} = \left(1 - \frac{NH_4^+ - N_{SAÍDA}}{NH_4^+ - N_{ENTRADA}} \right) \cdot 100 \quad (\text{Eq. 4.3})$$

Onde,

E_{NIT} = Eficiência de Nitrificação (%)

$NH_4^+ - N_{ENTRADA}$ = Concentração de nitrogênio em forma de amônia-N no efluente bruto (mg NH_4^+ -N/L).

$NH_4^+ - N_{SAÍDA}$ = Concentração de nitrogênio em forma de amônia-N na saída do reator ou no final do ciclo de aeração (mg NH_4^+ -N/L).

4.7.3 Eficiência de Desnitrificação

A eficiência de desnitrificação seguiu a metodologia adotada por Hoffmann *et al.* (2007) que relaciona a concentração de nitrogênio nas formas iônicas nitrito e nitrato, representando o que deveria ser desnitrificado, sobre a diferença entre nitrogênio-amônia que entrou e que saiu, representado a quantidade remanescente que deveria ser nitrificada e posteriormente desnitrificada.

$$E_{DES\text{NIT}} = \left(1 - \frac{(NO_2^- + NO_3^-) - N_{SAÍDA}}{NH_4^+ - N_{ENTRADA} - NH_4^+ - N_{SAÍDA}} \right) \cdot 100 \quad (\text{Eq. 4.4})$$

Onde,

$E_{DES\text{NIT}}$ = Eficiência de desnitrificação em %.

$(NO_2^- + NO_3^-) - N_{SAÍDA}$ = soma das concentrações das formas nitrito e nitrato-N de nitrogênio na saída ou no final do ciclo de reações do RBS (mgNO_x-N/L).

$NH_4^+ - N_{ENTRADA}$ = Concentração de nitrogênio em forma de amônia-N no efluente bruto (mgNH₄⁺-N/L).

$NH_4^+ - N_{SAÍDA}$ = Concentração de nitrogênio em forma de amônia-N na saída do reator ou no final do ciclo de aeração (mgNH₄⁺-N/L).

4.7.4 Eficiência de Remoção de Nitrogênio

$$E_{RN} = \left(1 - \frac{N_{TOTAL} - N_{SAÍDA}}{NH_4^+ - N_{ENTRADA}} \right) \cdot 100 \quad (\text{Eq. 4.5})$$

E_{RN} = Eficiência de remoção de nitrogênio em %.

$N_{\text{TOTAL}} - N_{\text{SAÍDA}}$ = soma de todas as espécies de nitrogênio presentes na saída do reator ou no final da fase de reações do reator RBS (mg/L).

$\text{NH}_4^+ - N_{\text{ENTRADA}}$ = Concentração de nitrogênio em forma de amônia-N na entrada do reator ($\text{mgNH}_4^+ - \text{N/L}$).

4.7.5 Carga orgânica volumétrica aplicada – COV

$$COV = \frac{C_{DQO} \cdot Q}{V_t \cdot 1000} \quad (\text{Eq. 4.6})$$

Onde,

COV = Carga orgânica volumétrica aplicada por dia ($\text{kg DQO/m}^3 \cdot \text{dia}$)

C_{DQO} = Concentração de DQO (g/m^3) do esgoto bruto

Q = Vazão do esgoto (m^3/dia)

V_t = Volume total do reator (m^3)

5 RESULTADOS

5.1 Caracterização do esgoto bruto

O esgoto afluyente à ETE Madri é proveniente do loteamento de mesmo nome e por isso predominantemente doméstico, apenas com exceções para alguns restaurantes e um único posto de gasolina. Portanto, as características são comuns à maioria dos esgotos domésticos e estão de acordo com as características apresentadas em Jordão & Pessoa (1995), Von Sperling (1996) e Metcalf & Eddy (2003). As características médias do efluente bruto nas duas etapas do estudo estão resumidas na Tabela 9.

Tabela 9 – Características médias do esgoto bruto durante o estudo

	ETAPA I		ETAPA II	
	Média	Desvio Padrão	Média	Desvio Padrão
NH ₄ -N (mg/L)	37	10,61	37	21,40
DQO _T (mg/L)	547	150,62	373	98,79
DQO _S (mg/L)	285	47,47	199	70,65
PO ₄ -P (mg/L)	15	4,95	25	13,41
SST (mg/L)	107	71,06	210	150,60
T (°C)	22	1,29	20	1,30
pH	7,44	0,36	7,16	0,23
Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)	240	19,86	195	18,61

Na Figura 12 estão apresentadas as concentrações de DQO_T, DQO_S e NH₄-N do esgoto bruto durante o estudo. Observa-se uma variação considerável, principalmente, das concentrações de DQO_T e DQO_S. Isto é resultado da diluição do esgoto provocada pela infiltração de águas pluviais na rede coletora de esgotos do loteamento. Observa-se também que as

concentrações de nitrogênio-amônia-N acompanham as concentrações da DQO e com isso a relação C:N permaneceu praticamente constante.

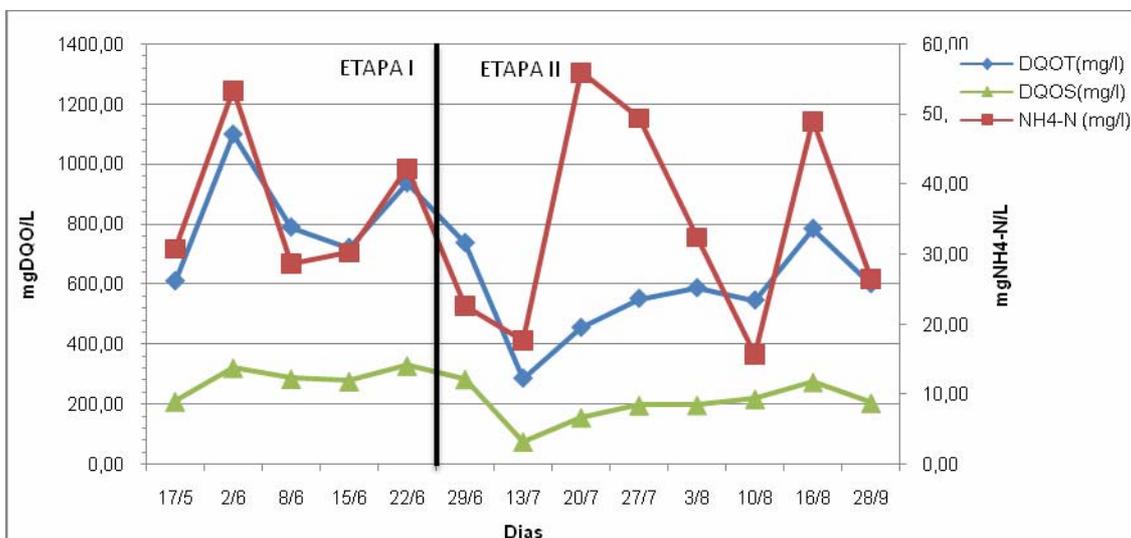


Figura 12 - Concentrações de DQO_T, DQO_S e NH₄-N do esgoto bruto durante o estudo.

A relação média entre os compostos DQO/N/P no esgoto afluente na Etapa I ficou em 100/7/3, enquanto na Etapa II permaneceu em torno de 100/11/7. As relações foram menores que a indicada como ideal por Metcalf & Eddy (2003) que seria de 150/5/1.

5.2 Etapa I

A Etapa I, com duração de 54 dias, foi monitorada em cinco ciclos, cada uma com três coletas conforme apresentado na Tabela 5. Em cada coleta foram anotados valores de OD, pH e temperatura e retiradas amostras para realização de análises de alcalinidade, sólidos suspensos totais, DQO total (DQO_T), DQO solúvel (DQO_S), NH₄⁺-N, NO₂⁻-N, NO₃⁻-N e PO₄-P. Optou-se analisar DQO (total e solúvel), por se tratar de uma análise feita com praticidade e rapidez. Segundo Metcalf & Eddy (2003), a relação DBO/DQO para efluentes domésticos tratados fica entre 0,1 e 0,3.

De acordo com os dados de nível do reator RBS, na Etapa I a vazão média diária foi de 360,70 m³/d. Durante essa etapa, a idade de lodo foi mantida em 20 dias e a média da relação A/M ficou em 0,04 kg/kg.d, abaixo da faixa indicada por Von Sperling (1997) (0,08 a 0,15 kg/kg.d), porém coincidindo com o valor inicial (0,04 kg/kg.d) considerado por Metcalf & Eddy (2003) como característica de lodo ativado do tipo aeração prolongada. A carga orgânica volumétrica (COV) média foi de 0,10 kgDQO/m³.d, abaixo do valor típico de 0,3 kgDQO/m³.d para lodos ativados em aeração prolongada segundo Rittmann & MacCarty (2001), porém valor limite mínimo para Metcalf & Eddy (2003).

5.2.1 OD/pH

Nesta etapa a concentração de oxigênio dissolvido no interior do reator foi mantida abaixo de 0,6 mg/L.

Na Figura 13 estão plotados os valores médios da concentração de oxigênio dissolvido (OD) medidos diariamente durante o ciclo, com intervalo de duas horas. A linha da concentração de 0,6 mg/L representa o limite de OD para a etapa.

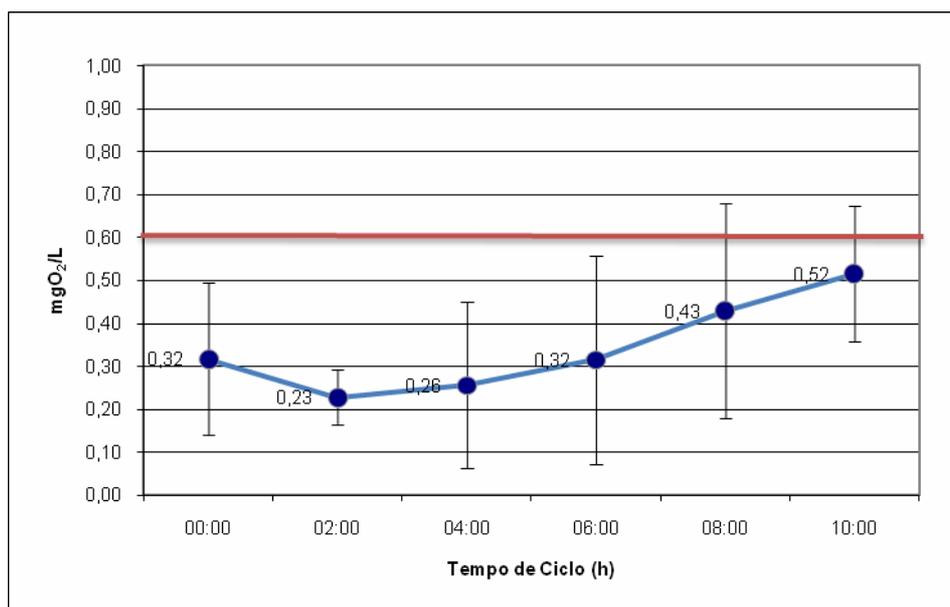


Figura 13 - Comportamento da Concentração média de OD durante os ciclos

Como agente alcalinizante foi utilizado 10 Kg por dia de cal hidratada ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), totalizando 540 kg durante o período.

A Tabela 10 apresenta os dados dos parâmetros de controle da operação do reator. Os dados representam as médias das concentrações nas três coletas diárias durante os cinco ciclos monitorados. Pela observação dos valores de pH pode-se concluir que a cal garantiu a função tampão e o pH ficou entre 7 e 8, e de acordo com Von Sperling (1997), esta faixa de pH é ideal para boa formação do floco e conseqüente sedimentação.

Tabela 10 - Valores médios de OD, pH e Alcalinidade durante a Etapa I

	OD (mg/L)				pH				Alcalinidade (mg CaCO_3/L)			
	ENT.	1 ^a	2 ^a	3 ^a	ENT.	1 ^a	2 ^a	3 ^a	ENT.	1 ^a	2 ^a	3 ^a
MEDIA	<0,1	0,43	0,43	0,47	7,44	7,06	7,08	7,18	239,40	127,80	125,75	122,50
σ^2	<0,1	0,36	0,35	0,36	0,36	0,17	0,26	0,33	19,86	23,77	26,63	33,04

A manutenção do pH na estreita faixa de 7,06 a 7,18 e o decaimento da alcalinidade demonstra a atuação da capacidade tampão do meio. O consumo da alcalinidade ao final do ciclo deve-se ao fato da produção de H^+ ser creditada apenas à oxidação da amônia-N até nitrito, de acordo com as Equações 3.5 e 3.6. Isto é claramente identificado com o acréscimo de NO_2^- -N mais significativo do que de NO_3^- -N, conforme dados apresentados na Tabela 11.

