

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

**OPERAÇÃO DE REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS
VISANDO A NITRITAÇÃO DE LIXIVIADO DE ATERRO
NOVO: AVALIAÇÃO EM ESCALA DE BANCADA**

ENEIDA CAMPOS FELIPE DE BRITES

ORIENTADOR (A): ARIUSKA KARLA BARBOSA AMORIM

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E
RECURSOS HÍDRICOS

PUBLICAÇÃO: PTARH.DM – 115/08
BRASÍLIA/DF: SETEMBRO – 2008

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

**OPERAÇÃO DE REATOR EM BATELADAS SEQUÊNCIAIS
VISANDO A NITRITAÇÃO DE LIXIVIADO DE ATERRO NOVO:
AVALIAÇÃO EM ESCALA DE BANCADA**

ENEIDA CAMPOS FELIPE DE BRITES

**DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL
E AMBIENTAL DA FACULDADE DE TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE DE
BRASÍLIA COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A
OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E
RECURSOS HÍDRICOS.**

APROVADA POR:

**Prof.^a Ariuska Karla Barbosa Amorim, DSc (ENC- UnB)
(Orientadora)**

**Prof. Dr.^a Cristina Célia Silveira Brandão, PhD (ENC – UnB)
(Examinador Interno)**

**Prof. Titular Pedro Além Sobrinho, DSc (Poli – USP)
(Examinador Externo)**

BRASÍLIA/DF, 26 DE SETEMBRO DE 2008

FICHA CATALOGRÁFICA

FELIPE, ENEIDA CAMPOS

Operação de Reator em Bateladas Seqüenciais Visando a Nitritação de Lixiviado de Aterro Novo: Avaliação em Escala de Bancada [Distrito Federal. 2008].

xix, 146p. 210 x 297 mm (ENC/FT/UnB, Mestre, Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, 2008).

Dissertação de Mestrado – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia.

Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

1. Tratamento de Lixiviado

2. Acúmulo de Nitrito

3. Remoção de Nitrogênio via Nitrito

4. Reator em Bateladas Seqüenciais

I. ENC/FT/UnB

II. Título (série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

FELIPE, E. C. (2008). Operação de Reator em Bateladas Seqüenciais Visando a Nitritação de Lixiviado de Aterro Novo: Avaliação em Escala de Bancada. Dissertação de mestrado em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, Publicação PTARH.DM-115/08, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, 146p.

CESSÃO DE DIREITOS

AUTOR: Eneida Campos Felipe de Brites

Título: Operação de Reator em Bateladas Seqüenciais Visando a Nitritação de Lixiviado de Aterro Novo: Avaliação em Escala de Bancada

Grau: Mestre

Ano: 2008

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias desta publicação de mestrado e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva os direitos de publicação e nenhuma parte desta dissertação de mestrado pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

Eneida Campos Felipe de Brites

Av. Parque Águas Claras, Lote. 2495

Ed. Portal do Parque Apto. 1203 – Águas Claras

71906-500 – Brasília – DF – Brasil

Endereço eletrônico: eneidaesa@yahoo.com.br

*À minha mãe, por ser a peça chave
nessa conquista, e ao meu marido Renan,
pelo amor, incentivo e companheirismo
prestado ao longo do curso.*

Com todo meu carinho, dedico.

AGRADECIMENTOS

À minha mãe, Cristina, pelo apoio, incentivo e grande esforço que fez para proporcionar educação a mim e aos meus irmãos. Ao meu irmão, Thiago e meu sobrinho, Athos, pela confiança e acreditarem na minha capacidade.

Ao meu marido, Renan, pelo amor dedicado, por estar ao meu lado nas difíceis etapas dessa jornada desde o início, pelo amigo compreensivo e pelo colega leal.

À minha orientadora Ariuska, pela oportunidade, pela sua orientação, compreensão e apoio, por acreditar em mim, pelas palavras de incentivo quando chorei e quis desistir e principalmente pelos preciosos conhecimentos transmitidos ao longo desses anos.

Ao professor Ricardo, pelos seus conselhos científicos e orientações sempre em momentos oportunos, pelo seu conhecimento e experiência de muita valia ao experimento.

À Pesquisadora e amiga Mercia Regina Domingues, pela dedicação e incansável contribuição na realização dos experimentos, principalmente nas análises microbiológicas, sem as quais esse trabalho não seria completo.

À Pesquisadora Yovanka Peres Ginoris, pelo seu empenho e conhecimento nas análises de imagens para caracterização dos flocos biológicos.

Aos Professores do Programa (PTARH), pelas experiências e ensinamentos valiosos transmitidos ao longo do curso.

Ao corpo técnico do Laboratório de Análises de Água: Rosely, Boy, Marcilene, Júnior e Juliana, pelo apoio e auxílio na realização dos trabalhos experimentais, pelas brincadeiras que descontraíram os momentos de desânimo e dificuldades. À IC Paula, por ter me aturado e me ajudado tanto nas análises experimentais.

À Rede Sarah de Hospitais de Brasília por intermédio do Engenheiro Mauro Felizzato, por ter cedido gentilmente o lodo biológico para inoculação e partida do nosso sistema.

À FINATEC e a CAPES, pelo suporte financeiro e concessão de bolsa de estudos.

As minhas queridas amigas: Érika, Paola, Mana, Adria e Anelise pela grande amizade de muitos anos e de sempre, e que apesar da distância nunca deixaram de estar ao meu lado e de acreditarem em mim.

Aos amigos que adquiri durante o mestrado: Jaqueline, Ronaldo, Luciano, Lorena, Beatriz, Andresa, Wendy, Bruno, Alcione, Neuza, Lygia, Raquel, pela convivência e aprendizado, pelos bons e difíceis momentos compartilhados.

Ao amigo Luciano de Andrade Gomes, pela oportunidade de conhecê-lo melhor e pelo apoio intenso no laboratório, pela ajuda nos momentos de angústia, por me compreender e me suportar e pelo seu fiel companheirismo que resistiu a todas as atribulações, pressões e contratempos.

À Deus, pela vida, pela saúde e pelo privilégio de realizar mais esse trabalho.

A todas as pessoas que conheci e mesmo não sendo citadas, contribuíram para a realização desse trabalho, meu muito obrigada!!!

RESUMO

OPERAÇÃO DE REATOR EM BATELADAS SEQUENCIAIS VISANDO A NITRITAÇÃO DE LIXIVIADO DE ATERRO NOVO: AVALIAÇÃO EM ESCALA DE BANCADA.

Autor (a): Eneida Campos Felipe de Brites

Orientador (a): Ariuska Karla Barbosa Amorim

**Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos
Brasília, Setembro, 2008.**

O lixiviado gerado a partir da degradação de resíduos sólidos comumente apresenta elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal. Tal composto é identificado como um dos mais tóxicos aos organismos vivos. Nos últimos anos o processo de nitrificação/desnitrificação via nitrito vem sendo investigado como nova alternativa ao processo convencional por apresentar vantagens adicionais como economia nas quantidades de oxigênio e matéria orgânica requeridos. Neste contexto, a presente pesquisa objetivou verificar o acúmulo de nitrito como forma oxidada de nitrogênio na nitritação, para o processo de nitrificação e desnitrificação via curta, em reator operando em bateladas sequenciais alimentado com lixiviado de aterro novo.

Os experimentos em escala de laboratório constaram de duas etapas distintas: (1) testes exploratórios em escala reduzida, reator com volume útil de 1 litro e (2) avaliação do acúmulo de nitrito e eficiência de conversão do nitrogênio amoniacal em reator com volume útil de 20 litros. Essa última etapa foi dividida em duas fases. Durante a primeira avaliou-se com tempo de detenção celular de 100 dias, duas condições de temperatura: 30°C e 21°C. Na segunda fase buscou-se avaliar a influência do tempo de detenção celular de 5 dias. O inóculo utilizado em ambas as etapas foi proveniente da saída do decantador secundário de um sistema de lodo ativado tipo *Bardenpho*.

De acordo com os dados obtidos, a máxima concentração de nitrito acumulado no sistema, quando se trabalhou com tempo de detenção celular de 100 dias e temperatura de 30°C e de 21°C, foram de 6 e 7 mgN-NO₂⁻/L, respectivamente. Isso indica que a mudança da temperatura não interferiu no processo de acúmulo do nitrito. Os perfis temporais nessa fase demonstraram que o tempo de ciclo de 24 horas foi excessivo, uma vez que o nitrogênio amoniacal foi convertido em aproximadamente 8 horas. Observou-se que as concentrações máximas obtidas ocorreram próximas a quinta hora de aeração, apontando que esse ponto seria o mais indicado a iniciar a reação anóxica, para uma possível promoção da desnitrificação via nitrito.

O fato de o lixiviado apresentar valores de pH elevados, acima de 8, mostrou-se como fator preponderante no processo de acúmulo do nitrito no sistema. No entanto, acredita-se que não houve um acúmulo maior de nitrito devido à baixa concentração inicial de nitrogênio amoniacal, característico do lixiviado novo. Quando se trabalhou com o tempo de detenção celular de 5 dias obteve-se um declínio na eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal de 99 a 37%. A baixa eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal e o insucesso de acúmulo do nitrito nessa fase motivaram o encerramento do experimento.

PALAVRAS-CHAVE: tratamento de lixiviado, acúmulo de nitrito, remoção de nitrogênio via nitrito, reator em bateladas sequenciais.

ABSTRACT

OPERATION OF A SEQUENCING BATCH REACTOR IN THE NITRITATION OF YOUNG LANDFILL LEACHATE: A BENCH-SCALE EVALUATION

Author (a): Eneida Campos Felipe de Brites

Advisor (a): Ariuska Karla Barbosa Amorim

Post-Graduate Program in Environmental Technology and Water Resources

Brasilia, September 2008

The leachate generated by the degradation of solid waste normally shows high concentrations of ammonia nitrogen. This compound is known to be one of the most toxic to living organisms. In recent years, the process of nitrification/denitrification via nitrite has been investigated as a young alternative to the conventional process due to its additional benefits, such as economy in the amounts of oxygen and organic matter it requires. In this context, the present research involved an evaluation of nitrite accumulated as oxidized nitrogen in nitrification, in the short nitrification and denitrification process in a sequential batch reactor fed with young landfill leachate.

The bench-scale experiments consisted of two distinct stages: (1) exploratory tests on a reduced scale, using a 1-liter reactor; and (2) evaluation of nitrite accumulation and ammonia nitrogen conversion efficiency in a 20-liter reactor. The latter step was divided into two phases. The first phase consisted of evaluating two conditions of temperature: 30°C and 21°C, with a cell retention time of 100 days. The second phase involved an evaluation of the influence of the cell retention time of 5 days. The inoculum used in both stages was effluent from the secondary decanter of a Bardenpho activated sludge system.

The data obtained indicated that the maximum concentrations of nitrite accumulated in the system operating with a cell retention time of 100 days at temperatures of 30°C and 21°C were 6 and 7 mgN-NO₂-/L, respectively. This indicates that the change in temperature did not interfere in the process of nitrite accumulation. The temporal profiles in this stage showed that a 24-h cycle time was excessive, since the ammonia nitrogen was converted in approximately 8 h. The highest concentrations were found to occur close to the fifth hour of aeration, indicating that this was the best point to start the anoxic reaction to promote denitrification via nitrite.

The fact that the leachate presented high pH values of over 8 proved to be the predominant factor in the process of nitrite accumulation in the system. However, it is believed that a greater accumulation of nitrite did not occur due to the low initial concentration of ammonia nitrogen, which is characteristic of young leachate. When a cell retention time of 5 days was applied, the ammonia nitrogen conversion efficiency dropped from 99 to 37%. The low ammonia nitrogen conversion efficiency and the lack of success in accumulating nitrite in this phase led to the end of the experiment.

KEY WORDS: leachate treatment, nitrite accumulation, nitrogen removal via nitrite, sequencing batch reactor.

SUMÁRIO

1- INTRODUÇÃO	1
2- OBJETIVOS	4
2.1- OBJETIVO GERAL	4
2.2- OBJETIVOS ESPECÍFICOS	4
3- REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1- GERAÇÃO E COMPOSIÇÃO DO LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO ..	5
3.2- NECESSIDADE DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS	8
3.3- PROCESSOS DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO	12
3.3.1- Processo convencional de remoção biológica de nitrogênio (nitrificação/desnitrificação)	14
3.3.2- Processo de remoção biológica de nitrogênio via nitrito	18
3.3.2.1- Acúmulo de nitrito em sistemas de remoção biológica de nitrogênio pela via curta	20
3.4- PROCESSOS ALTERNATIVOS PARA REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO	31
3.4.1- Processo SHARON (Single reactor High activity Ammonia Removal Over Nitrite)	32
3.4.2- Processo ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation)	34
3.4.3- Processo CANON (Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite)	36
3.4.4- Processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS)	37
3.5- REATORES OPERANDO EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS)	38
3.5.1- Caracterização morfológica dos flocos pela análise de imagem	43
3.5.2- Considerações finais	44
4- METODOLOGIA	46
4.1- LIXIVIADO DE ESTUDO	47
4.2- INÓCULO UTILIZADO PARA PARTIDA DO SISTEMA	48
4.3- DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL	48

4.3.1- Etapa 1: Testes exploratórios em escala reduzida para estratégia de partida	48
4.3.1.1- Aparato experimental	49
4.3.1.2- Estratégia de partida – adaptação da biomassa	49
4.3.1.3- Operação do sistema e condução da pesquisa	50
4.3.2- Etapa 2: Pesquisa em reator em bateladas seqüenciais (RBS) para observação do acúmulo de nitrito	51
4.3.2.1- Aparato experimental	51
4.3.2.2- Operação do sistema e condução da pesquisa	52
4.3.3- Monitoramento do reator em batelada seqüencial (RBS)	54
4.3.3.1- Perfil ao longo do ciclo de operação	55
4.4- METODOLOGIAS UTILIZADAS NAS DETERMINAÇÕES ANALÍTICAS 55	
4.4.1- Análises microscópicas e microbiológicas	56
4.4.1.1- Exames microscópicos	56
4.4.1.2- Estimativas das densidades de bactérias nitrificantes e desnitrificantes	57
4.4.2- Análises de imagens dos flocos microbianos	58
4.5- TRATAMENTO DE DADOS E ANÁLISE DE RESULTADOS	60
5- RESULTADOS E DISCUSSÕES	62
5.1- ETAPA 1: TESTES EXPLORATÓRIOS EM ESCALA REDUZIDA PARA ESTRATÉGIA DE PARTIDA	62
5.2- ETAPA 2: REATOR OPERANDO EM BATELADAS SEQÜENCIAIS (RBS) PARA OBSERVAÇÃO DO ACÚMULO DE NITRITO	67
5.2.1- Fase 1: Tempo de detenção celular de 100 dias	67
5.2.1.1- Fase 1A: RBS mantido a T = 30°C	67
5.2.1.2- Fase 1B: RBS mantido a T = 21°C	78
5.2.2- Fase 2: Tempo de detenção celular de 5 dias	91
5.3- ANÁLISES MICROSCÓPICAS E MICROBIOLÓGICAS	99
5.3.1- Exames Microscópicos	99
5.3.1.1- Microfauna da biomassa proveniente do sistema de lodos ativados (inóculo)	101
5.3.1.2- Microfauna presente no licor misto durante a operação do RBS (Fase 1 e 2)	104

5.3.2- Estimativas das densidades de bactérias nitrificantes e desnitrificantes (NMP)	109
5.4- ANÁLISES DE IMAGENS DOS FLOCOS MICROBIANOS	111
5.4.1- Caracterização morfológica dos flocos da biomassa proveniente da ETE CAGIF	111
5.4.2- Influência do lixiviado na morfologia dos flocos da biomassa durante o período de aclimação.....	113
5.4.3- Influência da retirada gradual da biomassa na morfologia dos flocos microbianos (Tempo de detenção celular de 5 dias).....	119
5.5- CONSIDERAÇÕES FINAIS	123
6- CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	126
APÊNDICES	135
APÊNDICE A – RESULTADOS DAS ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS DO MONITORAMENTO DA ETAPA 2	135
APÊNDICE B – CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA	138
APÊNDICE C – RESULTADOS DAS ANÁLISES DA SÉRIE DE SÓLIDOS DE MONITORAMENTO DA ETAPA 2	140
APÊNDICE D – RESULTADOS DOS PARÂMETROS ANALISADOS NOS PERFIS TEMPORAIS DA ETAPA 2	141
APÊNDICE E – METODOLOGIA UTILIZADA PARA A ESTIMATIVA DAS DENSIDADES DE BACTÉRIAS NITRIFICANTES E DESNITRIFICANTES ...	146

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Dados típicos da composição de lixiviado de aterro sanitário.....	8
Tabela 3.2 – Característica de lixiviado bruto gerado em aterros sanitários do Brasil.	8
Tabela 3.3 – Padrões de qualidade máximos admissíveis das formas..... de nitrogênio para cursos d'água.	11
Tabela 3.4 – Concentrações de amônia livre que inibiram a nitratação.	21
Tabela 3.5 – Sumário dos resultados experimentais.....	25
Tabela 3.6 – Comparação de valores da fortuna crítica a respeito de amônia livre e inibição da oxidação do nitrito em tratamento de águas residuárias.	30
Tabela 3.7 – Comparação entre processos biológicos de remoção de nitrogênio: nitrificação/desnitrificação convencional, SHARON, ANAMMOX e CANON.....	31
Tabela 4.1 – Composição gravimétrica do resíduo sólido utilizado no preenchimento do lisímetro.....	48
Tabela 4.2 – Características do lodo utilizado como inóculo.....	48
Tabela 4.3 – Proporções gradativas de lixiviado equivalentes ao volume total alimentado	50
Tabela 4.4 – Parâmetros de monitoramento, método analítico e frequência da análise.....	56
Tabela 5.1 - Concentrações dos parâmetros analisados na caracterização inicial do lixiviado e do esgoto utilizados na estratégia de partida da Etapa 1.	62
Tabela 5.2 - Concentrações das variáveis de monitoramento dos ensaios considerando um ciclo aeróbio de 24h na Etapa 1 (T = 30° C).	67
Tabela 5.3 - Concentrações dos parâmetros analisados na caracterização inicial do lixiviado e do esgoto utilizados para a partida do reator na etapa 2.....	68
Tabela 5.4 - Variáveis de monitoramento com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ dias e T = 30°C (n = 20) na Fase 1A	69
Tabela 5.5 – Concentração de sólidos no licor misto com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ dias e T=30°C na fase 1A (n=25).....	73
Tabela 5.6 – Concentração de amônia livre e ácido nitroso durante o ciclo do 22° dia de operação na Fase 1A ($\theta = 100$ dias e T = 30°C)	78
Tabela 5.7 - Variáveis de monitoramento com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ e T = 21°C (n = 25) – Fase 1B.....	79
Tabela 5.8 – Concentração de sólidos no licor misto com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ e T=21°C (n=28) na Fase 1B.....	82

Tabela 5.9 – Valores da carga orgânica, de nitrogênio amoniacal, da razão A/M e de concentração de SSV aplicados em cada dia em que se realizou os perfis temporais durante a Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T=21^{\circ}\text{C}$).....	86
Tabela 5.10 – Concentração de amônia livre durante os perfis temporais na Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).....	89
Tabela 5.11 – Razão OD/N-NH ₃ durante a realização dos perfis temporais na Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).....	90
Tabela 5.12 - Variáveis de monitoramento com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$ ($n = 7$) na Fase 2	91
Tabela 5.13 – Concentração de sólidos no ciclo aeróbio de 24 h, $\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$ ($n = 18$) na Fase 2.....	95
Tabela 5.14 – Concentração de amônia livre e ácido nitroso durante o ciclo na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).....	99
Tabela 5.15 - Composição e frequência dos protozoários e micrometazoários pertencentes as microfaunas da biomassa proveniente de sistemas de lodos ativados e do licor misto durante a operação do reator.....	100
Tabela 5.16 - Valores estimados das densidades de bactérias nitrificantes e desnitrificantes obtidos pela técnica do NMP.....	109
Tabela 5.17 - Estatística descritiva dos parâmetros morfológicos dos flocos da biomassa antes da adaptação ao lixiviado.	112
Tabela 5.18 - Estatística descritiva do Diâmetro Equivalente dos flocos microbianos durante o período de aclimação da biomassa ao lixiviado.	115
Tabela 5.19 - Estatística descritiva da Circularidade dos flocos microbianos durante o período de aclimação do biomassa ao lixiviado.	115
Tabela 5.20 - Estatística descritiva da Razão de Aspecto dos flocos microbianos durante o período de aclimação do biomassa ao lixiviado.	115
Tabela 5.21 - Frequência relativa (%) do tamanho dos flocos microbianos durante a etapa de aclimação ao lixiviado	117
Tabela 5.22 – Teste de Kruskal-Wallis para os parâmetros morfológicos estimados durante a etapa de aclimação do biomassa ao lixiviado.	118
Tabela 5.23 - Estatística descritiva do Deq dos flocos microbianos durante o período de retirada gradual da biomassa do sistema RBS.....	120
Tabela 5.24 – Estatística descritiva da Circularidade dos flocos microbianos durante o período de retirada do biomassa.....	121

Tabela 5.25 - Estatística descritiva da Razão de Aspecto dos flocos microbianos durante o período de retirada do biomassa.	121
Tabela 5.26 - Frequência relativa (%) do tamanho dos flocos microbianos durante a etapa de retirada gradual da biomassa do sistema RBS.	121
Tabela 5.27 – Teste de Kruskal-Wallis para os parâmetros morfológicos estimados durante a etapa de retirada gradual da biomassa do sistema RBS.	123
Tabela A.1 – Resultados das análises físico-químicas da etapa 2: Fase 1A.	135
Tabela A.2 – Resultados das análises físico-químicas da etapa 2: Fase 1B.	136
Tabela A.3 – Resultados das análises físico-químicas da etapa 2: Fase 2.	137
Tabela B.1 – Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica Etapa 2: Fase 1A ...	138
Tabela B.2 – Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica Etapa 2: Fase 1B.	139
Tabela B.3 – Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica Etapa 2: Fase 2	139
Tabela C.1 – Resultados das análises da série de sólidos etapa 2: Fase 1A.	140
Tabela C.2 – Resultados das análises da série de sólidos etapa 2: Fase 1B.	140
Tabela C.3 – Resultados das análises da série de sólidos etapa 2: Fase 2.	140
Tabela D.1 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1A – 22° dia de operação.	141
Tabela D.2 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 35° dia de operação.	141
Tabela D.3 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 44° dia de operação.	142
Tabela D.4 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 54° dia de operação.	142
Tabela D.5 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 55° dia de operação.	143
Tabela D.6 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 93° dia de operação.	143
Tabela D.7 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 99° dia de operação.	144
Tabela D.8 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 2 – 113° dia de operação.	145
Tabela E.1. Soluções estoques utilizadas no preparo do meio de cultivo específico para o crescimento de bactérias oxidantes de amônia e oxidantes de nitrito.	146

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Ciclo do nitrogênio.....	9
Figura 3.2 – Classificação geral dos diferentes processos estudados nos últimos 10 anos em tratamento de águas efluentes amoniacais.....	13
Figura 3.3 – Variação do número de oxidação do nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação.....	17
Figura 3.4 – Processo de nitrificação-desnitrificação convencional e parcial.....	18
Figura 3.5 – Zonas de condições para inibição dos organismos nitrificantes por amônia livre e ácido nitroso.	23
Figura 3.6 – Diagrama de fluxo.....	32
Figura 3.7 – Esquema da taxa de crescimento específico das <i>Nitrosomonas</i> e <i>Nitrobacters</i> em função da temperatura e do tempo de residência.....	33
Figura 3.8 – Seqüência operacional do sistema de reator operado em bateladas seqüenciais	39
Figura 4.1 – Fluxograma seqüencial e geral da metodologia.....	46
Figura 4.2 – Lisímetro experimental	47
Figura 4.3 – Lisímetro experimental – Características construtivas	47
Figura 4.4 – (a) Desenho esquemático do aparato experimental da 1ª Etapa (b) Reator em operação da 1ª Etapa.....	49
Figura 4.5 – Câmara climatizada para controle da temperatura	51
Figura 4.6 – (a) Desenho esquemático do aparato experimental da 2ª etapa (b) Reator em operação da 2ª Etapa.....	52
Figura 4.7 – Esquema da seqüência operacional do RBS com ciclo de 24h (sem escala)..	53
Figura 4.8 – Intervalos de freqüência utilizados na análise qualitativa dos protozoários e micrometazoários presentes nas amostras do inóculo e do licor misto.	57
Figura 4.9 - Diagrama esquemático da diluição e da inoculação do licor misto na técnica do NMP	58
Figura 4.10 – Sistema de aquisição de imagem.....	59
Figura 5.1 – Carga orgânica aplicada no sistema - Etapa 1 (T = 30° C).	63
Figura 5.2 – Carga de nitrogênio aplicada no sistema - Etapa 1 (T = 30° C).....	64
Figura 5.3 – Sólidos totais no licor misto - Etapa 1 (T = 30° C).	64
Figura 5.4 – Relação alimento/microrganismo - Etapa 1 (T = 30° C).....	64

Figura 5.5 – Caracterização afluente e efluente - DQO - Etapa 1 (T = 30° C).....	65
Figura 5.6 – Caracterização afluente e efluente - Alcalinidade total - Etapa 1 (T = 30° C).	65
Figura 5.7 – Caracterização afluente e efluente - NTK e N-NH ₄ ⁺ - Etapa 1 (T = 30° C)....	66
Figura 5.8 – Caracterização afluente e efluente – NO ₃ ⁻ - Etapa 1 (T = 30° C).....	66
Figura 5.9 – Eficiência da conversão de N-NH ₄ e eficiência de remoção de nitrogênio na Fase 1A (θ = 100 e T = 30°C).....	69
Figura 5.10 – Carga de nitrogênio amoniacal volumétrica aplicada no sistema na Fase 1A (θ = 100 e T = 30°C).....	70
Figura 5.11 – Carga orgânica volumétrica aplicada no sistema na Fase 1A (θ = 100 e T = 30°C).....	70
Figura 5.12 – Relação Alimento/Microrganismo na Fase 1A (θ = 100 e T=30°C).....	70
Figura 5.13 – Concentração de DQO afluente e efluente na Fase 1A (θ = 100 e T=30°C).	71
Figura 5.14 – Concentração de N-NH ₄ afluente e efluente na Fase 1A (θ = 100 e T = 30°C).	71
Figura 5.15 – Concentração de N-NO ₃ afluente e efluente na Fase 1A (θ = 100 e T=30°C).	71
Figura 5.16 – Concentração de sólidos do inóculo mantido no reator sem alimentação. ...	73
Figura 5.17 – Concentração de sólidos no licor misto na Fase 1A (θ = 100 e T=30°C).	73
Figura 5.18 – Concentração da alcalinidade afluente e efluente na Fase 1A (θ = 100 dias e T=30°C).	75
Figura 5.19 – Perfil temporal das concentrações de N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ ⁻ e N- NO ₂ ⁻ , obtido no 22° dia de operação na Fase 1A (θ = 100 dias e T=30°C).	75
Figura 5.20 – Perfil temporal do pH e concentração de oxigênio dissolvido, obtido no 22° dia de operação na Fase 1A (θ = 100 dias e T = 30°C).	76
Figura 5.21 – Eficiência de conversão de N-NH ₄ ⁺ e eficiência de remoção de nitrogênio na Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C).....	79
Figura 5.22 – Carga de nitrogênio amoniacal volumétrica aplicada no sistema na Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C).....	80
Figura 5.23 – Carga orgânica volumétrica aplicada no sistema na Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C).....	80
Figura 5.24 – Relação Alimento/Microrganismo na Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C).....	81
Figura 5.25 – Concentração de DQO afluente e efluente na Fase 1B (θ = 100 e T=21°C).	81
Figura 5.26 – Concentração de N-NH ₄ ⁺ afluente e efluente na Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C).....	81

Figura 5.27 – Caracterização N-NO ₃ ⁻ afluyente e efluente - N-NO ₃ ⁻ - Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C).....	82
Figura 5.28 – Concentração de sólidos no licor misto na Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C). ..	83
Figura 5.29 – Concentração da alcalinidade afluyente e efluente na Fase 1B (θ = 100 e T = 21°C).....	83
Figura 5.30a – Perfis temporais das concentrações de N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ ⁻ , N-NO ₂ ⁻ , oxigênio dissolvido e pH obtidos durante a Fase 1B (θ = 100 dias e T = 21°C).....	84
Figura 5.30b – Perfis temporais das concentrações de N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ ⁻ , N-NO ₂ ⁻ , oxigênio dissolvido e pH obtidos durante a Fase 1B (θ = 100 dias e T = 21°C).....	85
Figura 5.31 – Perfil temporal das concentrações de ácido nitroso – Fase 1B (θ = 100 dias e T = 22°C).	88
Figura 5.32 – Eficiência de conversão de N-NH ₄ ⁺ e de remoção de nitrogênio na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).....	92
Figura 5.33 – Carga de nitrogênio amoniacal volumétrica aplicada no sistema na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).....	92
Figura 5.34 – Carga orgânica volumétrica aplicada no sistema na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).....	93
Figura 5.35 – Relação Alimento/Microrganismo na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).	93
Figura 5.36 – Concentração de DQO afluyente e efluente na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).	93
Figura 5.37 – Concentração de N-NH ₄ ⁺ afluyente e efluente na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).....	94
Figura 5.38 – Concentração de N-NO ₃ ⁻ afluyente e efluente Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).	94
Figura 5.39 – Concentração de sólidos na Fase 2 (θ = 5 dias e T=21°C).....	95
Figura 5.40 – Concentração de alcalinidade afluyente e efluente na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 21°C).....	96
Figura 5.41 – Perfil temporal das concentrações de N-NH ₄ ⁺ , N-NO ₃ ⁻ e N-NO ₂ ⁻ , obtido no 113º dia na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 20°C).	97
Figura 5.42 – Perfil temporal dos valores de pH e concentrações de oxigênio dissolvido, obtido no 113º dia na Fase 2 (θ = 5 dias e T = 20°C).	97
Figura 5.43 - Gêneros dos protozoários ciliados e amebóides observados no lodo utilizado como inóculo: ciliados móveis de fundo (a) <i>Aspidisca</i> (400x) e (b) <i>Euplotes</i> (200x);	

ciliados sésseis (c) Vorticella (400x) e (d) Epistylis (200x) e tecamebas (e) Arcella (200x) e (f) aglomerado de Arcella (200x).	102
Figura 5.44 - Gêneros dos rotíferos, nematóides e tardígrados observados na biomassa proveniente de sistema de lodos ativados (0 dia): rotíferos (a) Philodina (200x) e (b) Trichocerca (200x); nematóide (c) Aelosoma (50x) e (d) gênero não identificado (100x).	103
Figura 5.45 - Gêneros de ciliados livres natantes e tacamebas observados em amostras do licor misto durante a operação do reator (90° e 97° dias): (a) Litonotus (400x), (b) Trachelophyllum (400x) e (c) Paramecium (200x); (d) tecameba Diffflugia (400x).	107
Figura 5.46 - Bactérias dispersas no licor misto durante a operação do reator (103° dia) (400x).	108
Figura 5.47 - Valores estimados das densidades das bactérias nitrificantes (oxidantes de amônia e oxidantes de nitrito) e desnitrificantes	110
Figura 5.48 – Imagem digital adquirida por microscopia de campo claro dos focos microbianos da biomassa da ETE CAGIF (aumento 50 X)	111
Figura 5.49 - Histograma de distribuição de frequências para o Diâmetro Equivalente (Deq), a Circularidade (Circ) e a Razão de Aspecto (RA) dos focos de biomassa prévio ao período de aclimação do sistema ao lixiviado.	113
Figura 5.50 - Imagens adquiridas por microscopia usando a técnica de campo claro dos focos microbianos correspondentes: (a) biomassa antes de alimentar com lixiviado; (b) 1° dia, (c) 2° dia, (d) 6° dia e (e) 8° dia de adaptação da biomassa ao lixiviado. (aumento 50 X)	114
Figura 5.51 – Distribuição de freqüências do Deq dos focos microbianos durante a etapa de aclimação ao lixiviado.	117
Figura 5.52 - Imagens adquiridas por microscopia usando a técnica de campo claro dos focos microbianos correspondentes ao primeiro (a), 2° dia (b), 5° dia (c) 6° dia (d) 11° dia e (e) 15° dia de adaptação do biomassa ao lixiviado (aumento 50 X).	120
Figura 5.53 – Distribuição de freqüências do Deq dos focos microbianos durante a etapa de retirada gradual do biomassa do sistema RBS.	122

LISTA DE SÍMBOLOS, NOMENCLATURAS E ABREVIACÕES

ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation
CAESB	Companhia de Saneamento Ambiental do Distrito Federal
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CANON	Completely Autotrophic Nitrogen Removal Over Nitrite
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
ETE	Estação de Tratamento de Esgoto
LAA	Laboratório de Análise de Água
N-NH ₃	Nitrogênio Amoniacal na forma livre
N-NH ₄ ⁺	Nitrogênio Amoniacal
NO ₂ ⁻	Nitrito
NO ₃ ⁻	Nitrato
RBN	Remoção Biológica de Nutrientes
RBS	Reatores em Bateladas Sequenciais
RSU	Resíduos Sólidos Urbanos
SHARON	Single Reactor High Activity Removal Over Nitrite

1-INTRODUÇÃO

O crescimento urbano, o elevado consumo de produtos industrializados cada vez menos duráveis e o desperdício têm provocado o aumento da geração de resíduos sólidos urbanos. Esses fatores, aliados a disposição inadequada desses resíduos, criam um grave problema social e ambiental. Muitas vezes esses resíduos são depositados a céu aberto, nos denominados lixões, sem qualquer cuidado ou técnica especial, representando riscos sanitários e ambientais. No Brasil as principais formas de disposição final dos resíduos sólidos municipais são os aterros sanitários, os aterros controlados e os lixões.

Após a disposição em aterro sanitário, o resíduo sólido é submetido a transformações físico-químicas e biológicas. O líquido gerado a partir da degradação desse resíduo juntamente com a água da chuva infiltrada, denominado lixiviado, possui uma composição variada, complexa e elevado potencial poluidor. Pode apresentar nesta composição, concentrações elevadas de matéria orgânica (biodegradável e refratária), metais pesados, compostos orgânicos clorados, sais inorgânicos e nitrogênio na forma amoniacal.

O nitrogênio amoniacal ($N-NH_3$) é identificado como um dos compostos mais tóxicos aos organismos vivos (Kurniawan *et. al.*, 2006). Os compostos de nitrogênio juntamente com os do fósforo são nutrientes que quando disposto em corpos hídricos receptores, em elevada concentrações, pode estimular o crescimento de algas e esgotar o oxigênio dissolvido, resultando na eutrofização do corpo hídrico, além de apresentar efeitos tóxicos aos organismos aquáticos.

A composição química e a vazão volumétrica do lixiviado apresentam variações espaciais e temporais que dependem do tipo de resíduo sólido inicial, do grau de estabilização do resíduo aterrado, das condições hidrológicas, das variações climáticas e do estágio de decomposição na qual o resíduo se encontra. A composição específica do lixiviado e os padrões de lançamento de efluente, regulamentados pela legislação, determinarão o grau de tratamento necessário para a adequada disposição final desse efluente líquido. Vale salientar que, mesmo quando o aterro sanitário encerra suas atividades (vida útil), a geração do lixiviado não se extingue e, em geral, quanto maior a idade do aterro, menos biodegradável será esse efluente, necessitando de processos de tratamento mais complexos.

Os processos de tratamento empregados para a redução das cargas do lixiviado envolvem, em geral, combinações de tecnologias físicas, químicas e biológicas e devem ser projetados de forma a se adequarem às mudanças na composição e na vazão do lixiviado. A combinação de dois ou mais processos de tratamento é alternativa bastante estudada para viabilizar a remoção dos diferentes tipos de poluentes presentes em lixiviados, uma vez que em geral nenhum tipo de tratamento, individualmente, é capaz de atender aos requisitos necessários para a disposição final deste resíduo (Kurniawan *et.al.*, 2006).

Os processos físico-químicos como o *stripping* da amônia e a precipitação química, são utilizados no pré-tratamento, em geral para remoção das elevadas cargas de nitrogênio amoniacal, e no pós-tratamento, para remoção de compostos recalcitrantes. Entretanto, esses processos apresentam algumas desvantagens como: liberação do gás NH₃, odor, elevado custo global dos processos e produção de lodo com compostos químicos na sua composição. Por outro lado os processos biológicos são mais efetivos para o tratamento do lixiviado novo, que possuem concentrações significativas de ácidos voláteis.

A remoção biológica de nitrogênio por meio de processos de nitrificação e desnitrificação tem sido amplamente utilizada em escala real, podendo ser considerada uma tecnologia estabelecida em estações de tratamento de esgoto baseadas nos sistemas de lodos ativados. Na maioria das vezes, os custos operacionais do processo de nitrificação e desnitrificação estão relacionados à necessidade de oxigênio dissolvido (nitrificação) e de matéria orgânica (desnitrificação). Recentemente novos processos e estratégias operacionais surgiram com o objetivo de reduzir esses custos.

A remoção biológica de nitrogênio pela via curta ou via nitrito vem sendo investigada como nova alternativa ao processo de nitrificação e desnitrificação convencional, é um processo baseado no fato de que o nitrito é um composto intermediário em ambas as etapas: nitrificação e desnitrificação. Por essa razão, é conveniente produzir o acúmulo de nitrito na nitrificação parcial e estabelecer a desnitrificação a partir desse ponto. Esse processo pode permitir economia na necessidade de oxigênio durante a nitrificação, redução da quantidade de matéria orgânica requerida na desnitrificação, encurtar o tempo de reação na nitrificação e desnitrificação e reduzir o excesso de lodo produzido (Turk e Mavinic, 1989; Ciudad *et al.*, 2005).

Para possibilitar essa rota, faz-se necessário inibir a nitratação (oxidação do nitrito a nitrato), promovendo o acúmulo de nitrito e, a partir daí, promover a redução do nitrito para nitrogênio gasoso. No entanto, acúmulo de nitrito depende da manipulação de alguns fatores, tais como: elevada concentração de nitrogênio amoniacal, elevado valor de pH, baixa concentração de oxigênio dissolvido, dentre outros (Bae *et al.*, 2002). Conseguindo o acúmulo de nitrito, que é a etapa mais crítica do processo, o uso de aeração intermitente permite que a nitrificação e a desnitrificação ocorram no mesmo reator, evitando transtornos operacionais e despesas em bombeamento e recirculação. Além disso, a alternância de períodos aerados e não aerados pode facilitar o controle de pH, pois metade da alcalinidade requerida na nitrificação é devolvida ao sistema na desnitrificação.

O reator operando em bateladas seqüenciais pode permitir o aprimoramento do controle das características do efluente e, com o monitoramento das concentrações das formas de nitrogênio durante a operação do reator, pode-se determinar o tempo de ciclo e de aeração que permitam ao efluente alcançar os padrões de lançamento. Particularmente, no tratamento de lixiviado, a flexibilidade apresentada pela operação em batelada é importante, uma vez que esse efluente apresenta grande variação na sua composição e na sua vazão (Kennedy e Lentz, 2000).

Em razão do lixiviado geralmente apresentar concentrações elevadas de nitrogênio amoniacal, bem como do nitrito ser um composto intermediário na etapa de nitrificação e desnitrificação e considerado que o seu acúmulo seja a etapa crítica no processo de nitrificação e desnitrificação via curta, torna-se fundamental estudar as condições capazes de acumular o nitrito no sistema. Visando dar uma contribuição neste tema o presente trabalho procurou verificar o acúmulo de nitrito como forma oxidada de nitrogênio na nitratação, para o processo de nitrificação e desnitrificação via curta, em reator operando em bateladas seqüenciais alimentado com lixiviado de aterro novo.

2-OBJETIVOS

2.1-OBJETIVO GERAL

O presente trabalho teve como objetivo geral verificar o acúmulo de nitrito como forma oxidada de nitrogênio na nitrificação, para o processo de nitrificação e desnitrificação via curta, em reator operando em bateladas seqüenciais alimentado com lixiviado de aterro novo.

2.2-OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Constituem-se em objetivos específicos da pesquisa a fim de alcançar o objetivo geral; os seguintes:

- (1) Comparar a influência dos valores de temperatura de 30°C e de 21°C no processo de acúmulo do nitrito;
- (2) Avaliar a influência do tempo de detenção celular de 100 e de 5 dias, no processo de acúmulo de nitrito;
- (3) Avaliar o período de duração das etapas de reações do ciclo operacional (aeróbia/anóxica), por meio de perfis temporais, que permita posteriormente a remoção do nitrogênio amoniacal pela nitrificação/desnitrificação parcial;
- (4) Caracterizar morfológicamente os flocos formados no início de cada etapa de tempo de detenção celular (100 e de 5 dias) e avaliar a relação entre a morfologia dos mesmos e uma possível floculação ou desfloculação da biomassa.

3-REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1-GERAÇÃO E COMPOSIÇÃO DO LIXIVIADO DE ATERRO SANITÁRIO

O aterro sanitário é a forma mais comum de disposição e tratamento dos resíduos sólidos urbanos (RSU). No Brasil as principais formas de disposição desses resíduos, além dos aterros sanitários, são os aterros controlados e os lixões (IBGE, 2000). O lixiviado gerado a partir da degradação desse resíduo sólido pode apresentar em sua composição elevadas concentrações de matéria orgânica (biodegradável e refratária), metais pesados, compostos orgânicos clorados, sais inorgânicos e nitrogênio na forma amoniacal.

Assim, constata-se que o lixiviado de aterro sanitário é uma água residuária heterogênea e complexa, de elevado poder contaminante orgânico e inorgânico, de ácidos húmicos, de compostos orgânicos halogênicos, de nitrogênio amoniacal, metais pesados e outros sais inorgânicos (Wiszniewski *et al.*, 2006). Na perspectiva de conhecer melhor a composição do lixiviado, faz-se necessário relatar, brevemente, como se procede o processo de degradação do resíduo sólido em um aterro sanitário.

De acordo com Castilho Júnior (2003), o processo de degradação dos compostos orgânicos e inorgânicos é um fenômeno constituído essencialmente pela superposição de mecanismos biológicos e físico-químicos, que são catalisados pelo fator água, presente nos resíduos pela umidade inicial e pelas águas de precipitação que ocorrem quando estes estão dispostos em aterro sanitário.

Após a disposição do resíduo no aterro sanitário ocorre, além dos mecanismos físico-químicos, a decomposição biológica do resíduo, que se caracteriza pela degradação aeróbia seguida da degradação anaeróbia que por sua vez é subdividida em três fases: acidogênica, acetogênica e metanogênica.

Durante essas fases, as reações bioquímicas que ocorrem no interior da massa de resíduo em decomposição modificam as substâncias tornando-as mais ou menos suscetíveis ao arraste pelo líquido que percola através do resíduo, o que resulta em variações na composição do lixiviado, dependendo do estágio em que se encontra o processo.

Na etapa de degradação aeróbia as proteínas são degradadas em aminoácidos e, posteriormente, em dióxido de carbono, água, nitratos e sulfatos. Os carboidratos são convertidos em dióxido de carbono e água, as gorduras são hidrolisadas em ácidos graxos e glicerol, sendo então degradadas e catabolizadas com a formação intermediária de ácidos voláteis e alcalóides. A celulose que constitui a maior fração orgânica dos resíduos é degradada por enzimas extra-celulares em glicose que, subseqüentemente, é convertida em dióxido de carbono e água.

A fase de degradação aeróbia é relativamente curta porque dura, em média, um mês e consome rapidamente a quantidade limitada de oxigênio presente, o qual é oriundo do ar aprisionado logo após a cobertura do aterro. O lixiviado produzido nessa fase apresenta elevadas concentrações de sais de alta solubilidade dissolvidos no líquido resultante (Castilho Júnior, 2003).

Na primeira fase da degradação anaeróbia - que ocorre imediatamente após a fase aeróbia - a atividade de bactérias fermentativas e também acetogênicas resultam em rápida produção de ácidos graxos voláteis, dióxido de carbono e hidrogênio. Desta forma, o lixiviado acidificado pode conter elevada concentração de ácidos graxos, cálcio, ferro, metais pesados e amônia. Essa última devido à hidrólise e fermentação de proteínas em particular. Constata-se que o sulfeto gerado pode precipitar ferro, manganês e metais pesados que foram dissolvidos na parte inicial dessa fase (Christensen e Kjeldsen, 1989).

A segunda fase intermediária anaeróbia caracteriza-se pelo crescimento lento das bactérias metanogênicas. No entanto, este crescimento pode ser inibido por um excesso de ácidos orgânicos voláteis que são tóxicos para as bactérias (Stegmann & Spendlin, 1989 *apud* Heyer *et al.*, 1998). Segundo Castilho Júnior (2003), dentre os principais ácidos graxos produzidos, encontram-se o ácido acético e também grandes quantidades de nitrogênio amoniacal. Ainda, nessa fase, a concentração de gás metano aumenta, enquanto que as concentrações de hidrogênio, dióxido de carbono e ácidos graxos voláteis decrescem. A conversão de ácidos graxos causa um aumento nos valores de pH e alcalinidade com um conseqüente decréscimo na solubilidade de cálcio, ferro, manganês e metais pesados (Christensen e Kjeldsen, 1989).

A terceira fase da degradação anaeróbia é caracterizada pela fermentação metanogênica realizada por bactérias metanogênicas, que dão origem ao metano (CH₄) e ao gás carbônico (CO₂). A faixa de pH tolerada por essas bactérias é extremamente limitada entorno de 6 a 8. Neste estágio a composição do lixiviado é caracterizada por valores de pH próximos do neutro, baixa concentração de ácidos voláteis e sólidos suspensos (Heyer *et al.*, 1998).

Conforme Castilho Júnior (2003), em pH próximo do neutro, ocorre a solubilização de compostos inorgânicos, diminuindo a condutividade elétrica dos lixiviados. O lixiviado produzido durante essa fase é caracterizado por baixa relação de demanda bioquímica de oxigênio e demanda química de oxigênio (DBO/DQO), significando menor capacidade de biodegradação do lixiviado e valores de DBO relativamente baixos.

Vale ressaltar que, embora esta divisão em fases facilite bastante o entendimento do processo de estabilização do lixo e seus impactos sobre a composição do lixiviado, na prática, durante a vida ativa de um aterro, as fases não são bem delimitadas, uma vez que sempre há aterramento de novos resíduos sólidos. Tal fator causa uma grande variabilidade na idade do material disposto, não sendo difícil encontrar as três fases ocorrendo, simultaneamente, em um único aterro.

Como mencionado anteriormente, sabe-se que a composição do lixiviado de aterro sanitário sofre influência de inúmeros fatores governantes no processo de geração do lixiviado. Dependendo da idade do aterro e dos eventos que precedem a época de amostragem, a composição do lixiviado pode variar. As Tabelas 3.1 e 3.2 apresentam, respectivamente, os valores médios de alguns parâmetros analisados que são típicos da composição de lixiviado de acordo com a idade do aterro, bem como de alguns aterros em diferentes regiões brasileiras.

Embora a composição do lixiviado possa variar amplamente nas etapas de estabilização dos resíduos no aterro, a relação existente entre a idade do aterro e a composição da matéria orgânica pode ser um critério útil na escolha do processo de tratamento. Segundo Kurniawan *et al.* (2006), as características comuns encontradas no lixiviado estabilizado são de elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e moderada concentrações de matéria orgânica, assim como baixa relação de DBO/DQO, menor que 0,1.

Tabela 3.1 – Dados típicos da composição de lixiviado de aterro sanitário.
(Tchobanoglous *et al.*, 2003, modificado)

Constituintes	Valores (mg/L)		
	Novos aterros (menos de 2 anos)		Aterros antigos (mais de 10 anos)
	Faixa de variação	Típico	
DBO ₅	2000-30000	10000	100-200
COT (carbono orgânico total)	1500-20000	6000	80-160
DQO	3000-60000	18000	100-500
Sólidos suspensos totais	200-2000	500	100-400
Nitrogênio orgânico	10-800	200	80-120
Nitrogênio amoniacal	10-800	200	20-40
Nitrato	5-40	25	5-10
Fósforo total	4-100	30	5-10
Alcalinidade como CaCO ₃	1000-10000	3000	200-1000
pH	4,5-7,5	6	6,6-7,5
Dureza total como CaCO ₃	300-10000	3500	200

Tabela 3.2 – Característica de lixiviado bruto gerado em aterros sanitários do Brasil.
(Castilhos Junior, 2006, modificado)

Aterro Sanitário	pH	Parâmetros				
		DQO (mg/L)	DBO (mg/L)	N-Total (mg/L)	N-Amoniacal (mg/L)	Alcalinidade (mgCaCO ₃ /L)
Biguaçu/SC (2002)	7,55	30.346	3.824	1.776	1.324	
Londrina/PR	7,8	4.500	400	1250	700	8.000
Piraí, RJ (2005)	7,3	613	74,3		306	2.675
Gramacho, RJ (2005)	8,3	2665	291,6		1116	6291

3.2-NECESSIDADE DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS

O nitrogênio pode estar na forma de proteínas, ácidos nucleicos, adenosinas fosfatos, nucleotídeos, dentre outras. As várias formas de nitrogênio presentes na natureza e os caminhos pelas quais são transformadas estão demonstrados por meio do ciclo de nitrogênio (Figura 3.1).

A fixação do nitrogênio pode ocorrer quimicamente na atmosfera, tanto por via descargas elétricas quanto por meio da fixação industrial (indústria de fertilizantes). Também acontece, principalmente, por processo metabólico da fixação bacteriana do nitrogênio que é conduzida por bactérias fotossintetizantes, cianobactérias, as quais são autotróficas e realizam fotossíntese, assim como por bactérias associadas às raízes de plantas leguminosas, dentre outras.

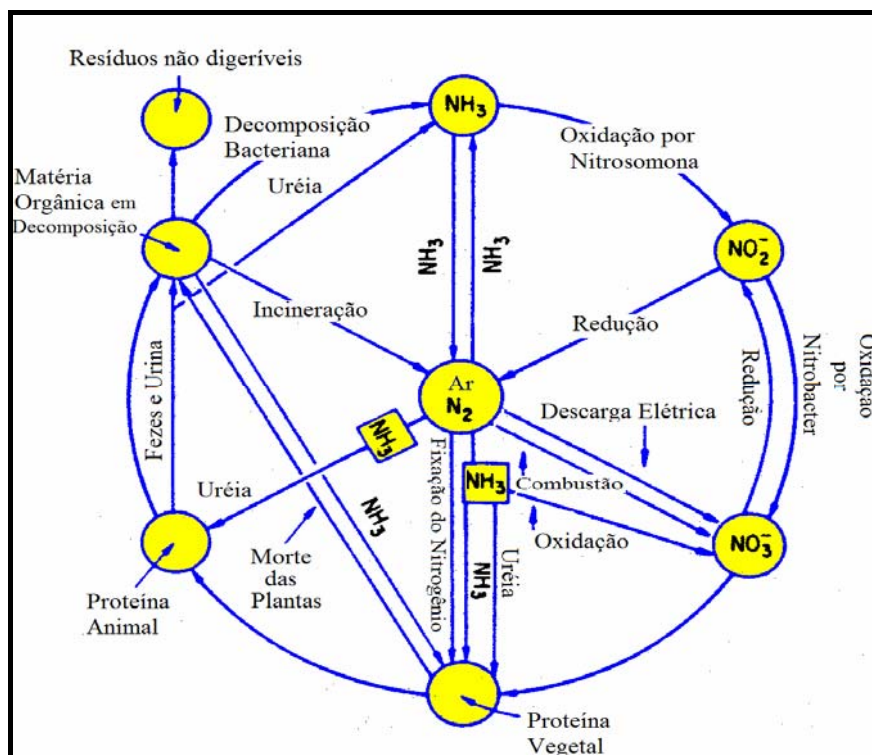


Figura 3.1 – Ciclo do nitrogênio.
(Sawyer *et al.*, 1994, modificado)

De uma maneira geral, as substâncias orgânicas nitrogenadas podem ser degradadas por sistemas microbianos gerando NH_3 . O nitrogênio atmosférico (N_2) pode converter-se em NH_3 pelas bactérias fixadoras de nitrogênio e os nitratos (NO_3^-) também pode transformar-se em N_2 (o qual é lançado para atmosfera) ou em amônia que será, posteriormente, utilizada na síntese de compostos. Sob condições anóxicas, os nitratos e nitritos (NO_2^-) são reduzidos por processos de desnitrificação. Presumivelmente, o nitrato é reduzido a nitrito e esse a nitrogênio gasoso, que volta à atmosfera (Sawyer *et al.*, 1994).

Em meio líquido o nitrogênio pode ser encontrado nas formas de: nitrogênio molecular (N_2) escapando para a atmosfera; nitrogênio orgânico; nitrogênio amoniacal; nitrito e nitrato. Segundo Metcalf e Eddy (1991), o nitrogênio no efluente sem tratamento está principalmente na forma de amônia (NH_3 , NH_4^+) ou nitrogênio orgânico que se apresenta na forma de uréia e aminoácidos, ambos solúveis e particulados. Efluentes sem tratamento geralmente contêm pequena quantidade ou nenhuma de nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-). Durante o tratamento anaeróbio, a maioria das partículas orgânicas particuladas é transformada em íon amônio (NH_4^+) e outras formas inorgânicas.

O nitrogênio, embora essencial para a vida, em condições excessivas e dependendo da forma como é descartado pode causar danos aos sistemas aquíferos, pois ao ser proveniente de fatores tais como: usos intensos de fertilizantes na agricultura, lançamento de águas residuárias domésticas e industriais, bem como o lixiviado oriundo de aterros sanitários, dentre outros, percebe-se que quando são lançados em corpos de águas, tornam-se nutrientes disponíveis para plantas aquáticas, sendo os principais responsáveis pelo fenômeno da eutrofização que causa proliferação excessiva de algas e de vegetação aquática.

Além da eutrofização o lançamento indiscriminado de compostos nitrogenados oriundos de águas residuárias pode causar os seguintes efeitos:

- na forma de amônia livre (NH_3), toxicidade aos peixes;
- nos processos de conversão da amônia em nitrito e desse em nitrato (nitrificação), consumo de oxigênio dissolvido no corpo receptor;
- na ocorrência de nitratos em águas de abastecimento, uma incidência da doença infantil denominada metahemoglobina, ou “síndrome do bebê azul”.

Diante dos problemas ambientais e de saúde pública, expostos acima e, considerando que a saúde e o bem-estar humano, assim como o equilíbrio ecológico aquático, não devem ser afetados pela deterioração da qualidade das águas, tornou-se necessário a determinação dos limites de concentrações desses compostos. Desta forma, o Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) estabeleceu valores padrões para o lançamento de despejos contendo nitrogênio nas suas variadas formas, bem como de outros poluentes.

Por meio da Resolução 357 de 17 de março de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, também se estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, sendo por isso que o CONAMA determinou o limite máximo para o lançamento de nitrogênio amoniacal no total de 20 mg de N/L, exceto quando aplicável em sistemas de tratamento de esgotos sanitários (Resolução CONAMA 397/2008).

No entanto, os valores máximos admissíveis desses parâmetros, poderão ser alterados em decorrência das condições naturais ou quando estudos ambientais específicos, os quais

consideram também a poluição difusa, comprovam que esses novos limites não acarretarão prejuízos para os usos previstos no enquadramento. O Poder Público poderá, a qualquer momento, acrescentar outras condições e padrões de qualidade, para um determinado corpo d'água, ou torná-los mais restritivos, tendo em vista as condições locais, mediante fundamentação técnica, de acordo com a Resolução CONAMA 357/2005.

Para o melhor controle da qualidade do corpo hídrico receptor, o lançamento de efluentes deve, também, observar os padrões referentes ao enquadramento do curso d'água, conforme a referida resolução. O lançamento de efluentes precisa atender, simultaneamente, as condições de padrões exigidas tanto para o lançamento de efluentes quanto não exceder as condições de padrões de qualidade da água.

Em relação às águas doces de classes 1 e 2, quando o nitrogênio for fator limitante para eutrofização, nas condições estabelecidas pelo órgão ambiental competente, o valor de nitrogênio total (após oxidação) não deverá ultrapassar 1,27 mg-N/L para ambientes lênticos e 2,18 mg-N/L para ambientes lóticos, na vazão de referência. A Tabela 3.3, apresenta os valores máximos admissíveis dos parâmetros relativos às formas químicas do nitrogênio, de acordo com a Resolução CONAMA 357/2005.

Tabela 3.3 – Padrões de qualidade máximos admissíveis das formas de nitrogênio para cursos d'água.
(CONAMA 357/2005)

Cursos d'água	Classe	Parâmetros		
		Nitrato (mg/L N)	Nitrito (mg/L N)	Nitrogênio Amoniacal Total (mg/L N)
Doce	I e II	10,0	1,0	3,7 p/ pH ≤ 7,5 2,0 p/ 7,5 < pH ≤ 8,0 1,0 p/ 8,0 < pH ≤ 8,5 0,5 p/ pH > 8,5
	III	10,0	1,0	13,3 p/ pH ≤ 7,5 5,6 p/ 7,5 < pH ≤ 8,0 2,2 p/ 8,0 < pH ≤ 8,5 1,0 p/ pH > 8,5
Salina	I	0,4	0,07	0,4
	II	0,7	0,2	0,7
Salobra	I	0,4	0,07	0,4
	II	0,7	0,2	0,7

Às águas de classe especial a Resolução CONAMA 357/2005, veta o lançamento de efluentes ou disposição de resíduos domésticos, agropecuários, de aquicultura, industriais e de quaisquer outras fontes poluentes, mesmo que tratados. Porém, quanto à classe 3 das águas salinas e salobras, a deliberação não faz nenhuma menção em virtude dos valores máximos permitidos para formas de nitrogênio no curso d'água.

Assim, a fim de atender as recomendações expostas pelo órgão ambiental e a preservação da qualidade ambiental, faz-se necessário buscar tecnologias que resultam na adequação das suas características aos padrões estabelecidos pela legislação.

3.3-PROCESSOS DE REMOÇÃO DE NITROGÊNIO

Nas últimas décadas aumentou a consciência de que a remoção dos nutrientes das águas residuárias, em geral, é uma medida importante para preservar a qualidade dos corpos d'água receptores de efluentes de sistemas de tratamento. A remoção de nutrientes além de ter importante repercussão sobre a qualidade do efluente e, conseqüentemente, da água do corpo receptor (como exposto no item 3.2) também, influenciou fortemente sobre desempenho requerido do sistema de tratamento. Isto é, particularmente, notável para a remoção de nitrogênio quando se trata dos processos de nitrificação e desnitrificação.

Para remoção de nitrogênio de águas residuárias as alternativas mais estudadas, são os processos físico-químicos ou biológico (Figura 3.2). Segundo Metcalf e Eddy (1991), os processos físico-químicos são aplicados em despejos industriais com elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal para serem utilizadas como pré-tratamento aos sistemas biológicos.

Os processos de tratamento empregados para reduzir as cargas do lixiviado envolvem, em geral, combinação de tecnologias físicas, químicas e biológicas sendo projetados de forma a se adequarem às mudanças na composição e na vazão do lixiviado.

Os processos biológicos são mais efetivos para o tratamento de lixiviados novos, os quais contêm concentrações significativas de ácidos voláteis. Já os compostos refratários, em especial: as substâncias húmicas, as elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal e a

baixa concentração de fósforo, dificultam o tratamento biológico, sendo alvo dos tratamentos físicos e químicos.

Desta forma, não existe um sistema ideal para o tratamento de lixiviado. De acordo com Kurniawan *et. al.* (2006), a combinação de dois ou mais sistemas de tratamento é alternativa bastante estudada para viabilizar a remoção dos diferentes tipos de poluentes presentes em lixiviados, uma vez que nenhum tipo de tratamento, individualmente, é capaz de atender aos requisitos necessários para a disposição final deste resíduo.

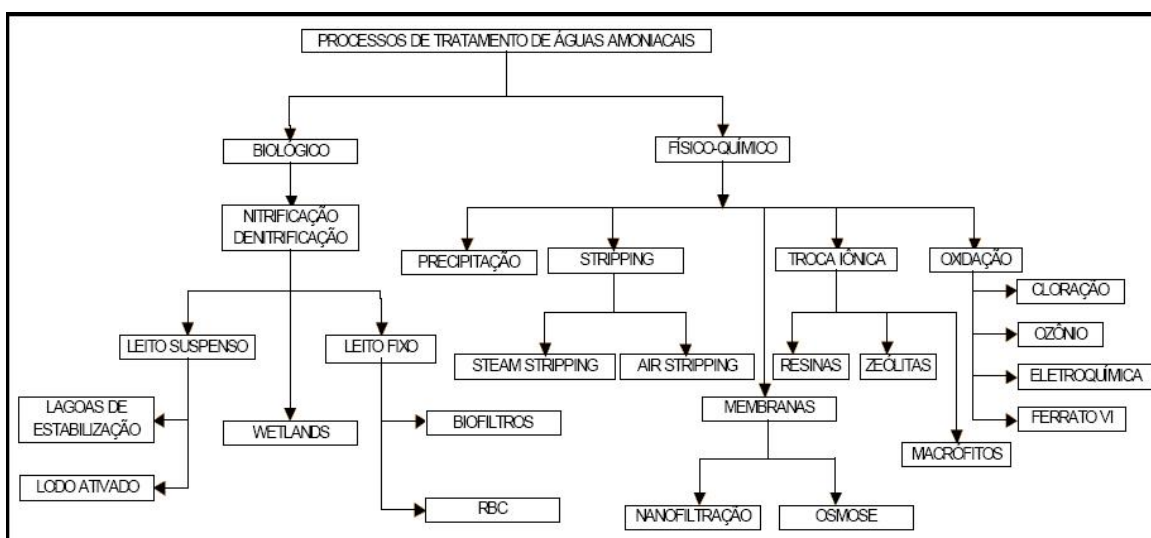


Figura 3.2 – Classificação geral dos diferentes processos estudados nos últimos 10 anos em tratamento de águas efluentes amoniacais. (Costa, 2003)

Os processos físico-químicos, geralmente, são utilizados no pré-tratamento para remoção das elevadas cargas de nitrogênio amoniacal, e, no pós-tratamento para remoção de compostos recalcitrantes. Devido a sua eficácia, o *stripping* ou arraste da amônia é o tratamento mais extensamente empregado para a remoção de nitrogênio amoniacal de lixiviado de aterro sanitário (Kurniawan *et.al.*, 2006), com maior viabilidade econômica quando comparada às tecnologias como a osmose reversa e os processos com membranas, entretanto, a principal desvantagem desse processo é a liberação do gás NH_3 , por isso que existem poucos trabalhos da literatura científica pesquisada, as quais sugerem alternativas de tratamento desse gás. Kurniawan *et.al.* (2006) citam como alternativa o tratamento do NH_3 com ácidos concentrados (HCl ou H_2SO_4), o que pode acarretar na elevação dos custos globais do processo.

Águas residuárias com elevada carga de nitrogênio amoniacal são, geralmente, difíceis de serem tratadas por processos biológicos convencionais. Em sistemas de lodos ativados, encontra-se a recirculação de parte do efluente tratado para o tanque de aeração como uma estratégia operacional que pode ser efetuada para garantir eficiência no tratamento desse tipo de água residuária. Essa medida visa diminuir a toxicidade da amônia pela diluição das concentrações. No entanto, a razão de recirculação elevada resulta no aumento dos custos operacionais, e, em grandes volumes do tanque de aeração (Li *et al.*, 1999).

Conforme Carrera *et al.* (2004), o processo de remoção biológica de nutrientes (RBN) é largamente utilizado para águas residuárias municipais, porém este não é o tratamento adequado às águas residuárias que tenham elevada concentração de nitrogênio amoniacal, nas quais se usa, freqüentemente, os sistemas físico-químicos como o *stripping*.

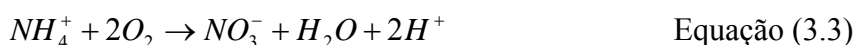
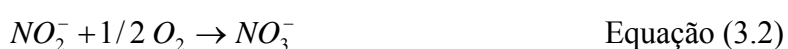
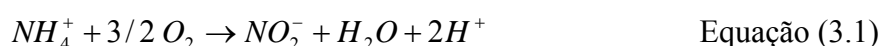
Segundo Kurniawn *et al.* (2006), devido a sua confiabilidade e simplicidade, o tratamento biológico em lixiviado é geralmente usado para a remoção das cargas orgânicas. Ao tratar o lixiviado novo (biodegradável), o processo biológico pode apresentar desempenho razoável em relação à remoção de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal. Para Diamadopoulos *et al.* (1997) o processo de remoção biológica de nutrientes por nitrificação e desnitrificação é considerado um dos mais promissores e mais práticos para o tratamento desse tipo de efluente.

3.3.1-Processo convencional de remoção biológica de nitrogênio (nitrificação/desnitrificação)

O processo de remoção biológica de nitrogênio se baseia no ciclo natural da transformação do nitrogênio, isto é, em promover a nitrificação por meio de organismos autotróficos, em ambientes aeróbios, e a desnitrificação realizada por organismos heterotróficos, em ambientes anóxicos.

Na primeira seqüência (nitrificação) a energia para o crescimento bacteriano é derivada da oxidação de compostos inorgânicos de nitrogênio, principalmente o íon amônio (NH_4^+), nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-), usando dióxido de carbono (CO_2) como fonte de carbono inorgânico para síntese de novas células (Metcalf e Eddy, 1991). A nitrificação é um processo de duas etapas envolvendo dois diferentes grupos de microrganismos. Na

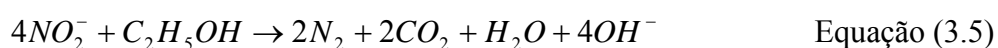
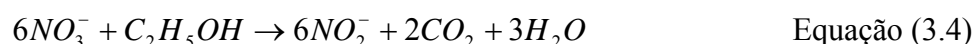
primeira etapa - conhecida como nitrificação - geralmente as bactérias do gênero *Nitrosomonas* e *Nitrosospira* oxidam o nitrogênio amoniacal para nitrito (Equação 3.1), enquanto que no passo seguinte (nitratação) a oxidação do nitrito a nitrato (Equação 3.2) geralmente é atribuída à bactéria do gênero *Nitrobacter* e *Nitrospira* (van Loosdrecht e Jetten, 1998). A Equação 3.3 é resultante da soma das Equações 3.1 e 3.2. Segundo Kotlar *et al.*, (1996), ambos os grupos de bactérias são muito sensíveis às condições operacionais como: pH, temperatura, substrato e concentração de produtos.



De acordo com Ferreira (2000), bioquimicamente o processo de nitrificação envolve muito mais do que a oxidação seqüencial da amônia para nitrito e nitrito para nitrato. Várias reações intermediárias e enzimas estão envolvidas no processo. Na oxidação da amônia a nitrito, primeiramente o nitrogênio amoniacal é oxidado a hidroxilamina (NH₂OH) e, posteriormente, a nitrito. Em geral, apesar da nitrificação ser representada pelo íon amônio (NH₄⁺), admite-se que a amônia livre (NH₃) e não o íon amônio (NH₄⁺) é usado como substrato para oxidação em nitrito (Jianlong e Ning, 2004).

A oxidação do nitrogênio amoniacal é a etapa limitante do processo, pois dependendo das condições operacionais em que se trabalha (pH baixo), sua velocidade de oxidação pode ser relativamente mais lenta do que a velocidade de oxidação do nitrito. Em processos convencionais, o nitrito (NO₂⁻) somente aparecerá em elevadas concentrações (maiores que 1mgN/L) quando o processo considerado se encontra em estado transiente, motivado por variação de cargas, partida e arraste da biomassa, ou outros problemas operacionais (Henze *et al.*, 1997, *apud* Iamamoto 2006). Ainda de acordo com os autores, os fatores tais como: a temperatura, o pH, a concentração de oxigênio dissolvido (OD), a concentração e composição do substrato (concentração de amônia, relação DBO/NTK), o tempo de retenção de sólidos (TRS), bem como a fração de bactérias nitrificantes presente no sistema, são parâmetros importantes na cinética da nitrificação.

A segunda etapa, desnitrificação, é um processo anóxico executado, geralmente, por microrganismos heterotróficos facultativos que usam o nitrito e o nitrato como aceptores finais de elétrons (Ciudad *et al.*, 2005). No processo de desnitrificação ocorre a redução do nitrato para nitrito que, posteriormente, é convertido a nitrogênio gasoso. Desta forma, obtém-se o material orgânico (metanol, acetato, etanol, glicose) como redutor, ou seja, como doador de elétrons. Assim, ao admitir o etanol como doador de elétrons, verifica-se as seguintes Equações 3.4 e 3.5 que mostram a redução do nitrato e do nitrito, respectivamente (Kotlar *et al.*, 1996).



Existem quatro condições básicas para que o processo de desnitrificação se desenvolva (van Haandel e Marais, 1999): (1) presença de nitrato (ou nitrito); (2) ausência de oxigênio dissolvido; (3) massa bacteriana capaz de aceitar nitrato (ou nitrito) como acceptor de elétrons; (4) presença de um doador de elétrons adequado (fonte de energia).

Van Haandel e Marais (1999) apresentam na Figura 3.3, a variação do número de oxidação do nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação. Por meio da transferência de elétrons por átomo de nitrogênio, a oxidação do nitrogênio amoniacal (-3) a nitrato (+5) requer quatro átomos (duas moléculas) de oxigênio. Portanto, para a nitrificação de 1mol de amônia, o consumo de oxigênio corresponde a $64/14 = 4,57 \text{ mgO}_2/\text{mg.N}$.

Nota-se que dos oitos elétrons liberados pelo nitrogênio amoniacal na sua oxidação para nitrato, somente 5 são recuperados quando o nitrato (+5) é reduzido para nitrogênio molecular (0), no processo de desnitrificação. Com isso, o nitrato na desnitrificação tem uma capacidade de oxidação igual a 5/8 de oxigênio necessário na nitrificação, que podem ser recuperados como “oxigênio equivalente” na desnitrificação, isto é, $2,86 (0,625 \cdot 4,57) \text{ mgO}_2/\text{mg.N}$. Logo, para a remoção de nitrogênio há um consumo líquido de $1,71(4,57 - 2,86) \text{ mgO}_2/\text{mg.N}$ (van Haandel e Marais, 1999).

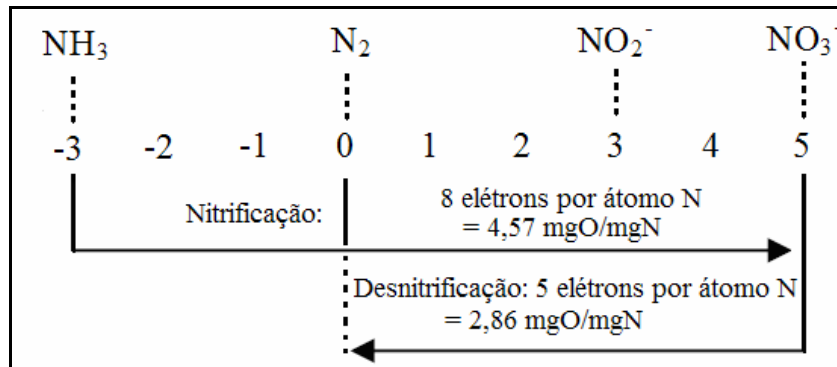


Figura 3.3 – Variação do número de oxidação do nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação.
(van Haandel e Marais, 1999)

Além do oxigênio, o processo de oxidação biológica do íon amônio na nitrificação, produz um efeito sobre a alcalinidade da água residuária. Estequiometricamente, pela Equação 3.3, observa-se a produção de 2 mols de H^+ por mol de nitrato formado. Sabendo-se que, a produção de 1 mol de H^+ é equivalente ao consumo de 1 mol de alcalinidade ou 50 g de $CaCO_3$, apresenta-se na nitrificação uma variação de alcalinidade igual a $(2 \cdot 50)/14 = 7,4$. Assim como no processo de desnitrificação as reações - independente do tipo de fonte de carbono - apontam a recuperação de 1 mol de alcalinidade por mol de nitrato reduzido, com isso verifica-se que no processo de nitrificação/desnitrificação o consumo de alcalinidade será igual a 3,57 mg $CaCO_3$ /mg N (Anthonisen *et al.*, 1976; Van Haandel e Marais, 1999).

Partindo-se de que a alcalinidade é aumentada e a concentração de ácido carbônico é diminuída, a tendência da desnitrificação é reverter parcialmente os efeitos da nitrificação e, portanto, elevar o pH do meio (van Haandel e Marais, 1999). Além de ser uma etapa necessária de remoção de nitrogênio, a desnitrificação, pode ser interessante do ponto de vista da economia de energia e de produtos químicos de controle de alcalinidade (Ferreira, 2000).

A fim de reduzir os custos operacionais requeridos pela demanda de oxigênio e matéria orgânica pela nitrificação e desnitrificação, respectivamente, novos processos e estratégias operacionais foram estudados nesses últimos anos. Recentemente, a remoção biológica de nitrogênio pela via curta, ou via nitrito, vem sendo investigada como nova alternativa ao processo de nitrificação/desnitrificação convencional. Em tal processo, o nitrogênio amoniacal é oxidado a nitrito, em ambiente aeróbio e, após esta etapa é reduzido a

nitrogênio gasoso em ambiente anóxico, dispensando a fase de redução do nitrato. Assim, resultaria em economia na necessidade de oxigênio durante a nitrificação, em redução na quantidade de fonte de carbono requerida na desnitrificação, e, em decréscimo na produção de lodo (Ciudad *et al.*, 2005).

3.3.2-Processo de remoção biológica de nitrogênio via nitrito

A possibilidade do acúmulo de nitrito em sistemas de tratamento de águas residuárias e sua possível redução, direta, a nitrogênio gasoso, apresentam vantagens, principalmente, do ponto de vista econômico durante a operação (Fdz-Polanco *et al.*, 1996; Ciudad *et al.*, 2005).

Segundo Ciudad *et al.* (2005) na maioria das vezes os custos operacionais do processo de remoção biológica de nitrogênio são relacionados à necessidade de oxigênio e matéria orgânica nas etapas convencionais de nitrificação e desnitrificação, respectivamente. O processo de remoção biológica de nitrogênio, por meio das etapas nitrificação e desnitrificação, (Figura 3.4) é baseado no fato em que o nitrito é um composto intermediário em ambas as etapas. Desta forma, uma nitrificação parcial a nitrito e uma desnitrificação desse nitrito, ao invés do nitrato, seria plausível. Esta aproximação produziria economias na demanda de oxigênio durante a nitrificação, redução nas exigências de fonte de carbono no processo de desnitrificação e diminuição na produção de lodo relacionado aos custos operacionais em comparação com o método tradicional de remoção de nitrogênio (Ruiz *et al.*, 2006).