5.2.2 Série Nitrogenada

Tabela 11 - Concentrações médias das formas amônia-N, nitrito-N e nitrato-N na Etapa I

	$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/l)		$\text{NO}_2\text{-N}$ (mg/l)		$\text{NO}_3\text{-N}$ (mg/l)		N_{total} (mg/l)	
	MÉDIA	σ^2	MÉDIA	σ^2	MÉDIA	σ^2	MÉDIA	σ^2
ENT.	37	10,61	-	-	-	-	37	9,49
1 ^a Coleta	12	12,25	0,5	1,05	11	7,36	24	7,85
2 ^a Coleta	14	14,21	0,8	1,39	12	8,15	26	7,61
3 ^a Coleta	12	14,01	1,4	1,81	13	7,91	27	7,63

Analisando as concentrações de nitrogênio total (soma de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$), estas ficaram em média 26,05 mgN/L, variando de, no máximo, 34,45 mgN/L e mínimo 17,95 mg/L ao final do ciclo. Desta forma, o efluente ficou com concentração acima do limite estipulado pelo Decreto Estadual de Santa Catarina n.º 14.250 de 5 de junho de 1981 que é de 10 mgN/L para trechos de corpos de água contribuintes de lagoas, lagunas e estuários. A eficiência de remoção de nitrogênio total em relação ao efluente bruto ficou em média 30%, com máximo de 42% e mínimo de 15%.

As altas concentrações de nitrogênio total devem-se a dois motivos principais. Primeiro, as baixíssimas concentrações de oxigênio que por vezes ficaram próximo a zero, dificultaram a oxidação da amônia-N a nitrato-N e, em segundo lugar, a baixa relação A/M (em torno de 0,04 kg/kg.d) prejudicou a desnitrificação, pois não havia fonte de carbono suficiente para as reações heterotróficas de consumo de nitrato-N.

Bertanza (1997) enfrentou problemas de desnitrificação em condições semelhantes em um reator de lodos ativados de fluxo contínuo. Com concentração de OD de 0,4 mgO₂/L e relação A/M entre 0,03 e 0,06 kg/kg.d teve eficiência de desnitrificação entre 68 e 45%, respectivamente.

Na Figura 14, estão ilustrados os valores de $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_2^-\text{-N}$ e $\text{NO}_3^-\text{-N}$ para um ambiente com OD abaixo de 0,6 mg/L e acima de 0,1 mg/L no ciclo do dia 15/06. Observa-se uma queda na concentração de amônia-N e acréscimo de OD. Apesar das baixas concentrações de OD, entre 0,13 e 0,24 mgO₂/L ainda houve considerável produção de nitrato-N ao mesmo tempo em que houve remoção de nitrogênio total. A variação de amônia-N foi de 24 mgN/L, passando da concentração de entrada de $\text{NH}_4^+\text{-N}$ de 30 mgN/L para próximo de 6 mg/L, a remoção de nitrogênio total situou-se em torno de 33%, com 20 mg/L no efluente, enquanto a desnitrificação obteve 41% de eficiência. Dos 24 mgNH₄⁺-N/L oxidados, 13,53 mgN/L foram transformados em $\text{NO}_3^-\text{-N}$ no efluente final. Tanto a passagem de amônia-N diretamente à nitrogênio gasoso pela ação de bactérias nitrificantes heterótrofas ou desnitrificantes aeróbias,

como citado por Yoo *et al.* (1999), quanto a presença de zonas anóxicas e aeróbias no floco de lodo ativado, podem ter sido responsáveis pelo consumo de amônia-N. Um fato importante, que auxilia na compreensão do fenômeno, é que altas cargas orgânicas aplicadas inibem a atuação de bactérias nitrificantes autótrofas, o que não ocorreu neste caso onde as cargas orgânicas aplicadas foram de 0,10 kg/m³.d, em média. Além disso, baixas concentrações de OD inibem o desenvolvimento das nitrificantes autótrofas, restando o papel da oxidação da amônia-N às nitrificantes heterótrofas.

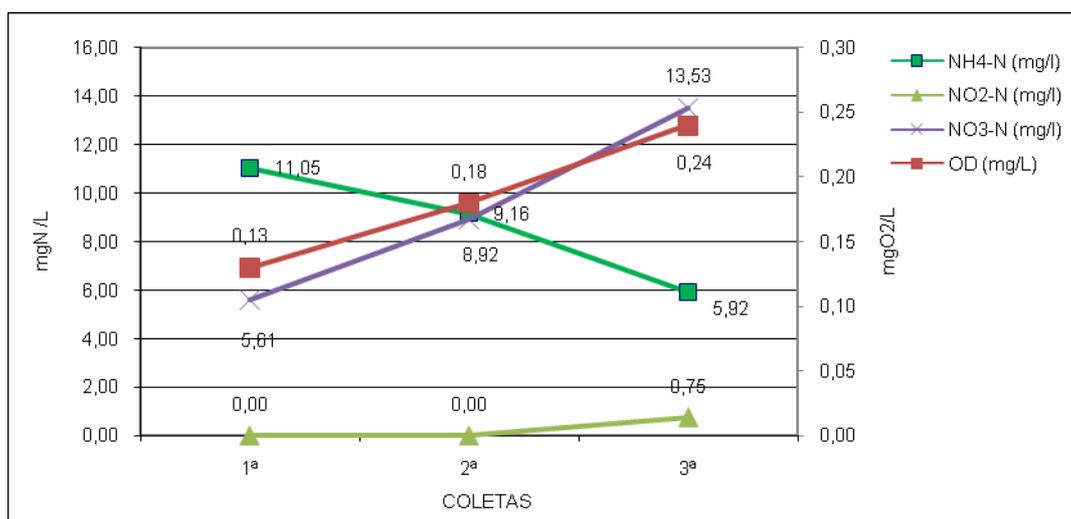


Figura 14 - Concentrações de OD, NH₄-N e NO_x-N na ciclo monitorado em 15/06

Por outro lado, no ciclo realizado no dia 22/06, observa-se pela Figura 15 que a concentração de OD foi um fator limitante. Com valores muito próximos a zero, não houve redução da concentração de amônia-N e tampouco produção de nitrito-N e nitrato-N.

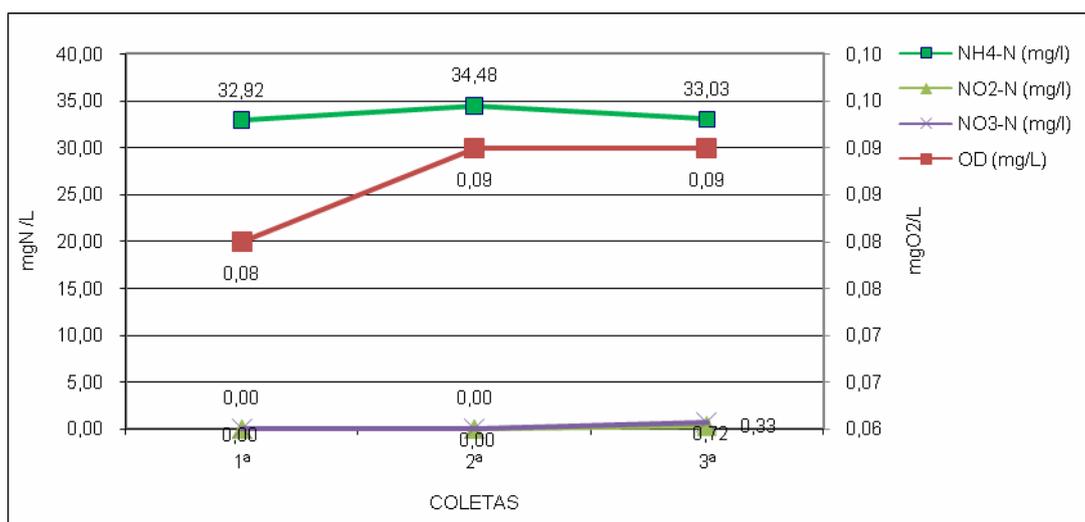


Figura 15 - Concentrações de NH₄-N e NO_x-N no ciclo monitorado em 22/06

5.2.3 DQO₅ e Ortofosfato

Na Figura 16 está ilustrado o perfil da concentração de DQO₅ e OD no reator RBS. No acompanhamento da concentração de DQO₅, nesta etapa, a variação desse parâmetro durante os ciclos foi discreta, em média com valores na saída de 26,16 mg/L, com mínimo de 16,84 mg/L. Relacionando-se com o valor de entrada do esgoto bruto, em média 285 mg/L, observa-se uma eficiência de 91% de remoção de DQO₅. Levando-se em conta a legislação pertinente, o Decreto Estadual n.º 14.250 determina o limite de 60 mg/L de DBO₅. Para efeito de verificação, aplicando-se o fator de 0,2 (relação DBO/DQO) indicado por Metcalf & Eddy (2003), tem-se que a concentração média de saída, em termos de DBO₅ foi de 13 mgDBO₅/L, a qual está em conformidade com a legislação.

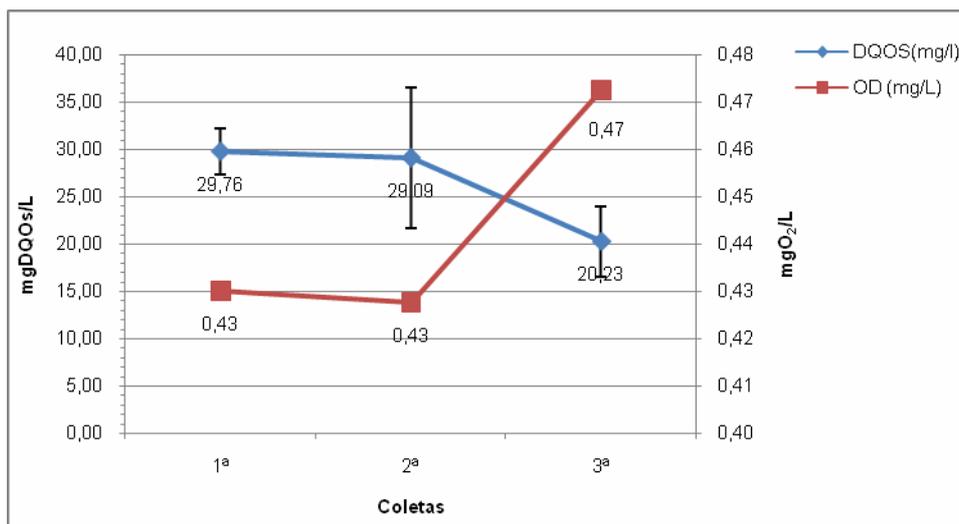


Figura 16 - Médias das Concentrações de DQO e OD na Etapa I

Durante os ciclos da Etapa I, as concentrações de fósforo na forma de ortofosfato ($\text{PO}_4\text{-P}$) se mantiveram sempre abaixo de 2,5 mg/L e em médias variando de 1,05 e 1,46 mg/L, valores demonstrados na Figura 17.

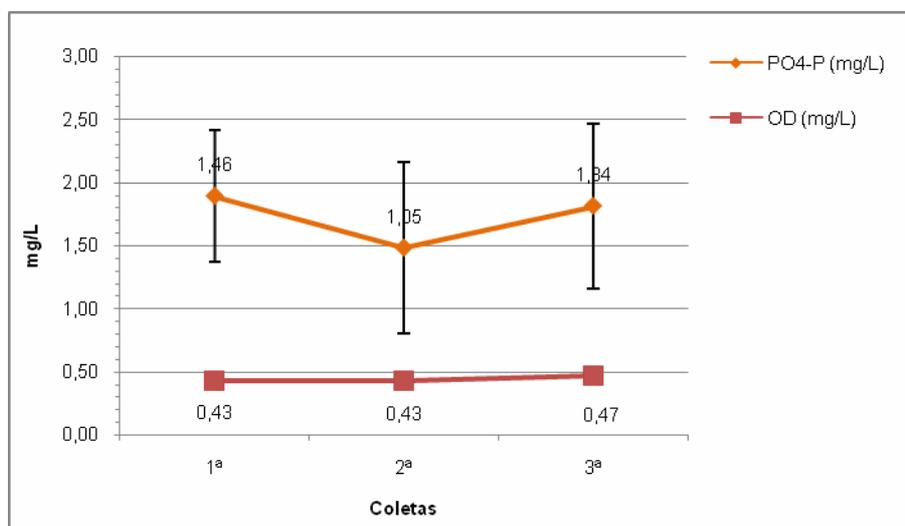


Figura 17 - Concentrações médias de $\text{PO}_4\text{-P}$ durante os ciclos da Etapa I

Nesta etapa, o reator RBS se mostrou capaz de remover com eficiência o fósforo, a níveis muito próximos do limite determinado pela legislação estadual de Santa Catarina (Decreto 14.250/81) que é de 1 mg/L, e em um processo exclusivamente biológico. O fato das concentrações de nitrato-N estarem baixas durante o ciclo pode ter auxiliado na absorção do fosfato em condições aeróbias (HOFFMANN, 2004). Pelo processo de biodesfosfatação, o

fósforo é que foi liberado em condições anaeróbias é reabsorvido em uma quantidade maior em fases aeróbias (sem a presença de nitrato-N). A presença de zonas com diferentes concentrações de OD e nitrato-N no interior do reator RBS, pode explicar a eficiência de remoção biológica do fósforo.