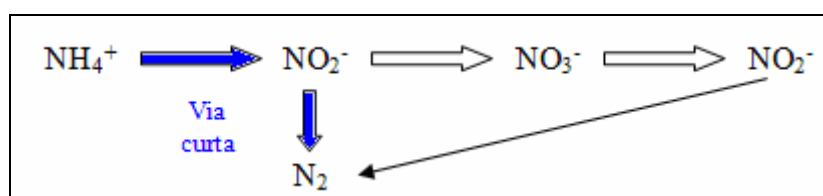
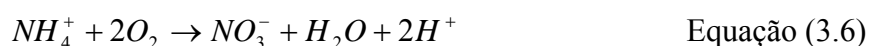


Figura 3.4 – Processo de nitrificação-desnitrificação convencional e parcial.

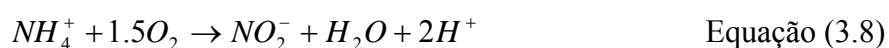
Villaverde *et al.* (2000) relatam que o processo de remoção biológica de nitrogênio por via curta, pode reduzir em até 25% do oxigênio requerido na nitrificação e, aproximadamente, 40% de fonte externa de carbono na desnitrificação. Além disso, este método proporciona de 30 a 40 % na redução do volume do reator e elevada taxa de desnitrificação.

A economia na demanda de oxigênio e na fonte de carbono demonstra-se por comparação estequiométrica de O_2 e CH_2O (representando a fonte de carbono como doador de elétrons), conforme as Equações 3.6 e 3.7 (RBN convencional) e 3.8 e 3.9 (RBN via curta), Chung *et al.* (2007).

- RBN convencional



- RBN via curta



Observando as Equação 3.6 e 3.8, bem como a Figura 3.3 (variação do número de oxidação do nitrogênio nos processos de nitrificação e desnitrificação), verifica-se que ao contrário da RBN convencional - que necessita de duas moléculas de oxigênio para oxidação de nitrogênio amoniacal até nitrato, resultando em um consumo de oxigênio igual a 4,57 mg O_2 /mg N - a RBN pela via curta requisita apenas 1,5 moléculas de oxigênio, significando, um consumo de oxigênio, para a nitrificação de 1 mol de NH_4^+ , igual a $(1,5 \cdot 32)/14 = 3,43$ mg O_2 /mg N, permitindo uma economia de 25% do oxigênio requerido.

No processo de desnitrificação (Equações 3.7 e 3.9), das 1,25 moléculas da fonte de carbono necessárias (CH_2O) na RBN convencional, apenas 0,75 são necessárias para a RBN pela via curta, ou seja, no processo convencional no qual 2,86 mg O_2 /mg.N do oxigênio eram recuperados na desnitrificação. Portanto, constata-se que, na RBN por via curta, dos seis elétrons transferidos na nitrificação três são recuperados na desnitrificação, resultando em $(3/6) \cdot 3,43 = 1,71$ mg O_2 /mg.N, o que demonstra uma economia, teórica, na fonte de carbono para remoção de nitrogênio amoniacal pela via curta igual a 40%.

A taxa de crescimento dos microrganismos nitrificantes é bem lenta e bastante inferior a dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria orgânica. Assim, em um

sistema de tratamento biológico no qual objetiva-se a nitrificação, o tempo de residência celular ou idade de lodo deve ser tal que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes, antes que elas sejam varridas do sistema. Por isso que, o sistema é controlado pelo organismo de crescimento mais lento, em geral, as *Nitrosomanas*. As bactérias do gênero *Nitrobacter* têm uma taxa de crescimento mais rápida, razão pela qual quase não se observa o acúmulo de nitrito nesses sistemas (von Sperling, 2002).

Segundo Rittman e McCarty (2001), *apud* Bae *et al.* (2002), o fato de não se observar o acúmulo de nitrito se dá, provavelmente, devido ao baixo valor de concentração mínima de substrato capaz de suportar a biomassa no estado estacionário e a uma taxa, relativamente, elevada da utilização do substrato por microrganismos oxidantes do nitrito. Muitas pesquisas tentaram obter acúmulo consistente do nitrito na nitrificação como sendo o pré-requisito chave para o sucesso da remoção biológica de nitrogênio pela via curta, tendo como condição crítica do processo a supressão da oxidação do nitrito sem retardar excessivamente a taxa de oxidação da amônia.

3.3.2.1-Acúmulo de nitrito em sistemas de remoção biológica de nitrogênio pela via curta

O acúmulo de nitrito pode ocorrer em ampla variedade de habitats microbianos tais como: solos, águas naturais e sistemas de tratamento de esgotos municipais, indústrias e resíduos agrícolas. Tais acúmulos têm sido explicados como resultados das diferenças nas velocidades de reação de organismos oxidantes de nitrogênio amoniacal e de nitrito (Anthonisen *et al.*, 1976).

Para o estabelecimento do acúmulo de nitrito, são estudadas várias estratégias com o intuito de inibir a oxidação do nitrito a nitrato, pela manipulação de alguns parâmetros intervenientes no processo como: concentração de amônia livre (NH_3); hidroxilamina livre ($\text{NH}_2\text{OH}/\text{NH}_3\text{OH}^+$), ácido nitroso (HNO_2); temperatura; concentração de oxigênio dissolvido; potencial hidrogeniônico (pH), tempo de retenção de sólidos, dentre outros (Yoo *et al.*, 1999; Bae, *et al.*, 2002). Segundo Philips *et al.* (2002), embora a concentração de NH_4^+ possa causar o acúmulo de nitrito, o efeito da amônia livre aparece muito mais destacado, pois o NH_3 é um inibidor competitivo da atividade da enzima *oxidoreductase* do nitrito.

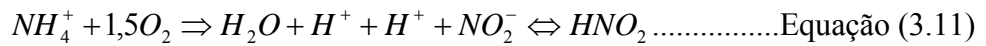
Anthonisen *et al.* (1976) explicam que a presença de amônia livre (N-NH₃) e do ácido nitroso livre (HNO₂) são as principais causas para sucesso de acúmulo de nitrito. Segundo os autores, a inibição da oxidação de nitrito iniciaria em concentrações de amônia livre de 0,1 a 1,0 mgN-NH₃/L enquanto que a inibição da oxidação de nitrogênio amoniacal ocorreria em concentrações de 10 a 150 mgN-NH₃/L. Já para o ácido nitroso livre torna-se inibitório em relação aos oxidantes de nitrito em concentrações entre 0,22 e 2,8 mgN-HNO₂/L. Outros fatores que podem afetar essas concentrações inibitórias são: a quantidade de bactérias nitrificantes ativas, adaptação do sistema e a temperatura. A Tabela 3.4 mostra as concentrações nas quais a amônia livre inibiu a nitratação.

Tabela 3.4 – Concentrações de amônia livre que inibiram a nitratação.

Concentração de N-NH ₃ (mg/L)	Reator	Observação	Referência
0,1 a 1	Lodo batelada	-	Anthonisen <i>et al.</i> (1976)
5	Lodos ativados (6 células em série)	pH 7 a 7,2; temperatura 20±2°C.	Turk e Mavinic (1987)
1 a 5	Sistema anóxico/aeróbio (leito fixo)	pH controlado de 8,3 a 8,5; temperatura de 20°C, inibiu a nitratação, mas não a nitritação.	Abeling e Seyfried (1992)
1 a 6	Lodos ativados em bancada	pH 8. Acúmulo de nitrito, sem inibição da oxidação de N-amoniacal.	Surmacz-Górska <i>et al.</i> (1997)

Conforme Fdz-Polanco *et al.* (1996), as concentrações inibitórias são diferentes entre si, porque são afetadas pelos efeitos combinados de concentração de nitrogênio amoniacal, pH e temperatura, responsáveis por influenciarem no equilíbrio químico da concentração de amônia livre. Assim, em sua pesquisa, o acúmulo de nitrito tornou-se possível em baixas temperaturas, devido a menor atividade de bactérias oxidantes de nitrito, porém o acúmulo de nitrito será menor do que o obtido em temperaturas maiores sob efeito da inibição por amônia livre. Da mesma forma, em pH menores que 6, a atividade das bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal e nitrito também diminui, mas seu quociente (oxidantes de nitrogênio amoniacal/oxidantes de nitrito) aumenta e ocorre o acúmulo de nitrito, mesmo na ausência de amônia livre, relacionado à baixa alcalinidade do sistema.

O balanço iônico da solução aquosa é demonstrado pela Equação 3.10. Observa-se que o nitrogênio amoniacal estará em solução nas formas de íon amônio (NH_4^+) e amônia não ionizada (NH_3). O equilíbrio entre as duas formas é afetado pelo pH da solução. Quando o pH aumenta, a concentração de amônia livre também aumentará. No entanto, quando a oxidação de nitrogênio amoniacal ocorre (Equação 3.11), há uma liberação de íons H^+ que diminuem o pH, dependendo da capacidade tampão do sistema. O nitrito formado existirá em equilíbrio com o ácido nitroso livre quando o pH diminui e a concentração de ácido nitroso livre aumenta, ocasionará inibição das bactérias oxidantes de nitrito.



Diante disso e devido ao fato da amônia livre em solução ser em função da concentração de íon amônio, do pH e da temperatura, Athonisen *et al.* (1976) propuseram as Equações 3.12 e 3.13, relacionando as concentrações de amônia livre e ácido nitroso não ionizado, com o pH do meio aquoso.

$$[N - NH_3]_{livre} = \frac{17}{14} \times \frac{[N - NH_4^+] \cdot 10^{pH}}{\left(\frac{k_b}{k_w}\right) + 10^{pH}} \quad \text{Equação (3.12)}$$

onde: $k_b/k_w = e^{[6344/(273+T)]}$

k_b = constante de ionização da amônia no equilíbrio, 20°C.

k_w = constante de ionização da água no equilíbrio, 20°C.

$$HNO_2 (mg / L) = \frac{46}{14} \times \frac{N - NO_2}{k_a \times 10^{pH}} \quad \text{Equação (3.13)}$$

onde: $k_a = e^{[-2300/(273+T)]}$

k_a = constante de ionização do ácido nitroso no equilíbrio.

Anthonsen *et al.* (1976), construíram o gráfico de tolerância da nitrificação (Figura 3.5) para sistemas de crescimento suspenso, o qual indica em que condições os organismos nitrificantes são inibidos pela presença de amônia livre (NH_3) e ácido nitroso (HNO_2) em função do pH.

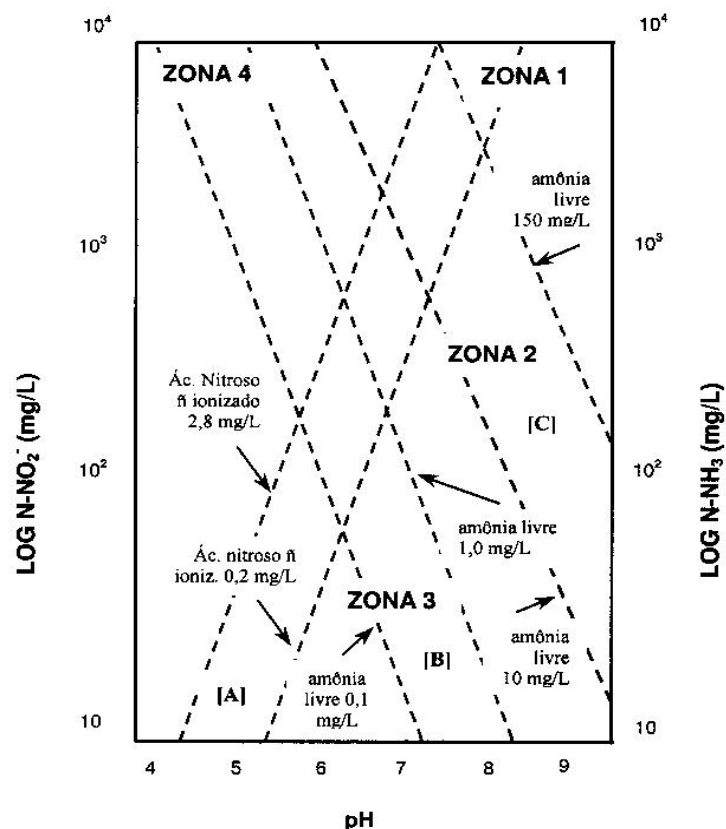


Figura 3.5 – Zonas de condições para inibição dos organismos nitrificantes por amônia livre e ácido nitroso.
(Anthonisen *et al.*, 1976)

Observa-se na Figura 3.5 que a Zona 1 representa a condição de inibição total da nitrificação quando a concentração de amônia livre (N-NH₃) é elevada (maior que 150 mgN-NH₃/L), sendo suficiente para inibir tanto as bactérias oxidantes de nitrito e de nitrogênio amoniacal quanto impossibilitando a ocorrência da nitrificação. Na Zona 2, com concentrações de 10 a 150 mgN-NH₃/L, somente as bactérias oxidantes de nitrito serão inibidas podendo ocorrer o acúmulo de nitrito. Na Zona 3 (0,1 a 1,0 mgN-NH₃/L), em concentrações ainda menores de amônia livre, não haverá inibição de ambas as bactérias e ocorrerá a nitrificação completa. Na Zona 4, em pH menor 5,5, pode ocorrer a inibição da nitrificação por ácido nitroso livre (0,2 a 2,8 mgN-HNO₂/L).

Turk e Mavnic (1989) contestaram a hipótese de que apenas a presença de amônia livre causa o acúmulo de nitrito, pois os oxidantes podem adaptar-se às altas concentrações de amônia livre. Os autores utilizaram reatores de lodos ativados em escala de bancada para estudo da manutenção do acúmulo de nitrito em sistemas adaptados à concentração de amônia livre e observaram que, mesmo com concentração média de amônia livre de 25,5

mgN-NH₃/L e picos de até 40 mgN-NH₃/L, não foi possível deter a diminuição no acúmulo de nitrito.

Çeçen (1996) concluiu que, além do efeito da adaptação das bactérias oxidantes de nitrito, a diminuição da concentração de nitrogênio, ocasionada por sua própria oxidação, pode tornar inviável o acúmulo de nitrito, ocorrendo a nitrificação completa. Segundo o autor, além do valor absoluto da concentração de amônia livre, as relações OD/NH₄⁺ e OD/NH₃, também devem ser consideradas. Na relação OD/NH₄⁺ > 1 não houve acúmulo de nitrito e para OD/NH₃ < 10 houve o acúmulo de nitrito.

Fdz-Polanco *et al.* (1996), estudaram a influência do efeito combinado da temperatura do pH e da concentração de íon amônio sobre a inibição da amônia livre, no fenômeno de acúmulo do nitrito na nitrificação. Para tanto, utilizaram um biofiltro aerado de fluxo ascendente e biomassa imobilizada, alimentado com substrato sintético. Foram realizados três experimentos, nos quais se manteve a razão entre concentração de amônia livre e concentração de sólidos voláteis aderidos (NH₃-N/SVA) igual a 0,5 mg NH₃-N/g SVA. Desta forma, a observação dos autores foram: que em condições de não inibição por amônia livre, em valores baixos de pH e temperatura, e, em altas concentrações de amônio, a atividade relativa dos microrganismos oxidantes de amônia era maior do que os oxidantes de nitrito ocorrendo, portanto, o acúmulo de nitrito no sistema.

Surmacz-Górska *et al.* (1997), analisando a nitrificação pela via curta em um sistema de lodo ativado em escala de laboratório, utilizaram como substrato água residuária sintética com concentração de nitrogênio amoniacal igual a 500 mg N-NH₄⁺/L; DBO₅ = 500 mg/L e DQO = 776 mg/L. O acúmulo de nitrito foi estabelecido em pH próximo de 8, o que assegurou uma concentração de amônia livre de 1 a 6 mg N-NH₃/L e permitindo que a nitrificação fosse, significativamente, encurtada e as concentrações de nitrito pudessem alcançar até 300 mgN-NO₂⁻/L. A nitrificação e desnitrificação, pela via curta, não é recomendada somente para águas residuárias com concentração significativa de nitrogênio amoniacal, mas, também, para águas residuárias com baixa relação DQO/N, devido à baixa fonte de carbono requerida no processo de desnitrificação.

Bae *et al.*, (2002), pesquisando o acúmulo de nitrito em um reator em batelada alimentado com esgoto sintético contendo 50 mg N-NH₄⁺/L, investigaram a variação de diferentes

fatores operacionais (Tabela 3.5): pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura. Para determinar o efeito do pH, esse variou entre 7, 8, 9 e 10 com valores de temperatura e OD fixados em 30°C e 2-3 mg/L, respectivamente. Na determinação da concentração de OD ótimo, esse foi variado em 0,5 mg/L ($\pm 0,2$), 1,5 mg/L ($\pm 0,2$) e 2,5 ($\pm 0,2$), com temperatura e pH inicial fixados em 30°C e 8,1 ($\pm 0,1$), respectivamente. Por último investigou o efeito da temperatura que variou de 10°C, 20°C, 30°C e 40°C, mantendo o OD de 2-3 mg/L e pH inicial de 8,1 ($\pm 0,1$).

Segundo os autores, o acúmulo do nitrito foi controlado tanto pela taxa de produção do nitrito quanto pela inibição da sua de oxidação. A concentração de amônia livre foi afetada pela concentração da amônia total, pelo pH e pela temperatura, inibindo a oxidação do nitrito em uma concentração, consideravelmente, elevada. Os autores concluíram que as condições operacionais ótimas para obtenção do acúmulo de nitrito foram em pH = 8, concentração de oxigênio dissolvido de 1,5 mg/l e temperatura de 30°C.

Tabela 3.5 – Sumário dos resultados experimentais.
(Bae *et al.*, 2002)

	NH ₃ Inicial (mg/L)	k _a (10 ⁻³ mg-N/mg-VSS.h)	k _a /k _n *	Máximo acúmulo de nitrito (mg-N/L)	Taxa de acúmulo de nitrito (%)**	
pH	7	0,5	14,7	1,96	2,6	6,7
	8	4,8	24,5	0,96	22,4	60,2
	9	27,2	25,9	0,76	17,8	45,4
	10	58,5	7,3	4,56	6,9	50,9
OD (mg/L)	0,5	4,6	11,2	1,02	12,5	76,7
	1,5	4,5	17,3	0,91	20,5	77,4
	2,5	4,8	21,3	0,68	17,5	54,2
Temp. (°C)	10	1,2	6,2	0,32	1,2	9,1
	20	2,4	14,7	0,64	5,4	25,4
	30	4,7	23	0,78	17,7	53
	40	8,7	20,6	0,52	15,2	49,7

* k_n foi medido sem inibição da amônia livre (NH₃)

** Percentagem de nitrito acumulado por amônia removida num tempo de reação de 40 min.

Jianlong e Ning (2004), também investigaram as condições ótimas para a nitrificação parcial com o acúmulo de nitrito, alimentando o reator em batelada com água residuária sintética, variando o pH (6,5; 7,5; 8,5 e 9,5) e OD (0,5; 1,5 e 2,5 mg/L) e com temperatura fixa a 30°C. Os autores obtiveram resultados similares aos encontrados por Bae *et al.*, (2002), sendo: pH = 7,5 e OD = 1,5 mg/L.

Queiroz (2006), operando um reator em batelada seqüências, alimentado com água residuária sintética, simulando despejo da unidade de destilação do carvão da indústria siderúrgica (coqueria) e utilizando fenol como fonte externa de carbono na fase de desnitrificação, conseguiu em sua primeira fase da pesquisa (escala de bancada – testes exploratórios), resultados mais expressivos para o acúmulo de N-NO_2^- quando o pH se igualou a 8. No entanto, na segunda fase de sua pesquisa (escala piloto) as melhores condições de operação observada foram: o pH próximo de 8,3 que garantiu uma concentração de amônia livre na faixa entre 4,0 e 0,8 mg NH_3/L , concentração de oxigênio dissolvido de 1,0 mg O_2/L e tempo de residência hidráulica de 3 dias.

Embora seja difícil estabelecer o pH da concentração de amônia livre, a manutenção de valores elevados de pH no reator pode favorecer o acúmulo de nitrito. Para isso, pode-se operar o reator em valor de pH que possibilite maior atividade de organismos nitrificantes em comparação aos nitrificantes (Castro Daniel, 2005). Deve-se lembrar que a amônia é também a substância tóxica da nitrificação, o que limita um aumento de pH a valores superiores a 8,5 por acarretarem um aumento considerável dessa amônia, causando inibição ao sistema, além de ocasionar *stripping* de amônia (Abeling e Seyfried, 1992).

Como mencionado anteriormente, a remoção de nitrogênio via nitrito pode também ser favorecida pela temperatura. Segundo Verstraete e Philips (1998), a temperatura influencia diretamente na velocidade específica de crescimento dos microrganismos. Com isso, a possibilidade da manutenção da temperatura em um valor que favoreça a reprodução das bactérias que oxidam amônia em detrimento daquelas que oxidam N-NO_2^- a N-NO_3^- , facilita o processo de acúmulo de nitrito. Philips *et al.* (2002), relatam que a taxa máxima de crescimento específica de *Nitrobacter* é inferior à taxa máxima de crescimento das *Nitrosomonas*, em temperaturas inferiores a 25°C, possibilitando, assim, o acúmulo de nitrito.

Outro parâmetro de suma importância na eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal de águas residuárias, via nitrito, é a concentração de oxigênio dissolvido. Münch *et al.* (1996) obtiveram elevada concentração de nitrito (máxima de 15 mg $\text{N-NO}_2^-/\text{L}$) e inibição da atividade das oxidantes de nitrato, tendo concluído que o acúmulo de nitrito deu-se devido às baixas concentrações de OD e possível inibição das *Nitrobacter*, em virtude das altas concentrações de amônia livre ou níveis elevados de pH.

Segundo Yoo *et al.* (1999), o nível médio ideal de OD para obtenção de máxima nitrificação e mínima nitratação seria próximo de 1,3 mg/L. Os autores citaram quais são os fatores que afetaram o acúmulo de nitrito: concentração de amônia livre, concentração de hidroxilamina livre, pH, temperatura, concentração de OD. De acordo com os autores, a duração do tempo de aeração pareceu ser inversamente proporcional ao grau de acúmulo de nitrito. Essa duração deve ser longa o suficiente para a remoção eficiente de DQO, nitrificação e desnitrificação, porém curta o suficiente para evitar a adaptação das bactérias oxidantes do nitrito ao ambiente aeróbio.

Ciudad *et al.* (2005) estudaram a viabilidade do processo de remoção parcial de nitrogênio sob baixa concentração de OD, visando à redução da oxidação do nitrito e, conseqüentemente, a maximização utilizando o acúmulo do nitrito. A concentração do oxigênio dissolvido foi reduzida dentro de quatro etapas: 2,4, 1,4, 1,0 e 0,5 mg/L, nas quais, cada condição foi mantida durante 7 dias, em um reator de lodo ativado operado com pH igual a 7,8; temperatura entorno de 25°C e alimentado com água residuária sintética com concentração de amônia afluyente igual a 500 mg/L. O acúmulo máximo de nitrito foi observado para valor da concentração de OD = 1,0 mg/L, porém, segundo os autores, essa condição afetou a taxa de remoção de amônia. Conseqüentemente, a concentração de OD de 1,4 mg/L foi selecionada para uma operação a longo prazo (170 dias), promovendo o acúmulo do nitrito entorno de 80% e preservando uma remoção elevada da amônia acima de 90%.

Ainda de acordo com os autores, a atividade respirométrica das bactérias oxidantes do nitrito foi reduzida com a diminuição da concentração de OD no reator, confirmando que a operação em baixas concentrações de oxigênio era uma maneira eficaz de reduzir a atividade destes microrganismos. No entanto, não está claro se essa redução é o resultado de uma diminuição na atividade específica do microrganismo ou um esmaecimento da biomassa.

Sob circunstâncias similares, contudo variando a concentração de OD na faixa de 0,5 a 5,7 mg/L, Ruiz *et al.* (2006) observaram que, a nitrificação não foi afetada pela concentração de OD na faixa de 5,7 a 1,7 mg/L. O acúmulo de nitrito ocorreu com a concentração de OD igual a 1,4 mg/L, e aumentado com o decréscimo da concentração de OD, tendo seu

máximo, sem afetar a remoção da amônia, em 0,7 mg OD/L. Entretanto, quando a concentração de OD atingiu 0,5 mg/L a conversão da amônia foi afetada.

Embora a baixa concentração de OD favoreça o acúmulo de nitrito, este parâmetro pode não ser essencial para a manutenção da remoção do nitrogênio pela via curta. Segundo Jianlong e Ning (2004), apesar do acúmulo de nitrito e da oxidação da amônia serem sensíveis aos parâmetros OD, pH, temperatura e amônia livre; o pH e a concentração de amônia livre tiveram papel fundamental na remoção de nitrogênio via nitrito.

Castro Daniel (2005), operando um reator em bateladas seqüências de leito fixo preenchido com biomassa imobilizada e alimentado com água residuária sintética com concentrações de nitrogênio amoniacal de 40, 125, 250 e 500, observou que para todas as concentrações estudadas, o nitrito foi à forma oxidada, predominante, ao longo de todo o período. Ao comparar as concentrações de OD estipuladas entre 2,0 e 2,5 mg/L com afluente contendo 125 e 250 mg N/L, com concentrações de OD entre 4,0 e 5,0 mg/L em afluente com 500 mg N/L, o autor concluiu que as maiores concentrações de OD proporcionaram maior eficiência sem comprometer a remoção de nitrogênio via nitrito.

Segundo Okayasu *et al.* (1997), o nível de OD é um parâmetro chave na produção de óxido nitroso (N₂O). Quando a concentração de oxigênio é suficiente para a nitrificação, a emissão de N₂O é desprezível, porém, em baixas concentrações de OD, ocorre grande conversão para N₂O. Em seu estudo foram analisados dois modelos de processo sendo que o primeiro consiste em dois reatores: um aeróbio e o outro anóxico, com recirculação do licor misto do reator aeróbio para o reator anóxico através de um separador de membrana; e o reator em bateladas seqüenciais (RBS). Cada modelo com concentrações de OD, correspondentes a 1 mg OD/L e 0,3 mg OD/L, respectivamente. A oxidação da amônia sob baixa condição de OD, em ambos os modelos, tendeu a causar uma “nitrificação-desnitrificação simultânea” resultando em liberação de elevada concentração de N₂O. No reator RBS, foi observado diminuição da concentração de amônia, porém nem N-NO₂⁻ e nem N-NO₃⁻ foram acumulados.

Akerman (2005) nos seus experimentos com reatores de lodo ativado em escala de bancada tratando lixiviado de aterros sanitários estudou diferentes condições operacionais para

obter a oxidação da amônia preferencialmente, a nitrito, bem como obter uma rápida partida do sistema.

Segundo o autor, o decréscimo de temperatura não foi fator determinante para inibir o acúmulo de nitrito e favorecer a nitratação, porque as altas concentrações de amônia livre foram o fator limitante para a capacidade de oxidação do sistema. Embora, a partida rápida do sistema só tenha sido possível com o uso de lixiviado diluído, os melhores resultados foram observados para lixiviado não diluído, com concentrações afluentes de nitrogênio amoniacal de 1200 mgN/L. As condições operacionais observadas nessas situações foram pH = 7,5, OD = 2,0 mgO₂/L, temperatura de 25°C e tempo de retenção hidráulico de 3,5 dias.

Villaverde *et al.* (2000), operando RBS com águas residuárias de indústria de amido de batata, notaram que houve inibição seletiva das bactérias que oxidam nitrito e propuseram duas possíveis explicações: a primeira, pela inibição seletiva pela amônia livre, e concentrações de 30 mgN-NH₃/L; a segunda, pela interação entre bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal e redutoras de nitrito, com maior parte do nitrito gerado sendo, imediatamente, reduzido a nitrogênio molecular.

Outro fator relevante no processo de acúmulo de nitrito é a relação C/N. Para Schmidt *et al.* (2003) o processo de nitrificação parcial é viável no caso de tratamento de águas residuárias com baixa relação C/N (DQO/N < 3). Mosquera-Corral *et al.* (2005), estudaram os efeitos do acetato e de diferentes sais presentes no afluente ao reator SHARON (ver item 3.4.1). Quando o acetato foi adicionado, concentrações de até 0,2 gCOT/L não manifestaram efeitos significativos na oxidação da amônia a nitrito, entretanto valores superiores a 0,3 gCOT/L (C/N > 3) resultaram na competição entre os microrganismos heterotróficos e autotróficos. Os resultados mostraram que a presença de matéria orgânica afetou o processo da nitrificação parcial e as conversões de oxidação da amônia diminuíram, drasticamente, aos níveis entorno de 10%.

Como visto a temperatura, a baixa concentração de oxigênio dissolvido, o potencial hidrogeniônico (pH) e a concentração de amônia livre (NH₃) são os principais parâmetros para favorecer a velocidade de nitrificação e para determinar a comunidade nitrificante selecionada permitindo, assim, o acúmulo de nitrito. No entanto, torna-se difícil isolar os

efeitos de cada um, pois todos esses parâmetros estão necessariamente interligados pelas leis de equilíbrio químico.

Segundo Castro Daniel (2005), para elevar a concentração de OD pode-se provocar o *stripping* do CO₂ e, deste modo, elevar o pH, que juntamente com a temperatura, determinará a concentração de amônia livre. Por tanto, o *stripping* do CO₂ pode comprometer a disponibilidade de carbono inorgânico, que é a fonte de carbono para os organismos autótrofos oxidantes do nitrogênio amoniacal.

A Tabela 3.6 sumariza alguns trabalhos, citados por Philips *et al.* (2002), que visaram à inibição da oxidação do nitrito em tratamentos de águas residuárias. São comparados alguns valores de parâmetros operacionais e relatados os principais resultados obtidos.

Tabela 3.6 – Comparação de valores da fortuna crítica a respeito de amônia livre e inibição da oxidação do nitrito em tratamento de águas residuárias.
(Philips *et al.*, 2002, modificado)

NH ₄ ⁺ (mg N/L)	NH ₃ (mg N/L)	pH	T (°C)	Efeito Observado	Observação	Referência
13	0,6	7,8- 8,1	NR	> 95% de acúmulo do nitrito	reator em batelada seqüencial	Alleman e Irvine (1980)
40	2,95	8,1	25	90% de inibição de oxidação do nitrito	2,5 mg O ₂ /L	Balmelle <i>et al.</i> (1992)
80	0,5	7,8	NR	52% de acúmulo de nitrito	biofiltro submerso	Fdz-Polanco <i>et al.</i> (1996)
490	13	7,8	NR	100% de inibição de oxidação do nitrito	NR	Verstraete <i>et al.</i> (1997)
100	1,5	7,5- 8,5	20-25	80-90% de acúmulo de nitrito	biofiltro submerso	Villaverde <i>et al.</i> (1997)

* NR – não relatado

Observa-se em todos os trabalhos citados na Tabela 3.6, que o fator preponderante para obter a predominância de nitrito, foi a manutenção de pH em valores elevados, maiores que 7,8. Além disso, a obtenção de 100% de acúmulo de nitrito se deu com a maior concentração de nitrogênio amoniacal.

3.4-PROCESSOS ALTERNATIVOS PARA REMOÇÃO BIOLÓGICA DE NITROGÊNIO

As pesquisas no tratamento biológico de efluentes estão em constantes avanços e cada vez mais a literatura tem mostrado novas linhas para a eliminação de nitrogênio de águas residuárias, visando um aumento de eficiência e redução de custos. Como relatado anteriormente, os novos processos, de uma forma em geral, buscam realizar a eliminação de nitrogênio utilizando o nitrito como receptor de elétrons e não o nitrato. Dentro do exposto, serão abordados alguns desses principais processos, tais como: SHARON, ANAMMOX, CANON e o processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS).

A fim de se iniciar uma explanação geral sobre os processos SHARON, ANAMMOX e CANON, são apresentadas a Tabela 3.7, citada por Jetten *et al.* (2002), que sintetiza as principais diferenças entre esses processos a um sistema convencional de remoção do nitrogênio e a Figura 3.6, na qual se observa o diagrama de fluxo desses processos juntamente com os valores de remoção de compostos nitrogenados, idealizados por Schmidt *et al.* (2003).

Tabela 3.7 – Comparação entre processos biológicos de remoção de nitrogênio: nitrificação/desnitrificação convencional, SHARON, ANAMMOX e CANON. (Jetten *et al.*, 2002)

Sistema	Nitrificação e Desnitrificação Convencional	SHARON	ANAMMOX	CANON
Nº de reatores	2	1	1	1
Alimentação	água residuária	água residuária	amônia + nitrito	água residuária
Descarga	NO ₂ ⁻ , NO ₃ ⁻ e N ₂	NH ₄ ⁺ , NO ₂ ⁻	NO ₃ ⁻ e N ₂	NO ₃ ⁻ e N ₂
Condições	óxico, anóxico	óxico	anóxico	OD limitado
OD requerido	elevado	baixo	nenhum	baixo
Controle pH	Sim	nenhum	nenhum	nenhum
Retenção de biomassa	nenhuma	nenhuma	sim	Sim
Fonte de Carbono	Sim	nenhuma	nenhuma	nenhuma
Produção de lodo	elevada	baixa	baixa	baixa
Bactéria	Nitrificantes, várias heterotrófica	aeróbios oxidantes NH ₄ ⁺	Planctinomicetos	aeróbios oxidantes NH ₄ ⁺ , Planctinomicetos

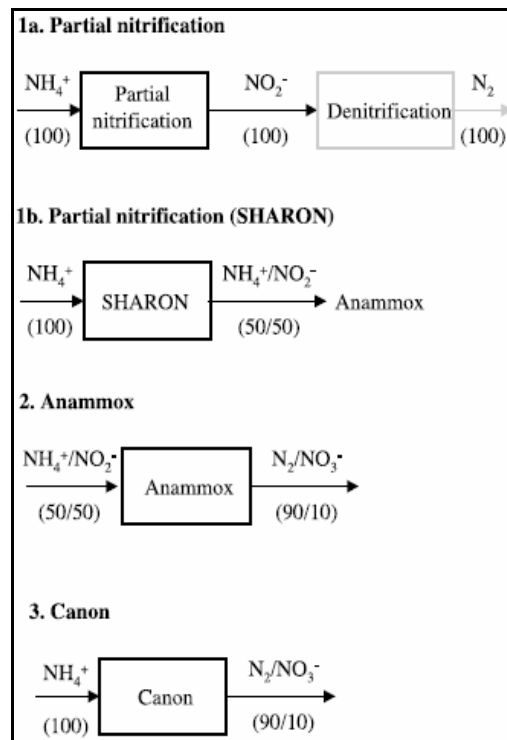


Figura 3.6 – Diagrama de fluxo.

Nitrificação parcial (1a.), SHARON (1b.), ANAMMOX (2.), CANON (3.). (<numero>) N-composto em % (valores idealizados; variando de acordo com os parâmetros de processo). (Schmidt *et al.*, 2003, modificado)

3.4.1-Processo SHARON (Single reactor High activity Ammonia Removal Over Nitrite)

O princípio do processo SHARON (single reactor high activity ammonia removal over nitrite) é de nitrificação via nitrito baseado no conceito da diferença entre as velocidades específicas de crescimento das bactérias oxidantes de amônia e as que oxidam nitrito, associado a um curto tempo de detenção celular, fazendo com que o processo de nitrificação completa seja bloqueado de maneira a formar nitrito como produto final.

Em condições normais, o crescimento de *Nitrobacter* impede o acúmulo de nitrito, devido as *Nitrobacter* converterem rapidamente nitrito a nitrato. Porém, dependendo da temperatura, a velocidade de crescimento das *Nitrosomonas* pode exceder a velocidade de crescimento das *Nitrobacters*. Segundo Verstraete e Philips (1998), o processo SHARON, emprega cuidadosamente o fato que em elevadas temperaturas e baixo tempo de detenção celular, as bactérias oxidantes do nitrito (*Nitrobacter*) possuem menor taxa de crescimento específico que as bactérias oxidantes da amônia (*Nitrosomonas*) (Figura 3.7). Assim, a escolha do tempo de detenção deve se basear no tempo mínimo de retenção celular

necessário para possibilitar a permanência das bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal e, conseqüentemente, deve possibilitar que as bactérias oxidantes de nitrito sejam removidas do sistema.

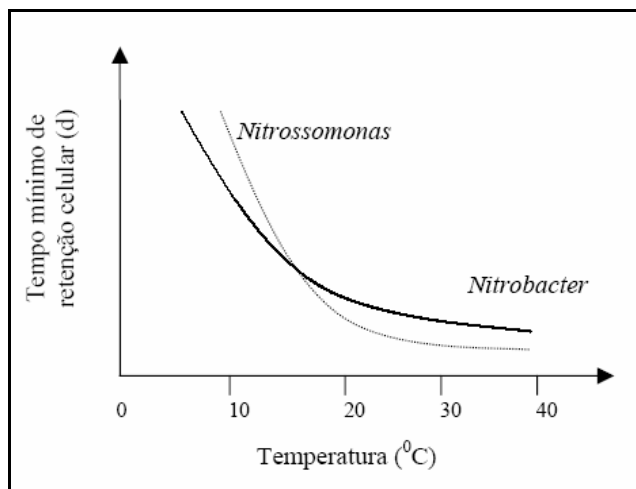


Figura 3.7 – Esquema da taxa de crescimento específico das *Nitrosomonas* e *Nitrobacters* em função da temperatura e do tempo de residência. (Mulder e Kempen, 1997, *apud* Verstraete e Philips, 1998)

Este processo é, essencialmente, utilizado para águas residuárias com elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal, as quais consumiriam uma quantidade expressiva de oxigênio para realizar o processo completo da nitrificação. Mósquera-Corral *et al.* (2005), afirmam que o processo SHARON é, especialmente, recomendado para tratamento de águas residuárias contendo baixa razão carbono orgânico total e nitrogênio (C/N). Segundo os autores, o processo é altamente dependente do pH, da concentração de amônia livre e do tempo de detenção hidráulica.

De acordo com Khin e Annachatre (2004), esse processo é realizado sem nenhuma retenção de biomassa em um único reator aerado, com agitação contínua, temperatura entorno de 35°C e pH próximo de 7. Para Schmidt *et al.* (2003), a vantagem do processo SHARON não possuir retenção de biomassa, faz com que os microrganismos oxidantes do nitrito não sejam capazes de remanescerem no reator e, assim, são banidos para fora do sistema, facilitando o acúmulo do nitrito. Ademais, devido ao fato do tempo de detenção hidráulico ser fixo e de não possuir retenção de biomassa, a carga volumétrica do reator depende basicamente da concentração de íon amônio. Conseqüentemente, o custo do processo também é afetado por essa concentração, no qual se elevará com a diminuição da concentração de íon amônio, tornando o processo SHARON impróprio para tipos de águas

residuais que não contenham elevada concentração de nitrogênio amoniacal. Outra limitação do processo é a dificuldade de controle da temperatura nos reatores em escala real.

Segundo Van Kempen *et al.* (2005), *apud* Queiroz (2005), o processo SHARON é indicado para melhoria da eficiência na remoção de nitrogênio em três situações: estações com limitações na capacidade do sistema de aeração; sistemas de lodos ativados com limitada capacidade de desnitrificação e situações em que a nitrificação é limitada pela idade do lodo. O nitrito formado no SHARON, combinado com o íon amônio, pode produzir nitrogênio gasoso através do ANAMMOX.

3.4.2-Processo ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation)

A oxidação do íon amônio é conhecida por ser obtida sob condições aeróbias e condições limites de oxigênio. Entretanto, na última década, descobriu-se que certas bactérias, da ordem das *Planctomycetales*, eram capazes de remover, simultaneamente, amônia e nitrito sob condições anóxicas. Esse fenômeno despertou o interesse de se conseguir a ocorrência de um processo de oxidação anaeróbio da amônia, e passou a ser denominado como processo ANAMMOX (anaerobic ammonium oxidation).

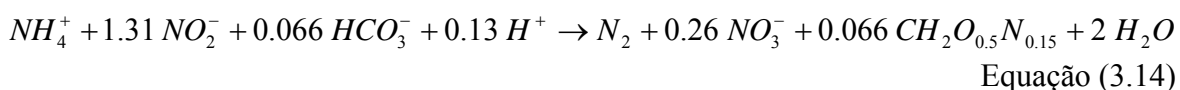
O processo ANAMMOX é equivalente a desnitrificação clássica, porém utiliza somente nitrito como acceptor de elétron para redução a gás nitrogênio (Equação 3.13), ao invés de usar compostos orgânicos. Por possuir, exclusivamente, microrganismos autotróficos do gênero *Planctinomicetos*, responsáveis pela remoção do nitrogênio, o processo ANAMMOX não necessita da adição de fonte externa de carbono para a desnitrificação (Ahn, 2006).



Conforme Verstraete e Philips (1998), o processo ANAMMOX deve ser combinado com uma etapa precedente de nitrificação, interrompida preferivelmente no nitrito, no qual somente parte do íon amônio necessário será nitrificado para nitrito desde que o processo ANAMMOX combine o íon amônio remanescente com esse nitrito para produzir gás

nitrogênio. Isso permite a redução da demanda de oxigênio na nitrificação no reator, falta de necessidade de fonte de carbono na desnitrificação, e, conseqüentemente, redução de custo. Segundo Galí *et al.* (2006), o nitrito formado é o composto oxidado da fase de nitrificação, que deve estar disponível para o processo em uma relação de íon amônio/nitrito de 50%, uma vez que o processo não admite o nitrato como um doador de elétron.

Khin e Annachhatre (2004) afirmam que, apesar do principal produto formado no processo de oxidação anaeróbia da amônia ser o N₂, aproximadamente 10% do nitrogênio (amônia ou nitrito) afluyente ao processo são convertidos a NO₃⁻. No balanço total do nitrogênio apresentada na Equação 3.14, observa-se que a taxa de conversão do NH₄⁺ para NO₂⁻ é de 1:1,31 ± 0,06 e a relação de conversão do NO₂⁻ para NO₃⁻ é de 1:0,22 ± 0,02 (Dapena-Mora *et al.*, 2004).



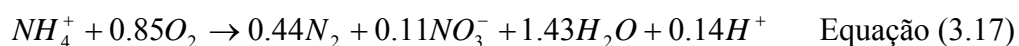
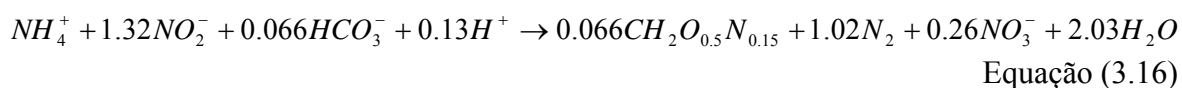
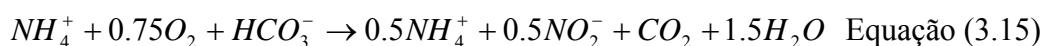
De acordo com Jetten *et al.* (1999), a alta atividade do ANAMMOX, com taxa máxima específica de oxidação da amônia de 55 mol NH₄⁺, pode ser observada na faixa de temperatura entre 20 – 43°C (ótimo em 40°C), pH entorno de 6,7 e 8,3 (ótimo em 8). Esse valor resulta em um tempo estimado para duplicação da população de 11 dias, implicando numa partida muito lenta do sistema, porém com pouca formação de biomassa e, conseqüentemente, baixa produção de lodo, contribuindo para um baixo custo operacional quando comparado a um processo de desnitrificação convencional.

Da mesma maneira que o processo ANAMMOX tem como característica a necessidade do nitrito enquanto acceptor de elétrons para remoção anaeróbia da amônia, pesquisas vem sendo desenvolvidas aplicando o processo SHARON seguido do processo ANAMMOX. O princípio da combinação dos dois processos é que água residuária contendo amônia é oxidada no reator SHARON para nitrito usando somente 50% da amônia afluyente. O efluente do reator SHARON contendo a mistura de amônia e nitrito é idealmente apropriado como afluyente para o processo ANAMMOX onde a amônia e o nitrito são anaerobicamente convertidos para gás nitrogênio e água (Khin e Annachhatre, 2004).

3.4.3-Processo CANON (Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite)

O processo CANON (Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite) como o próprio nome o define, é a remoção autotrófica do nitrogênio via nitrito. Esta concepção provém da combinação da nitrificação parcial e ANAMMOX em um único reator aerado sob condições limites de oxigênio (Schmidt *et al.*, 2003). Uma de suas principais características é remover amônia de águas residuárias que contenham baixas quantidades de matéria orgânica (Khin e Annachhatre, 2004).

Este processo se procede em duas reações seqüenciais (Equações 3.15, 3.16 e 3.17), envolvendo dois grupos de microrganismo autotróficos: as bactérias do gênero *Nitrosomonas* como microrganismos aeróbios e os *Planctinomicetos* como microrganismos anaeróbios (Ahn, 2006). Segundo Schmidt *et al.* (2003), a amônia é oxidada a nitrito sob condições limites de oxigênio, sendo por meio do consumo pelas *Nitrosomonas* de todo oxigênio e, assim, criam condições anóxicas necessárias para os microrganismos do processo ANAMMOX (*Planctinomicetos*) transformarem o nitrito em gás nitrogênio. Pode-se observar, ainda, na equação 3.16 que ocorre, também, a formação de quantidades traços de nitrato, característica atribuída ao processo ANAMMOX, conforme citado no item 3.4.2.



Para Schmidt *et al.* (2003) e Khin e Annachhatre (2004), apesar do processo CANON apresentar uma economia de custos, principalmente, pelo fato de ser empregado em um único reator, de não necessitar de fonte externa de carbono e de não produzir lodo, pode ainda ser desvantajoso quando a carga diária de nitrogênio amoniacal for baixa.

3.4.4-Processo de nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS)

O processo de nitrificação e desnitrificação simultânea implica que ambas ocorrem concomitantemente no mesmo recipiente da reação sob condições idênticas de operação. Em projetos operados continuamente, a NDS oferece uma potencial economia nos custos para um segundo tanque (anóxico), ou pelo menos reduz seu tamanho, caso possa se assegurar que uma quantidade considerável de desnitrificação ocorra junto com a nitrificação no tanque aerado (Yoo *et al.*, 1999).

Segundo a revisão de literatura de Münch *et al.* (1996), as explicações dadas para o fenômeno de NDS podem ser divididas em duas amplas categorias: física ou biológica na natureza. A física é a explicação convencional que o NDS ocorre em consequência dos gradientes da concentração de OD, dentro dos flocos microbianos ou dos biofilmes, devido às limitações de difusão. Isto é, os microrganismos nitrificantes existem em regiões com elevada concentração de oxigênio dissolvido, visto que os desnitrificantes serão, preferencialmente, ativos nas zonas com baixa concentração de oxigênio dissolvido. Já a explicação biológica está na existência de bactérias desnitrificantes aeróbias e nitrificantes heterotróficas.

Yoo *et al.* (1999) analisaram alguns parâmetros chave de controle para a remoção do nitrogênio de águas residuárias por nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS), sendo eles: nível de OD, pH, temperatura, concentração de amônia livre e hidroxilamina, tempo de retardo para mudar da condição anóxica a aeróbia, baixa concentração de OD durante a aeração e alimentação continua em contato direto com afluente da água residuária. Para o experimento utilizou-se dois tipos de águas residuárias sintéticas com acetato como a fonte principal do carbono, e com a relação DQO/N de, aproximadamente, 5:1 e 10:1, respectivamente. Para ambos os tipos de efluente a remoção média de DQO alcançou acima de 95%, e sob condições ótimas a eficiência de remoção alcançou acima de 90%. Os autores concluíram que, a ativa nitrificação e a nitrificação suprimida foram causadas pela combinação do efeito de todos os fatores revistos e, o mais importante foi, o tempo de retardo dos oxidantes do nitrito para a transição do ambiente anóxico/anaeróbio ao aeróbio. No entanto, não foi estudado o grau de influência de cada um dos fatores.

Münch *et al.* (1996) realizaram experimento com dois reatores em bateladas seqüenciais e escala de bancada, alimentados com esgoto doméstico e observaram a ocorrência de uma quantidade significativa de desnitrificação no período aeróbio do ciclo. Os autores concluíram que, a predominância do nitrito como forma oxidada do nitrogênio amoniacal e que o baixo nível de OD pode ter ocorrido devido à inibição das *Nitrobacter*. Outra possível explicação seria a inibição das *Nitrobacter* pela concentração de amônia livre e/ou elevado pH no lodo durante a fase anaeróbia de enchimento, podendo ter ocorrido inibição irreversível.

Em um estudo realizado por Chiu *et al.* (2007), no qual um sistema de reatores em bateladas seqüenciais (RBS) foi operado como um processo NDS, em que a relação (DQO/N-NH₄⁺ foi controlada em 11,1) teve por resultado a remoção quase completa de matéria orgânica e N-NH₄⁺ com nenhum acúmulo de subprodutos intermediários (N-NO₂⁻). Os autores mostraram que, tanto o íon amônio como as taxas de carga orgânica afetaram a ocorrência do processo de NDS no sistema de RBS.

3.5-REATORES OPERANDO EM BATELADAS SEQÜENCIAIS (RBS)

Os reatores em bateladas seqüenciais (RBS) ou processo de lodos ativados com operação intermitente tem demonstrado ser uma opção viável para o sistema de tratamento de remoção de nitrogênio, podendo promover a oxidação da matéria orgânica, a nitrificação e a desnitrificação, uma vez que é possível ajustar as fases dos ciclos, promovendo períodos aeróbios, anóxicos e anaeróbios dentro do ciclo padrão.

Os RBS consistem na incorporação de todas as etapas do processo e operações, normalmente associadas ao tratamento convencional de lodos ativados, em um único tanque, que passam a ser simplesmente seqüências no tempo e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo (von Sperling, 2002). Segundo USEPA (1999), há duas classificações principais de RBS: o fluxo intermitente ou “reator em batelada verdadeiro”, que geralmente emprega todas as etapas da Figura 3.8, e o sistema de fluxo contínuo, que não segue estas etapas.

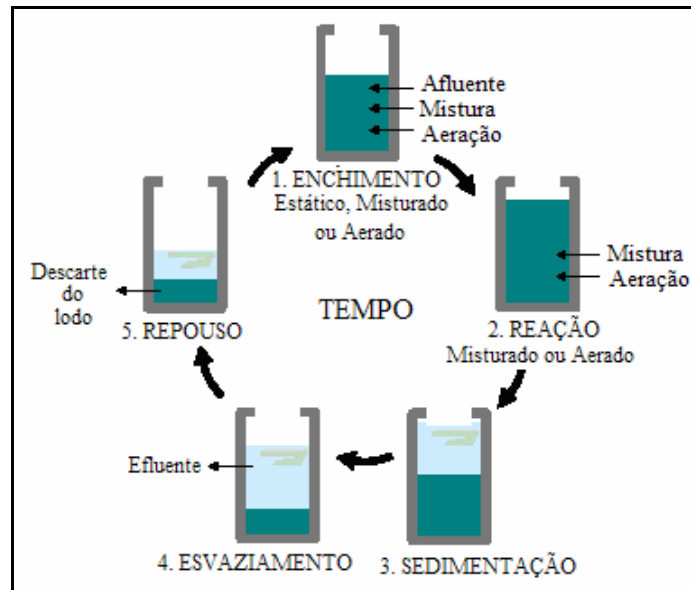


Figura 3.8 – Seqüência operacional do sistema de reator operado em bateladas sequenciais

A operação de enchimento consiste na adição do afluente para a atividade microbiana. Esta fase está sujeita a vários modos de controle tais como: enchimento estático (sem mistura e sem aeração) que possui mínima ocorrência de reações; enchimento com agitação (com mistura e sem aeração) no qual ocorrem reações anóxica ou anaeróbias; e enchimento com aeração (com mistura e aeração) que tem como objetivo reduzir a duração do ciclo e oxidar a matéria orgânica e $N-NH_4^+$. Na etapa de reação, as reações iniciadas durante o processo de enchimento são totalmente completadas. Esta etapa pode compreender: agitação na qual ocorrerão reações anóxicas ou anaeróbias e desnitrificação; aeração que ocorrerá reações aeróbias, nitrificação e oxidação da matéria orgânica, ou ambos (USEPA, 1993).

Nas últimas três etapas do ciclo operacional encerra-se o uso de agitador e aerador. A separação das fases sólido-líquido acontecerá durante a fase de sedimentação. Conforme USEPA (1993), a sedimentação em um sistema intermitente pode ter uma eficiência superior à de um decantador de fluxo contínuo, devido ao maior repouso do líquido em um tanque de batelada, sem interferência de entrada e saída de líquidos. Na etapa de esvaziamento procede-se a remoção do efluente final tratado e, por fim, na fase final denominada repouso, ocorre tipicamente o descarte do excesso de lodo e ajustes operacionais para início de um novo ciclo. Constata-se que geralmente esta fase é opcional podendo-se realizar o descarte do lodo em outras etapas do processo (von Sperling, 2002).

A duração das etapas varia em função das variações da carga afluente, dos objetivos operacionais, do tratamento, da composição da água residuária e da biomassa no sistema (von Sperling, 2002). A duração pode ser controlada por temporizadores, nível de líquido ou pelo grau de tratamento.

Diversas vantagens podem ser associadas ao modo de operação em bateladas seqüenciais, tais como: servir de tanque de equalização tornando-o mais resistente a cargas de choques e variações da vazão afluente sem apresentar problemas para o processo como um todo; flexibilidade e controle de operação em termos de tempo do ciclo e seqüência; condições ideais de sedimentabilidade do lodo; eliminação de curto circuito e habilidade de incorporação de fases aeróbias, anóxicas em um único reator. No entanto, apesar de apresentar várias vantagens o processo demonstra alguns problemas que afetam o desempenho do reator, por exemplo: ocorrência de zonas mortas, arraste de sólidos, inibições devido à sobrecarga orgânicas, além do custo de instalação dos aeradores e o consumo de energia na comparação com um sistema operando convencionalmente (Harty *et al.*, 1993, *apud* Kennedy e Lentz, 2000; USEPA, 1999; Zaiat *et al.*, 2001; Michelan 2006).

O tratamento de efluentes em reatores operando em bateladas seqüenciais (RBS) é indicado para os casos de indústrias que geram efluentes de maneira intermitente; indústrias que trabalham com padrões de lançamento muito restritivos ou com águas residuárias de difícil degradação, nas quais o tempo de ciclo é o parâmetro a ser ajustado para garantir a degradação do composto presente ou para atingir a remoção necessária para a disposição; para sistemas que tenham como finalidade o reúso da água residuária tratada, por permitir um maior controle operacional e, por fim, esse tipo de reator pode ser usado em estudos que visam o entendimento de fenômenos relacionados com a digestão anaeróbia por permitir maior instrumentação e controle (Zaiat *et al.*, 2001). De acordo com Kennedy e Lentz (2000), a vantagem de maior flexibilidade do processo, garantida pelos RBS, é particularmente importante ao considerar o tratamento de lixiviado de aterro sanitário, que possui um elevado grau de variabilidade dos seus constituintes, tanto quantitativamente quanto qualitativamente.

Em experiências com remoção de nitrogênio via nitrito em reatores operando em bateladas seqüenciais, Rhee *et al.* (1997) relataram que o acúmulo de nitrito no fim da fase aeróbia

atingiu 13,6 mg-N/L, mas o nitrito acumulado foi removido completamente no período anóxico subsequente. Nessa circunstância, aproximadamente 85% da amônia inicialmente adicionada (35 mg-N/L) foi removida pelo RBS. Segundo os autores, o acúmulo do nitrito era maior em curtos períodos aeróbio quando comparados aos períodos aeróbios mais longos. Presumiu-se que, o acúmulo do nitrito é causado pela diminuição no crescimento de microrganismos oxidantes do nitrito no curto período aeróbio. Quando o período aeróbio era de 2 horas, o acúmulo do nitrito aumentou e a eficiência da remoção da amônia diminuiu. Porém, quando a fase aeróbia foi aumentada em mais de 4 horas, o acúmulo do nitrito diminuiu gradualmente, e, baixas concentrações de nitrito foram observadas quando a fase aeróbia atingiu 6 horas de duração. Todo o nitrito e nitrato produzidos no período aeróbio eram removidos completamente no período anóxico.

Segundo Yoo *et al.* (1999), a duração normal da aeração adequado para uma eficaz remoção de DQO e nitrogênio foi de 72 minutos. Segundo os autores, o uso da aeração intermitente pode favorecer a nitrificação e desnitrificação simultâneas, principalmente no início do período aerado, porque o ambiente está anóxico e a concentração de OD ainda não suprime a desnitrificação.

Mota *et al.* (2005) relatam que, reatores aerados intermitentemente podem ser otimizados quando usados para realizar a nitrificação parcial seguida de desnitrificação via nitrito, resultando em redução na demanda do oxigênio para remoção da amônia e redução no substrato orgânico na desnitrificação. Em sua pesquisa, os autores utilizaram cinco reatores em paralelo com aeração intermitente e demonstram que as bactérias oxidantes do nitrito foram afetadas em longos períodos anóxicos (3 e 4 horas), resultando na nitrificação parcial seguida de desnitrificação via nitrito. Conseqüentemente, em reatores aerados intermitentemente, não apenas a concentração de oxigênio dissolvido, mas também a duração de períodos anóxicos são importantes na predominância das bactérias oxidantes da amônia sobre as bactérias oxidantes do nitrito.

Iamamoto (2006) com objetivo de remover nitrogênio amoniacal em diferentes concentrações (125, 250 e 500 mgN/L), operou um reator em batelada com biomassa suspensa submetido às etapas alternadas anóxica e aeróbia de 2h/2h e concentração de oxigênio dissolvido igual a 2 mgO₂/L no período aeróbio. Segundo o autor, para a concentração de 125 mgN/L de nitrogênio amoniacal, o nitrato foi o principal produto da

nitrificação. Na condição de 250 mgN/L foi observada a presença de nitrito como forma oxidada de nitrogênio e, também, a ocorrência de nitrificação e desnitrificação simultâneas durante os dois primeiros ciclos aeróbios. Na condição de 500 mgN/L não houve a remoção total de nitrogênio amoniacal, no entanto quando alterado os ciclos para 2 horas no processo anóxico e 9 horas no aeróbio, e utilizando uma concentração média de OD de 2,8 mgO₂/L as eficiências de remoção de nitrogênio atingiram 94%, com predominância de nitrito como forma oxidada.

Segundo Zaiat *et al.* (2001), os principais fatores que influenciam o desempenho dos reatores operados em bateladas seqüenciais são: a agitação, a relação entre alimento e microrganismo (A/M), a estratégia de alimentação e a característica geométrica do reator. A grande importância de se obter uma agitação adequada é de promover a distribuição do substrato, enzimas e microorganismos dentro do reator. Geralmente a agitação é implementada em processos aeróbios por agitação mecânica. Contudo, os autores relatam que a agitação intensa pode causar a desfloculação e desestabilizar a sedimentabilidade do lodo.

O reator tipo tanque agitado e aerado, entendido como padrão, apresenta altura do líquido igual ao diâmetro, sendo agitado por um impelidor tipo turbina com 6 pás planas, apresentando um diâmetro igual a 1/3 do diâmetro do tanque. No entanto, pela necessidade de se obter maior homogeneização do conteúdo do reator, assim como transferência mais efetiva, raramente verifica-se uma obediência a essas relações geométricas, observando-se freqüentemente tanques com altura maior do que o diâmetro. Bem como turbinas de dimensões superiores à indicada, além do emprego de múltiplas turbinas (Schimidell, 2001).

Quanto à aeração intermitente, essa se refere ao modo cíclico, com período específico de aeração, seguido de período específico de não aeração. O processo incorpora uma zona não aerada que oferece muitas vantagens, como por exemplo, a melhoria de remoção de nitrogênio, economia de energia, menor produção de lodo, quando comparado ao sistema de lodo ativado convencional, e pH estável devido à desnitrificação, além é claro de refletir nos valores de potencial REDOX.

3.5.1- Caracterização morfológica dos flocos pela análise de imagem

As técnicas de análise de imagens desenvolveram-se com muita rapidez sendo utilizadas em diversas áreas de aplicação do conhecimento humano para resolver uma ampla variedade de problemas que, normalmente, requerem métodos capazes de melhorar a informação visual para análise e interpretação humana.

Na área da engenharia sanitária e ambiental o interesse pelo uso da análise de imagens tem crescido surpreendentemente nos últimos anos, devido à possibilidade de implementação desta técnica de monitoramento nos processos de tratamento de águas residuárias e efluentes industriais a partir da caracterização morfológica dos agregados microbianos formados nestes sistemas (Ginoris, 2006).

No processo de tratamento aeróbio, as pesquisas centram-se no uso da análise de imagens para caracterizar a estrutura e a morfologia dos flocos de lodo ativado, através da estimação de dimensões fractais e parâmetros morfológicos baseados na geometria euclidiana (convexidade, compactação, esfericidade, área e volume de partícula, entre outros) (Amaral *et al.*, 1997, *apud* Ginoris, 2006). As relações entre os parâmetros que caracterizam a morfologia dos flocos aeróbios e as propriedades de sedimentabilidade do lodo ativado também têm sido abordadas na literatura crítica, sobre a relação entre a velocidade de sedimentação do lodo ativado e os parâmetros comprimento, largura e o diâmetro equivalente dos agregados (Ginoris, 2006).

A análise digital refere-se aos estudos de imagens e a determinação dos parâmetros, os quais caracterizam a morfologia do objeto, bem como esse tipo de análise envolve várias etapas consideradas de grande importância: pré-tratamento da imagem digital adquirida, binarização da imagem pré-tratada, pós-tratamento da imagem binária, reconhecimento e interpretação.

A função chave no pré-tratamento é melhorar a imagem original de maneira que aumente as chances para o sucesso dos processos seguintes. O pré-tratamento geralmente inclui técnicas para o realce de contrastes, definição do contorno dos objetos, remoção de ruído e artefatos presentes no sistema de aquisição como manchas e sujeiras fora de foco, assim como movimentos vibratórios da câmera produzidos no instante da aquisição da imagem.

Uma vez que, a imagem original tem sido pré-tratada procede-se à etapa de segmentação cujo objetivo principal é distinguir os objetos de interesse do resto da imagem. A imagem resultante deste processo é uma imagem com dois níveis de cinza conhecida como imagem binária, na qual, de modo geral, os elementos de imagem (pixels) correspondentes aos objetos de interesse tomam valor 1 (corresponde à cor branca) enquanto que os pixels do fundo da imagem tomam valor 0 (correspondente à cor preta).

A imagem binária obtida após a etapa de segmentação pode ser adicionalmente tratada, a fim de facilitar as medições morfológicas dos objetos de interesse. Este processo conhecido como pós-tratamento pode compreender operações de preenchimento de zonas, remoção de objetos das bordas da imagem, união e/ou separação de objetos, entre outras. Depois do pós-processamento, a próxima etapa é precisamente relacionada com a análise da imagem binária final obtida. Nesta etapa são realizadas as medições dos objetos de interesse. Tipicamente são determinados parâmetros da geometria Euclidiana como Área, Diâmetro Equivalente, Perímetro, Comprimento, Largura, Excentricidade, Esfericidade, entre outros. Também podem ser determinadas as dimensões fractais dos objetos.

3.5.2-Considerações finais

A aplicação de reatores operando em bateladas sequenciais para tratamento de águas residuárias com remoção de matéria orgânica e nutrientes não é recente. No entanto, essas operações são baseadas em combinações aeróbias-anóxicas, o que implica em grande consumo de oxigênio na fase de nitrificação e de matéria orgânica na fase de desnitrificação, além é claro de maior produção de lodo e alto custo energético, conforme já ressaltado no item 3.3.1.

Este trabalho parte da premissa de que há a possibilidade do reator em bateladas sequências remover nitrogênio via nitrito, do lixiviado produzido a partir de resíduos sólidos urbanos. Sendo que o acúmulo de nitrito na etapa de nitrificação e sua direta redução a nitrogênio gasoso, na etapa de desnitrificação, resultariam em economias na demanda de oxigênio durante a nitrificação, e, também, redução nas exigências da matéria orgânica no processo de desnitrificação e diminuição na produção de lodo.

No entanto, o estabelecimento do acúmulo de nitrito no sistema é o maior desafio a ser superado para que se possa viabilizar a lógica operacional proposta. Como visto no item 3.3.2.1, existem várias estratégias com o intuito de inibir a oxidação do nitrito a nitrato, pela manipulação de alguns parâmetros intervenientes no processo. Portanto, pretende-se nesse trabalho, além é claro de atingir o objetivo principal, avançar no conhecimento sobre o processo de remoção biológica de nitrogênio pela via curta e contribuir para a apresentação de mais uma alternativa de menor custo para o tratamento de lixiviado produzidos a partir de resíduos sólidos urbanos.

4-METODOLOGIA

A pesquisa para verificar a possibilidade de se obter nitrito como forma oxidada de nitrogênio, em reator operando em bateladas seqüenciais alimentado com lixiviado produzido a partir da degradação de resíduos sólidos urbanos, foi realizada no Laboratório de Análise de Água (LAA) do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Universidade de Brasília. Os experimentos em escala de laboratório constaram de duas etapas distintas: (1) teste exploratórios em escala reduzida, na qual foi determinada a estratégia de partida e alimentação, (2) avaliação da produção e acúmulo de nitrito e eficiência de conversão do nitrogênio amoniacal em reator com volume útil de 20 litros, conforme a Figura 4.1.

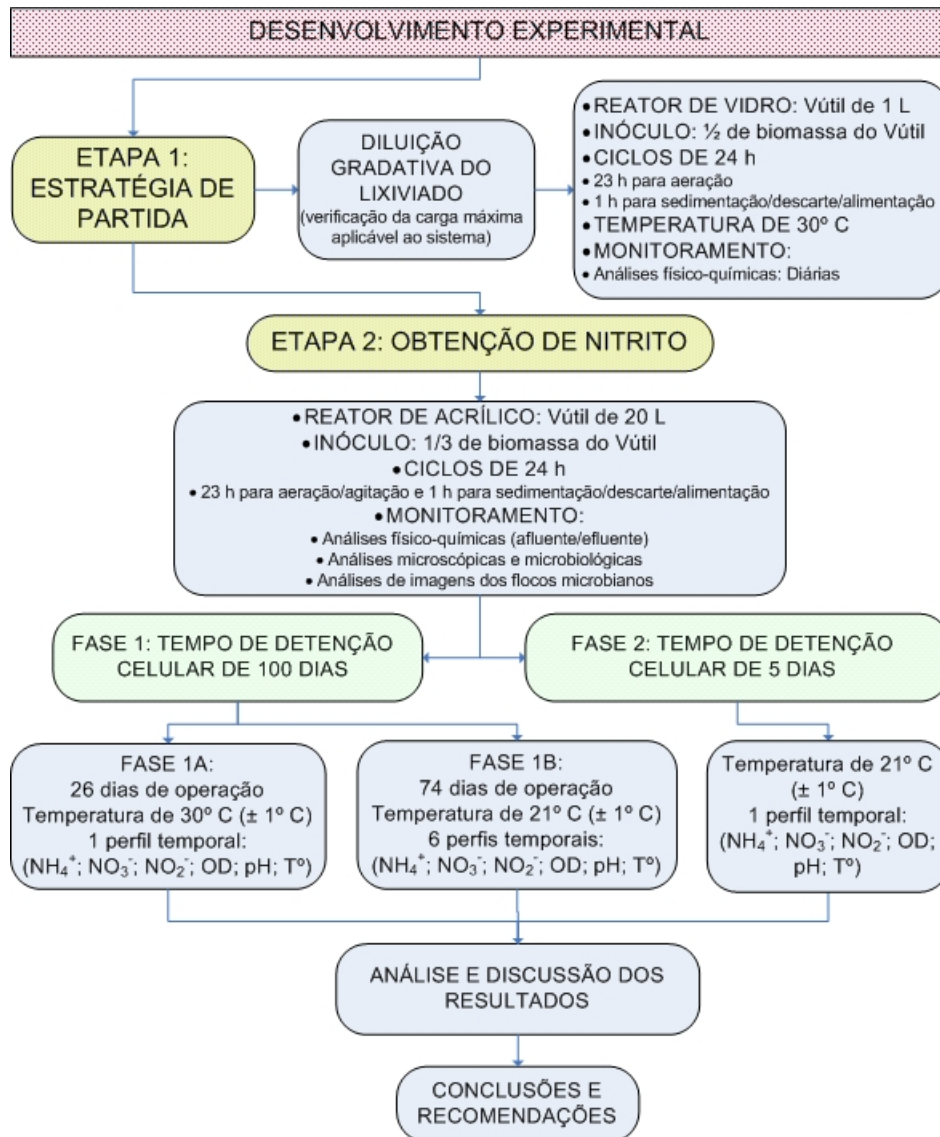


Figura 4.1 – Fluxograma sequencial e geral da metodologia.

4.1-LIXIVIADO DE ESTUDO

O lixiviado utilizado no estudo foi proveniente de lisímetro experimental (Figuras 4.2 e 4.3) construído na estação experimental da UnB e operado na etapa experimental da tese do doutorando Wilber Tapahuasco do Programa de Pós-Graduação em Geotecnia do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da Universidade de Brasília. O lisímetro foi preenchido com amostras de resíduos sólidos urbanos (Tabela 4.1) oriundos do bairro Vila Planalto/DF e apresentou como camada de cobertura material granular de entulho de construção.



Figura 4.2 – Lisímetro experimental

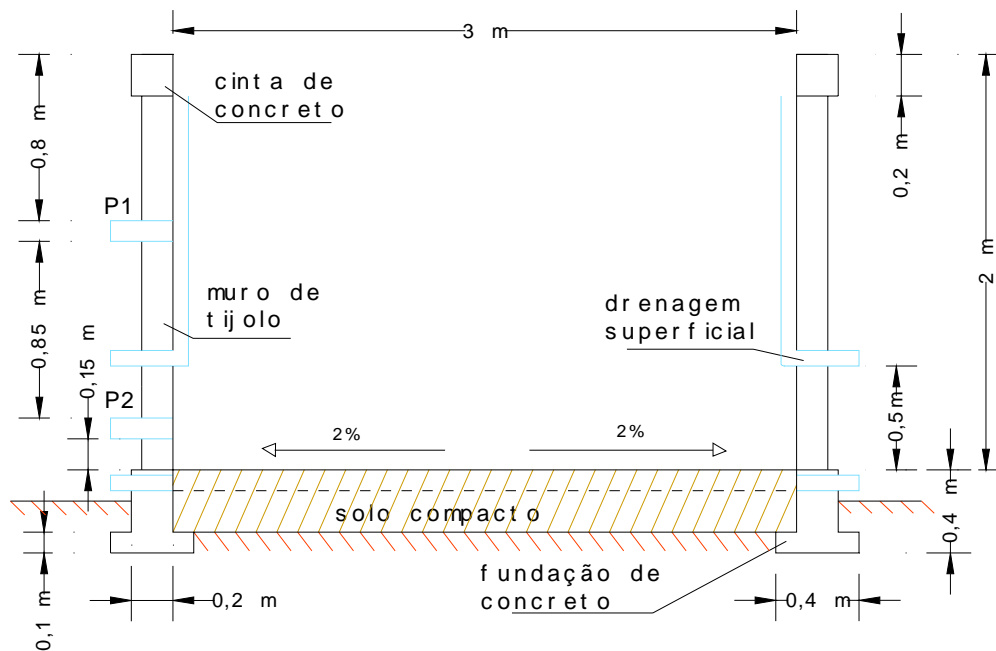


Figura 4.3 – Lisímetro experimental – Características construtivas

Tabela 4.1 – Composição gravimétrica do resíduo sólido utilizado no preenchimento do lisímetro.
(Tapahuasco, 2007)

Materiais	Massa (Kg)	Massa (%)
Papel	3,2	26,52
Plástico	3,035	25,16
Orgânico	5,585	46,29
Vidro	0	0
Borracha e têxtil	0,065	0,54
Metal	0,18	1,49
Outros	0	0
Peso total da amostra	12,065	100,00

4.2-INÓCULO UTILIZADO PARA PARTIDA DO SISTEMA

O inóculo utilizado para acelerar a partida do reator foi proveniente da saída do decantador secundário para recirculação do lodo, do sistema de lodo ativado, da Estação de Tratamento de Esgoto - ETE CAGIF da Rede Sarah de Hospitais (Brasília/DF). A caracterização inicial do lodo se deu por meio de análises prévias de microscopia óptica de luz comum e análises gravimétricas de sólidos totais e sólidos voláteis totais (Tabela 4.2).

Tabela 4.2 – Características do lodo utilizado como inóculo

ST (g/L)	SVT (g/L)	Caracterização microbiológica
6	5	- Protozoários (Filo Protozoa): Euplotes sp, Aspidisca sp, Epistilis sp., Vorticella sp. e Arcella sp. (Classe Sarcodina); - Metazoários (Filos Rotífera e Tardígrada); - Bactérias com morfologias de bacilos e espirilos.

4.3-DESENVOLVIMENTO EXPERIMENTAL

4.3.1-Etapa 1: Testes exploratórios em escala reduzida para estratégia de partida

O principal objetivo da primeira etapa da pesquisa foi estabelecer uma estratégia de partida, a fim de verificar a carga máxima de lixiviado aplicável no sistema, bem como identificar as condições experimentais e os parâmetros operacionais que possibilitassem sua rápida partida com a adaptação da biomassa ao lixiviado. A investigação foi conduzida em um béquer com volume útil de 1 litro, inoculado com 0,5 litro de lodo biológico e alimentado com 0,5 litro de afluente. Esse último foi composto, em cada ensaio, por diferentes diluições de lixiviado em esgoto sanitário.

4.3.1.1-Aparato experimental

A Figura 4.4 apresenta o desenho esquemático do aparato experimental da primeira etapa da pesquisa e o reator em funcionamento.

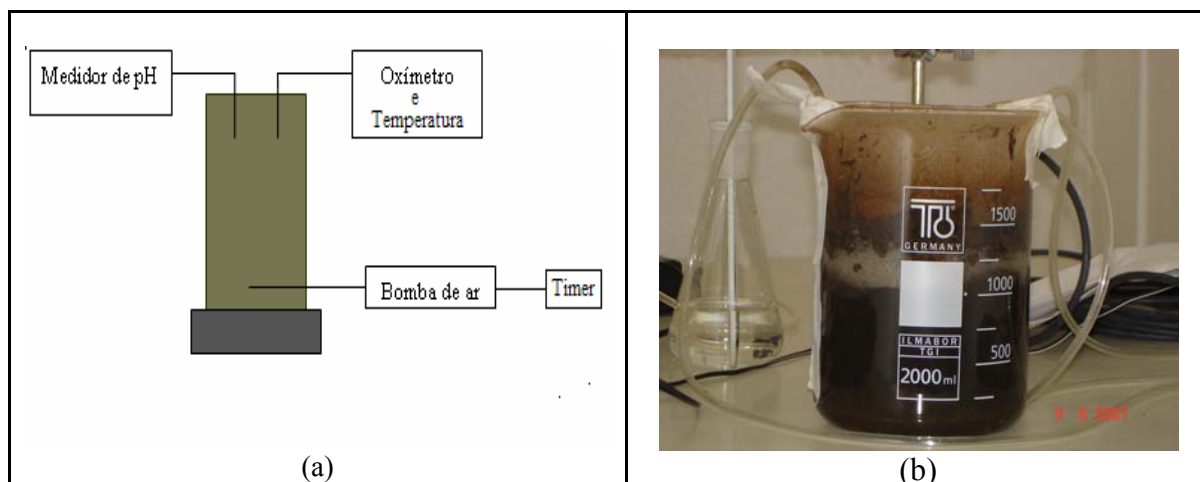


Figura 4.4 – (a) Desenho esquemático do aparato experimental da 1ª Etapa (b) Reator em operação da 1ª Etapa.