O comportamento da concentração de oxigênio, durante os testes respirométricos realizados no interior do reator durante a Etapa I, é apresentado nas Figuras 17 a 21. Os testes foram sempre realizados imediatamente após a primeira fase de alimentação do ciclo, momento em que os microrganismos processam o substrato recebido na fase anterior. Os valores de QO_2X e QO_2 estão ligados, neste caso, às duas formas de demanda de oxigênio. No interior do reator RBS, o oxigênio é utilizado para a oxidação do carbono orgânico que fornece energia para a síntese bacteriana e para a respiração endógena das células, caracterizando-se como demanda para oxidação da matéria carbonácea. Por outro lado, as reações de oxidação da amônia-N também demandam uma certa quantidade de oxigênio, chamada de demanda para nitrificação (METCALF & EDDY, 2003; RITTMANN & MACARTY, 2001; VON SPERLING, 1997).

5.2.4 Respirometria

Como os testes de respirometria foram realizados sempre após a fase de apenas aeração, sem alimentação, a velocidade de consumo de oxigênio quantificou a demanda devida à respiração endógena das células. Desta forma ter-se-ia uma condição semelhante entre as duas etapas. Nas Figuras 18 a 22 são apresentados os resultados dos testes respirométricos nos dias 17/05, 02/06, 08/06, 15/06 e 22/06.

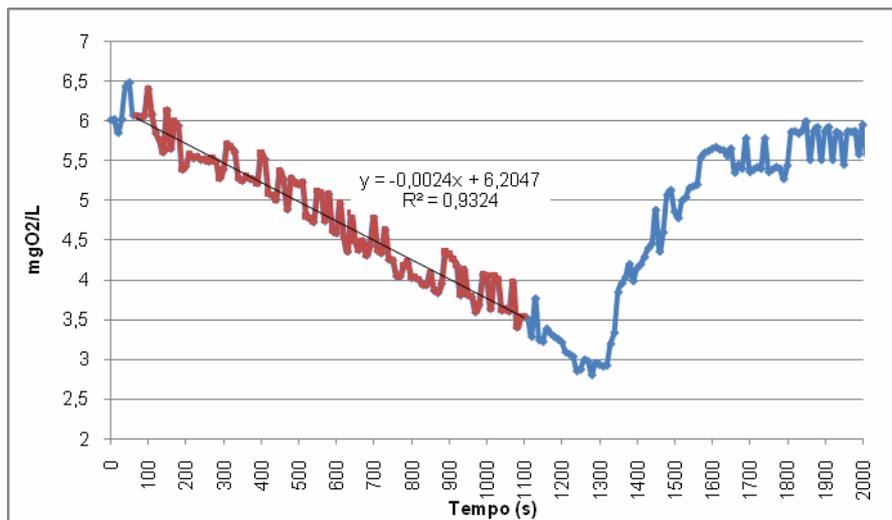


Figura 18 – Respirograma obtido no dia 17/05

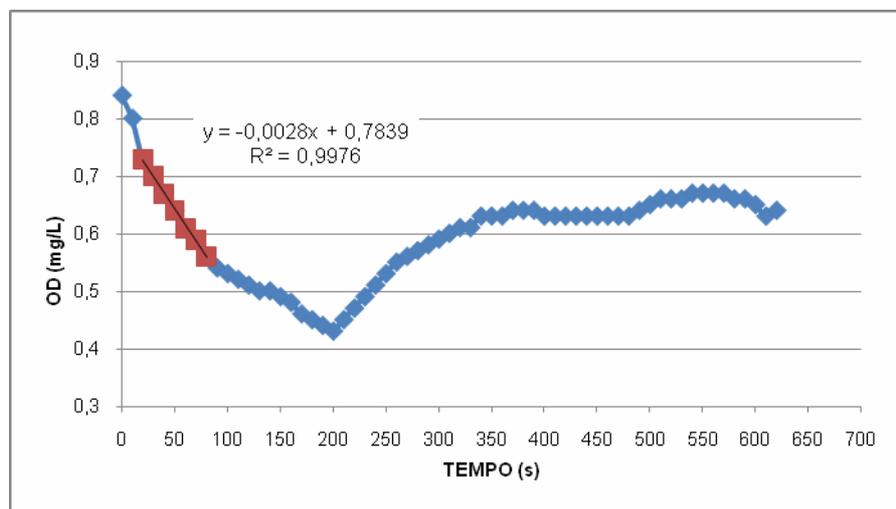


Figura 19 – Respirograma obtido no dia 02/06

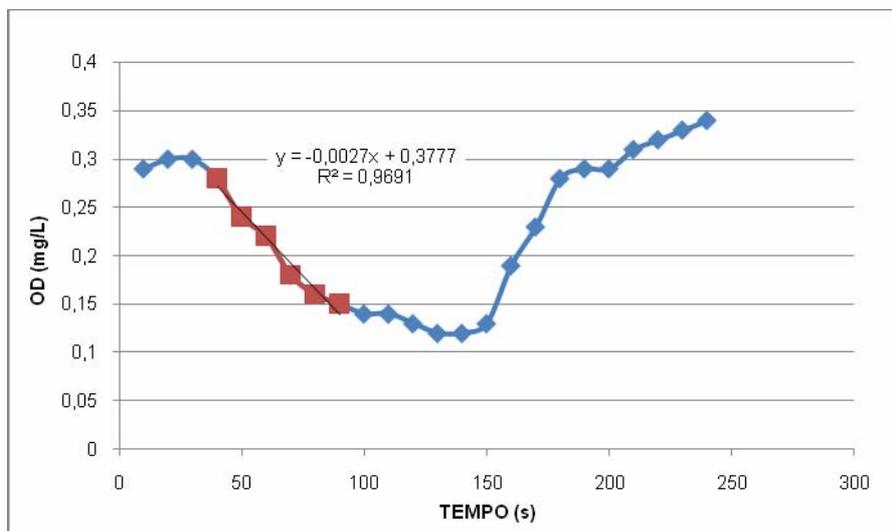


Figura 20 - Respirograma obtido no dia 08/06

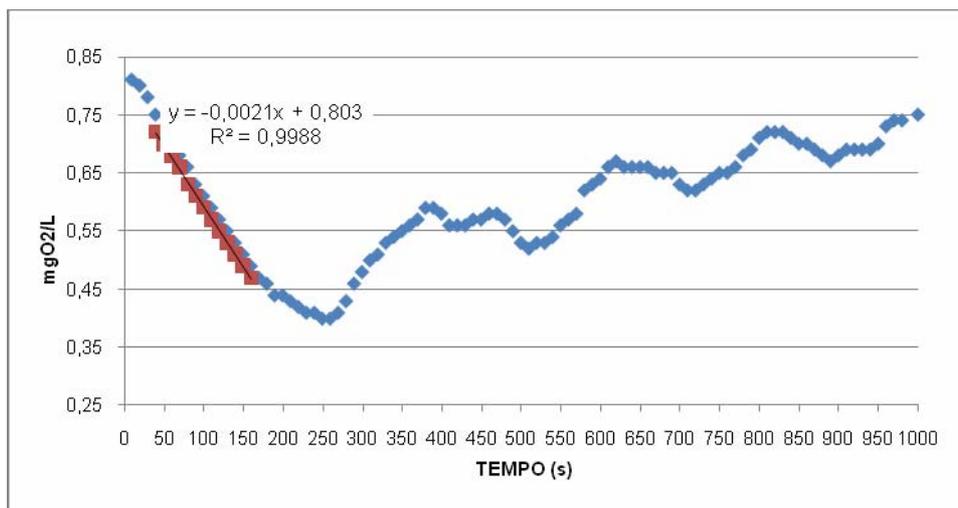


Figura 21 - Respirograma obtido no dia 15/06

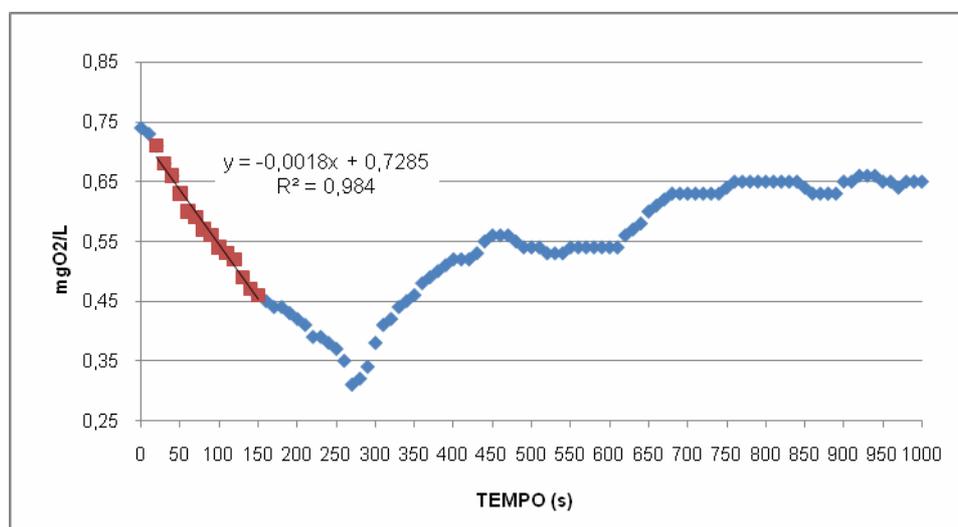


Figura 22 - Respirograma obtido no dia 22/06

Na Tabela 12 estão resumidos os valores de todos os testes realizados na Etapa I.

Tabela 12 - Valores de QO_2X , SST e QO_2 para a Etapa I

DATA	SST	VL	IVL	QO_2X	QO_2
	mg/L	mL/L	mL/g	mgO ₂ /L.s	mgO ₂ /g _{cel} .min
17/05	1148	85	74	0,0024	0,13
2/06	826	70,0	84,7	0,0028	0,20
8/06	1702	100,0	58,8	0,0027	0,10
15/06	1542	150,0	97,2	0,0021	0,08
22/06	1874	220,0	117,4	0,0018	0,06

Os valores de QO_2X ficaram abaixo dos obtidos por autores como Metcalf e Eddy (2003) e Souto (2007). Porém, Yoo *et al.* (2000) relataram resultados semelhantes (em torno de 10 $mgO_2/L.h$) em testes respirométricos na mesma fase do ciclo, ou seja, fase de respiração endógena.

Na Tabela 13 estão apresentados os valores de VL, IVL e SST. Os valores de IVL demonstram se tratar de um lodo com decantabilidade entre média e boa (VON SPERLING, 1997). Credita-se a isso a manutenção da alcalinidade no interior do reator, propiciando um ambiente desfavorável para a destruição do floco causada muitas vezes pelo baixo valor de pH e excesso de aeração. Efeito semelhante foi observado por Silva (2007) em reator híbrido em bateladas seqüenciais com IVL variando entre 81 mL/g e 122 mL/g.

Tabela 13 - Valores de VL, IVL e SST na Etapa I

DATA	VL	SST	IVL
	mL/L	mg/L	mL/g
17/05	85	1148,00	74
2/06	70,0	826,27	84,7
8/06	100,0	1702,00	58,8
15/06	150,0	1542,67	97,2
22/06	220,0	1874,67	117,4

5.3 Etapa II

A Etapa II, com duração de 94 dias (Tabela 5), foi monitorada através de oito ciclos, cada um com três coletas. Em cada coleta foram anotados valores de OD, pH e temperatura e realizadas análises de alcalinidade, sólidos suspensos totais, DQO total (DQO_T), DQO solúvel (DQO_S), NH_4^+-N , $NO_2^- -N$, $NO_3^- -N$ e PO_4-P . A concentração de oxigênio dissolvido no interior do reator foi mantida acima de 0,6 mg/L.

5.3.1 OD / pH

Na Figura 23 estão apresentados os valores médios da concentração de oxigênio dissolvido (OD) medidos durante os ciclos da Etapa II, com intervalo de duas horas. A linha de concentração de 0,6 mg/L representa o limite de OD estabelecido para esta etapa.

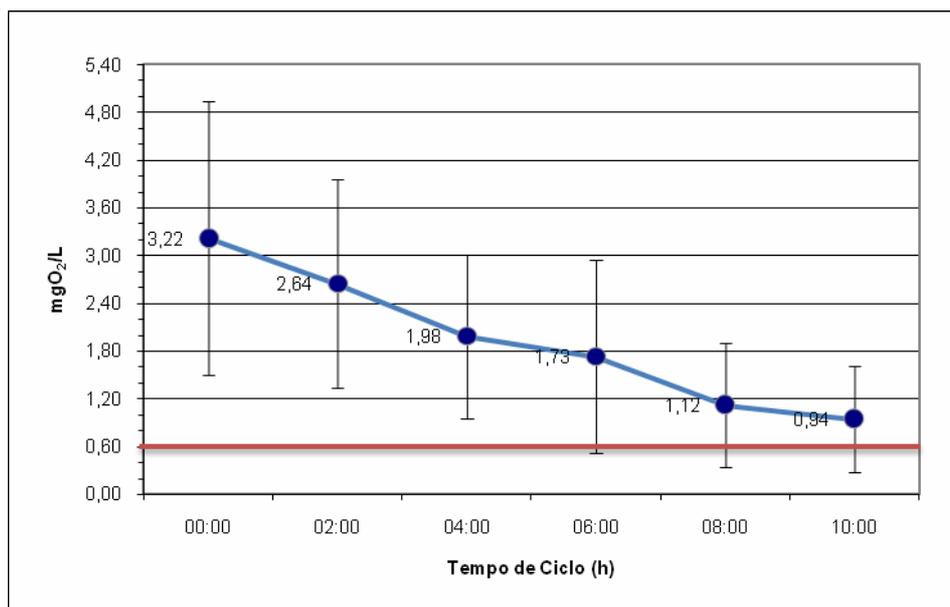


Figura 23 - Concentrações médias de OD durante os ciclos da Etapa II

De acordo com os dados de nível do reator RBS, na Etapa II a vazão média diária foi de 813,48 m³/d. Durante esta etapa, a idade de lodo foi mantida em 20 dias e a média da relação A/M ficou em 0,07 kg/kg.d, próximo da faixa indicada por Von Sperling (1997) (0,08 a 0,15 kg/kg.d), e dentro do considerado por Metcalf & Eddy (2003) como característica de lodo ativado do tipo aeração prolongada (0,04 a 0,10 kg/kg.d). A carga orgânica volumétrica (COV) média foi de 0,20 kgDQO/m³.d, ainda abaixo do valor típico de 0,3 kgDQO/m³.d para lodos ativados em aeração prolongada segundo Rittmann & MacCarty (2001), porém valor intermediário considerado por Metcalf & Eddy (2003).

Como agente alcalinizante foi utilizado cal hidratada (Ca(OH)₂) a uma quantidade de dois sacos com capacidade de 10 Kg diariamente, totalizando 1880 kg durante o período.

Em média a produção de nitrato-N foi de 32 mg/L e apenas 4,5 mgNO₃-N/L foi desnitrificado. De acordo com a literatura e já detalhado no item 3.2.2.3 para cada g de NO₃⁻-N produzido são consumidos 7,14 g de alcalinidade na forma de CaCO₃ e para cada g NO₃⁻-N consumido são produzidos 3,14 gCaCO₃. Desta forma, temos a necessidade de 0,223 g CaCO₃/L, multiplicando-se esse valor pelo volume do reator, temos a necessidade por ciclo de 188,1 kg de CaCO₃. O esgoto bruto fornecia em média 195 mg/L de alcalinidade CaCO₃, o que equivale à 49,25 kg de CaCO₃ fornecidos a cada ciclo. Finalmente tinha-se o déficit de alcalinizante de aproximadamente 138 kg de CaCO₃ por ciclo.

Os dados dos parâmetros de controle da operação do reator, correspondentes às médias das concentrações nas três coletas diárias durante os oito ciclos estão apresentados na Tabela 14.

Tabela 14 - Valores médios de OD, pH e Alcalinidade na Etapa II

	OD (mg/l)				pH				Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			
	ENT.	1 ^a	2 ^a	3 ^a	ENT.	1 ^a	2 ^a	3 ^a	ENT.	1 ^a	2 ^a	3 ^a
MEDIA	<0,1	2,71	2,15	2,25	7,16	6,06	6,03	6,32	195	42	38	34
σ^2	<0,1	1,94	0,89	1,06	0,23	0,36	0,49	0,28	18,61	13,27	10,81	9,54

5.3.2 Série Nitrogenada

As concentrações médias das espécies nitrogenadas durante os ciclos da Etapa II estão dispostas na Tabela 15.

Tabela 15 - Concentrações médias de NH₄-N e NO_x-N durante a Etapa II

	NH ₄ -N (mg/l)		NO ₂ -N (mg/l)		NO ₃ -N (mg/l)		N _{total} (mg/l)	
	MÉDIA	σ^2	MÉDIA	σ^2	MÉDIA	σ^2	MÉDIA	σ^2
ENT.	34	15,73	0,00	0,00	0	0,00	34	14,71
1 ^a Coleta	11	30,12	0,00	0,01	30	29,78	41	26,54
2 ^a Coleta	0,5	0,34	0,02	0,04	32	31,61	32	8,41
3 ^a Coleta	0,5	0,29	0,02	0,04	32	32,33	33	6,02

Atenta-se para a boa eficiência de remoção de amônia-N. Pode-se observar que no momento da primeira coleta, a concentração de amônia-N era baixa, e a mistura da primeira alimentação no reator não foi suficiente para incrementar consideravelmente essa concentração. Ainda os valores de NO_3^- -N nas três coletas ficaram muito próximos aos valores de NH_4^+ -N de entrada, indicando prováveis problemas de inibição da desnitrificação, que ficou em média em 16%.

O déficit de desnitrificação nesta etapa deve-se praticamente ao alto nível da concentração de oxigênio, pelo fato de que o fornecimento de matéria orgânica necessária às reações heterotróficas de desnitrificação não foi fator limitante. O fornecimento de carbono para a desnitrificação expresso pela relação mgDQO/mgN removido.L ou gDQO/gN.L ficou entre 3,92 e 20,20, portanto em acordo com Isaacs e Henze (1994) *apud* Pochana e Keller (1999) quando afirmaram que a relação ideal para que ocorra desnitrificação seja acima de 3,5 gDQO/gN removido.L.

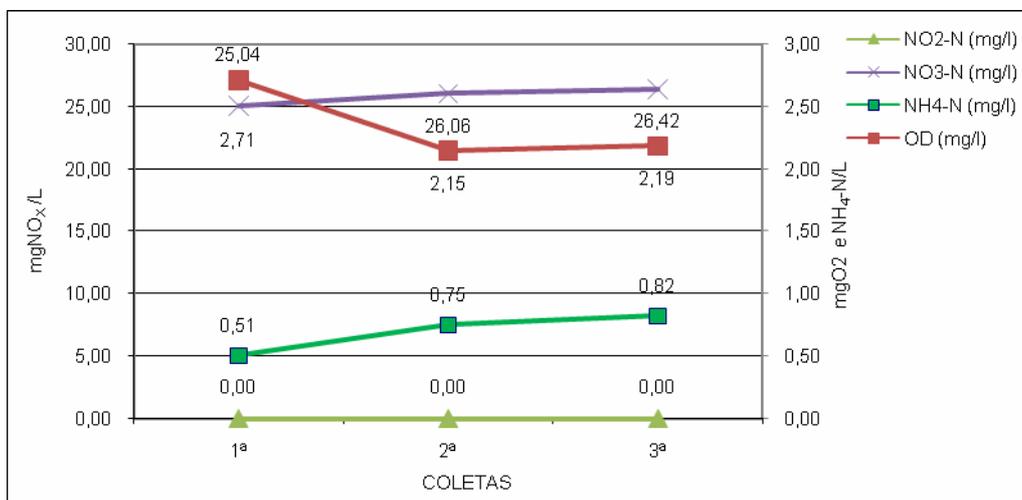


Figura 24 - Concentrações de OD, NH_4 -N e NO_x -N no ciclo monitorado em 13/07

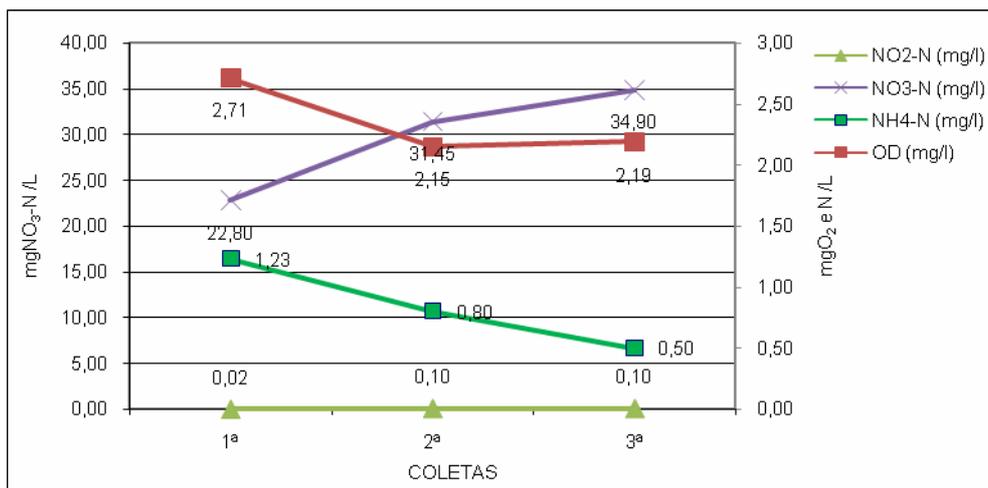


Figura 25 - Concentrações de OD, NH4-N e NOx-N no ciclo monitorado em 16/08

5.3.3 DQO₅ e Ortofosfato

Com relação ao início do ciclo, o reator obteve um bom desempenho reduzindo a concentração em aproximadamente 87%, ao partir de 82 mg DQO₅/L para 25 mgDQO₅/L com variações de 50 a 7 mgDQO₅/L na saída. Os dados das análises de DQOs estão ilustrados na Figura 26 e de ortofosfato na Figura 27.

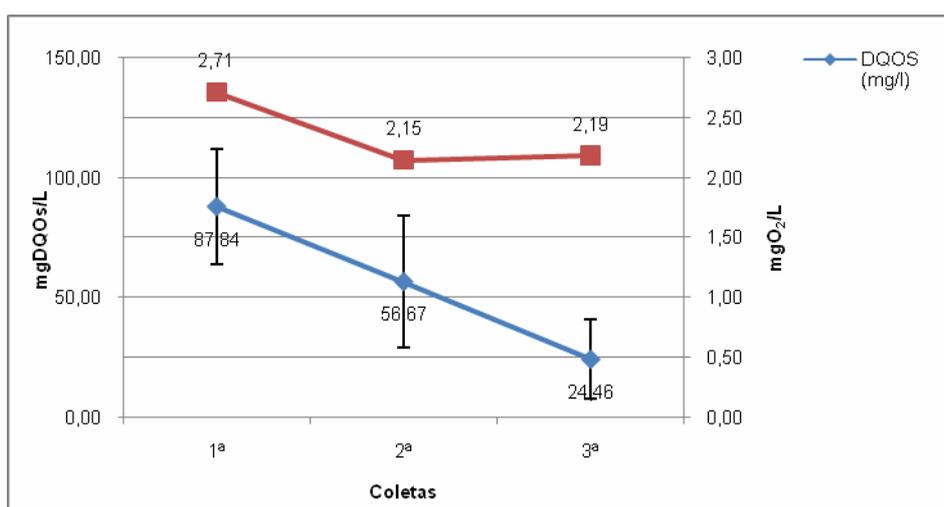


Figura 26 - Concentrações de DQOs e OD médias para a Etapa II

Em termos de DBO₅, aplicando-se o fator de 0,2 (METCALF & EDDY, 2003), este valor médio seria de 5 mgDBO₅/L. Levando-se em conta o Decreto

Estadual 14.250/81 de Santa Catarina que estipula o valor máximo de 60 mgDBO₅/L e o valor estimado de DBO₅ em função da concentração de DQO_S obtido, a eficiência de remoção de carga orgânica foi satisfatória, atendendo bem as exigências legais quanto a este parâmetro.