Para montagem do experimento utilizaram-se os seguintes materiais e equipamentos:

- ✓ becker de vidro de 2,0 litros
- ✓ medidor portátil de oxigênio dissolvido (Marca SCHOTT handylab OX 1/SET, modelo 9009/61), com sensor de membrana, permitindo a leitura da concentração de oxigênio dissolvido e da temperatura.
- ✓ medidor de pH de bancada (Marca ORION, modelo 210).
- ✓ controlador programável (*timer*), responsável pelas operações de acionamento/parada das bombas de aeração, permitindo o controle dos tempos das fases de aeração e descarte.
- ✓ bomba difusora tipo aerador de aquário, acoplada à pedra porosa, instalada no fundo do reator para permitir a injeção de microbolhas.

4.3.1.2-Estratégia de partida – adaptação da biomassa

A estratégia de partida, para verificar a adaptação da biomassa ao lixiviado, consistiu na diluição do lixiviado com esgoto sanitário, oriundo da etapa preliminar do processo de tratamento biológico da ETE Norte (CAESB), em proporções gradativas em relação ao volume alimentado (Tabela 4.3).

Tabela 4.3 – Proporções gradativas de lixiviado equivalentes ao volume total alimentado

Ensaio	V_{esgoto}		$V_{\text{Lixiviado}}$	
	(%)	(mL)	(%)	(mL)
1	90	450	10	50
2	80	400	20	100
3	70	350	30	150
4	60	300	40	200
5	50	250	50	250

4.3.1.3-Operação do sistema e condução da pesquisa

O sistema foi operado em bateladas seqüenciais com ciclos de 24h. A fim de identificar as condições que permitissem obter a adaptação da biomassa ao lixiviado, foram monitorados dentro do reator os seguintes fatores: pH, temperatura e concentração de oxigênio dissolvido. Os procedimentos eram realizados 3 vezes ao dia.

Após a alimentação do reator, a bomba de aeração era ligada para promover a aeração durante 23 horas, após esse período desligava-se a aeração e o licor misto era deixado em repouso por 1 hora para a separação do lodo biológico e do efluente. Ao término, fazia-se o descarte do efluente clarificado e o lodo sedimentado era novamente utilizado para o próximo ciclo operacional e assim sucessivamente.

A operação do reator se deu com temperatura controlada próxima de 30°C ($\pm 1^\circ\text{C}$), conforme indicado pela literatura (Jianlong e Ning, 2004, Bae *et al*, 2002) em pesquisas de remoção de nitrogênio amoniacal via nitrito. O reator foi mantido em uma câmara climatizada, cujo controle da temperatura foi realizado por um sistema composto de sensor controlador, ventilador e resistência elétrica (Figura 4.5).

O fornecimento de oxigênio ao sistema foi realizado por meio de um soprador de ar tipo aerador de aquário acoplado a pedras porosas instaladas no fundo do reator e não houve limitação no fornecimento de oxigênio. A agitação, para homogeneização do meio líquido, era realizada por meio do próprio fornecimento de oxigênio.



Figura 4.5 – Câmara climatizada para controle da temperatura

4.3.2-Etapa 2: Pesquisa em reator em bateladas seqüenciais (RBS) para observação do acúmulo de nitrito

Essa etapa foi conduzida em um reator operado em bateladas seqüenciais com volume útil de 20 litros e dividida em duas fases: na primeira foram avaliadas, com aeração prolongada, as influências de temperatura e da demanda de oxigênio dissolvido para promover o acúmulo de nitrito ($N-NO_2^-$); na segunda etapa foi estudada a influência do tempo de detenção celular para se obter o nitrito no sistema.

4.3.2.1-Aparato experimental

A Figura 4.6 apresenta um desenho esquemático do reator em bateladas seqüenciais utilizado durante a segunda etapa da presente pesquisa, com volume útil de 20 litros, alimentado com lixiviado produzido a partir da degradação de resíduos sólidos urbanos.

Para montagem do experimento utilizaram-se os seguintes materiais e equipamentos:

- ✓ reator construído em acrílico, com 30 cm de diâmetro e 43 cm de altura, resultando em um volume total de aproximadamente 30 litros;
- ✓ agitador mecânico dotado de um impelidor tipo turbina de pás planas (Schimidell, 2001), para homogeneização do licor misto;
- ✓ controlador programável (*timer*), responsável pelas operações de acionamento/parada das bombas de aeração, permitindo o controle dos tempos das fases de aeração e descarte.

- ✓ medidor portátil de oxigênio dissolvido (Marca SCHOTT handylab OX 1/SET, modelo 9009/61), com sensor de membrana, permitindo a leitura da concentração de oxigênio dissolvido e da temperatura.
- ✓ medidor de pH de bancada (Marca ORION, modelo 210).
- ✓ bomba difusora tipo aerador de aquário, acoplada à pedra porosa, instalada no fundo do reator para permitir a injeção de microbolhas.

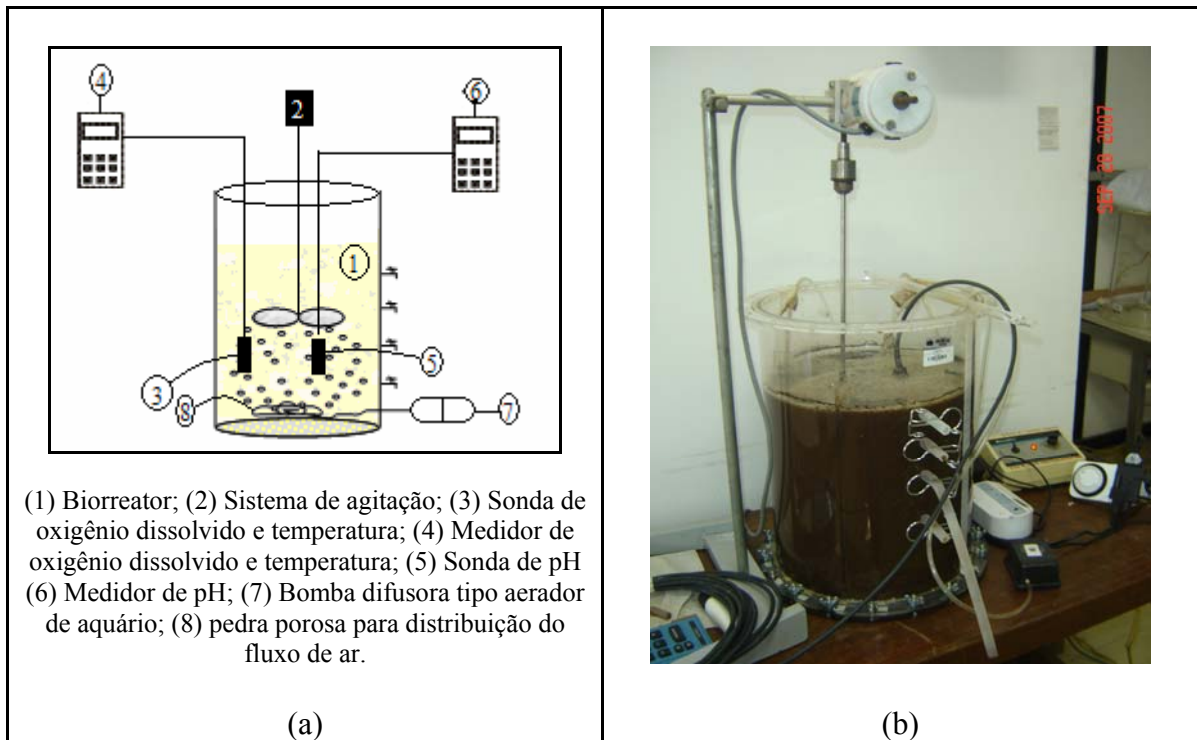


Figura 4.6 – (a) Desenho esquemático do aparato experimental da 2ª etapa (b) Reator em operação da 2ª Etapa

Vale ressaltar que os medidores de oxigênio dissolvido, temperatura e pH, não ficavam constantemente imersos no reator e suas leituras eram efetuadas três vezes ao dia. A velocidade de agitação foi determinada de acordo com a avaliação da operação do sistema, porém não ultrapassou 100 rpm para minimizar a ruptura dos flocos microbiológicos (Sarti, 2004). Para minimizar a formação de vórtice foram colocadas 4 chicanas diametralmente opostas (Schimidell, 2001).

4.3.2.2-Operação do sistema e condução da pesquisa

Para partida do reator, estimou-se, a partir da concentração de sólidos suspensos voláteis do inóculo, a quantidade, em volume, de biomassa aplicada no reator, a qual resultasse em

concentração inicial de sólidos suspensos voláteis dentro do reator igual a 4 g/L. Para atingir tal perspectiva a biomassa foi mantida no RBS, durante 4 dias, sem alimentação, apenas sob agitação mecânica e aeração contínua.

Após este período, deu-se a partida no reator, no qual a princípio, para aclimação do sistema, o “afluente” foi composto de 95% de esgoto doméstico, oriundo da etapa preliminar do sistema de tratamento biológico da Estação de Tratamento de Esgotos Domésticos – ETE Brasília Norte, e 5% de lixiviado.

Essa estratégia foi adotada uma vez que o lixiviado, nessa segunda etapa, apresentou concentrações de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal menores que o lixiviado da primeira etapa, representando assim uma menor quantidade de carga orgânica e carga de nitrogênio amoniacal aplicáveis no sistema do que na etapa 1.

Após 24 horas da partida, descartou-se apenas 5% do efluente e acrescentou 5% de lixiviado no reator, fazendo-se a diluição diária de 5% lixiviado no próprio efluente até o 10º dia de operação. Após este período iniciou-se a introdução do lixiviado bruto no sistema.

O reator foi operado em ciclos de 24 horas. O início do ciclo (Figura 4.7) dava-se com alimentação do reator por gravidade. Após a alimentação, o sistema de agitação e aeração era ligado e perdurava durante 23 horas, após esse período era desligado o sistema de aeração e agitação, deixava-se o lodo sedimentar no reator para ser novamente utilizado no próximo ciclo e em seguida fazia-se o descarte do efluente por gravidade. A caracterização do lixiviado era efetuada a cada alimentação (afluente início do ciclo) e ao fim do ciclo (efluente).

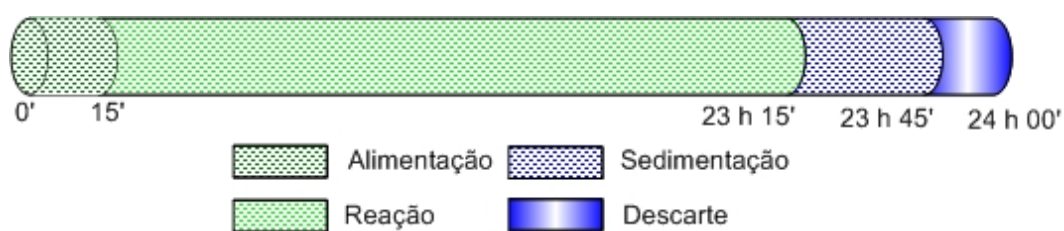


Figura 4.7 – Esquema da seqüência operacional do RBS com ciclo de 24h (sem escala)

Conforme mencionado anteriormente, a Etapa 2 da pesquisa foi dividida em duas fases:

✓ *Fase 01: Tempo de detenção celular de 100 dias*

Nesta fase, com duração de 100 dias, foi avaliada a influência da temperatura e monitorada a demanda de oxigênio dissolvido e o pH, no processo de acúmulo do nitrito (N-NO_2^-). Primeiramente (Fase 1A) o reator foi operado, durante 26 dias, a uma temperatura de 30°C ($\pm 1^\circ\text{C}$). O reator foi mantido em uma câmara climatizada, cujo controle da temperatura foi realizado por um sistema composto de sensor controlador, ventilador e resistência elétrica.

Durante os 74 dias restantes (Fase 1B) mudou-se a temperatura para 21°C ($\pm 1^\circ\text{C}$) onde era mantido em uma sala com ar condicionado. Em ambas as fases não houve interferência no fornecimento de oxigênio, bem como na manutenção do pH.

✓ *Fase 02: Tempo de detenção celular de 5 dias*

Nesta fase buscou-se avaliar a influência do descarte da biomassa na predominância do nitrito no sistema. O tempo de retenção celular estipulado foi de 5 dias. A operação do reator se deu a temperatura entorno de 21°C ($\pm 1^\circ\text{C}$) e sua duração foi de 17 dias.

4.3.3-Monitoramento do reator em batelada seqüencial (RBS)

A caracterização em ambas as etapas da pesquisa foi realizada por meio de amostras do afluente (lixiviado) no início do ciclo e do efluente no final do ciclo, medindo-se as concentrações de matéria orgânica (demanda química de oxigênio – DQO), das formas de nitrogênio como: nitrogênio total kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato, de alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT), de pH e temperatura.

Além da caracterização de entrada e saída do sistema, monitoraram-se no licor misto as variáveis: pH, temperatura e oxigênio dissolvido, obtidas 3 vezes ao dia, bem como sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) realizados inicialmente no final de cada ciclo e posteriormente três vezes na semana.

4.3.3.1-Perfil ao longo do ciclo de operação

Na segunda etapa da pesquisa, após 22 dias de operação, foram obtidos os perfis temporais ao longo do ciclo de operação de algumas variáveis monitoradas: pH, temperatura, oxigênio dissolvido, N-NH₄⁺, N-NO₂⁻ e N-NO₃⁻. Desta forma, foi possível obter a visualização do acúmulo de nitrito e uma melhor compreensão das rotas de oxidação do nitrogênio ao longo do ciclo, bem como visualizar o período de duração das etapas de reação (aeróbia/anóxica) do ciclo operacional do RBS que permitisse a remoção do nitrogênio amoniacal pela nitrificação e desnitrificação parcial.

As amostras retiradas para obtenção do perfil foram colhidas a cada uma hora até a completa conversão do nitrogênio amoniacal. O volume total retirado nas amostragens foi, no máximo, de 1,8 L, ou seja, menos de 20% do volume total do licor misto.

4.4-METODOLOGIAS UTILIZADAS NAS DETERMINAÇÕES ANALÍTICAS

As concentrações de amônia livre e ácido nitroso foram estimadas em função da concentração de nitrogênio amoniacal, pH e temperatura, pela aplicação da Equação 4.1 e 4.2, respectivamente, apresentadas por Anthonisen *et al.* (1976).

As rotinas adotadas (Tabela 4.4) para análises do afluente e efluente do reator operado em bateladas seqüenciais, foram baseadas no *Standard Methods* (APHA, 1999), exceto no caso da determinação da alcalinidade que foi considerada a metodologia descrita por Ripley *et al* (1986).

$$[NH_3 - N]_{livre} (mg / L) = \frac{17}{14} \times \frac{[NH_4^+ - N] \times 10^{pH}}{e^{(6344/(273+t^{\circ}C))} + 10^{pH}} \quad \text{Equação (4.1)}$$

$$HNO_2 (mg / L) = \frac{46}{14} \times \frac{NO_2 - N}{e^{(-2300/(273+t^{\circ}C))} \times 10^{pH}} \quad \text{Equação (4.2)}$$

Sendo: t = temperatura

Tabela 4.4 – Parâmetros de monitoramento, método analítico e frequência da análise

Parâmetro	Método Analítico	Frequência
Nitrogênio Total (NTK) ¹	Nessler (Hach – 8075)	Diária ² ; 3x na semana ³
Nitrogênio Amoniacal	Potenciométrico	Diária ² ; 3x na semana ³
Nitrito ¹	Diazotação (Hach – 8507)	Diária ² ; 3x na semana ³
Nitrato ¹	Redução Cádmio (Hach – 8039)	Diária ² ; 3x na semana ³
DQO ¹	Digestão em refluxo fechado (micro)/Colorimétrico (Hach – 8000)	Diária ² ; 3x na semana ³
pH	Potenciométrico	Diária ² ; 3x na semana ³
Temperatura	Sonda de Compensação de Temperatura Automática (ATC) – ORION 720A	Diária ² ; 3x na semana ³
Alcalinidade	Titulométrico	Diária ² ; 3x na semana ³
Sólidos Totais	Gravimétrico	Diária ² ; 3x na semana ³
Sólidos Voláteis Totais	Gravimétrico	Diária ² ; 3x na semana ³
Sólidos Suspensos Totais	Gravimétrico	3x na semana ⁴
Sólidos Suspensos Voláteis	Gravimétrico	3x na semana ⁴

1 – os procedimentos foram feitos de acordo com o manual e equipamentos da HACH.

2 – 1ª Etapa

3 – 2ª Etapa

4.4.1-Análises microscópicas e microbiológicas

4.4.1.1-Exames microscópicos

Neste trabalho foram realizados exames microscópicos com o intuito de caracterizar os protozoários e micrometazoários presentes na biomassa proveniente de sistema de lodo ativado, utilizada como inóculo do reator aeróbio em bateladas seqüenciais, bem como monitorar a ocorrência dos mesmos no licor misto durante a operação do reator. Os exames microbiológicos foram aplicados apenas na Etapa 2 da pesquisa e realizados pela bióloga Dr^a. Mercia Regina Domingues, pesquisadora integrante da equipe do projeto inserido no PROSAB 5 – Tema 3: Resíduos Sólidos.

As amostras do lodo ativado e do licor misto foram examinadas por microscopia óptica de contraste de fase utilizando um microscópio *Leica* (Modelo *DM LB2*) acoplado a um sistema de captura de imagens, composto por uma câmera de vídeo *Leica* (Modelo *DFC 280*) e por um programa de aquisição de imagens (*Leica QWin V3*), os quais permitiram

registrar e analisar qualitativamente os microrganismos presentes nas amostras, de acordo com intervalos de ocorrência estabelecidos (Figura 4.8). As amostras foram analisadas, em duplicata, em lâmina de vidro coberta com lamínula.

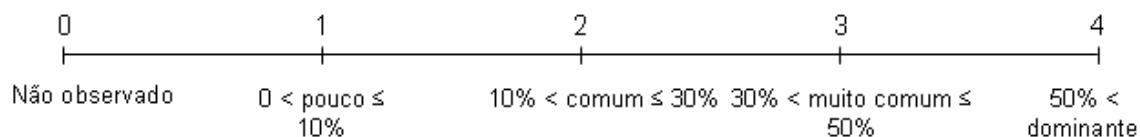


Figura 4.8 – Intervalos de freqüência utilizados na análise qualitativa dos protozoários e micrometazoários presentes nas amostras do inóculo e do licor misto.

4.4.1.2-Estimativas das densidades de bactérias nitrificantes e desnitrificantes

As densidades das bactérias nitrificantes e desnitrificantes, provenientes do licor misto do reator aeróbio em bateladas seqüenciais, foram estimadas com o objetivo de verificar e comparar a ocorrência e a magnitude das populações de bactérias nitrificantes (oxidantes de amônia e de nitrito) e desnitrificantes durante a operação do reator (61° e 100° dias) e também ao final da operação do sistema (118° dia). A seguir estão descritos os procedimentos utilizados para a realização da quantificação do Número Mais Provável (NMP) das bactérias nitrificantes e desnitrificantes.

✓ *Bactérias nitrificantes: oxidantes de amônia e oxidantes de nitrito*

A estimativa do Número Mais Provável (NMP) de bactérias nitrificantes foi realizada de acordo com o método descrito por Mendonça (2002), utilizando a tabela padrão de probabilidade de Alexander (1982). As diluições decimais da amostra de licor misto (inóculo) foram realizadas em frascos de vidro contendo 9,0 mL de água de diluição. Foi adicionada quantidade mínima de CaCO_3 , em cada tubo de ensaio, para tamponar a solução. Periodicamente os tubos eram agitados para a correção do pH. Foi feita a esterilização dos tubos, em autoclave, por 20 minutos sob pressão de 1 atm e temperatura de 120°C.

A inoculação da amostra de licor misto foi realizada em frascos de vidro contendo meio de cultivo específico (Mendonça 2002). Foi adicionado 1mL de amostra previamente diluída, sob condições de assepsia, em cada tubo de ensaio contendo o meio de cultura. As

soluções estoques utilizadas para o preparo dos meios de cultivo específicos para o crescimento das bactérias oxidantes de amônia e oxidantes de nitrito estão descritos no Apêndice E. A Figura 4.9 apresenta o diagrama esquemático da diluição e da inoculação da amostra de licor misto.

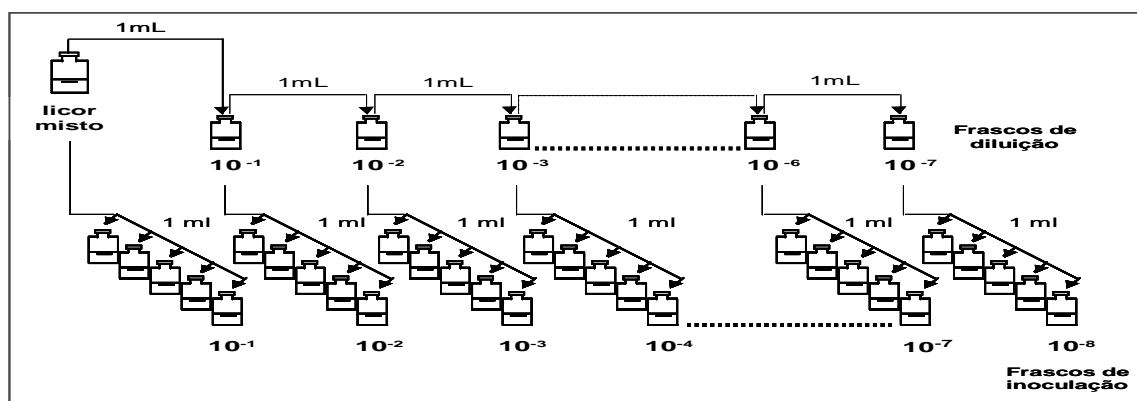


Figura 4.9 - Diagrama esquemático da diluição e da inoculação do licor misto na técnica do NMP (Domingues, 2001)

✓ *Bactérias desnitrificantes*

A estimativa da densidade de bactérias desnitrificantes também foi realizado de acordo com o método descrito por Mendonça (2002) e quantificada pelo o Número Mais Provável (NMP), utilizando a tabela padrão de probabilidade de Alexander (1982). As diluições decimais da amostra de licor misto (inóculo) foram realizadas nas mesmas condições descritas no item anterior. A inoculação da amostra de licor misto (0,5mL) foi feita em frascos de vidro contendo 4,5 mL de meio nutriente *Broth* (Biobrás Diagnóstico), seguindo o mesmo procedimento utilizado para a inoculação das bactérias nitrificantes.

4.4.2-Análises de imagens dos flocos microbianos

Na segunda etapa da pesquisa foram feitos os ensaios das análises de imagem para caracterização morfológica dos flocos que foram realizados pela Dr^a. Yovaka Pérez Ginoris, pesquisadora colaboradora do PTARH/ENC/UnB. A aquisição das imagens dos flocos de lodo ativado foi realizada mediante o uso do sistema de aquisição e análise de imagens disponível no Laboratório de Análise de Água do Programa de Pós-Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos. Este sistema consta de um microscópio óptico

Leica (DM LB2) acoplado a uma câmera de vídeo Leica (DFC 280) conforme mostrado na Figura 4.10.

Para efetuar a aquisição das imagens dos agregados microbianos, amostras de lodo foram coletadas no sistema RBS em operação e imediatamente 1 gota da amostra era cuidadosamente depositada em uma lâmina e coberta com lamínula para visualização e aquisição das imagens digitais utilizando a técnica de microscopia em campo claro e aumento total de 50 X. Para cada amostra de lodo analisada foi adquirido um total de 100 imagens digitais em escala de cinza (256 níveis) com dimensões de 1280 x 1024 pixels, as quais foram salvas em formato JPEG para posterior tratamento.



Figura 4.10 – Sistema de aquisição de imagem

As imagens digitais dos flocos de lodo ativado foram posteriormente analisadas por meio do software comercial de processamento digital de imagens Leica Qwin Pro versão 3.2.0 (Leica Microsystem Image Solution 2003). Os parâmetros morfológicos analisados, conforme metodologia proposta por Ginoris (2006) com modificações, foram:

- *diâmetro equivalente (Deq)*: Expresso como o diâmetro do círculo de superfície igual à do objeto convertido a unidades métricas.
- *Circularidade (Circ)*: fator adimensional que descreve a circularidade do objeto, quanto mais próximo de 1, mais circular é o objeto.

- *razão de aspecto (RA)*: sensível a extensão do objeto. Objetos mais alongados apresentam maior valor desse parâmetro. A razão de aspecto é determinada a partir da relação entre o comprimento e a largura do objeto. Este parâmetro apresenta valor 1 para objetos circulares e maiores que 1 para objetos diferentes de um círculo.

4.5-TRATAMENTO DE DADOS E ANÁLISE DE RESULTADOS

Após a realização dos experimentos os dados foram tratados utilizando a planilha Excel® versão 2007, para cálculo dos valores mínimos, médios, máximos e desvio padrão das amostras analisadas.

Para realização do balanço de massa foram utilizadas as equações proposta por Queiroz (2005). O cálculo da carga de nitrogênio amoniacal é apresentada pela Equação 4.3, onde: $C_{AF} N-NH_4^+$ é a concentração de nitrogênio amoniacal afluyente e Q_A é a vazão de alimentação. As Equações 4.4, 4.5 e 4.6, bem como as Equações 4.7, 4.8 e 4.9, retratam, respectivamente, o início e final das etapas aeradas do ciclo.

$$C_g \text{ de } N - NH_4^+ (\text{kg} / \text{dia}) = C_{AF} N - NH_4^+ \times Q_A \quad \text{Equação 4.3}$$

- Início da etapa aerada do ciclo

$$M \text{ de } N - NH_4^+ = C_{ML} N - NH_4^+ \times V_{ML} \quad \text{Equação 4.4}$$

$$M \text{ de } N - NO_2^- = C_{ML} N - NO_2^- \times V_{ML} \quad \text{Equação 4.5}$$

$$M \text{ de } N - NO_3^- = C_{ML} N - NO_3^- \times V_{ML} \quad \text{Equação 4.6}$$

- Final da etapa aerada do ciclo

$$M \text{ de } N - NH_4^+ = C_{ML} N - NH_4^+ \times (V_{ML} - V_{RA}) \quad \text{Equação 4.10}$$

$$M \text{ de } N - NO_2^- = C_{ML} N - NO_2^- \times (V_{ML} - V_{RA}) \quad \text{Equação 4.11}$$

$$M \text{ de } N - NO_3^- = C_{ML} N - NO_3^- \times (V_{ML} - V_{RA}) \quad \text{Equação 4.12}$$

Onde:

M = massa;

C_{ML} = concentração na massa líquida;

V_{ML} = volume da massa líquida;

V_{RA} = volume retirado para análise.

Com relação às análises das imagens digitais dos flocos foi determinada a distribuição de frequências do diâmetro equivalente dos mesmos para cada condição experimental analisada, empregando o software estatístico de análises de dados Statistica Versão 6 (Statsoft, Inc., 2001)

5-RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos na fase experimental em escala de bancada das duas etapas: a primeira de testes exploratórios em escala reduzida, na qual foi determinada a estratégia de partida, e a segunda conduzida no reator com volume útil de 20 litros, para avaliação da geração de nitrito na fase aeróbia e eficiência de conversão do nitrogênio amoniacal.

5.1-ETAPA 1: TESTES EXPLORATÓRIOS EM ESCALA REDUZIDA PARA ESTRATÉGIA DE PARTIDA

Nessa etapa são apresentados os resultados referentes ao período de operação no qual o principal objetivo era verificar a carga máxima de lixiviado aplicável no sistema. Na Tabela 5.1 são apresentadas as concentrações dos parâmetros analisados na caracterização inicial do lixiviado e do esgoto, utilizados na estratégia de partida.

Tabela 5.1 - Concentrações dos parâmetros analisados na caracterização inicial do lixiviado e do esgoto utilizados na estratégia de partida da Etapa 1.

Parâmetros	Lixiviado	Esgoto
T (°C)	24,5	23,8
pH	7,6	7
DQO (mg/L)	67700	332
Alcalinidade (mg/L de CaCO ₃)	Parcial	101
	Intermediária	21
	Total	122
Nitrogênio Total (mg/L)	1410	98
N-NH ₄ (mg/L)	1373	49
Sólidos Totais (g/L)	17	0,3
Sólidos Totais Voláteis (g/L)	9	0,2

O lixiviado apresentou em sua composição elevada concentração de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal, equivalentes a 67700 mgDQO/L e 1373 mgN-NH₄⁺/L, respectivamente, caracterizando um lixiviado novo. A concentração de sólidos totais acima de 17g/L e de sólidos totais voláteis, próximo de 9g/L, demonstra que o lixiviado apresentou em sua composição uma quantidade significativa de sólidos inertes.

Os valores máximos das cargas orgânicas e de nitrogênio aplicadas ao sistema foram equivalentes a 9 kgDQO/m³.dia e 0,35 kgN-NH₄⁺/m³.dia (Figuras 5.1 e 5.2), respectivamente. Essas cargas foram observadas no ensaio 5 quando o sistema foi alimentado com 50% do afluente composto por lixiviado.

Após a aplicação das cargas de matéria orgânica e nitrogênio, no ensaio 5, foi verificado que o sistema não respondeu de forma satisfatória a elevação dos valores das cargas. A tentativa de aplicação de cargas mais elevadas, ou seja, alimentação do sistema com lixiviado menos diluído resultou em grande acúmulo de sólidos no sistema (Figura 5.3) tornando impossível a coleta de efluente para análise.

O valor medido dos sólidos totais no licor misto, no ensaio 5, foi equivalente a 12 g/L, representando um expressivo acúmulo de sólidos no sistema, quando comparado com o valor inicial de aproximadamente 7 g/L. Provavelmente parte desses sólidos foi incorporada ao floco biológico, como material de degradação mais lenta, alterando as características de sedimentabilidade. Apesar de não se ter realizado análises rotineiras de sólidos totais e sólidos totais voláteis do afluente (lixiviado + esgoto), ou seja, a cada nova diluição, com a análise inicial do lixiviado pode-se inferir que a grande quantidade de sólidos acumulados no sistema se deve a concentração desses no lixiviado.

A relação A/M (Figura 5.4) apresentou grande variabilidade nos seus valores ao longo dos ensaios, acompanhando a variação observada nos valores da DQO afluente (Figura 5.5).

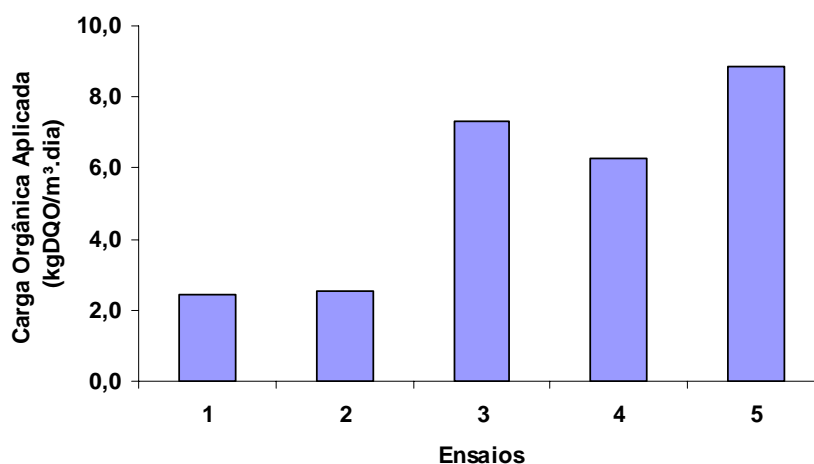


Figura 5.1 – Carga orgânica aplicada no sistema - Etapa 1 (T = 30° C).

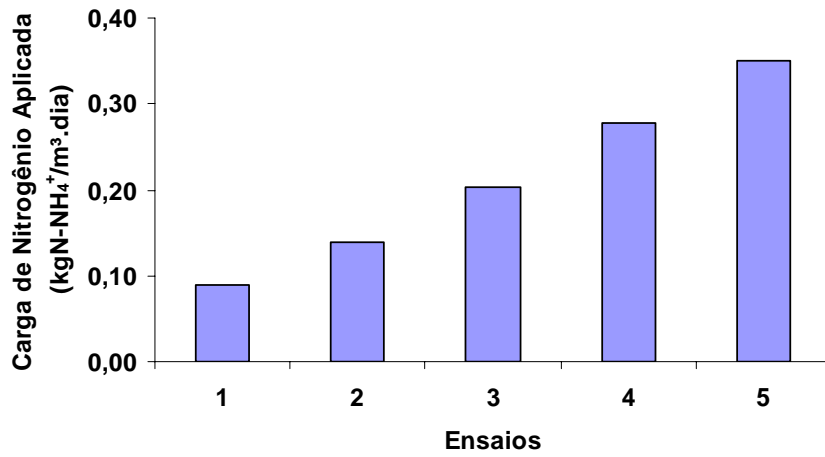


Figura 5.2 – Carga de nitrogênio aplicada no sistema - Etapa 1 (T = 30° C).

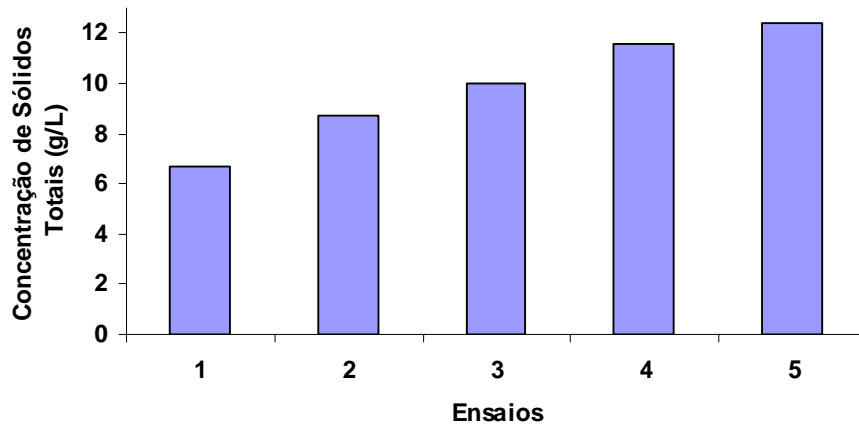


Figura 5.3 – Sólidos totais no licor misto - Etapa 1 (T = 30° C).

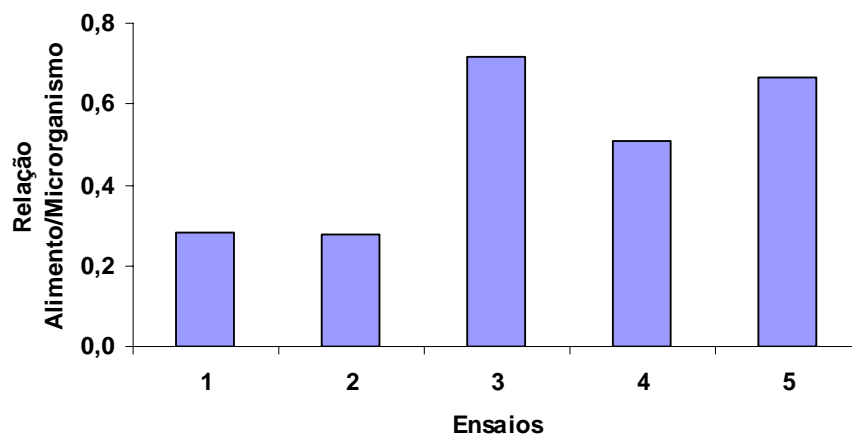


Figura 5.4 – Relação alimento/microrganismo - Etapa 1 (T = 30° C).

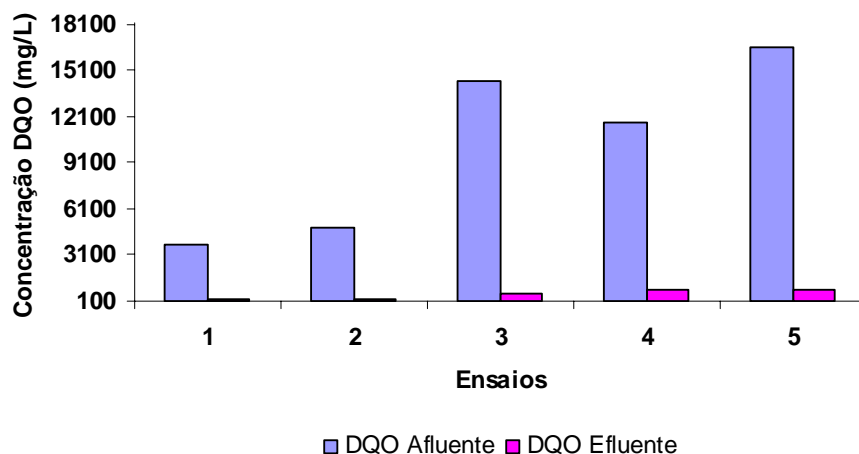


Figura 5.5 – Caracterização afluente e efluente - DQO - Etapa 1 (T = 30° C).