Durante os ciclos desta segunda etapa, as concentrações de fósforo na forma de ortofosfato (PO₄-P) foram ainda menores que na Etapa I. Mantiveram-se sempre abaixo de 2,0 mg/L e em médias variando de 1,02 e 1,18 mg/L, cujos valores estão demonstrados na Figura 27.

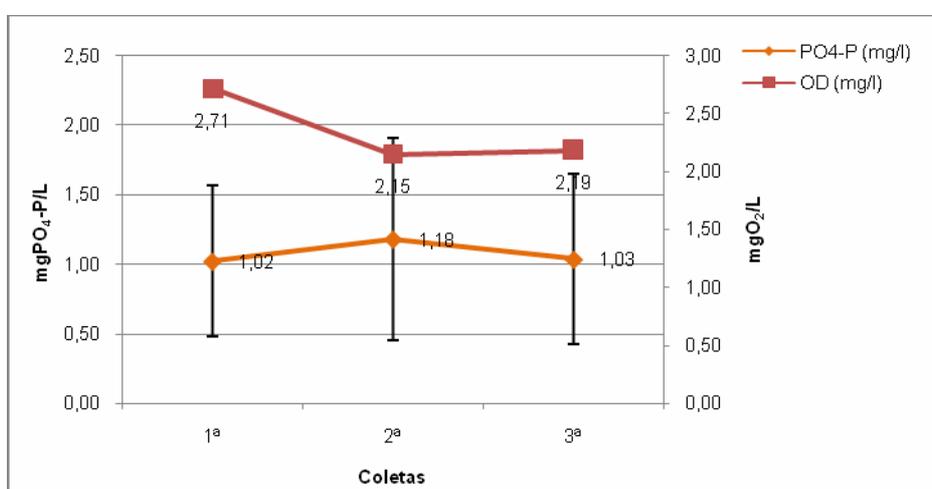


Figura 27 - Concentrações médias de PO₄-P durante os ciclos da Etapa II

Nesta etapa, o reator RBS se mostrou capaz de remover com eficiência o fósforo e a níveis ainda mais próximos do limite de 1 mg/L determinado pela legislação estadual de Santa Catarina (Decreto 14.250/81). Isto demonstra que a eficiência na remoção biológica de fósforo não foi afetada pela concentração de OD. Neste ponto, a presença de nitrato-N e as altas concentrações de oxigênio dissolvido, prejudiciais a um efetivo processo de biodesfosfatação (HOFFMANN, 2004), contrastam com as baixas concentrações encontradas.

5.3.4 *Respirometria*

Da Figura 29 até a Figura 32 estão ilustrados os resultados dos testes de respirometria “in loco” realizados nos dias de acompanhamento do ciclo.

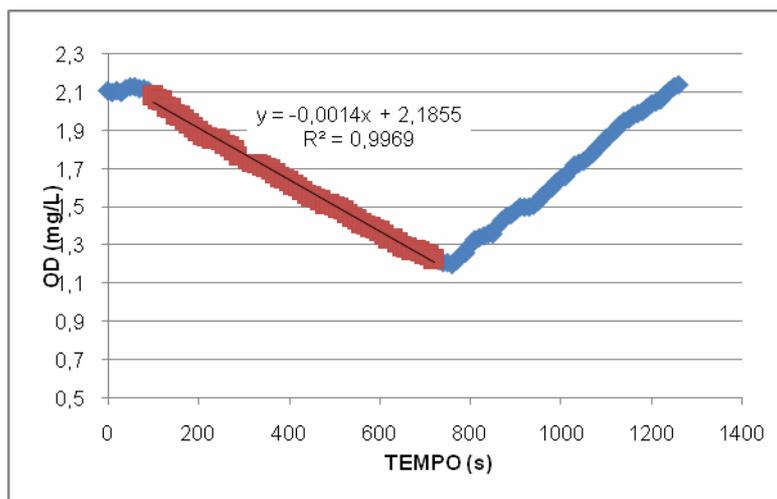


Figura 28 - Respirograma obtido no dia 29/06

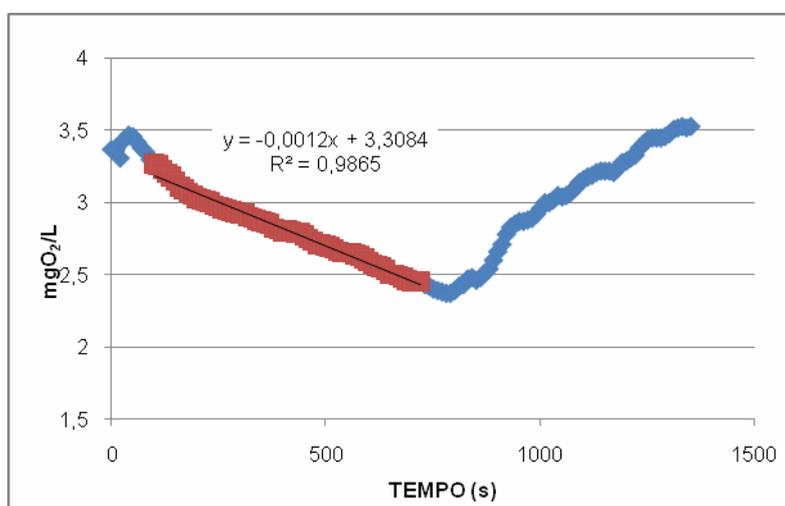


Figura 29 - Respirograma obtido no dia 13/07

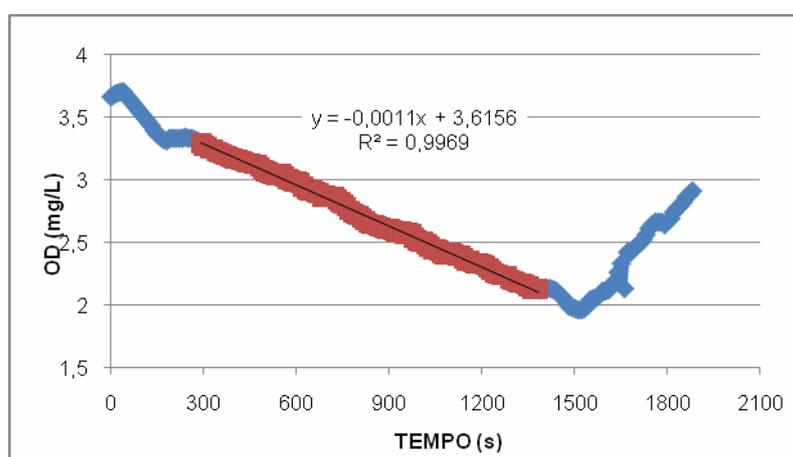


Figura 30 - Respirograma obtido no dia 27/07

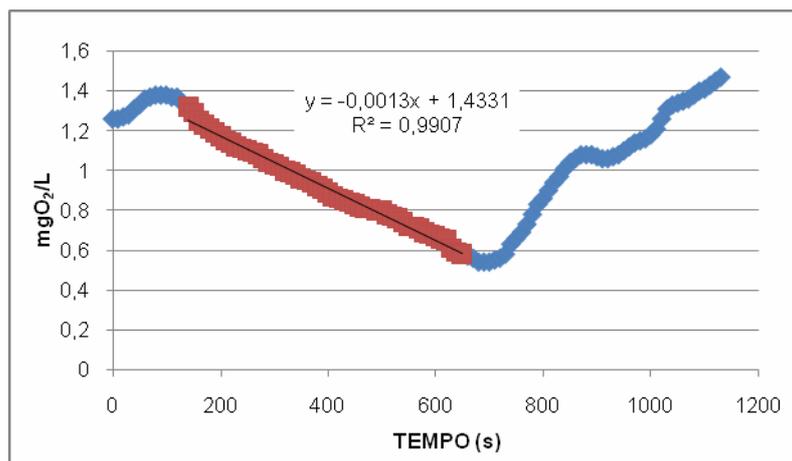


Figura 31 - Respirograma obtido no dia 03/08

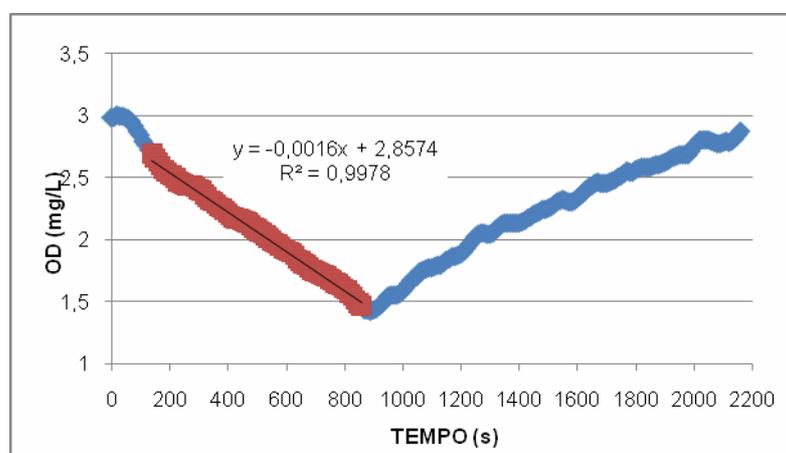


Figura 32 - Respirograma obtido no dia 16/08

Nos resultados da respirometria desta etapa, distribuídos na Tabela 16, a velocidade de consumo de oxigênio reduziu-se comparativamente à Etapa I. Mesmo pelo fato de que a relação A/M e a carga orgânica volumétrica (COV) aplicada tenham aumentado, não significou o aumento da velocidade de respiração. Ao contrário, em média este parâmetro reduziu-se pela metade em relação à etapa anterior. Quando, na Etapa I, o valor da velocidade ficou, em média, $0,0024 \pm 0,0004 \text{ mgO}_2/\text{L.s}$, na segunda etapa, este valor passou para, em média, $0,0013 \pm 0,0002 \text{ mgO}_2/\text{L.s}$.

Tabela 16 - Resultado dos testes respirométricos na Etapa II

DATA	SST	VL	IVL	QO ₂ X	QO ₂
	mg/L	mL/L	mL/g	mg/L.s	mgO ₂ /g _{cel} .min
29/06	1785	280	157	0,0014	0,05
13/07	1849	310	168	0,0011	0,04
20/07	2368	470	199	0,0013	0,03
27/07	2332	350	150	0,0011	0,03
3/08	2384	850	365	0,0013	0,03
10/08	1924	330	170	-	-
16/08	2526	550	218	0,0016	0,04
28/09	2220	380	171	-	-

Na Tabela 17 estão apresentados os valores de VL e IVL para a Etapa II. Comparando-os com os indicados por Von Sperling (2007) estes indicam piora na decantabilidade do lodo em relação à Etapa I, passando para a faixa entre média e péssima que, segundo o autor, é de valores de IVL maiores que 100 mL/g. O fato de os valores de pH estarem abaixo de 7,0, devido ao consumo elevado de alcalinidade pelas reações de nitrificação, prejudicou a formação do floco. Devido também à baixa desnitrificação, o efeito compensatório que seria produzido pela alcalinidade originada nesta fase, não colaborou para o aumento do pH e por isso a proliferação de microrganismos filamentosos cresceu-se em conjunto com a pulverização do lodo ativado.

Para Hoffmann *et al.* (2007), somente uma alcalinidade acima de 75 mgCaCO₃/L relacionada com a eficiência de desnitrificação é capaz de manter os valores de pH à níveis que não prejudiquem a formação dos flocos de lodos ativados.

Observando-se o gráfico apresentado na Figura 5, para os 16% de desnitrificação alcançados na etapa e 34 mgNH₄⁺-N/L em média no efluente bruto, seriam necessários cerca de 300 mgCaCO₃/L de alcalinidade para que não houvesse problemas com baixos níveis de pH. Como a alcalinidade média do efluente bruto era de 195 mgCaCO₃/L seria necessária uma eficiência de desnitrificação de quase 100%, portanto, assim como foi relatado por Hoffmann *et al.* (2007) níveis baixos de pH (abaixo de 6,5) favorecem o aparecimento de

bactérias filamentosas e a destruição do floco, aumentando os valores de IVL e da turbidez do efluente final.

Tabela 17 - Valores de VL, IVL e SST na Etapa II

DATA	VL	IVL	SST
	mL/L	mL/g	mg/L
29/06	280	157	1785
13/07	310	168	1849
20/07	470	199	2368
27/07	350	150	2332
3/07	850	365	2384
10/08	330	170	1924
16/08	550	218	2526
28/09	380	171	2220

Com vistas em melhorar as condições de sedimentabilidade poder-se-ia aumentar ainda mais a quantidade de cal adicionada no reator, a fim de aumentar a alcalinidade, entretanto isto acarretaria em aumento nos custos de operação.

5.3.5 Análise de FISH

A análise de FISH foi realizada apenas nesta segunda etapa e os resultados estão apresentados na Tabela 18.

Tabela 18 - Resultados da análise de FISH para a Etapa II

SONDA	Amostra do Lodo (20/08/07)
Caracterização geral da amostra	Amostra homogênea, com flocos regulares. Presença de grandes colônias, e células dispersas, sendo estas cocos, bacilos, diplobacilos e filamentosas. Presença de muito material extracelular.
EUB mix (todas as eubactérias)	Pequenas colônias e células isoladas - Algumas (\cong 20% DAPI)
ARC (Archaea)	Pequenas colônias e células isoladas – Algumas (\cong 30% DAPI)
EURY499 (grupos Methanosarina, Methanosaeta, Methanomicrobiales)	Pequenas colônias e células isoladas - Algumas (\cong 25% DAPI)

SONDA	Amostra do Lodo (20/08/07)
DSV 407 (Bactérias Sulfato Redutoras – <i>Desulfovibionaceae</i>)	Pequenas colônias e células isoladas - Poucas (\cong 15% DAPI)
AMX 820 anaerobic ammonium-oxidizing bacteria, Candidatus `Brocadia anammoxidans' and Candidatus `Kuenenia stuttgartiensis'	Não detectado (\cong 0% DAPI)
NEU (a maioria das Nitrosomonas + Nitrosococcus mobilis)	Pequenas colônias e células isoladas - Poucas (\cong 30% DAPI)
Continuação na próxima página	
Nso190 (Betaproteobactérias oxidadoras de amônia-N)	Pequenas colônias e células isoladas - Poucas (\cong 20% DAPI)
NIT3 (Nitrobacter spp)	Poucas colônias (\cong 10% DAPI)

Segundo Wagner e Amann (1997) *apud* Bento (2005), a relação entre as células hibridizadas com a sonda EUB e as células coradas com o DAPI fornece uma indicação da atividade metabólica das bactérias presentes em sistemas biológicos de tratamento de esgotos. Para Bento (2005), essa relação no biofilme de lodos ativados foi de aproximadamente 80% enquanto para as bactérias em suspensão em lagoas de estabilização foi de apenas 50%, sugerindo que as bactérias aderidas aos suportes estavam com o metabolismo mais ativo. Em sistemas de lodos ativados com baixa e elevada carga orgânica aplicada, Wagner *et al.* (1993) descrevem relações EUB/DAPI de 70 ± 7 e 89 ± 7 , respectivamente.

Hein de Campos (2006) ao realizar a técnica de FISH para analisar os microrganismos presentes na biomassa em suspensão em um reator de leito fluidizado em bateladas seqüenciais, encontrou a totalidade de eubactérias em relação às bactérias ativas no lodo, em torno de 5% DAPI de oxidadoras de amônia-N, 3% DAPI de *Nitrosomonas* e *Nitrosococcus mobilis* e quase nula a presença de *Nitrobacter spp.*

No presente estudo observou-se aproximadamente 20% EUB/DAPI, abaixo do relatado por esses autores, o que indica um metabolismo mais lento, confirmado pelos dados da respirometria.

Entretanto, com relação às demais bactérias, os resultados demonstraram atividade relacionada à remoção de nutrientes. Os resultados obtidos com as sondas NEU (30% DAPI), Nso 190 (20% DAPI) e NIT3 (10% DAPI) mostram que o lodo apresentava cerca de 30% de bactérias oxidadoras de amônia-N a nitrito-N (*Nitrosomonas* e *Nitrosococcus mobilis*) e algumas oxidadoras de nitrito-N a nitrato-N (*Nitrobacter*), indicando que o reator estava realizando o processo de nitrificação.

5.4 Comparações entre Etapa I e Etapa II

Com o objetivo de ilustrar mais claramente as observações demonstradas até agora, neste item será feito um paralelo entre as duas etapas, demonstrando eficiências de nitrificação, desnitrificação, alterações no volume de lodo, na alcalinidade no interior do reator e na velocidade de consumo de oxigênio (QO₂X).

Segundo Hoffmann *et al.* (2004), o esgoto com alcalinidade média de 243 mgCaCO₃/L, concentração média de 38 mgNH₄-N/L e 100% de nitrificação precisaria, no mínimo, de 80% de eficiência na desnitrificação para recuperar alcalinidade suficiente para manter o pH acima de 7,0. Entretanto, como as eficiências no processo de desnitrificação durante as duas etapas não passaram de 50%, com exceção apenas do dia 22/06, foi necessária a adição de alcalinizante durante o processo para que o pH não caísse a níveis extremos. A análise comparativa das eficiências durante as duas etapas está ilustrada na Figura 33.

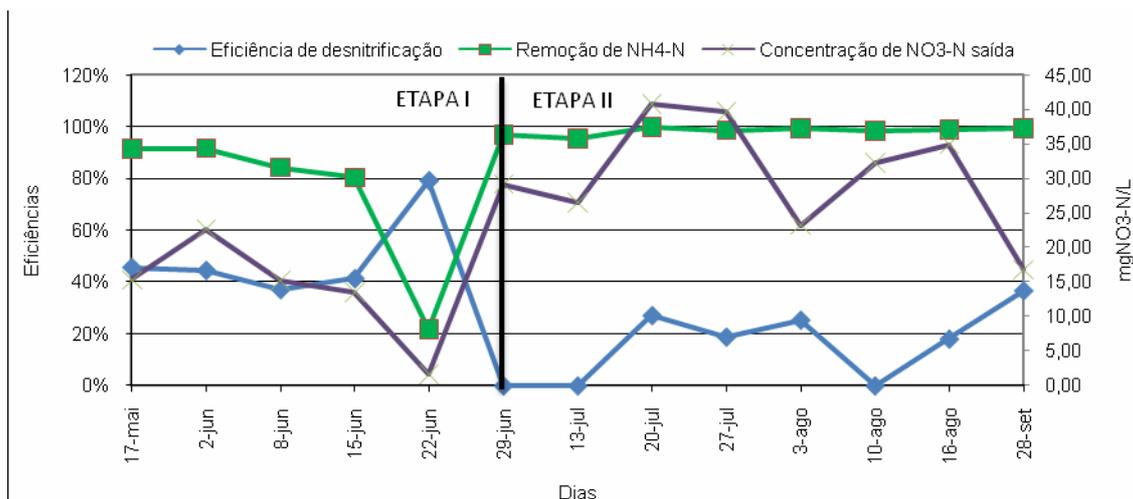


Figura 33 - Comparação entre as Etapas da desnitrificação, remoção de NH₄-N e conc. de NO₃-N no efluente.

Por meio da Figura 33 observa-se que a redução da amônia-N não variou consideravelmente entre as etapas, ficando em torno de 90% na Etapa I (exceto para o dia 22/06) e próximos dos 100% de remoção na Etapa II.

Diferentemente observa-se a concentração de saída de nitrato-N, a qual na Etapa I variou entre próximo de zero e 27 mgNO₃-N/L e na Etapa II foi superior, variando entre 15 e 45 mgNO₃-N/L. A forma em que se apresenta a porcentagem de desnitrificação e a grande produção de nitrato-N na Etapa II demonstram que houve inibição do processo de desnitrificação pelas altas concentrações de oxigênio dissolvido nessa etapa.

A Figura 34 confirma as observações anteriores. A concentração de amônia-N no efluente não teve grandes variações entre as etapas ficando em média 4,40 mgNH₄-N/L na primeira e 0,42 mgNH₄-N/L na segunda etapa. Apenas com a exceção do dia 22/06, em que a concentração de OD ficou muito próxima a zero e, conseqüentemente, a oxidação da amônia-N ficou prejudicada.

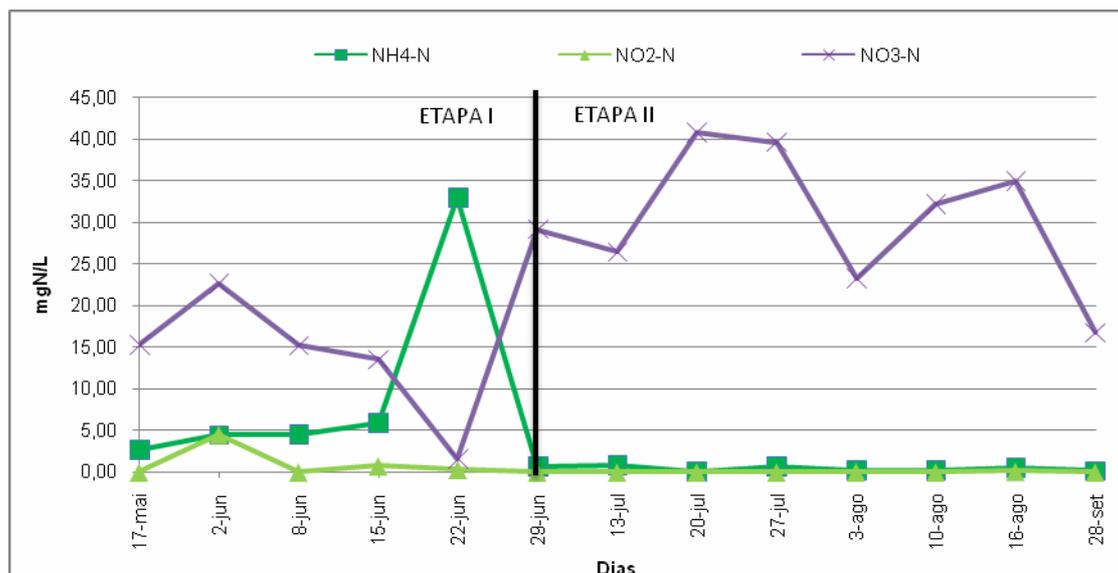


Figura 34 - Concentrações de NH₄-N, NO₂-N e NO₃-N no efluente

A concentração de nitrito-N não foi expressiva nas duas etapas, ao contrário do nitrato-N que claramente teve a sua transformação a nitrogênio gasoso na Etapa I, porém não da mesma forma na Etapa II.

Na Etapa I, a menor produção de nitrato-N aliada à oxidação satisfatória da amônia-N, leva a concluir que alguma forma de simultaneidade entre nitrificação e desnitrificação ocorreu. A formação de microzonas anóxicas e aeróbias no interior do floco é uma das formas de ocorrência desse processo (JU *et al.*, 2007). Entretanto, a presença de bactérias heterótrofas nitrificantes que oxidam a amônia-N diretamente a nitrogênio gasoso (YOO *et al.*, 1999) ou mesmo alguns tipos de microrganismos que são capazes de realizar SND sob condições de baixas concentrações de OD (ROBERTSON *et al.*, 1988), são possibilidades de explicar porque a velocidade de consumo de oxigênio foi maior na Etapa I.

A grande presença de nitrato-N no reator na Etapa II representa a não ocorrência do processo de desnitrificação. Isto porque para concentrações de OD entre 0,6 e 2,5 mg/L, ou até mais, dependendo do tamanho do floco a difusão do oxigênio no interior deste é completa, eliminando a possibilidade de ocorrência de microzonas anóxicas (ZHAO *et al.*, 1999). Desta forma, o fenômeno de nitrificação-desnitrificação simultâneas (SND) não ocorreu e

conseqüentemente a concentração de nitrato-N no efluente foi alta ($30,4 \pm 8,20$ mg/L).

Novamente observando a Figura 33, verifica-se o efeito negativo da concentração de OD a níveis muito baixos ($<0,1$ mg/L). Nota-se, no dia 22/06, uma deficiência na remoção de amônia-N e produção de nitrato-N, quando a concentração de oxigênio manteve-se na faixa de 0,08 mg/L.

Em geral, a remoção de nitrogênio total não foi suficiente para o atendimento à legislação, porém verificou-se que no efluente da estação, na Etapa I, a concentração deste foi menor do que na Etapa II. Excluindo-se os resultados do dia 22/06, considerando-os discrepantes, a diferença da concentração de nitrogênio total entre as etapas foi, em geral, de 10 mg/L, sendo mais baixa na Etapa I. Este valor pode observado nos resultados apresentados nas Tabela 11 e Tabela 15.

Através da Figura 35, verifica-se o acréscimo do volume de lodo na Etapa II, provavelmente causado pela queda do pH, que ficou entre 6,0 e 6,5, prejudicando a formação do floco e conseqüentemente na sedimentabilidade do lodo. Outro fator prejudicial é o excesso de gás presente no floco, originário da aeração excessiva. Fato confirmado pelos valores de IVL também superiores em relação aos da Etapa I. O aparecimento de uma quantidade maior de escumas na superfície do reator também foi observada na Etapa II.