A análise dos valores das concentrações de DQO afluente e efluente (Figura 5.5) indica que o sistema apresentou elevadas remoções de DQO, porém os valores da DQO residual ainda foram bastante significativos. Na Figura 5.6 estão apresentados os valores medidos de alcalinidade total (afluente e efluente). O afluente apresentou pH próximo de 8, ao longo de todos os ensaios, e valores significativos de alcalinidade, suficiente para manutenção do pH efluente em valores elevados, próximo de 8,4 ($\pm 0,3$) apesar da ocorrência da nitrificação.

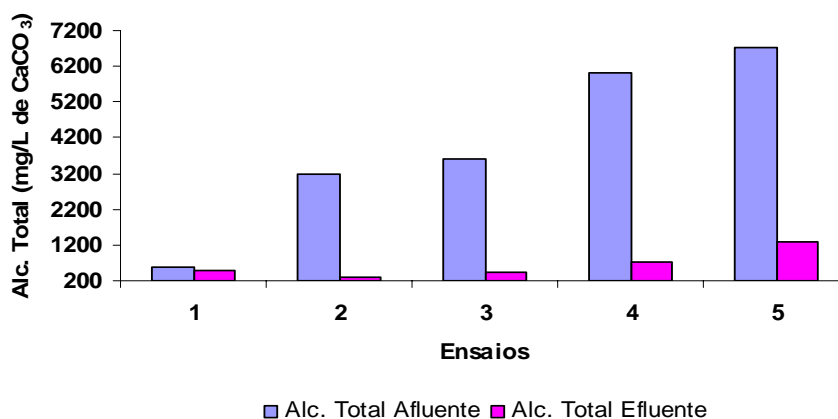


Figura 5.6 – Caracterização afluente e efluente - Alcalinidade total - Etapa 1 (T = 30° C).

Os valores das concentrações, afluente e efluente, de nitrogênio total e de nitrogênio amoniacal (Figura 5.7) e nitrato efluente (Figura 5.8) indicaram que grande parte do nitrogênio amoniacal afluente, principalmente nas condições experimentais dos ensaios 1, 2 e 3, foi convertido em nitrato pelo processo de nitrificação. No entanto, há de se salientar que com relação à metodologia de análise de determinação de nitrato (Hach – 8039), pode

ser que essa não seja ideal para determinação em lixiviados de aterro sanitários, pois pode apresentar valores superestimados de concentração.

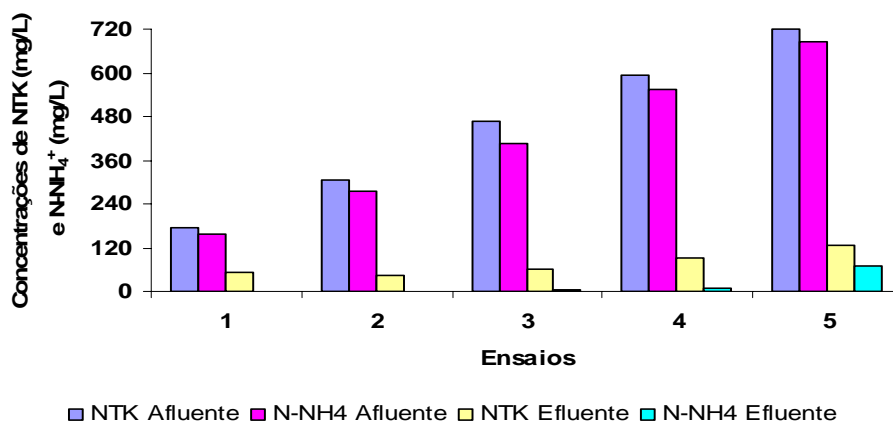


Figura 5.7 – Caracterização afluente e efluente - NTK e N-NH₄⁺ - Etapa 1 (T = 30° C).

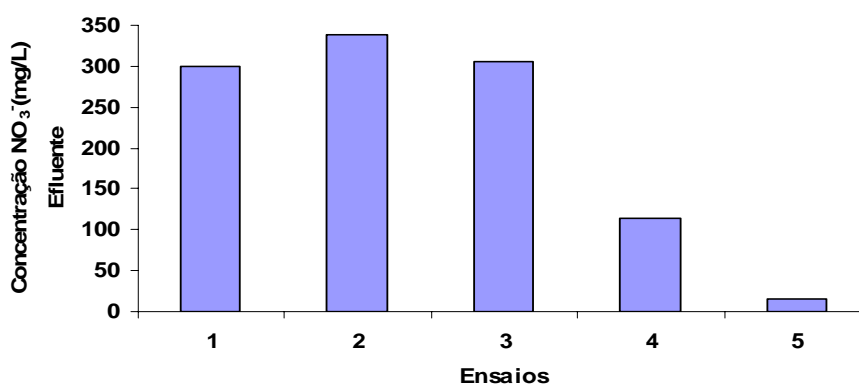


Figura 5.8 – Caracterização afluente e efluente – NO₃⁻ - Etapa 1 (T = 30° C).

Devido a problemas para determinação das concentrações de nitrito só foi possível a realização dessa análise para os ensaios 4 e 5, obtendo-se valores no efluente de 17 e 0,5 mgN-NO₂⁻/L, respectivamente. Bae *et al.* (2002), em pesquisa cujo objetivo era acúmulo de nitrito em RBS e utilizando água residuária sintética, obteve no máximo 22,4 mgN-NO₂⁻/L. A Tabela 5.2 apresenta as concentrações de alguns parâmetros de monitoramento obtidos para os ensaios 1, 2, 3, 4 e 5.

De acordo com os dados apresentados, pode-se inferir que o principal problema operacional verificado foi à interferência das elevadas concentrações de sólidos que entraram no sistema, decorrentes dos menores valores de diluição do lixiviado. Esse problema operacional, advindo da característica do lixiviado, foi o fator preponderante

para a impossibilidade da operação do sistema com cargas mais elevadas, ou seja, alimentação do reator com lixiviado bruto. Portanto, face a esses empecilhos optou-se por não adotar essa estratégia para a próxima etapa, pois poderia ocorrer novamente o mesmo problema operacional.

Tabela 5.2 - Concentrações das variáveis de monitoramento dos ensaios considerando um ciclo aeróbio de 24h na Etapa 1 (T = 30° C).

	DQO mg/L		N-total mgN/L		N-amoniacal mgN-NH ₄ ⁺ /L		Nitrato mgN-NO ₃ ⁻ /L	Nitrito mgN-NO ₂ ⁻ /L
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Efluente	Efluente
Ensaio 1	3800	228	173	53	156	0,8	67	-
Ensaio 2	4850	226	308	45	277	0,2	77	-
Ensaio 3	14400	559	465	60	406	2,7	70	-
Ensaio 4	11750	822	593	90	552	11	27	17
Ensaio 5	16550	832	720	128	685	71	5	0,5

5.2-ETAPA 2: REATOR OPERANDO EM BATELADAS SEQUENCIAIS (RBS) PARA OBSERVAÇÃO DO ACÚMULO DE NITRITO

5.2.1-Fase 1: Tempo de detenção celular de 100 dias

Segundo Verstraete e Philips (1998) a temperatura exerce influência direta na velocidade específica de crescimento dos microrganismos, favorecendo em determinadas temperaturas, o crescimento das bactérias oxidantes de amônia em detrimento das oxidantes de nitrito. Contudo nesta fase, trabalhou-se os primeiros 26 dias (Fase 1A), com temperatura de 30°C (± 1°C) e nos 74 dias restantes (Fase 1B) com temperatura de 21°C (± 1°C).

5.2.1.1-Fase 1A: RBS mantido a T = 30°C

A seguir são apresentados os resultados referentes ao período de operação no qual o reator foi mantido a uma temperatura de aproximadamente 30°C. Tanto para o pH, quanto para a demanda de oxigênio dissolvido, não houve interferência no seu valor.

A Tabela 5.3 apresenta as concentrações dos parâmetros analisados na caracterização inicial do lixiviado e do esgoto, utilizados na partida do reator na etapa 2.

Tabela 5.3 - Concentrações dos parâmetros analisados na caracterização inicial do lixiviado e do esgoto utilizados para a partida do reator na etapa 2.

Parâmetros		Lixiviado	Esgoto
T (°C)		25,1	25,3
pH		7	6,8
DQO (mg/L)		28150	612
Alcalinidade (mg/L de CaCO ₃)	Parcial	1742	124
	Intermediária	2969	29
	Total	4711	153
Nitrogênio Total (mg/L)		1230	68
N-NH ₄ (mg/L)		868	25
Sólidos Totais (g/L)		18	0,4
Sólidos Totais Voláteis (g/L)		8,3	0,3

O lixiviado apresentou em sua composição uma concentração de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal, equivalentes a 28150 mgDQO/L e 868 mgN-NH₄⁺/L, respectivamente, caracterizando um lixiviado novo, porém bem abaixo das concentrações 67700 mgDQO/L e 1373 mgN-NH₄⁺/L, apresentadas pelo lixiviado da etapa 1. No entanto a concentração de sólidos totais próximo de 18 g/L e de sólidos totais voláteis, próximo de 8 g/L, demonstra que o lixiviado apresentou concentrações parecidas com o lixiviado da etapa 1 (17 gST/L e 9 gSTV/L), indicado novamente que o lixiviado continha em sua composição uma quantidade significativa de sólidos inertes.

Como o lixiviado nessa segunda etapa apresentou concentrações de matéria orgânica e de nitrogênio amoniacal menores que o lixiviado da primeira etapa, representando assim uma menor quantidade de carga orgânica e carga de nitrogênio amoniacal aplicáveis no sistema do que na etapa 1, optou-se, para essa segunda etapa, que a partida do reator não fosse com diluições gradativas e sim com 95% de esgoto doméstico e 5% de lixiviado nas primeira 24 horas e posteriormente durante 10 dias os mesmos 5% de lixiviado fosse diluído no próprio efluente do reator oriundo do ciclo anterior.

A Tabela 5.4 mostra os valores médios, mínimos, máximos e desvio padrão obtidos para as amostras do afluente e efluente do reator. Na Figura 5.9, são mostrados os valores da eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal, bem como a eficiência de remoção de nitrogênio ao longo do período de operação. Para o cálculo da eficiência de remoção de nitrogênio considerou-se as formas: NTK (nitrogênio orgânico e nitrogênio amoniacal), nitrito e nitrato, no afluente e no efluente do reator.

Tabela 5.4 - Variáveis de monitoramento com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ dias e $T = 30^{\circ}\text{C}$ ($n = 20$) na Fase 1A

Parâmetros	Afluente			Efluente			
	Variação	Média	Desv. Pad.	Variação	Média	Desv. Pad.	
pH	7 - 9	8,3	1	7,0 - 9,2	8,5	1	
DQO (mg/L)	Bruta	170 - 1950	1252	464	66 - 1300	421	410
	Filtrada	162 - 1675	919	400	0 - 835	317	292
Alcalinidade (mg CaCO_3/L)	Parcial	113 - 1894	954	761	38 - 1485	740	601
	Inter.	80 - 495	278	130	19 - 362	163	129
	Total	151 - 2294	1207	885	57 - 1837	903	727
NTK (mg/L)	Bruta	58 - 180	132	29	53 - 135	111	30
	Filtrada	44 - 158	74	20	38 - 75	61	12
N-NH_4 (mg/L)	5 - 170	69	54	0 - 6	1	2	
N-NO_3^- (mg/L)	3 - 104	44	30	40 - 106	65	20	
N-NO_2^- (mg/L)	0 - 4	1	2	0 - 4	1	1	

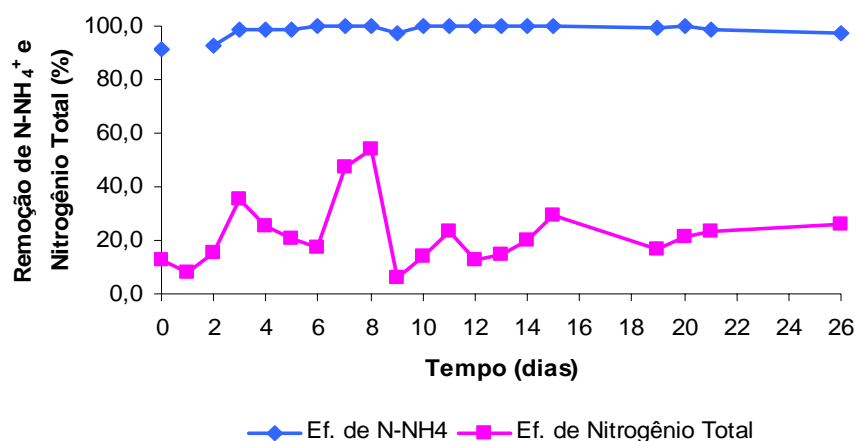


Figura 5.9 – Eficiência da conversão de N-NH_4 e eficiência de remoção de nitrogênio na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T = 30^{\circ}\text{C}$).

Da Figura 5.9 pode-se verificar que a eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal variou de 91 a 100% com média de 99% ($\pm 2,0$) e de 6 a 54 com média de 22 (± 12) para eficiência de remoção de nitrogênio total. A diferença no percentual de remoção entre as duas formas de nitrogênio pode ser justificada pelo fato da existência significativa de nitrato no afluente e de grande parte do nitrogênio amoniacal no afluente ter sido convertido a nitrato pelo processo de nitrificação (Tabela 5.4). Novamente, há de se salientar que com relação à metodologia de análise de determinação de nitrato (Hach – 8039), pode ser que essa não seja ideal para determinação em lixiviados de aterro sanitários, pois pode apresentar valores superestimados de concentração.

Nas Figuras 5.10 e 5.11 são apresentadas as variações de cargas de nitrogênio amoniacal e orgânico aplicadas no sistema. A relação A/M é apresentada pela Figura 5.12. As

concentrações de DQO e nitrogênio amoniacal (afluente e efluente) estão apresentadas pelas Figuras 5.13 e 5.14, respectivamente. As concentrações de nitrato afluente e efluente estão ilustradas na Figura 5.15.

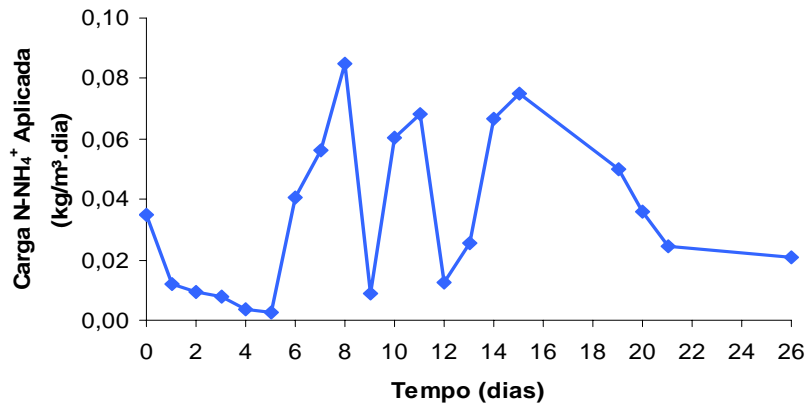


Figura 5.10 – Carga de nitrogênio amoniacal volumétrica aplicada no sistema na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T = 30^{\circ}\text{C}$).

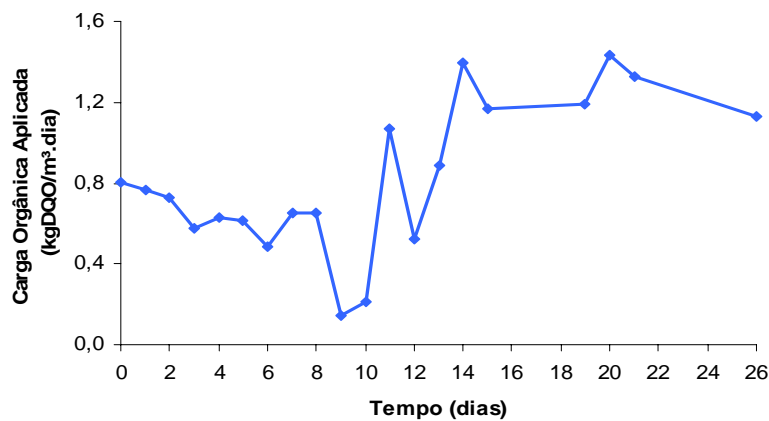


Figura 5.11 – Carga orgânica volumétrica aplicada no sistema na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T = 30^{\circ}\text{C}$).

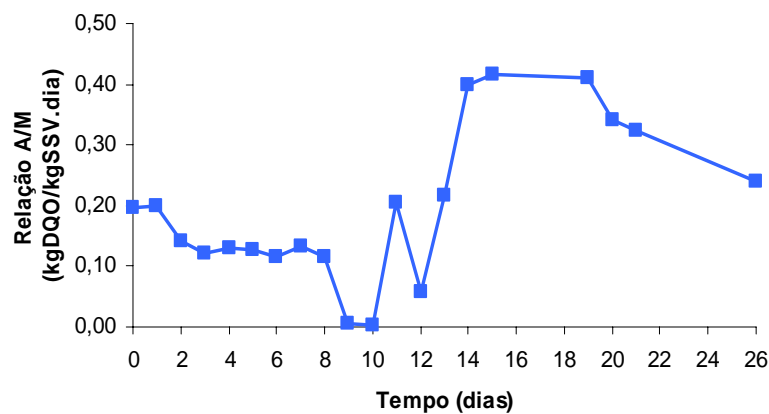


Figura 5.12 – Relação Alimento/Microrganismo na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T=30^{\circ}\text{C}$).

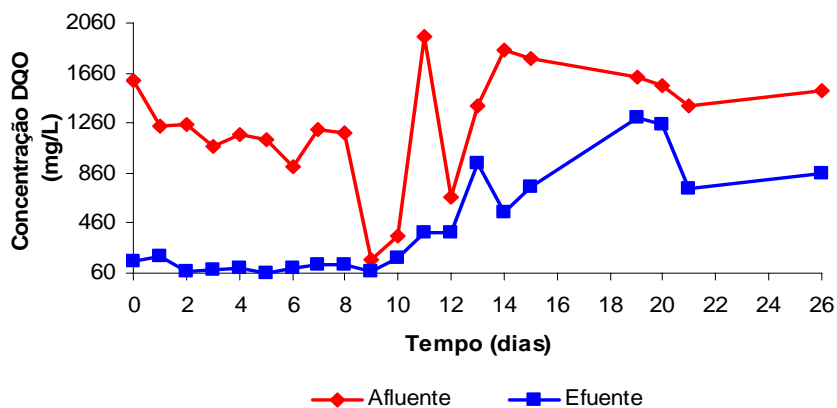


Figura 5.13 – Concentração de DQO afluente e efluente na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T=30^{\circ}\text{C}$).

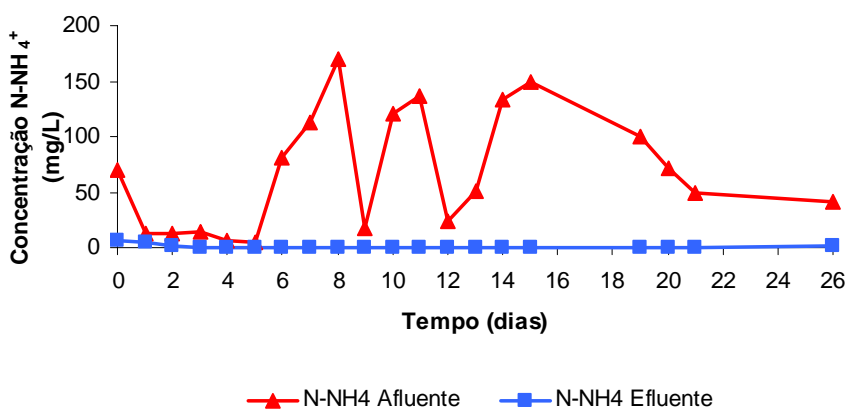


Figura 5.14 – Concentração de N-NH_4^+ afluente e efluente na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T = 30^{\circ}\text{C}$).

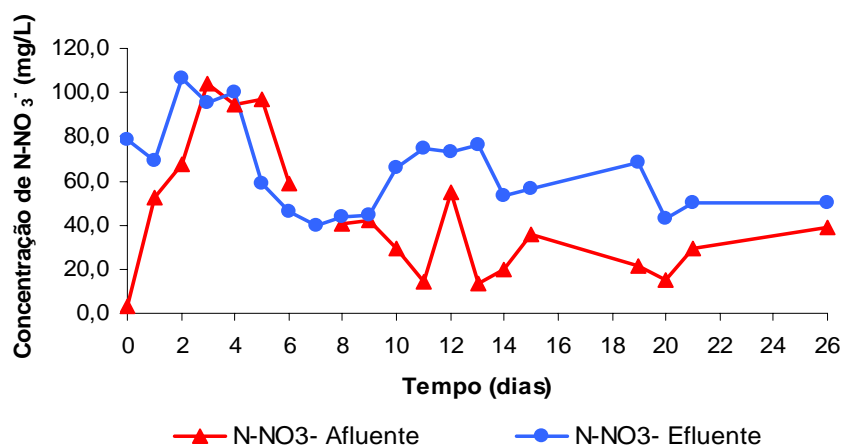


Figura 5.15 – Concentração de N-NO_3^- afluente e efluente na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T=30^{\circ}\text{C}$).

Conforme apresentado pelas Figuras 5.10 e 5.11, os valores máximos das cargas de nitrogênio amoniacal e orgânica aplicadas no sistema, nesta Fase 1A, foram de $0,085 \text{ kgN-NH}_4^+/\text{m}^3.\text{dia}$ e $1,4 \text{ kgDQO}/\text{m}^3.\text{dia}$, respectivamente. Analisando-se, juntamente com a

relação A/M (Figura 5.12), observou-se uma variabilidade ao longo da operação 0,004 a 0,4 ($0,2 \pm 0,13$), coincidindo com o comportamento das variações observadas na DQO e nitrogênio amoniacal afluentes, Figuras 5.13 e 5.14, respectivamente.

Apesar do lixiviado apresentar uma característica bastante variável, com concentração de DQO entre 170 e 1950 mg/L e $N-NH_4^+$ de 5 a 170 mg/l $N-NH_4^+$ (Tabela 5.4 e Figura 5.13 e 5.14) e eficiência de remoção de matéria orgânica, por meio das amostras filtradas e não filtradas, em média 67% e 74% (Apêndice B), respectivamente. O sistema respondeu de forma satisfatória, indicando um curto tempo de adaptação da biomassa, uma vez que apresentou boa percentagem de eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal e indicando um lixiviado sem toxicidade. O fato da concentração de nitrogênio amoniacal no efluente encontrar-se abaixo do limite de detecção, pelo método adotado, indica que o reator foi operado em condições tais que proporcionaram um bom desempenho na conversão do nitrogênio amoniacal.

Analisando-se a Figura 5.15, verifica-se que a quantidade média de nitrato afluente foi de 44 mg/L (Tabela 5.4) sendo menor que a concentração de nitrato efluente (média de 65 mg/L), indicando que apesar do lixiviado ter como característica quantidade expressiva de nitrato, parte do nitrogênio amoniacal afluente foi convertido a nitrato pelo processo de nitrificação.

Durante o período de monitoramento do reator na fase 1A, não foi detectado concentrações significativas de nitrito tanto no afluente quanto no efluente. Porém, as análises realizadas em períodos intermediários do ciclo (perfil temporal), os quais serão discutidos mais adiante, permitiram observar concentrações maiores de nitrito em período de intervalos maiores.

Na Tabela 5.5 são apresentados os valores mínimos, máximos, média e desvio padrão das análises de frações de sólidos do licor misto obtidos na Fase 1A. Na Figura 5.16 são apresentadas as concentrações de sólidos obtidas no período em que a biomassa foi inoculada e mantida no RBS sem alimentação, sob agitação mecânica e aeração contínua. Os valores da série de sólidos adquiridos durante o período de operação estão representados graficamente pela Figura 5.17.

Tabela 5.5 – Concentração de sólidos no licor misto com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ dias e $T=30^{\circ}\text{C}$ na fase 1A (n=25)

Concentração de sólidos (g/L)	Varição	Média	Desv. Pad.
Sólidos Totais	6,4 – 11,7	6,5	2,1
Sólidos Voláteis Totais	4,0 – 6,0	4,8	0,4
Sólidos Suspensos Totais	4,7 – 6,9	5,7	0,7
Sólidos Suspensos Voláteis	2,8 – 5,2	4,0	0,7

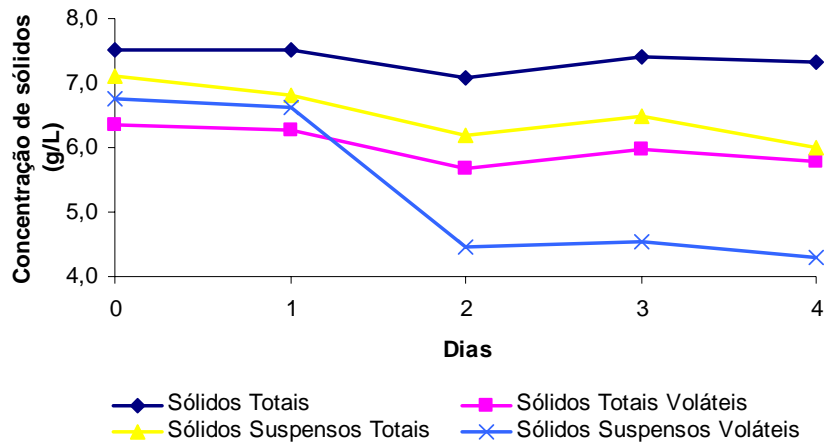


Figura 5.16 – Concentração de sólidos do inóculo mantido no reator sem alimentação.

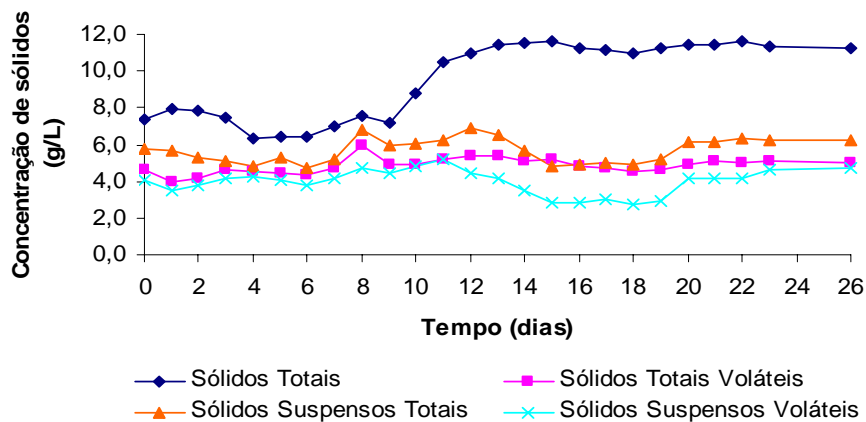


Figura 5.17 – Concentração de sólidos no licor misto na Fase 1A ($\theta = 100$ e $T=30^{\circ}\text{C}$).

Conforme explicado no item 4.3.2.2, primeiramente manteve-se o inóculo no reator, por um período de 4 dias, sem alimentação, sob agitação mecânica e aeração contínua. Analisando a Figura 5.18 pode-se observar que a concentração de sólidos totais, sólidos voláteis totais e os sólidos suspensos totais apresentaram pouca queda quando comparados com os sólidos suspensos voláteis. Esses por sua vez apresentaram uma queda significativa de 6,7 g/L, inicialmente aplicado, a 4,4 g/L encontrados no segundo dia, e se mantiveram nos 3º e 4º dias.

Com a estratégia adotada conseguiu-se que a concentração de sólidos suspensos voláteis na partida do sistema ($t = 0$, Figura 5.19) fosse igual a 4,1 g/L, satisfazendo a condição inicial adotada de 4 g/L. Essa condição inicial favoreceu a partida do sistema com baixa relação A/M igual a 0,2 kgDQO/kgSSV.dia (Figura 5.12).

Pode-se observar na Figura 5.17, que a quantidade de sólidos totais no sistema a partir do 12º dia de operação começa aumentar, se tornando estável em 11g/L entre o 14º e 26º dia de operação. No entanto, a quantidade de sólidos totais voláteis, sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis não apresenta a mesma tendência, indicando um expressivo acúmulo de sólidos inertes no sistema, isso talvez se deva a concentração desses no lixiviado, conforme inicialmente apresentado na Tabela 5.3.

No processo de remoção de nitrogênio, é interessante que se mantenha o pH acima 6,5 (USEPA, 1993). Segundo Castro Daniel (2005), a manutenção de valores elevados de pH no reator pode favorecer o acúmulo de nitrito por meio da presença de amônia livre. Para tanto, deve-se operar o reator em valor de pH que possibilite maior atividade de organismos nitrificantes em detrimento aos nitrificantes, uma vez que, o equilíbrio entre o íon amônio e amônia livre é afetado pelo valor de pH da solução. No entanto, quando a oxidação do nitrogênio amoniacal ocorre, há liberação de íons H^+ que diminuirão o pH dependendo da capacidade tampão do sistema, assim, o nitrito formado existirá em equilíbrio com a concentração de ácido nitroso.

Na Figura 5.18 são apresentados os valores da alcalinidade parcial e intermediária no afluente e efluente durante os 26 dias de operação. Nota-se que o afluente apresentou, ao longo do período de operação, valores significativos de alcalinidade parcial em detrimento da alcalinidade intermediária, suficiente para a manutenção do pH em valores acima de 8, mesmo apesar da ocorrência da nitrificação.

Queiroz (2005) operando um reator em batelada seqüências, e trabalhando com concentrações afluentes da ordem de 200, 300 e 500 mg/L, obteve a predominância de nitrito como forma oxidada de nitrogênio em $pH \approx 8,3$. Os valores mostrados na Tabela 5.4, indicam que houve pouca variação do pH e se mantiveram próximos do utilizado por Queiroz (2005).

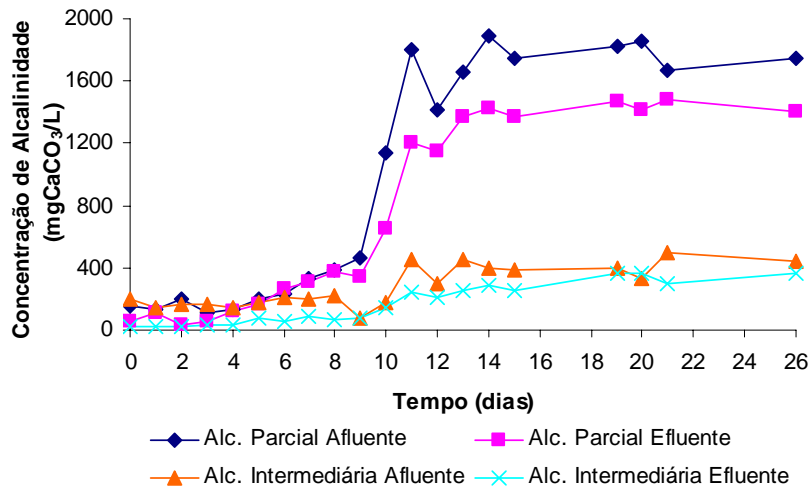


Figura 5.18 – Concentração da alcalinidade afluente e efluente na Fase 1A ($\theta = 100$ dias e $T=30^{\circ}\text{C}$).

✓ *Perfil temporal ao longo do ciclo de operação de 24 horas com $T = 30^{\circ}\text{C}$*

No 22° dia de operação foram obtidos, em réplica, os perfis temporais de nitrogênio amoniacal, nitrato, nitrito, oxigênio dissolvido e pH. As cargas orgânica e de nitrogênio amoniacal aplicadas ao sistema foram de 1,2 kgDQO/m³.dia e 0,04 kgN-NH₄⁺/m³.dia, respectivamente. A relação A/M foi de 0,3 kgDQO/kgSSV.dia e a concentração de SSV no final do ciclo foi de 4,2 g/L.

As Figuras 5.19 e 5.20 apresentam, respectivamente, os perfis temporais da série de nitrogênio e de oxigênio dissolvido e pH do 22° dia de operação.

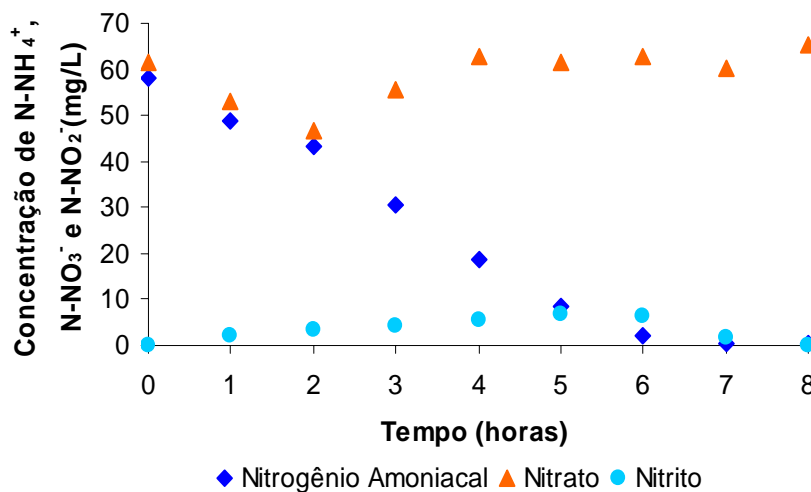


Figura 5.19 – Perfil temporal das concentrações de N-NH₄⁺, N-NO₃⁻ e N-NO₂⁻, obtido no 22° dia de operação na Fase 1A ($\theta = 100$ dias e $T=30^{\circ}\text{C}$).

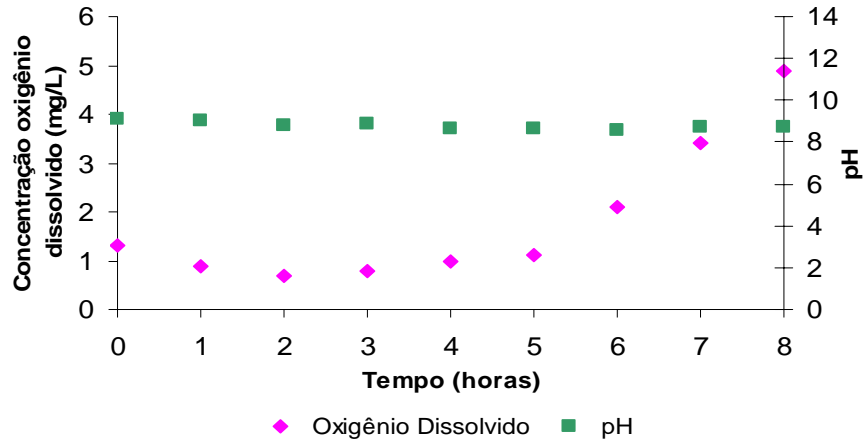


Figura 5.20 – Perfil temporal do pH e concentração de oxigênio dissolvido, obtido no 22º dia de operação na Fase 1A ($\theta = 100$ dias e $T = 30^\circ\text{C}$).

A partir das concentrações apresentadas na Figuras 5.19, nota-se que o tempo de ciclo de 24 horas foi excessivo, uma vez que todo o nitrogênio amoniacal foi convertido em 8 horas. Observa-se que a presença de nitrito se dá logo na primeira hora e vai gradativamente aumentando mantendo-se praticamente estável no sistema entre a 4ª e 6ª hora, com concentração média de $6 \text{ mgN-NO}_2^-/\text{L}$ ($\pm 0,5$).

Observa-se que a concentração de nitrato no sistema, com $t=0$, foi maior que a concentração de nitrogênio amoniacal, isso provavelmente é devido ao fato de permanecer concentrações de nitrato no sistema no final do ciclo anterior, uma vez que somente se trabalhou com a etapa de nitrificação.

Verifica-se que a soma das quantidades de nitrogênio como nitrato e nitrito, formados ao longo do ciclo, não se iguala à quantidade de nitrogênio inicial (N-NH_4^+ e N-NO_3^- , no $t=0$), este resultado pode indicar três hipóteses: (i) ocorrência de perda de nitrogênio amoniacal por *stripping*, uma vez que o lixiviado apresentou valores de pH acima 8,5 permitindo que parte do nitrogênio amoniacal escapasse para atmosfera; (ii) a ocorrência de nitrificação e desnitrificação simultâneas, possibilitada pelos baixos valores das concentrações de oxigênio dissolvido, devido à atividade dos microrganismos, ou (iii) a formação de óxido nitroso (N_2O), forma de nitrogênio não monitorada, que pode ser produzido durante as etapas de nitrificação e desnitrificação de lodos ativados sendo lançados para atmosfera.

Com relação à terceira hipótese Itokawa *et al.* (2001) ao estudar o efeito da influência da relação DQO/N na emissão de N_2O com uso de um reator com aeração intermitente, concluiu que na presença de nitrito, a desnitrificação endógena causada pela baixa razão DQO/N, na fase anóxica, favoreceu a emissão de N_2O . Segundo Okayasu *et al.* (1997), o nível de OD é um parâmetro chave na produção de óxido nítrico. No processo de oxidação da amônia as baixas concentrações de OD, tendem a nitrificação e desnitrificação simultânea, resultando na liberação elevada da concentração de N_2O .

A baixa concentração de oxigênio dissolvido durante as primeiras 5 horas de operação (Figura 5.20) até a ocorrência do pico de nitrito, pode ter contribuído com o aumento gradativo da concentração de nitrito. Segundo estudos de Ciudad *et al.* (2005), o máximo acúmulo de nitrito foi observado com valores de concentração de OD entorno de 1,0 mg/L e 1,4 mg/L.

Observa-se nas Figuras 5.19 e 5.20, que a concentração de OD começou a aumentar logo após o pico de concentração de nitrito, devido à diminuição da disponibilidade de nitrogênio amoniacal no meio líquido. A partir desse momento o sistema não mais manteve o nitrito presente no reator.