Problemas relacionados à má oxigenação e crescimento exagerado de bactérias filamentosas foram encontrados por Silva *et al.* (2007) em um reator em bateladas sequenciais híbrido. No estudo realizado, os valores de IVL permaneceram entre 50 e 150 mL/g, faixa semelhante à da Etapa I. Apesar de apresentar sedimentabilidade de boa a média, observaram baixos valores das velocidades de sedimentação, no lodo, para um sistema híbrido. Fator também citado por Jenkins *et al.* (1993) considerando a maior suscetibilidade do lodo ao *bulking* em baixas concentrações de oxigênio dissolvido.

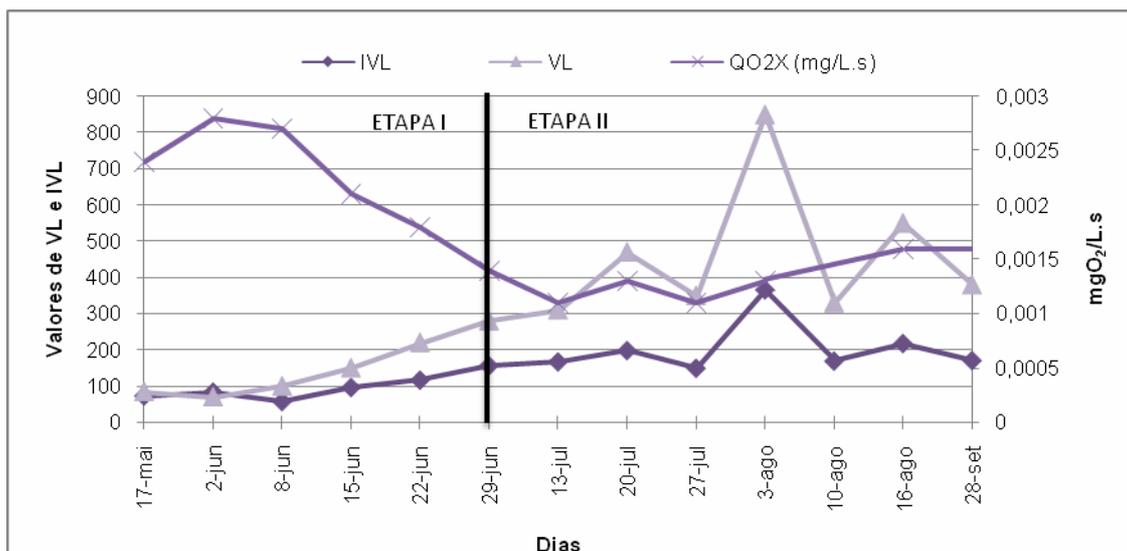


Figura 35 - Representação de VL, IVL e QO₂X nas duas etapas

Os dados de velocidade de consumo de oxigênio (QO₂X) demonstraram haver em ambas as etapas certa estabilidade na operação, principalmente ao se observar o pequeno desvio padrão encontrado. Na Etapa I a média de QO₂X foi de $0,0024 \pm 0,0004$ mgO₂/L.s, enquanto que na Etapa II baixou para em média $0,0013 \pm 0,0002$ mgO₂/L.s. Este decréscimo do valor, acredita-se que tenha ocorrido em razão de que, com menos oferta de oxigênio no meio, os microrganismos tenham ampliado, em momentos de escassez, a sua capacidade de assimilação de oxigênio. Outra explicação para o fato seria de que as bactérias presentes na Etapa I seriam nitrificantes heterótrofas, caracterizadas por possuir uma velocidade de crescimento maior (ROBERTSON & KUENEN, 1992), e por isso uma cinética de consumo de oxigênio também maior.

Quanto à remoção de fósforo o estudo resultou em dados satisfatórios de eficiência. Além de se manter praticamente constante durante as duas etapas, teve sua eficiência situada entre 80 e 100%. As concentrações do efluente final variaram em torno de 1,03 e 1,34 mg/L, próximos ao limite determinado pela legislação de SC que determina para o lançamento de efluentes tratados em corpos receptores lênticos 1 mg/L de P_{total}. Ju *et al.* (2007) também observaram remoção de fósforo em baixas concentrações de OD (abaixo de 0,8 mg/L). Entretanto os piores resultados foram obtidos nesta

faixa, em torno de 12% de eficiência. Segundo os autores, as melhores eficiências foram obtidas quando foi aplicada aeração cíclica variando entre fases com alta concentração de OD (2 mg/L) e baixa (0 mg/L). Porém o problema encontrado naquele estudo foi de que durante quase a totalidade do período de baixa concentração, o montante de nitrato-N produzido na fase anterior prejudicial ao processo de biodesfosfatação, era desnitrificado sobrando pouco tempo para a criação de condições anaeróbias e assim reduzindo o tempo para reações de absorção de fosfato pelas bactérias.

O mesmo não ocorre quando a concentração de OD é constantemente baixa.

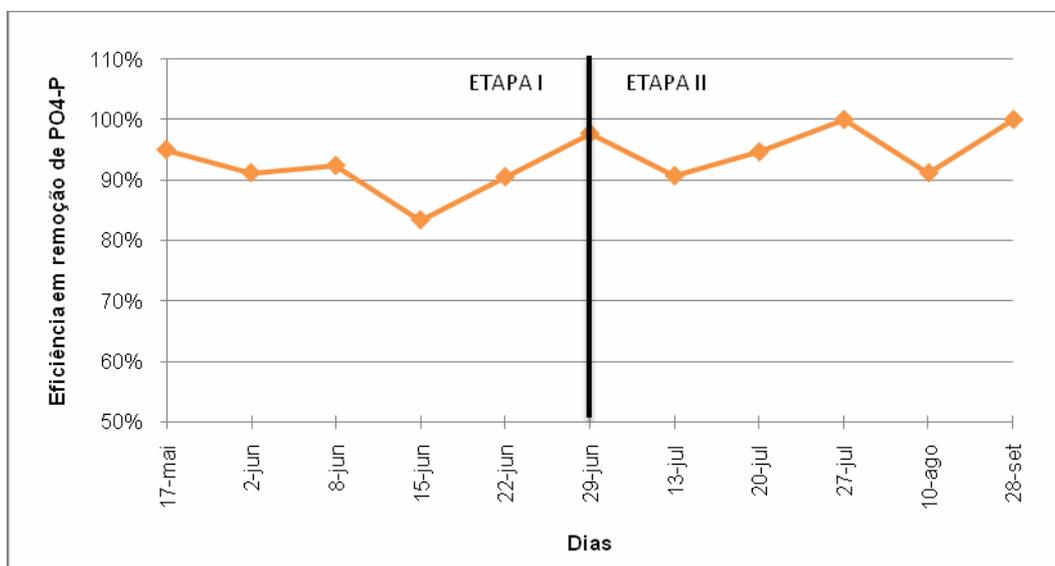


Figura 36 - Eficiência de remoção de fósforo durante as duas etapas.

5.4.1 Avaliação do consumo de energia entre as etapas

Durante a Etapa I, o consumo de energia total para operação da ETE, em consequência predominantemente do funcionamento dos aeradores, foi em média, de 12.575,94 kWh/mês. Fazendo-se uma análise econômica, como o valor por kW cobrado pela concessionária distribuidora de energia (CELESC) é

de R\$ 0,346465 (valor em 04/2008), o custo mensal médio durante a etapa foi de R\$ 4.357,12.

Mantendo-se a mesma rotina de operação da Etapa I, durante o intervalo de duração da segunda etapa, o consumo de energia total da operação, também em consequência predominante do funcionamento dos aeradores foi totalizado, em média para o período, 18.001,88 kWh/mês. Utilizando-se o mesmo valor atualizado em reais do kWh cobrado pela concessionária distribuidora de energia (CELESC, R\$ 0,346465), o custo mensal médio durante a Etapa II foi de R\$ 6.237,02.

Como era esperada, a quantidade de energia elétrica empregada na aeração do reator RBS foi maior na segunda etapa. A utilização de apenas um aerador, mantendo-se o nível de oxigênio conforme referências abaixo de 0,6 mgO₂/L (MÜNCH, 1996; HOFFMANN *et al.*, 2007; JU *et al.*, 2007), representou uma redução de cerca de 30% no consumo. Vale lembrar que esta redução foi para apenas um reator do sistema (Reator I), o segundo (Reator II) permaneceu operando normalmente conforme projeto.

Portanto, a economia durante os meses de estudo foi, em média, de aproximadamente 2 mil reais e 6 MWh por mês de funcionamento. Ao final do período de um ano, a redução de 72 MWh representaria a energia fornecida por uma termelétrica consumindo 24 ton. de carvão (1 g carvão = 0,003 kWh) ou 12.480 litros de óleo combustível (1 ton. carvão = 0,52 m³ óleo combustível).

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Para o presente estudo foi realizado o acompanhamento durante 148 dias dos principais parâmetros de operação de um reator de lodos ativados em sistema de bateladas seqüenciais (RBS), em escala real, operado de forma escalonada e com aeração contínua, a fim de obter condições para que ocorressem reações de nitrificação e desnitrificação simultâneas (SND).

O reator estudado mostrou-se um sistema de tratamento de esgotos que efetivamente pode ser mais eficiente por meio de ajustes nas diversas fases de operação.

Nas condições de aeração adotadas, o reator apresentou alta eficiência de nitrificação, porém apenas na Etapa I houve redução do nitrogênio total a forma gasosa (desnitrificação). A eficiência de remoção de fósforo nas duas condições de aeração empregadas foi além do esperado, o que revela o potencial dessa forma de operação frente a uma das atuais dificuldades de grande parte dos sistemas de tratamento de esgotos.

Em relação a desnitrificação, os resultados do estudo indicam a possibilidade de realização de testes que utilizem uma faixa de oxigênio ainda mais controlada, a fim de aperfeiçoar ainda mais este processo. Ainda assim, a eficiência não atingiu níveis comparáveis aos atingidos em operações com aeração intermitente e formação de fases anóxicas. Porém, vale ressaltar que neste caso, o gasto energético do processo de tratamento acaba por ser maior, devido tanto à necessidade de utilização de uma quantidade maior de aeradores, quanto às partidas intermitentes dos motores destes equipamentos, que, ainda por sua vez, provocam a redução da sua vida útil.

A utilização de energia elétrica foi maior na Etapa 2, que teve alta eficiência de nitrificação, porém sem a ocorrência de desnitrificação. Na Etapa 1, considerada de maior eficiência, pois obteve-se também a desnitrificação, os custos energéticos foram menores, mostrando que o sistema pode ser mais eficiente e econômico a partir de novas pesquisas, como as tratadas aqui neste trabalho.

A seguir seguem considerações específicas quanto aos fatores operacionais encontrados para nitrificação e desnitrificação simultâneas, qualidade do esgoto tratado e finalmente, recomendações para estudos futuros:

6.1 Fatores operacionais básicos ligados ao processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas - SND

Durante a Etapa I foi observado o processo SND, pois mesmo com baixas concentrações de OD no reator, este conseguiu remover a amônia-N, produzindo um efluente com concentrações reduzidas de NOx-N. Enquanto que na Etapa II, quando as concentrações de OD excederam 2 mgO₂/L, praticamente toda a amônia presente no afluente foi convertida a nitrato que permaneceu no efluente.

Operando-se com concentração de oxigênio limitada em 0,6 mg O₂/L (Etapa I) eram necessários 10 kg de cal para manter o pH em torno de 7,5 e assim manter reduzida a necessidade de alcalinizante a ser adicionado no reator em comparação com a segunda etapa. Na Etapa II tinha-se um déficit de alcalinizante de aproximadamente 30 kg de CaCO₃ por ciclo, eram então adicionados 20 kg, não suficientes para a manutenção do valor de pH acima de 6,5. A fim de elevar o valor médio do pH seria necessária a adição de mais alcalinizante aumentando-se os custos. Nesta segunda etapa, o pH permaneceu em torno de 6,5 e provocou piora nas condições de sedimentabilidade do lodo, prejudicando a qualidade do efluente.

Acima de 0,6 mg O₂/L, exigiu-se maior consumo de alcalinizante para que o valor de pH não se reduzisse a níveis indesejados, mais energia foi aplicada na operação e observou-se formação de escumas na superfície devido ao excesso de aeração. Nessa condição, a sedimentabilidade do lodo foi prejudicada.

O consumo de energia empregada na aeração do reator RBS em estudo foi inferior na Etapa I quando era utilizado apenas um aerador. A diferença de consumo de energia entre as etapas ficou em média 6 MWh/mês.

6.2 Parâmetros indicando a qualidade do efluente tratado e a cinética de degradação biológica

Na Etapa I a eficiência de nitrificação permaneceu em torno de 74%, e foi maior na Etapa II ficando em torno de 99%.

Embora a concentração de nitrogênio total na saída tenha sido praticamente a mesma nas duas etapas, a eficiência de remoção de nitrogênio total foi melhor na Etapa I com 50% em média, enquanto a Etapa II teve apenas 19%.

O processo de remoção da carga orgânica, em termos de DQO, não sofreu prejuízo em nenhum dos regimes de OD. Tanto a eficiência de remoção como as concentrações de saída de DQO não se alteraram significativamente entre as duas etapas, ficando em 91% e 18,89 mg/L na Etapa I e 83% e 33,17mg/L na Etapa II. Da mesma forma, em nenhuma das etapas o efluente apresentou DQO acima do limite exigido pela legislação ambiental de Santa Catarina.

A eficiência de remoção de fósforo permaneceu inalterada durante as Etapas I e II, ficando na faixa entre 80 e 100%. O efluente final apresentou concentrações médias de 1,2 mg/L, estando de acordo com as exigências para lançamento, segundo a legislação ambiental de Santa Catarina.

A respirometria auxiliou na interpretação dos resultados ao mesmo tempo em que serve como uma ferramenta prática na hora de identificar problemas operacionais no interior do reator.

Um fato importante ligado à respirometria foi que, em níveis mais baixos de OD, caso da Etapa I em que as concentrações eram inferiores a 0,6 mg O₂/L, a velocidade de consumo de oxigênio (QO₂X) foi superior do que para níveis mais altos ou acima de 0,6 mg O₂/L como foi o caso da Etapa II. Enquanto na primeira etapa ficou em média 0,0024 ± 0,0004 mgO₂/L.s, na segunda baixou para em média 0,0013 ± 0,0002 mgO₂/L.s. Este decréscimo do valor pode ter ocorrido em função do estresse bacteriano, devido a uma menor oferta de oxigênio no meio, os microrganismos tenham ampliado a sua capacidade de assimilação de oxigênio, ou devido à presença de bactérias nitrificantes heterótrofas, caracterizadas por possuir uma velocidade de crescimento maior que as nitrificantes autótrofas.

6.3 Recomendações

Em vista dos resultados obtidos, para a seqüência dos estudos, são feitas as seguintes recomendações:

- Efetuar estudos limitando a concentração de OD no reator entre 0,6 e 1 mgO₂/L, faixa intermediária à deste estudo;
- Efetuar medidas de biologia molecular (FISH, PCR) com mais freqüência, a fim de identificar melhor os grupos bacterianos presentes no processo de tratamento biológico;
- Realizar testes respirométricos em bancada detalhados ao longo do ciclo adicionando inibidores para bactérias oxidadoras de amônia-N, a fim de obter valores mais exatos da velocidade de consumo de oxigênio;
- Estudar o processo de SND em reator em escala real com diferentes idades de lodo e diferentes tempos de ciclo.

Estudar a influência de redução de O₂ para a produção de lodo em excesso.

Comparar a estratégia utilizada na Etapa I com enchimento escalonado, estratégia convencional para remoção de nitrogênio (nitrificação seguida de desnitrificação) e fósforo (desnitrificação)

7 REFERÊNCIAS

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

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., FOLADORI, P. Método Respirométrico para o monitoramento de processos biológicos. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 1, p. 4-23, 2005.

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

BENTO, A. P. **Tratamento de Esgoto Doméstico em Lagoas de Estabilização com Suportes para o Desenvolvimento de Perifiton – Biofilme**. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. UFSC. Florianópolis, 2005. 197p.

BERTANZA, G. Simultaneous nitrification-denitrification process in extended aeration plants: Pilot and real scale experiences. **Water Science and Technology**. v. 35, n. 6, p. 53-61, 1997.

BORZANI, W; LIMA, U. A; AQUARONE E. **Engenharia Bioquímica**. Vol. 3. Editora da Universidade de São Paulo, 1975. 300 p.

BRASIL. Lei Ordinária n.º 10.257 de 10 de julho de 2007.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente – CONAMA. Resolução n.º 397, de 03 de abril de 2008. Disponível em: <<http://www.http://www.mma.gov.br/conama/>>. Acesso em: 25/05/2008.

BRASIL. Conselho Nacional de Meio Ambiente – CONAMA. Resolução n.º 357, de 17 de março de 2005. Disponível em: <<http://www.http://www.mma.gov.br/conama/>>. Acesso em: 25/05/2008.

CASTRO, M. L., 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**. CD-ROM. Joinville/SC. Rio de Janeiro: ABES, 2003.

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

ECKENFELDER Jr., **W.W. Principles of water quality management**. Boston, CBI. 1980. 717 p.

FERNANDES, J. G. S.; VAN HAANDEL, A.; CAVALCANTI, P. F. F. e COURA, L. R. Utilização da Respirometria no Controle Operacional de Sistemas Aeróbios de Tratamento de Águas Residuárias - A Experiência da CETREL. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. V. 6, n. 4, 2001. pp 131 a 137.

GONÇALVES, R.F; CHERNICHARO, C. A. L.(coordenador); NETO, C. O. A.; ALÉM SOBRINHO, P.; KATO, M.T; COSTA, R. H. R.; AISSE, M. M.; ZAIAT, M. **Pós -Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios**. Cap. 4 - Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios por Reatores com Biofilme, p. 171 – 278; PROSAB 2; 2001.

GRADY, C. P. L., JR., DAIGGER, G. T., AND LIM, H. C. (1999). "Biological Wastewater Treatment". 2nd edition, Marcel Dekker, New York.

HEIN DE CAMPOS, R. Estudo da remoção de carbono e nitrogênio de efluentes urbanos em um reator de leito fluidizado operado em bateladas seqüenciais. Tese (Doutorado em Engenharia Ambiental) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental. UFSC. Florianópolis, 2006. 215p.

HENZE, M., HARREMOËS, P., JANSEN J. LA C., ARVIN. E. **Wastewater treatment: Biological and Chemical Processes**. Springer, 2001. 430 p.

HENZE, M. Capabilities of biological nitrogen removal processes from wastewater. **Water Science Technology**. V. 23, pp. 669-679, 1991.

HOFFMANN, H.; THANS, F. C.; RAE, M. J. PLATZER, C.; COSTA, R. H. R. Controle da nitrificação e desnitrificação em paralelo via concentração de oxigênio em reator operado em bateladas seqüenciais (RBS) em escala real para tratamento de esgotos sanitários. **24º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. CD-ROM. Belo Horizonte/MG. Rio de Janeiro: ABES, 2007a.

HOFFMANN, H; COSTA; T.B.; WOLFF; D.B.; PLATZER, C. e COSTA, R.H.R. The Potential of Denitrification for the Stabilization of Activated Sludge Processes Affected by Low Alkalinity Problems. **Brazilian Archives of Biology and Technology**. V. 50, n. 2 : pp. 329-337. 2007b.

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

HOFFMANN, H.; PELLIZZARO BENTO, A.; PHILIPPI, L. S. e BELLI FILHO, P. Utilização da imagem microscópica na avaliação das condições de operação - uma aplicação da experiência da Alemanha em estações de tratamento no

Brasil. In: **21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. CD ROM Anais. João Pessoa/PB, 2001.

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

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

JU L.-K.; HUANG, L.; TRIVERDI, H. Simultaneous Nitrification, Denitrification, and Phosphorus Removal in Single-Tank Low-Dissolved-Oxygen Systems Under Cyclic Aeration. **Water Environment Research**. V. 79, n. 8. 2007. pp. 912-920.

KELLER, J., SUBRAMANIAM, K., GÖSSWEIN, J., GREENFIELD, P.F. Nutrient removal from industrial wastewater using single tank sequencing batch reactors. **Water Science and Technology**, v. 35, n. 6. 1997. pp. 137-144.

METCALF E EDDY. **Waste Engineering: treatment, disposal and reuse**. McGraw Hill, 4ª ed. 2003.

MUNCH, E. V.; LANT, P.; KELLER, J. Simultaneous nitrification and denitrification in bench-scale sequencing batch reactors. **Water Research**. v. 30, n. 2, pp. 277-284, 1996

PINTO-COELHO, R.M., GIANI, A. E VON SPERLING E. **Ecology and Human Impact on Lakes and Reservoirs in Minas Gerais**. Segrac. Belo Horizonte, 193 p. 1994.

POCHANA K., KELLER J. Study of Factors affecting simultaneous nitrification and Denitrification (SND). **Water Science and Technology**. v. 39, pp. 61-68. 1999.

RITTMANN, B. & McCARTY, P. **Environmental Biotechnology: Principles and Applications**. McGraw Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering. 2001.

ROBERTSON, L. A.; KUENEN, J. G. The effect of electron acceptor variations on the behavior of *Thiosphaera pantotropha* and *Paracoccus denitrificans* in pure and mixed cultures. **FEMS Microbiology Letters**, v. 86, n. 3, 1992, pp. 221-228.

ROBERTSON, L. A.; VAN NIEL, E. W. J.; TORREMANS, R. A. M.; KUENEN, J. G. Simultaneous Nitrification and Denitrification in Aerobic Chemostat Cultures of *Thiosphaera pantotropha*. **Appl. Environmental Microbiology**. V. 54, pp. 2812-2818. 1988.

SANTOS, A. V.; CYBIS, L. F. DE A.; GEHLING, G. R.. Determinação do tempo necessário para oxidação da matéria orgânica facilmente biodegradável em reator seqüencial em batelada (RSB) com enchimento estático. **Eng. Sanitária e Ambiental**. V. 11 n. 1, pp. 83-91. 2006.

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

SILVA, B. S.; WOLFF, D. B.; SOUTO, V. S.; PÉRTILE, E.; COSTA, R. H. R. Avaliação da Sedimentabilidade do Lodo em Reator Híbrido com Bateladas Seqüenciais. In: **24º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA AMBIENTAL**. CD ROM. Anais... ABES, Belo Horizonte/MG, 2007.

SILVA MARTINS, D. **Avaliação da Transferência de Oxigênio em um Reator Aerado com Enchimento Plástico Submerso para Esgoto Sanitário**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade de São Paulo. São Paulo/SP, 2002. 149 p.

STROUS, M., VAN GERVEN, E., ZHENG, P., KUENEN, J. G., JETTEN, M. S. M. Ammonium removal from concentrated waste streams with the anaerobic ammonium oxidation (Anammox) process in different reactor configurations. **Water Research**, v. 31, n. 8. 1997. pp. 1955-1962.

TUCCI, A., SANT'ANNA, C. L. *Cylindrospermopsis raciborskii* (Woloszynska) Seenayya & Subba Raju (Cyanobacteria): variação semanal e relações com fatores ambientais em um reservatório eutrófico. **Revista Brasileira de Bot.**, v.26, n.1. 2003. pp.97-112.

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

VAN HAANDEL, A. C., LETTINGA, G. **Tratamento Anaeróbio de Esgotos. Um manual para regiões de clima quente**. Ed. Epgraf. Campina Grande, 1994. 208p.

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.

VON SPERLING, M. **Lodos Ativados**. Vol. 4. Ed. DESA-UFMG. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, DESA, Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 1997. 428p.

VON SPERLING, M. **Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos**. Vol. 2. Ed. DESA-UFMG. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, DESA, Universidade Federal de Minas Gerais. Belo Horizonte, 1996. 211p.

VAN LOOSDRECHT, M.C.M. & JETTER, M.S.M. Microbiological Conversions in Nitrogen Removal. **Water Science & Technology**, v. 38, n.1, pp.1-7. 1998.

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.

YOO, H.; AHN, K-H.; LEE, H-J; LEE, K-H; KWAK, Y-J; SONG, K-G. Nitrogen Removal from Synthetic Wastewater by Simultaneous Nitrification and Denitrification (SND) Via Nitrite in an Intermittently-Aerated Reactor. **Wat. Res.** v. 33, n. 1, pp. 145-154, 1999.

YOONG, E. T.; LANT P. A.; GREENFIELD, P. F. In situ respirometry in an SBR treating wastewater with high phenol concentrations. **Wat. Res.** v. 34, n. 1, pp. 239-245, 2000.

ZHAO, H. W.; MAVINIC, D. S.; OLDHAM W. K.; KOCH, F. A. Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two- stage intermittent aeration process treating domestic sewage. **Water Research.** v. 33, n. 4, pp. 961 - 970, 1999.