Na Figura 5.20 nota-se ainda que a variação dos valores de pH foi muito pequena. Esta pequena alteração dos valores de pH, próximo de 8,8 ($\pm 0,2$), ocorreu de acordo com o esperado, uma vez que, a alcalinidade afluente, analisada no monitoramento rotineiro da Fase 1A, já apresentava uma capacidade suficiente de tamponamento.

As concentrações de amônia livre e ácido nítrico encontrados no sistema, ao longo dos ciclos, foram estimados de acordo com o proposto por Anthonisen *et al.* (1976) e estão apresentados na Tabela 5.6.

Segundo Anthonisen *et al.* (1976), a concentração de ácido nítrico (HNO_2) pode inibir tanto a nitrificação como a desnitrificação e pode ser estimada em função da concentração de nitrito, da temperatura e do valor de pH. Os valores estimados para a concentração de ácido nítrico, ao longo dos ciclos, foram abaixo da faixa de concentração considerada inibitória para a nitratação que é de 0,2 a 2,8 mg HNO_2/L .

Tabela 5.6 – Concentração de amônia livre e ácido nitroso durante o ciclo do 22º dia de operação na Fase 1A ($\theta = 100$ dias e $T = 30^\circ\text{C}$)

Tempo (horas)	22º dia de operação	
	NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)
0	13,6	1,5E-07
1	11,4	4,6E-05
2	9,5	3,5E-05
3	7,4	4,4E-05
4	5,3	7,0E-05
5	2,6	1,1E-04
6	0,9	1,3E-04
7	0,2	1,0E-04
8	0,1	9,6E-06

A concentração de nitrogênio amoniacal, associada ao valor elevado de pH, pode provocar concentrações inibidoras de amônia livre para as bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal. De acordo com a Tabela 5.6 a concentração de amônia livre até a terceira hora de aeração apresentou concentrações dentro da faixa de inibição (10 a 150 mgN-NH₃/L) dos organismos oxidantes de nitrogênio amoniacal, citada por Anthonisen *et al.* (1976). No entanto, verifica-se na Figuras 5.19 o decaimento gradativo do nitrogênio amoniacal, indicando que parte da concentração de nitrogênio amoniacal foi convertida nas primeiras horas, o que impossibilitou o acúmulo de nitrito em baixas concentrações de N-NH₄⁺.

Çeçen (1996) afirma que, o acúmulo de nitrito pode ser favorecido quando a relação OD/NH₃ se torna menor que 10. A relação OD/NH₃ (Apêndice D) se manteve menor que 10 até o ponto máximo da concentração de nitrito (pico de nitrito, Figura 5.21) o que pode ter contribuído para o acúmulo de nitrito. Após esse período a concentração de OD aumentou, tornando a relação OD/NH₃ maior que 10 e a escassez do nitrito no sistema.

5.2.1.2-Fase 1B: RBS mantido a $T = 21^\circ\text{C}$

Nesta fase, o reator passou a ser mantido a uma temperatura de aproximadamente 21°C (± 1). Assim como na fase 1A, a concentração de oxigênio dissolvido e o valor do pH foram apenas monitoradas.

A Tabela 5.7 apresenta os valores das concentrações das variáveis de monitoramento para as amostras afluente e efluente, durante os 74 dias de operação. A Figura 5.21 apresenta o

comportamento da eficiência de conversão do nitrogênio amoniacal, bem como a eficiência de remoção de nitrogênio total (NTK, nitrito e nitrato).

Tabela 5.7 - Variáveis de monitoramento com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ e $T = 21^{\circ}\text{C}$ ($n = 25$) – Fase 1B

Parâmetros	Afluente			Efluente			
	Variação	Média	Desv. Pad.	Variação	Média	Desv. Pad.	
pH	7,8 - 9,3	8,7	0,4	8,3 - 9,2	8,8	0,3	
DQO (mg/L)	Bruta	700 - 4780	2072	842	451 - 1900	790	356
	Filtrada	570 - 4050	1683	817	349 - 1075	584	184
Alcalinidade (mg/L de CaCO_3)	Parcial	95 - 1694	1063	385	666 - 1537	1042	274
	Inte.	200 - 3129	490	569	105 - 3117	369	581
	Total	409 - 4540	1553	729	819 - 4535	1412	730
NTK (mg/L)	Bruta	98 - 255	137	44	53 - 210	79	34
	Filtrada	40 - 165	106	25	0 - 113	61	18
N-NH_4 (mg/L)	48 - 795	267	213	0 - 12	3	2,5	
N-NO_3^- (mg/L)	25 - 54	40	9	29 - 67	54	12	
N-NO_2^- (mg/L)	0 - 7	1	2	0 - 1	0,2	0,3	

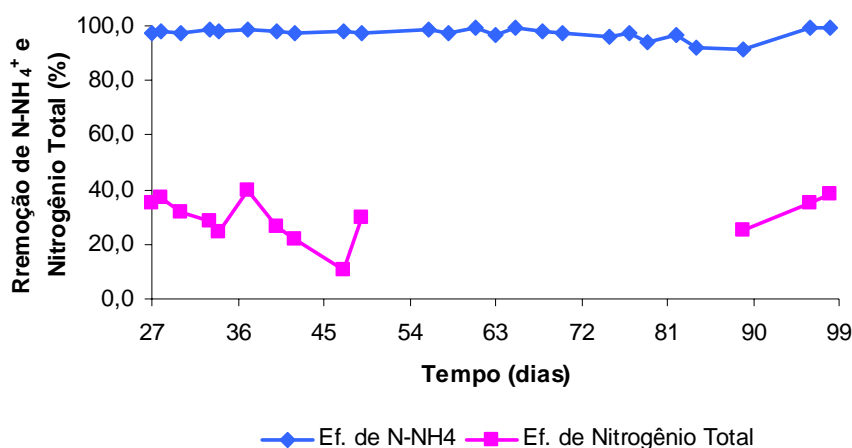


Figura 5.21 – Eficiência de conversão de N-NH_4^+ e eficiência de remoção de nitrogênio na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^{\circ}\text{C}$)

De acordo com a Tabela 5.7 e a Figura 5.21, observa-se que a concentração de nitrogênio amoniacal variou de 48 a 795 mg/L ($267 \text{ mg/L} \pm 213$) para as amostras afluentes e de zero a 12 mg/L ($3 \text{ mg/L} \pm 2,5$) para as amostras efluentes. Esses resultados representam uma elevada eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal ($97\% \pm 2$).

Devido a problemas na determinação do nitrato (Figura 5.27), a eficiência de remoção do nitrogênio total no reator entre os 56° e 84° dia não pode ser estimada, interferindo na

média ($25\% \pm 10$) final obtida de eficiência de remoção de nitrogênio total, no decorrer da operação do reator.

As cargas de nitrogênio amoniacal e orgânica aplicadas no sistema (Figuras 5.22 e 5.23) variaram entre 0,02 a 0,1 $\text{kgN-NH}_4/\text{m}^3\cdot\text{dia}$ ($0,06 \text{ mg/L} \pm 0,01$) e 0,8 a 2,7 $\text{kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{dia}$ ($1,4 \text{ mg/L} \pm 0,4$), respectivamente. Analisando-se juntamente com a razão A/M (Figura 5.24) que apresentou valores entre 0,1 a 0,4 $\text{kgDQO}/\text{kgSSV}\cdot\text{dia}$ ($0,3 \pm 0,1$), observa-se que a variabilidade apresentada está relacionada à característica do lixiviado, uma vez que o mesmo apresenta uma grande variação nas concentrações de DQO e nitrogênio amoniacal, conforme demonstrado pelas Figuras 5.25 e 5.26.

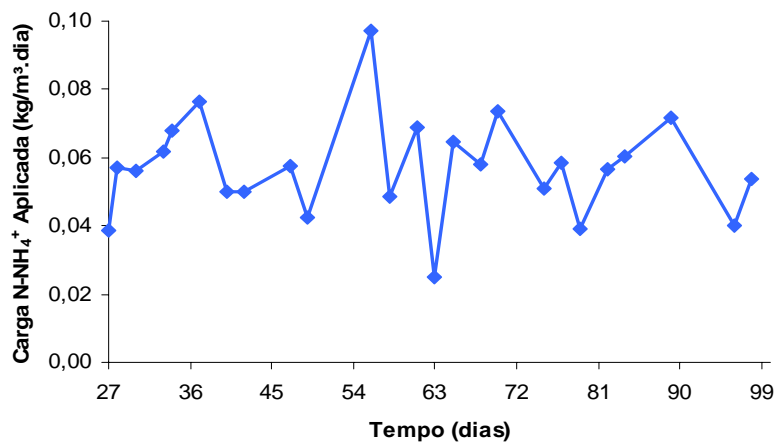


Figura 5.22 – Carga de nitrogênio amoniacal volumétrica aplicada no sistema na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^\circ\text{C}$).

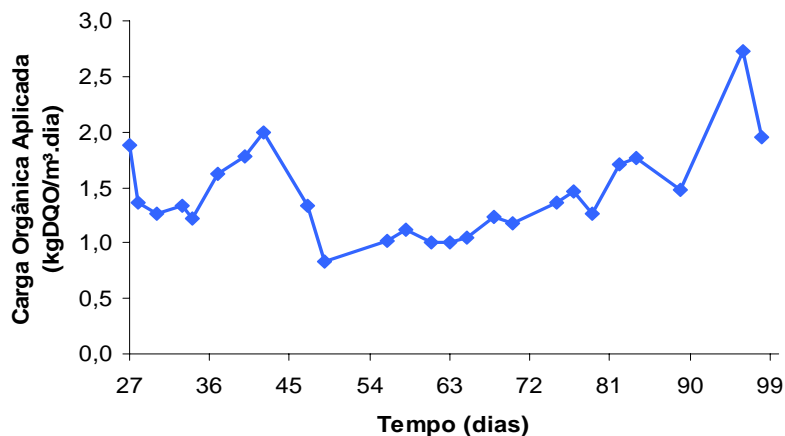


Figura 5.23 – Carga orgânica volumétrica aplicada no sistema na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^\circ\text{C}$).

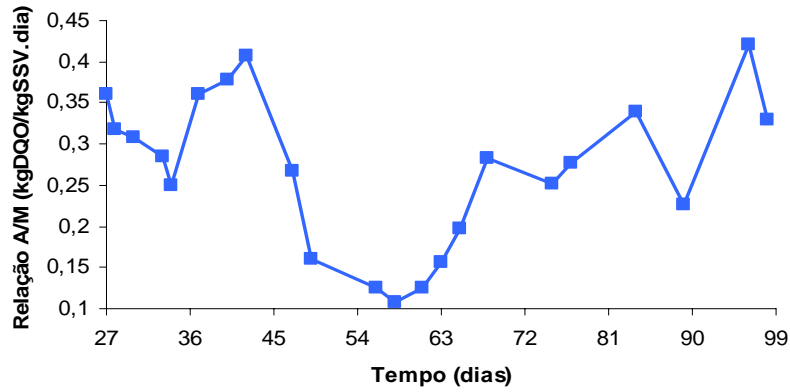


Figura 5.24 – Relação Alimento/Microrganismo na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^\circ\text{C}$).

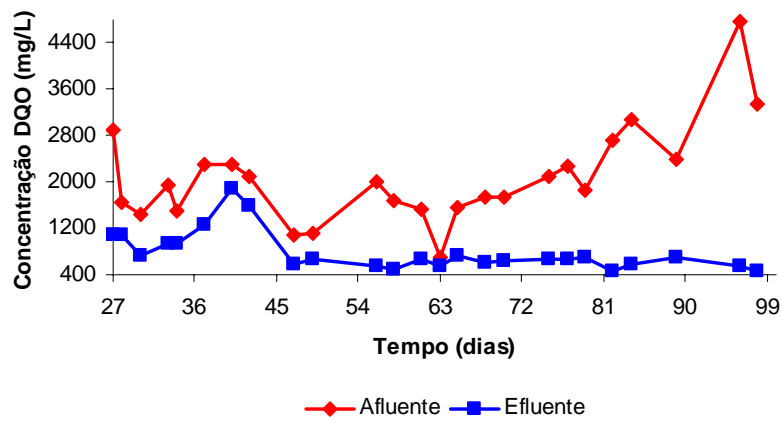


Figura 5.25 – Concentração de DQO afluente e efluente na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T=21^\circ\text{C}$).

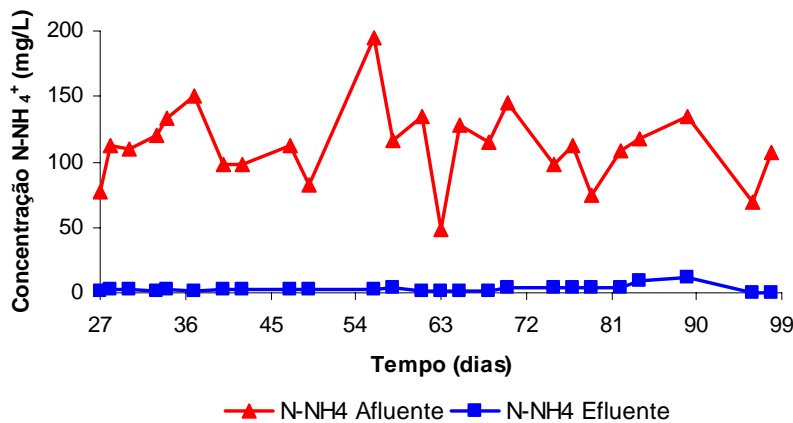


Figura 5.26 – Concentração de N-NH_4^+ afluente e efluente na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^\circ\text{C}$).

Na Figura 5.27 são apresentados os valores das concentrações afluentes e efluentes do nitrato. Observa-se que, assim como na primeira fase (Fase 1A), o lixiviado bruto

apresentou valores significativos de nitrato variando de 25 a 54 mgNO₃⁻/L (40 ± 9), bem como uma quantidade maior no efluente 29 a 67 mgNO₃⁻/L (54 ± 12), indicando que parte do nitrogênio amoniacal aplicado no sistema foi convertida a nitrato pelo processo de nitrificação. No entanto, há de se salientar novamente, que com relação à metodologia de análise de determinação de nitrato (Hach – 8039), pode ser que essa não seja ideal para determinação em lixiviados de aterro sanitários, pois pode apresentar valores superestimados de concentração.

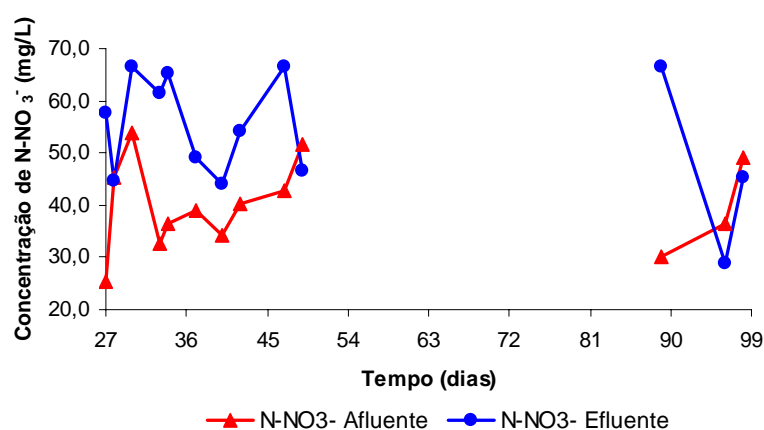


Figura 5.27 – Caracterização N-NO₃⁻ afluente e efluente - N-NO₃⁻ - Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

Na Tabela 5.8 são apresentados os valores (máximo, mínimo e médio) das concentrações das frações de sólidos (ST, SVT, SST e SSV) obtidos na Fase 1B. Os valores das concentrações observados durante o período de operação estão representados graficamente na Figura 5.28.

Observa-se por meio da Tabela 5.8 e da Figura 5.28 que a concentração de sólidos totais no sistema variou de 11,3 a 15,8 g/L (13,7 g/L ± 1,3), enquanto que a concentração de sólidos suspensos voláteis foi de 4,1 a 6,5 g/L (5,2 g/L ± 0,7). A média de SSV mantida no reator na Fase 1B foi ligeiramente maior quando comparado com a Fase 1A (4,0 gSSV/L).

Tabela 5.8 – Concentração de sólidos no licor misto com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 100$ e $T=21^{\circ}\text{C}$ (n=28) na Fase 1B

Concentração de Sólidos (g/L)	Varição	Média	Desv. Pad.
Sólidos Totais	11,3 - 15,8	13,7	1,3
Sólidos Voláteis Totais	4,4 - 7,6	6,0	0,7
Sólidos Suspensos Totais	6,5 - 13,2	9,9	2,0
Sólidos Suspensos Voláteis	4,1 - 6,5	5,2	0,7

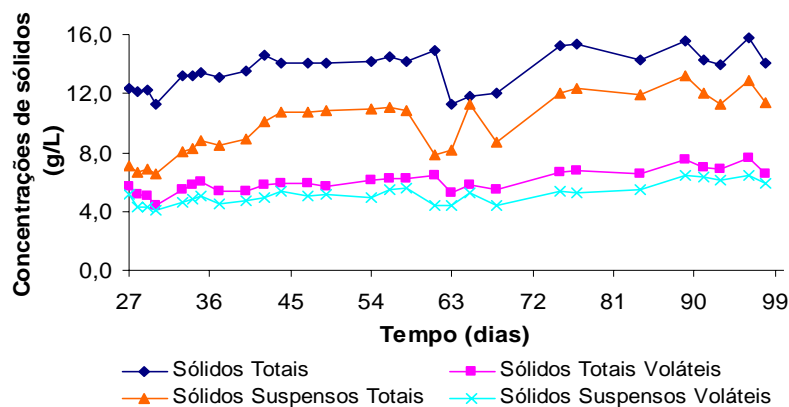


Figura 5.28 – Concentração de sólidos no licor misto na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

A variabilidade das concentrações de alcalinidade afluente e efluente medidas durante o período de monitoramento pode ser observada na Figura 5.29. De acordo com a Tabela 5.7 os valores de pH afluente e efluente apresentaram média de $8,7 (\pm 0,4)$ e $8,8 (\pm 0,3)$, respectivamente. Conforme indicado na primeira fase (Fase 1A) a média do pH da Fase 1B também se manteve em valores elevados, acima de $8,3$, no reator, o que pode favorecer uma maior atividade de organismos oxidantes de amônia em detrimento aos organismos oxidantes de nitrito, e assim possibilitar o acúmulo de nitrito no sistema.

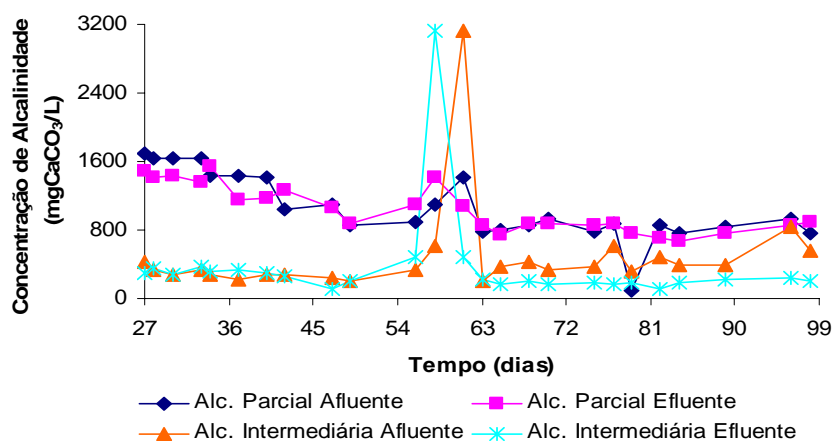


Figura 5.29 – Concentração da alcalinidade afluente e efluente na Fase 1B ($\theta = 100$ e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

Nota-se dos dados Tabela 5.7 e da Figura 5.29 que o afluente e efluente apresentaram uma alcalinidade parcial que variou de 95 a $1694 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ ($1063 \text{ mgCaCO}_3/\text{L} \pm 385$) e de 666 a $1537 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$ ($1042 \text{ mgCaCO}_3/\text{L} \pm 274$), respectivamente.

Segundo os dados obtidos, percebe-se que a alcalinidade parcial presente nas amostras afluentes foram suficientes para proporcionar a manutenção do pH em valores elevados. Vale ressaltar que a capacidade tampão própria do lixiviado, bem como seu elevado valor de pH, podem estar relacionados ao fato da célula experimental ter tido como material de cobertura, resíduos provenientes de materiais de construção civil, proporcionando um lixiviado com característica alcalina.

✓ *Perfil temporal ao longo do ciclo de operação de 24 horas com $T = 21^{\circ}\text{C}$*

Após nove dias em que o reator passou a ser mantido a uma temperatura de aproximadamente $21^{\circ}\text{C} (\pm 1)$, começou a ser realizado, em replica, os perfis temporais da série de nitrogênio (nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato), bem como de oxigênio dissolvido e pH. Foram obtidos ao todo seis perfis temporais.

A Figura 5.30 apresenta todos os seis perfis temporais obtidos durante a Fase 1B e a Tabela 5.9 apresenta os valores de carga orgânica e de nitrogênio amoniacal, bem como a razão A/M e a concentração de SSV, aplicados em cada perfil temporal.

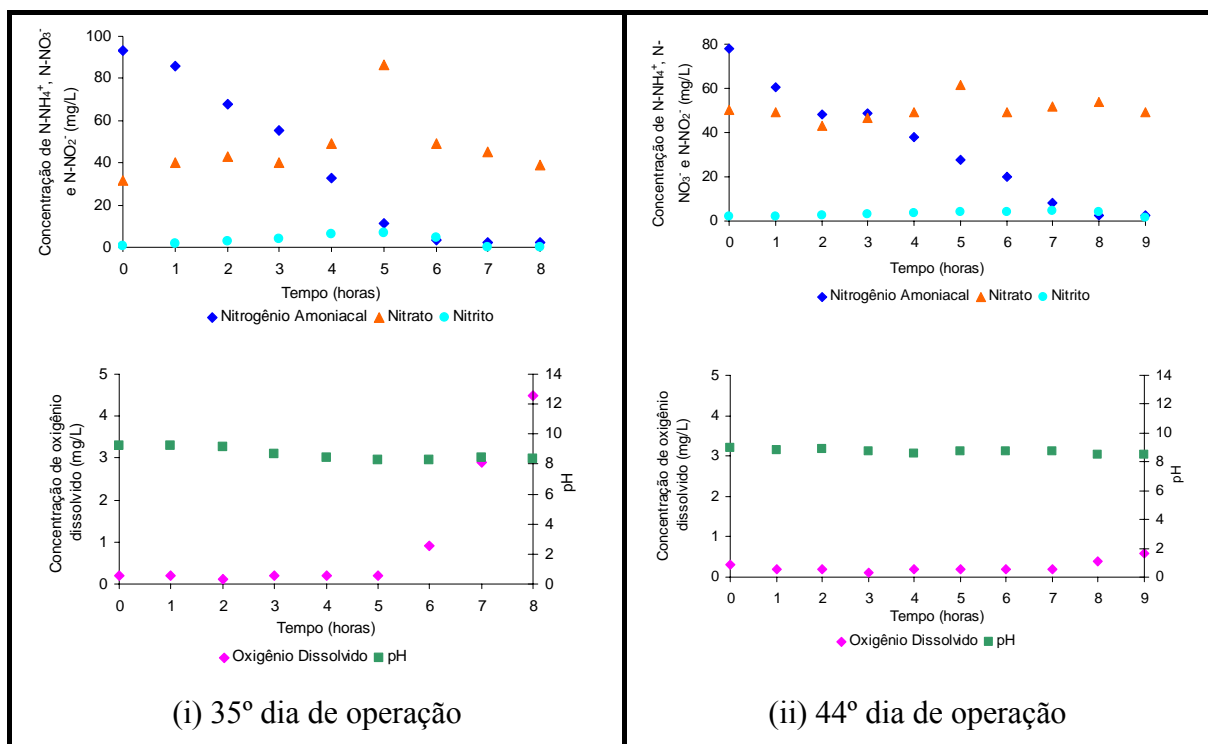


Figura 5.30a – Perfis temporais das concentrações de N-NH_4^+ , N-NO_3^- , N-NO_2^- , oxigênio dissolvido e pH obtidos durante a Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

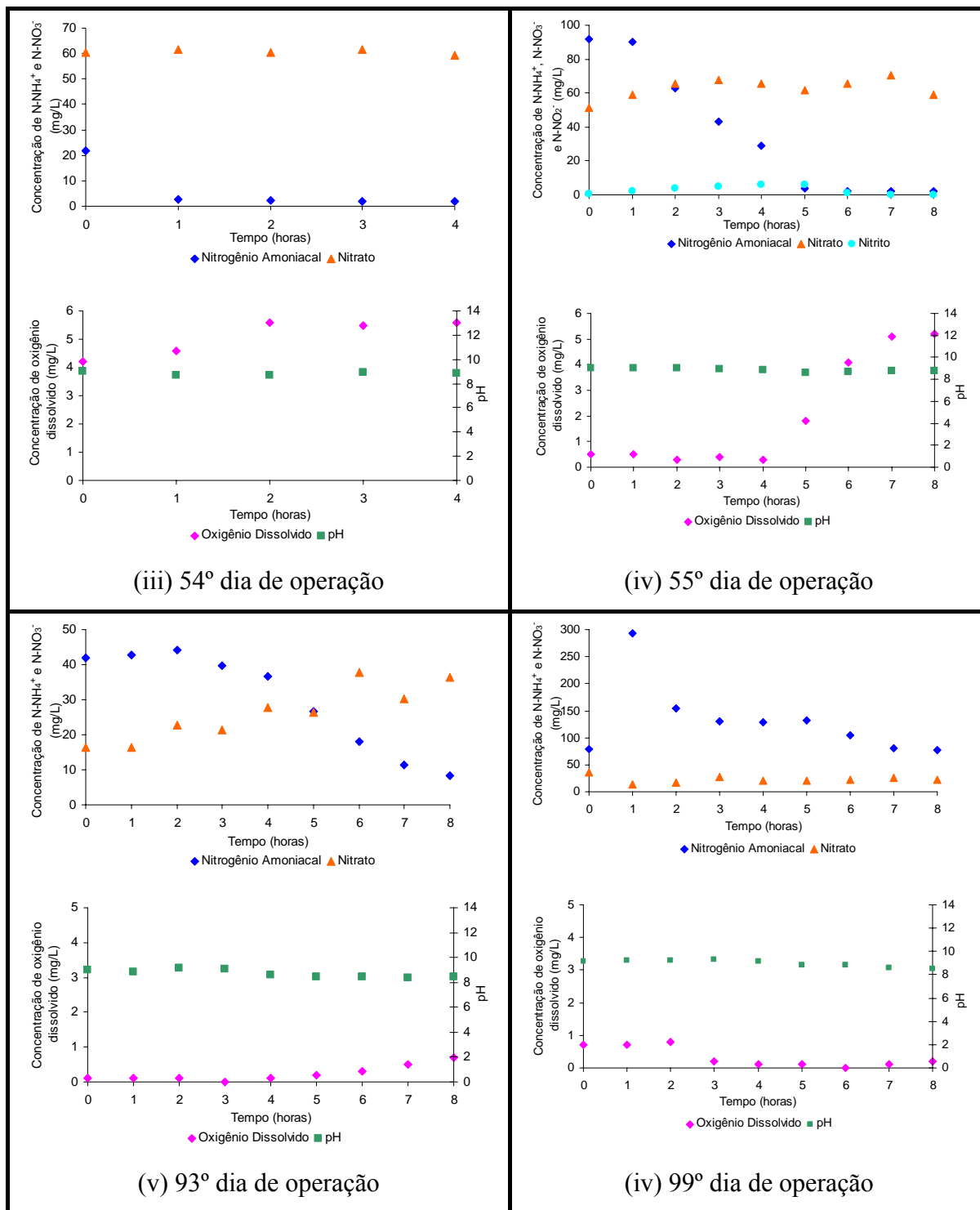


Figura 5.30b – Perfis temporais das concentrações de N-NH_4^+ , N-NO_3^- , N-NO_2^- , oxigênio dissolvido e pH obtidos durante a Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T = 21^\circ\text{C}$).

Observa-se na Figura 5.30 (i, ii e iv) que o tempo de ciclo de 24 horas foi excessivo no 35°, 44° e 55° dia de operação, uma vez que todo o nitrogênio amoniacal foi convertido em 8 horas. Nota-se que a produção de nitrito começa a ocorrer logo na segunda hora de operação, mantendo-se estável no reator: no 35° de operação entre a 4ª e 6ª hora, com

concentração máxima, na 5ª hora, de 7 mgN-NO₂⁻/L; no 44ª dia de operação entre a 5ª e 7ª hora, com concentração máxima, na 6ª hora, de 4,6 mgN-NO₂⁻/L e no 55ª dia de operação entre a 3ª e 5ª hora, com concentração máxima, na 4ª hora, 6,3 mgN-NO₂⁻/L.

Tabela 5.9 – Valores da carga orgânica, de nitrogênio amoniacal, da razão A/M e de concentração de SSV aplicados em cada dia em que se realizou os perfis temporais durante a Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T=21^{\circ}\text{C}$)

Parâmetros				
Dias de operação	Carga Orgânica (kgDQO/m ³ .dia)	Carga N-NH ₄ ⁺ (kgN-NH ₄ ⁺ /m ³ .dia)	Razão A/M (kgDQO/kgSSV.dia)	Concentração de SSV (g/L)
35º dia	1,3	0,09	0,3	5,0
44º dia	1,0	0,05	0,2	5,3
54º dia	0,9	0,02	0,2	4,9
55º dia	1,3	0,1	0,2	5,5
93º dia	1,3	0,04	0,2	6,1
99º dia	1,5	0,06	0,3	5,9

Ainda de acordo com a Figura 5.30 (i, ii e iv) observa-se que os valores das concentrações de OD mantidos no reator até a concentração máxima de nitrito foram em média iguais a: (i) 0,2 mgO₂/L; (ii) 0,6 mgO₂/L e (iii) 0,4 mgO₂/L, valores estes bem abaixo do que relatados na literatura para promoção do acúmulo de nitrito. De acordo com os resultados obtidos por Bae *et al.* (2002), a quantidade alcançada de acúmulo de nitrito quando OD era igual a 0,5 mg/L, decresceu quando comparado com fornecimento de OD igual a 1,5 mg/L. Resultados similares foram citados por Jianlong e Ning (2004).

Para o 54ª dia de operação (Figura 5.30-iii), observa-se que diferentemente dos outros perfis relatados anteriormente, neste ciclo todo o nitrogênio amoniacal foi convertido em 4 horas. Neste caso vale ressaltar que a quantidade de nitrogênio amoniacal do lixiviado afluente foi muito baixa, próximo de 47 mgN-NH₄⁺/L, e conseqüentemente bem menor no meio líquido 22 mgN-NH₄⁺/L ($t = 0$).

A baixa concentração de nitrogênio amoniacal pode não ter favorecido o acúmulo de nitrito, uma vez que a concentração de nitrito ficou abaixo do limite de detecção durante as 4 horas de realização do perfil. Segundo Çeçen (1996) a diminuição da concentração de nitrogênio no meio líquido, ocasionada por sua própria oxidação, pode tornar inviável o processo de acúmulo de nitrito, ocorrendo a nitrificação completa.

Nota-se que no 93º dia operação a concentração de nitrogênio amoniacal no meio líquido em $t = 0$ foi de $42 \text{ mgN-NH}_4^+/\text{L}$ e assim como observado no 54º dia de operação, a baixa concentração de nitrogênio amoniacal, pode não ter favorecido no processo de acúmulo de nitrito.

Observa-se pela Figura 5.30 (v e vi), ou seja, no 93º e 99º dia de operação, que o tempo de aeração de 8 horas não foi suficiente para converter todo o nitrogênio amoniacal, uma vez que passou a se acumular nitrogênio amoniacal no final das oito horas de aeração.

Observa-se que no 99º dia de operação a concentração de nitrogênio amoniacal no meio líquido é bem mais elevada do que observado nos perfis anterior. Tal aumento na concentração do nitrogênio amoniacal no meio líquido, talvez se deva ao fato, da permanência de nitrogênio amoniacal no sistema do ciclo anterior, o que pode indicar que a quantidade de microrganismos oxidantes de nitrogênio amoniacal tenha diminuído no sistema. Uma vez que a concentração de nitrogênio amoniacal no lixiviado afluente foi de $100 \text{ mgN-NH}_4^+/\text{L}$.

Nota-se que em todos os perfis realizados, o sistema apresentou equilíbrio em termos de tamponamento, resultando em um valor de pH em média de 8,7. Observa-se em alguns momentos que o pH atinge valores um pouco acima de 9,0. Para Abeling e Seyfried (1992) valores superiores a 8,5 propiciam um aumento considerável de amônia na forma livre tornando-se tóxica no processo de nitrificação, além de provocar perda da mesma por volatilização e conseqüentemente interferir no processo de acúmulo de nitrito.

Assim como observado no perfil temporal da Fase 1A e de acordo com o balanço de massa de nitrogênio apresentado pelo Apêndice D, nota-se que em todos os seis perfis apresentados as somas de nitrito e nitrato, formados ao longo de cada um dos ciclos, não se igualam à quantidade de nitrogênio (N-NH_4^+ e N-NO_3^- , no $t = 0$) inicial. Esse resultado pode indicar uma possível ocorrência de perda de nitrogênio amoniacal por *stripping*, devido ao fato do lixiviado apresentar como característica pH elevado, permitindo que parte do nitrogênio amoniacal se volatilizasse.

A outra hipótese e talvez mais remota para o não fechamento do balanço de massa de nitrogênio, seja da ocorrência de nitrificação e desnitrificação simultâneas (NDS), uma vez

que a NDS ocorre em conseqüência dos gradientes de concentração de oxigênio dissolvido (OD) dentro dos flocos microbianos ou dos filmes devido às limitações de difusão (Munch *et al.*, 1996). Isto é, em regiões com concentração de oxigênio dissolvido elevada predominam-se os microorganismos nitrificantes, enquanto que os desnitrificantes serão preferencialmente ativos nas zonas com baixa concentração de OD. A baixa concentração de oxigênio dissolvido durante a aeração pode favorecer a desnitrificação e com isso a velocidade de consumo de nitrito pode ser semelhante à velocidade de produção do mesmo, impossibilitando o acúmulo desta forma de nitrogênio.

Observa-se na Figura 5.31, que em todos os perfis realizados, durante a Fase 1B, a concentração de ácido nitroso, estimado, foi inferior a 0,2, valor este considerado inibidor para a nitrificação de acordo com Anthonisen *et al.* (1976), e de 0,13 mgN-HNO₂/L para a desnitrificação, segundo Abeling e Seyfried (1992).

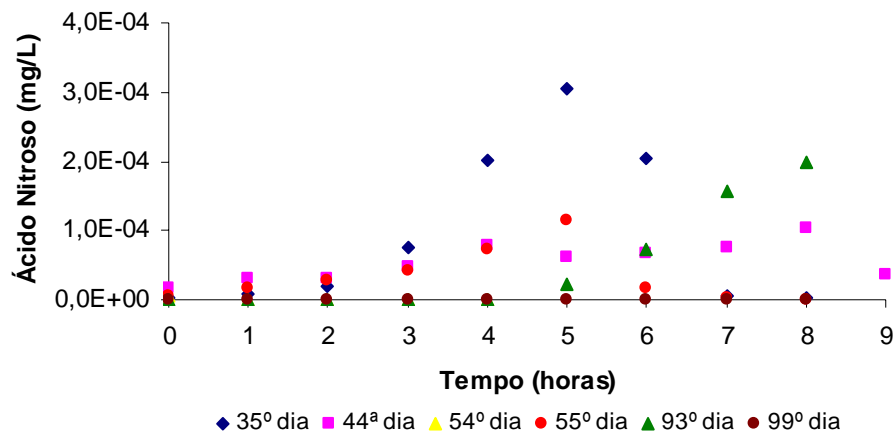


Figura 5.31 – Perfil temporal das concentrações de ácido nitroso – Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T = 22^{\circ}\text{C}$).

A partir dos dados da Tabela 5.10, observa-se em todos os perfis a diminuição gradual dos valores da concentração de amônia livre. A influência dos valores de pH na concentração de amônia livre no meio líquido, pode ser observada em conjunto com a Figura 5.30 (i, iii, v e vi) que correspondem aos perfis temporais de pH dos 35º, 54º, 93º e 99º dias de operação.

Ressalva-se nos referidos dias que o valor de pH permaneceu maiores que 9,0 nas primeiras horas do perfil, proporcionando valores elevados de amônia livre. Os menores valores de concentração de amônia livre apresentados na Tabela 5.10 devem-se aos

menores valores de pH ocorridos durante o perfil, além é claro do próprio consumo de nitrogênio amoniacal.

Tabela 5.10 – Concentração de amônia livre durante os perfis temporais na Fase 1B ($\theta = 100$ dias e $T = 21^\circ\text{C}$)

Tempo (horas)	N-NH ₃ (mg/L)					
	35° dia	44ª dia	54° dia	55° dia	93° dia	99° dia
0	46,8*	27,6*	8,8*	35,4*	15,3*	35,9*
1	42,6*	15,2	0,6	36,5*	11,1	153,6*
2	29,7*	14,0	0,6	24,1*	19,9*	84,8*
3	11,2	11,0	0,7	15,5*	15,9*	72,0*
4	4,0	6,5	0,6	8,4*	6,7	62,3*
5	1,0	6,4		0,8	3,4	38,4
6	0,3	4,3		0,5	2,3	28,5
7	0,3	1,7		0,5	1,2	14,1
8	0,2	0,4		0,5	1,0	12,0
9		0,4				

* pH ≥ 9

Nota-se que as concentrações de amônia livre sublinhadas na Tabela 5.10 do 35° e 44° dia de operação correspondem com as maiores concentrações de nitrito encontradas nos perfis (Figuras 5.30-i, ii). Tais concentrações estão dentro da faixa sugerida por Surmacz-Górska *et al.* (1997), de 1 a 6 mgN-NH₃/L para inibir a oxidação de nitrito.

No entanto, para o 54° dia de operação (4° coluna da Tabela 5.10), observa-se que apesar das concentrações sublinhadas estarem dentro da faixa inibitória relatada por Anthonisen *et al.* (1976), de 0,1 a 1,0 mgN-NH₃/L, nesse dia não se verificou a presença de nitrito como forma oxidada de nitrogênio (Figura 5.30-iii), reforçando a hipótese de que a baixa concentração de nitrogênio amoniacal pode ter sido um dos fatores a influenciar na não formação de nitrito no sistema, como discutido anteriormente.

Como discutido anteriormente os perfis temporais, das formas de nitrogênio oxidada, do 99° dia de operação, não detectou acúmulo de N-NO₂⁻. Tal fato pode ser explicado pela elevada concentração de amônia livre estimada durante as 8 horas de duração do perfil (Tabela 5.10). Segundo Anthonisen *et al.* (1976), as bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal podem ser inibidas se submetidas a concentrações de amônia livre entre 10 e 150 mgN-NH₃/L e, neste caso as concentrações calculadas durante todo o perfil estão dentro da faixa de inibição.

Quanto à razão OD/N-NH₃ sugerida por Çeçen (1996) como fator que favorece a geração de nitrito quando menor que 10, a Tabela 5.11 apresenta todas as relações durante os perfis temporais. Nota-se que a razão OD/N-NH₃ manteve-se abaixo desse limite em todos os perfis, com exceção do 35º dia de operação em t = 8, o qual também já havia convertido todo o nitrogênio amoniacal do meio líquido.

Tabela 5.11 – Razão OD/N-NH₃ durante a realização dos perfis temporais na Fase 1B ($\theta = 100$ dias e T = 21°C)

Tempo (horas)	Razão OD/N-NH ₃					
	35º dia	44º dia	54º dia	55º dia	93º dia	99º dia
0	0,00	0,01	0,5	0,01	0,01	0,02
1	0,00	0,01	7,1	0,01	0,01	0,00
2	0,00	0,01	10,0	0,01	0,01	0,01
3	0,02	0,01	7,9	0,03	0,00	0,00
4	0,05	0,03	9,2	0,04	0,01	0,00
5	0,2	0,03		2,2	0,06	0,00
6	3,0	0,05		7,5	0,1	0,00
7	8,6	0,1		10,1	0,4	0,01
8	19,2	1,0		10,2	0,7	0,02
9		1,7				

Contudo pode-se inferir que a concentração de nitrogênio amoniacal no meio líquido juntamente com o pH elevado, característico do lixiviado, mostraram-se parâmetros operacionais relevantes no processo de acúmulo de nitrito, uma vez que não se observou a concentração de nitrito quando o sistema apresentava pouca disponibilidade de nitrogênio amoniacal no meio líquido.

Após cem dias de operação o sistema passou a acumular pequenas concentrações de nitrogênio amoniacal e conseqüentemente a não mais acumular nitrito, com isso optou-se em operar o reator com menor tempo de detenção celular.

Segundo Verstraete e Philips (1998) em determinado tempo de detenção celular, as bactérias oxidantes de nitrito possuem menor taxa de crescimento específico que as bactérias oxidantes da amônia, possibilitando a permanência das bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal e conseqüentemente permitir que as bactérias oxidantes de nitrito sejam removidas do sistema.

5.2.2-Fase 2: Tempo de detenção celular de 5 dias

A estratégia de descarte da biomassa foi adotada com intuito de verificar se o reator conseguiria reverter às eficiências conseguidas anteriormente, bem como voltar a acumular nitrito. O reator continuou a ser mantido a temperatura de 21°C ($\pm 1^\circ\text{C}$) e o tempo de retenção celular estipulado foi de 5 dias. Assim como nas fases anteriores a concentração de oxigênio dissolvido e pH foram apenas monitoradas.

Na Tabela 5.12 são apresentados os valores das concentrações para as amostras do afluente e efluente, durante o monitoramento do sistema. Os valores da eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal, bem como de eficiência de remoção de nitrogênio ao longo do período de operação estão exposto na Figura 5.32.

Tabela 5.12 - Variáveis de monitoramento com ciclo aeróbio de 24h, $\theta = 5$ dias e $T = 21^\circ\text{C}$ (n = 7) na Fase 2

Parâmetros	Afluente			Efluente			
	Variação	Média	Desv. Pad.	Variação	Média	Desv. Pad.	
pH	8,0 - 8,9	8,5	0,3	8,4 - 8,7	8,6	0,1	
DQO (mg/L)	Bruta	1050 - 5210	2544	1727	374 - 1132	596	316
	Filtrada	870 - 4460	2230	1553	315 - 900	497	236
Alcalinidade (mg/L de CaCO_3)	Parcial	790 - 971	846	79	666 - 990	840	113
	Inter.	276 - 714	422	151	190 - 400	267	68
	Total	1075 - 1561	1267	192	952 - 1390	1107	146
Nitrogênio Total (mg/L)	Bruta	90 - 195	133	43	53 - 113	79	18
	Filtrada	75 - 188	123	44	45 - 113	69	21
N-NH ₄ (mg/L)	66 - 274	130	77	0 - 64	41	22	
N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	24 - 46	36	8	39 - 74	47	13	
N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	0 - 0,4	0,2	0,1	0 - 4	1	2	

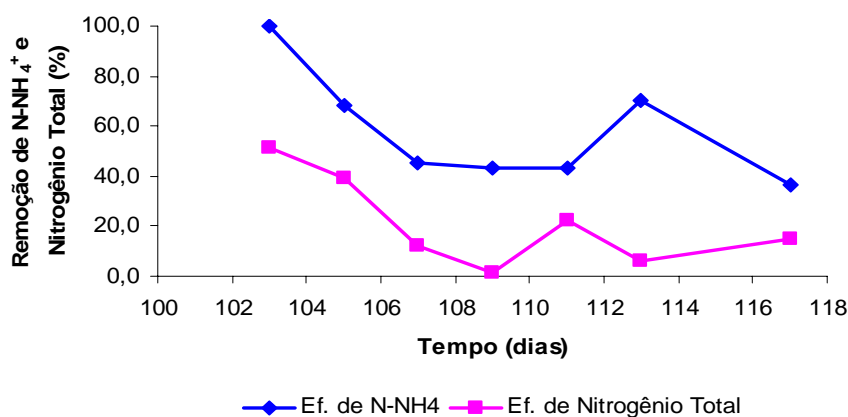


Figura 5.32 – Eficiência de conversão de N-NH_4^+ e de remoção de nitrogênio na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^\circ\text{C}$).

De acordo com a Figura 5.32, pode-se verificar que a eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal decaiu no decorrer dos 17 dias de monitoramento, variando de 99,8%, atingido no terceiro dia de operação com tempo de retenção celular de 5 dias (ou 103º dia funcionamento) até 36,8% obtidos no último dia de operação.

Dentre as três fases da presente pesquisa, a Fase 2 foi a que apresentou menor eficiência de conversão de N-NH_4^+ . A baixa eficiência na conversão do N-NH_4^+ pode ter sido provocada pela pouca quantidade de microrganismos mantido no sistema, o que pode indicar que o tempo de retenção celular adotado tenha sido rigoroso ao ponto de não permitir o desenvolvimento dos microrganismos nitrificantes.

As variações das cargas de nitrogênio amoniacal e orgânica aplicadas no sistema, bem como a relação A/M, estão apresentadas nas Figuras 5.33, 5.34 e 5.35, respectivamente. Já as Figuras 5.36, 5.37 e 5.38, representam, respectivamente, as concentrações de DQO, nitrogênio amoniacal e nitrato monitoradas ao longo do período de operação.

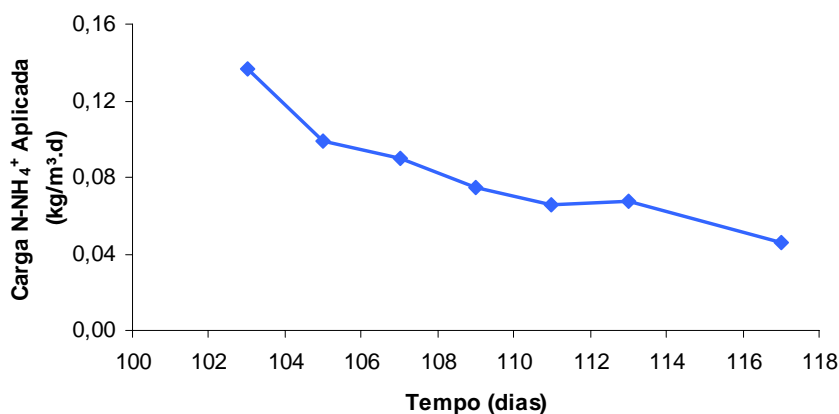


Figura 5.33 – Carga de nitrogênio amoniacal volumétrica aplicada no sistema na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^\circ\text{C}$).

As cargas de nitrogênio amoniacal e orgânicas aplicadas ao sistema (Figuras 5.33 e 5.34), variaram entre 0,05 a 0,14 $\text{kgN-NH}_4^+/\text{m}^3\cdot\text{dia}$ (0,08 $\text{kgN-NH}_4^+/\text{m}^3\cdot\text{dia} \pm 0,03$) e 0,7 a 2,9 $\text{kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{dia}$ (1,5 $\text{kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{dia} \pm 0,8$), respectivamente, mantendo-se praticamente dentro das mesmas variações observadas na Fase 1B. No entanto, assim como no gráfico de eficiência (Figura 5.32), sua tendência foi de redução com o tempo, sendo a carga máxima de nitrogênio amoniacal obtida no 103º dia de operação e a carga mínima no

último dia. O que pode indicar que mesmo com diminuição das cargas sendo aplicadas dia a dia, os microrganismos não conseguiram alcançar à mesma eficiência apresentada nas fases anteriores.

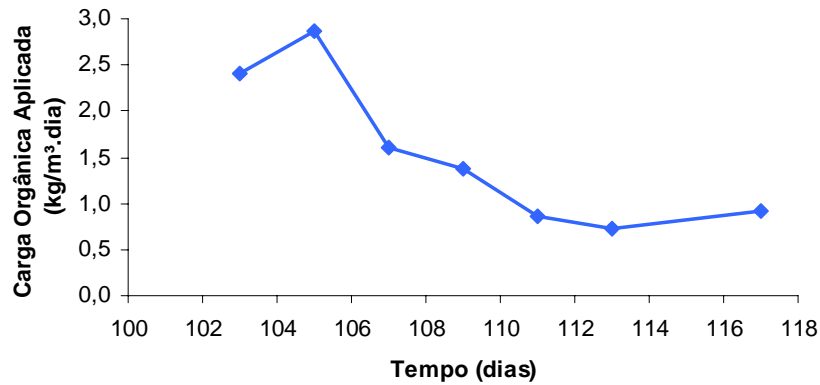


Figura 5.34 – Carga orgânica volumétrica aplicada no sistema na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

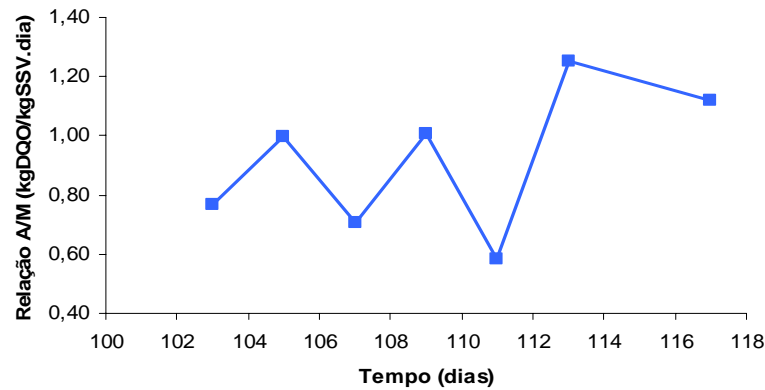


Figura 5.35 – Relação Alimento/Microrganismo na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

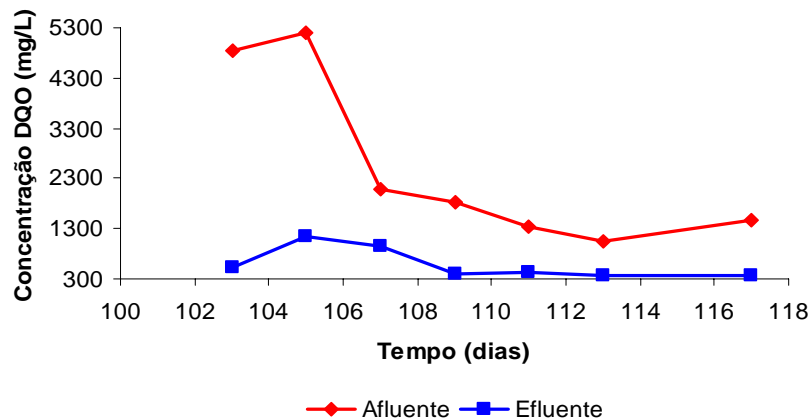


Figura 5.36 – Concentração de DQO afluente e efluente na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

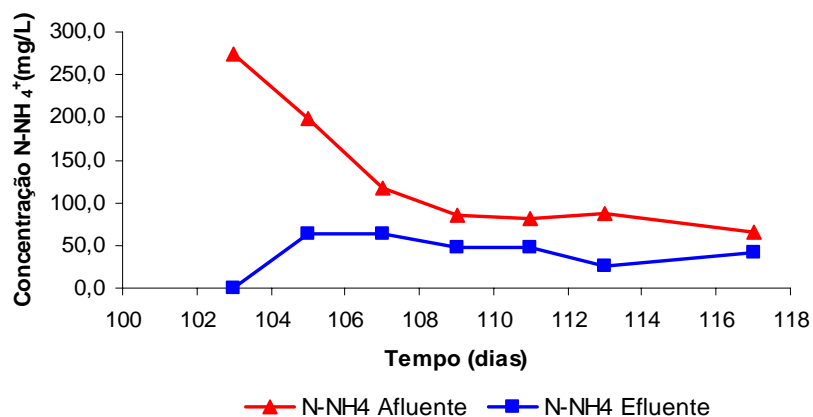


Figura 5.37 – Concentração de N-NH₄⁺ afluente e efluente na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

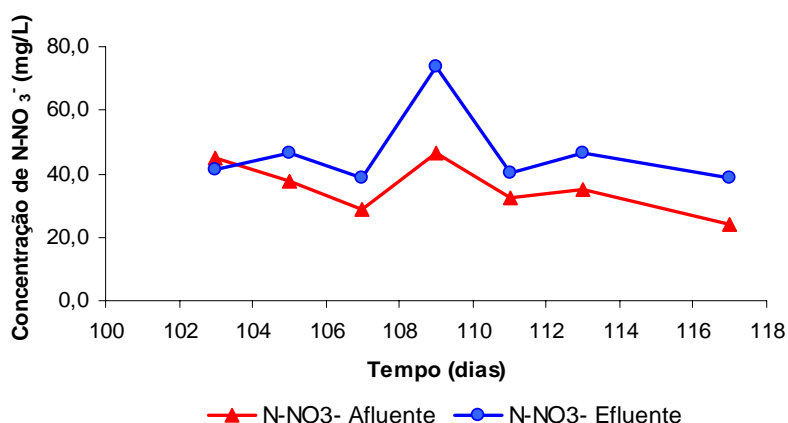


Figura 5.38 – Concentração de N-NO₃⁻ afluente e efluente Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

Observa-se na Figura 5.35, que a razão A/M variou entre 0,6 a 1,3 kgDQO/KgSSV.dia, apresentando uma média (0,9 kgDQO/kgSSV \pm 0,24) maior do que as obtidas na Fase 1A e na Fase 1B. Segundo von Sperling (2002), quanto maior a carga de DQO fornecida a um valor unitário de biomassa, ou seja, elevada relação A/M, menor será a eficiência na assimilação deste substrato.

Nota-se na Figura 5.36 que a concentração DQO efluente apresentou valores próximos aos observados nas Fases 1A e 1B, indicando que mesmo com elevada razão alimento/microrganismo, a eficiência de remoção de matéria orgânica não foi totalmente afetada (Apêndice B).

Pode-se observar na Figura 5.37 que o sistema passou a acumular nitrogênio amoniacal no sistema (41,3 mgN-NH₄/L \pm 22,1), não atingindo mais as mesmas eficiências de conversão

do nitrogênio amoniacal das fases anteriores, indicando uma possível baixa na densidade de microrganismos nitrificantes no sistema.

Na Figura 5.38, observa-se que as concentrações de nitrato afluente e efluente apresentaram um comportamento da variação similar. A concentração média de nitrato efluente foi de 46,6 mgN-NO₃⁻/L enquanto que do afluente foi de 35,7 mgN-NO₃⁻/L. Há de se salientar novamente, que com relação à metodologia de análise de determinação de nitrato (Hach – 8039), pode ser que essa não seja ideal para determinação em lixiviados de aterro sanitários, pois pode apresentar valores superestimados de concentração

A Tabela 5.13 e a Figura 5.39 apresentam os valores das frações de sólidos obtidos nessa Fase 2. Vale ressaltar que às coletas de amostras, nesta fase, foram realizadas diariamente, diferentemente das análises de monitoramento apresentadas anteriormente.

Tabela 5.13 – Concentração de sólidos no ciclo aeróbio de 24 h, $\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$ (n = 18) na Fase 2

Concentração de sólidos (g/L)	Varição	Média	Desv. Pad.
Sólidos Totais	2,7 - 10,9	6	2,67
Sólidos Voláteis Totais	0,7 - 5,4	2,5	1,42
Sólidos Suspensos Totais	0,3 - 8,5	3,4	2,51
Sólidos Suspensos Voláteis	0,3 - 4,9	1,9	1,38

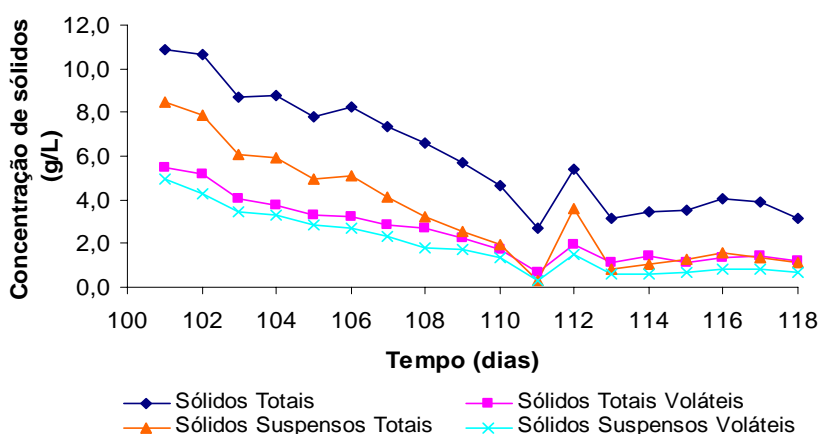


Figura 5.39 – Concentração de sólidos na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T=21^{\circ}\text{C}$).

Por meio da Tabela 5.13 e da Figura 5.39, verifica-se que as concentrações de ST, STV, SST e SSV apresentaram a mesma tendência. Observa-se que o sistema apresentou um decaimento constante das frações de sólidos, exceto no 112º dia. Constatou-se que mesmo

com o decaimento dos SSV o sistema alcançou concentrações de DQO efluente (média de 596 mgDQO/L), equivalentes das fases anteriores.

De acordo com a Tabela 5.12 os valores de pH afluente e efluente apresentaram média de 8,5 ($\pm 0,3$) e 8,6 ($\pm 0,1$), respectivamente. Tais valores corroboram com os das fases anteriores. As concentrações de alcalinidade afluente e efluente monitoradas ao longo do período estão apresentada na Figura 5.40.

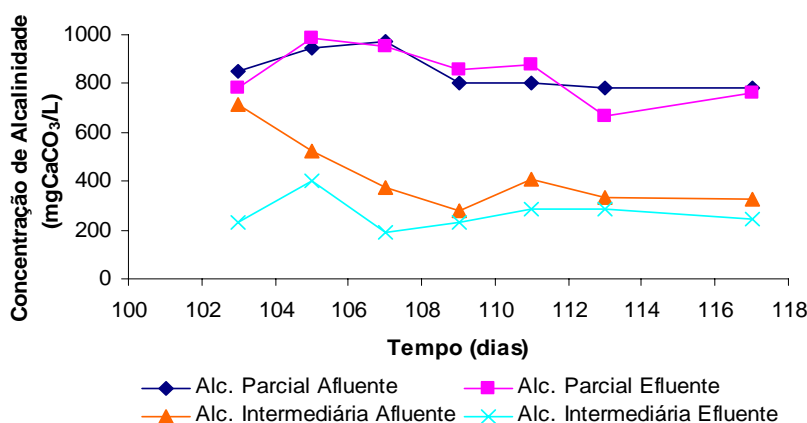


Figura 5.40 – Concentração de alcalinidade afluente e efluente na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$).

Os valores da alcalinidade parcial (Figura 5.40), variaram de 790 a 971 mgCaCO₃/L (846 mgCaCO₃/L ± 79) e 666 a 990 (840 mgCaCO₃/L ± 113) para amostras do afluente e efluente, respectivamente. Para alcalinidade intermediária, os valores foram de 276 a 714 mgCaCO₃/L (42 mgCaCO₃/L ± 151) para amostras afluentes e de 190 a 400 (267 mgCaCO₃/L ± 68) para amostras efluentes. Observa-se que assim como nas etapas anteriores os valores de alcalinidade afluente foram suficientes para a manutenção do pH em valores elevados.

✓ *Perfil temporal ao longo do ciclo de operação de 24 horas, tempo de detenção celular de 5 dias e $T = 21^{\circ}\text{C}$*

Neste item são apresentados os resultados referentes aos perfis temporais obtidos ao longo do ciclo de operação de 24 horas. Assim como nas fases anteriores, tal procedimento permitiu analisar as concentrações de nitrogênio amoniacal, nitrito e nitrato a cada hora. Os

perfis das concentrações ao longo do tempo foram obtidos no 113º dia, 13 dias após o início em que se adotou 5 dias de tempo de detenção.

As cargas orgânicas e de nitrogênio amoniacal aplicadas ao sistema, no respectivo dia, foi de 0,73 kgDQO/m³.dia e 0,07 kgN-NH₄⁺/m³.dia, respectivamente. A razão A/M foi de 1,22 kgDQO/kgSSV.dia e a concentração de SSV no final do experimento foi de 0,6 g/L. As Figuras 5.41 e 5.42 apresentam, respectivamente, os perfis temporais da série de nitrogênio; de oxigênio dissolvido e pH, durante as 24 horas.

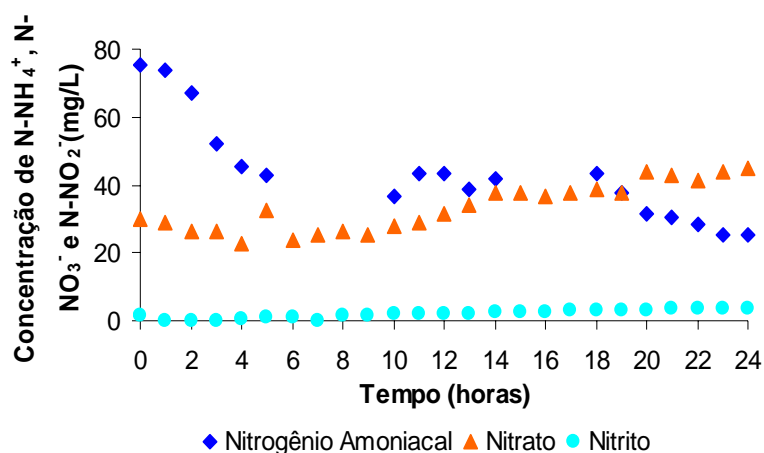


Figura 5.41 – Perfil temporal das concentrações de N-NH₄⁺, N-NO₃⁻ e N-NO₂⁻, obtido no 113º dia na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 20^\circ\text{C}$).

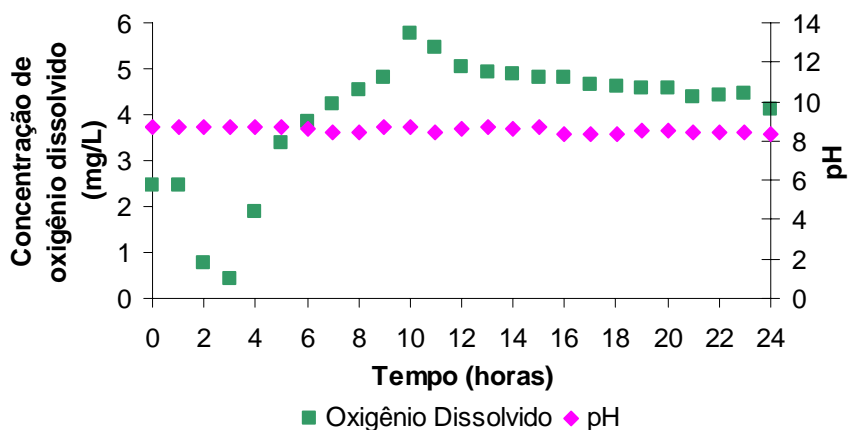


Figura 5.42 – Perfil temporal dos valores de pH e concentrações de oxigênio dissolvido, obtido no 113º dia na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 20^\circ\text{C}$).

De acordo com a Figura 5.41 verifica-se que a concentração de nitrito foi aumentando gradativamente ao longo do ciclo, atingindo em $t = 24\text{h}$ um valor igual a 3,5 mgN-NO₂⁻/L. Observa-se ainda o acúmulo de nitrogênio amoniacal no sistema após as 24 horas.

Mesmo não tendo sido o nitrogênio amoniacal totalmente convertido no final do ciclo, observou-se, assim como nas outras fases, o não fechamento do balanço de massa de nitrogênio, inferindo a idéia da ocorrência da volatilização da amônia por stripping conforme abordado anteriormente.

Observa-se na Figura 5.42 que o pH durante o ciclo se manteve em média igual a 8,6 ($\pm 0,15$), mostrando que o lixiviado continuava apresentando uma boa capacidade de tamponamento, assim como nas demais fases anteriores. Nota-se ainda, que a concentração de oxigênio dissolvido variou nas primeiras horas, porém estabiliza-se acima de 4,0 mg/L a partir da décima hora de aeração.

Na Tabela 5.14 estão apresentadas as concentrações de amônia livre e ácido nitroso estimadas no sistema. Verifica-se que as concentrações de ácido nitroso em todas as horas foram iguais a zero.

Nas primeiras 4 horas de experimento, a concentração de amônia livre encontra-se dentro da faixa inibidora de organismos oxidantes de nitrogênio amoniacal (10 a 150 mgN-NH₃/L), relatada por Anthonisen *et al.*, (1976). No entanto, à medida que a concentração de amônia livre decresce corresponde com a quantidade de nitrito que vai gradativamente aumentando expressos na Figura 5.41.

Apesar de não ter se encontrado grandes quantidades de nitrito no sistema, a relação OD/NH₃, se manteve menor que 10 ao longo de todo o perfil. Requisito o qual, segundo Çeçen (1996), pode facilitar o acúmulo de nitrito no sistema.

Contudo pode-se inferir que o tempo de detenção celular de 5 dias foi restritivo, uma vez que se obteve menor eficiência na conversão do nitrogênio amoniacal e que não conseguiu propiciar o acúmulo de nitrito no sistema.

Após os resultados obtidos no perfil e de acordo com a baixa eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal obtida no monitoramento do reator, resolveu-se encerrar o experimento, pois as concentrações de sólidos suspensos voláteis, aproximadamente 2 g/L, passou não ser mais suficiente para manter boas condições de eficiência do reator.

Tabela 5.14 – Concentração de amônia livre e ácido nitroso durante o ciclo na Fase 2 ($\theta = 5$ dias e $T = 21^\circ\text{C}$)

Tempo (horas)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)
0	17,3	2,5,E-05
1	16,9	3,0,E-07
2	16,2	2,9,E-07
3	12,4	2,9,E-07
4	10,8	4,7,E-06
5	9,8	1,2,E-05
6	8,6	2,4,E-05
7	8,6	6,6,E-06
8	7,2	4,9,E-05
9	11,2	2,7,E-05
10	7,6	3,2,E-05
11	5,4	6,2,E-05
12	8,1	4,2,E-05
13	9,1	3,3,E-05
14	7,5	5,1,E-05
15	16,8	3,6,E-05
16	8,8	9,0,E-05
17	5,4	1,0,E-04
18	4,9	1,0,E-04
19	5,4	8,0,E-05
20	4,7	8,0,E-05
21	4,1	9,4,E-05
22	3,8	9,9,E-05
23	3,1	1,1,E-04
24	2,9	1,2,E-04

5.3-ANÁLISES MICROSCÓPICAS E MICROBIOLÓGICAS

5.3.1-Exames Microscópicos

A seguir são apresentados os resultados dos exames microscópicos realizados durante a Etapa 2, nas amostras de biomassa proveniente de sistema de lodos ativados (inóculo) e do licor misto (Fase 1 e 2), os quais serão discutidos e correlacionados às condições de operação do reator aeróbio em bateladas seqüenciais (RBS). Os dias em que as amostras foram submetidas aos exames microscópicos, bem como a frequência em que os microrganismos foram observados estão apresentados na Tabela 5.15.

Tabela 5.15 - Composição e frequência dos protozoários e micrometazoários pertencentes às microfaunas da biomassa proveniente de sistemas de lodos ativados e do licor misto durante a operação do reator.

Microrganismos	Gênero	Inóculo					Fase 1					Fase 2									
		0*	1	2	3	4	1	5	8	12 -48	49	63	90	97	103	112	114	117	118		
Protozoários	Ciliados	Livres natantes																			
		<i>Trachelophyllum</i>	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(2)	(4)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)
		<i>Litonotus</i>	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(2)	(4)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)
		<i>Paramecium</i>	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(1)	(1)	(1)	(2)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)
		<i>Uronema</i>	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(4)	(4)	(4)	(4)	(3)
		Não identificado	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(3)	(3)	(3)	(3)	(4)
		Móveis de fundo																			
		<i>Euplotes</i>	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(4)	(3)	(3)	(3)	(3)	(4)	(4)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
		<i>Aspidisca</i>	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
		Sésseis																			
		<i>Vorticella</i>	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(1)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)
		<i>Epistylis</i>	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(2)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)
		Amebóides	Tecameba																		
			<i>Arcella</i>	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(4)	(2)	(2)	(2)	(1)	(1)	(1)	(1)
<i>Diffugia</i>	(0)		(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(4)	(4)	(4)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	
Metazoários	Rotíferos	<i>Trichocerca</i>	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(2)	(2)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	(0)	(0)	(0)	(0)	
		<i>Philodina</i>	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(2)	(2)	(2)	(2)	(1)	(1)	(1)	(1)	(1)	
	Tardígrados	Não identificado	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(2)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	
	Nematóides	<i>Aelosoma</i>	(3)	(3)	(3)	(3)	(3)	(2)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	(0)	

Valores de Frequência: (4) predomínio, (3) muito comum, (2) comum, (1) pouco, (0) não observado.

*biomassa examinada após ser coletada do sistema de lodos ativados do Hospital Sarah Kubtschek.

5.3.1.1- Microfauna da biomassa proveniente do sistema de lodos ativados (inóculo)

Nesta etapa foi realizada a caracterização inicial dos protozoários e dos micrometazoários presentes na biomassa proveniente do sistema de lodos ativados, ou seja, logo após sua coleta do tanque anóxico do Hospital Sarah Kubitschek (0 dia), e também durante o período em que a mesma foi inoculada e mantida no RBS sem alimentação, sob agitação mecânica e aeração contínua (4 dias).

➤ **Caracterização do inóculo**

Os exames microscópicos revelaram que a o lodo utilizado como inóculo apresentou uma microfauna diversa composta por protozoários ciliados (livre natantes, móveis de fundo e sésseis) e amebóides (tecamebas), além de micrometazoários representantes dos rotíferos, nematóides e tardígrados (Tabela 5.15).

Nesta amostra foi verificado o predomínio de tecamebas pertencentes ao gênero *Arcella*, a presença de rotíferos dos gêneros *Trichocerca* e *Philodina*, de nematóides do gênero *Aelosoma* e tardígrados (não identificados), os quais são indicadores de sistemas que apresentam condições estáveis de operação, baixa carga orgânica, elevada concentração de oxigênio, elevada idade do lodo, boa eficiência de nitrificação e boa qualidade do efluente tratado (Madoni, 1994).

Os ciliados móveis de fundo dos gêneros *Aspidisca* e *Euplotes* e sésseis dos gêneros *Vorticella* e *Epistyllis* foram observados com frequência na amostra, enquanto que os ciliados livres natantes do gênero *Trachelophyllum* foram pouco observados, confirmando assim, que o sistema de lodos ativados em que a amostra foi coletada apresentava boas condições de operação e, portanto a biomassa proveniente do mesmo poderia ser utilizada como inóculo do RBS nas condições impostas neste trabalho.

Os microrganismos examinados por microscopia óptica de contraste de fase na amostra de lodo utilizado como inóculo estão apresentados nas Figuras 5.43 e 5.44.

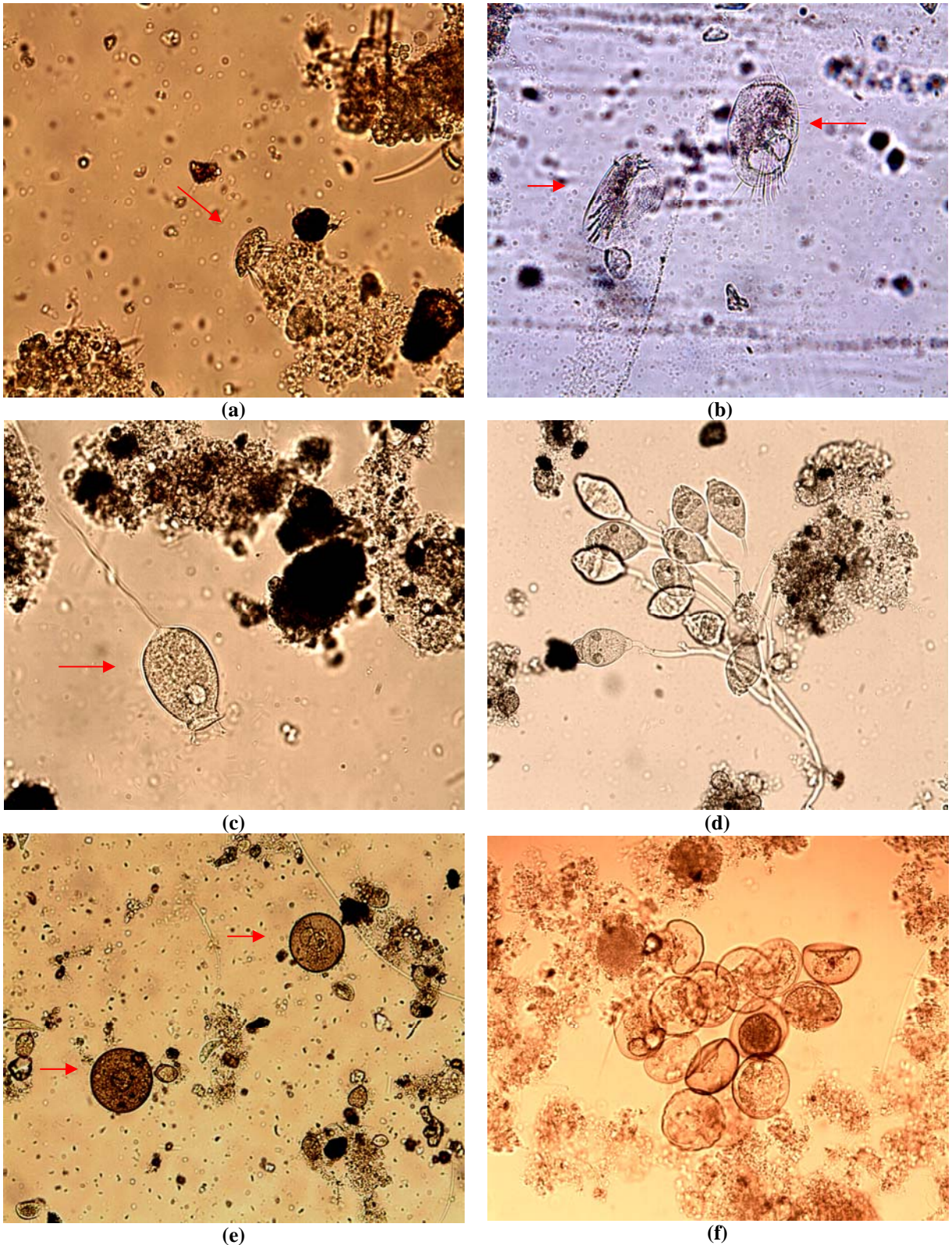


Figura 5.43 - Gêneros dos protozoários ciliados e amebóides observados no lodo utilizado como inóculo: ciliados móveis de fundo (a) *Aspdisca* (400x) e (b) *Euplotes* (200x); ciliados sésseis (c) *Vorticella* (400x) e (d) *Epistylis* (200x) e tecamebas (e) *Arcella* (200x) e (f) aglomerado de *Arcella* (200x).

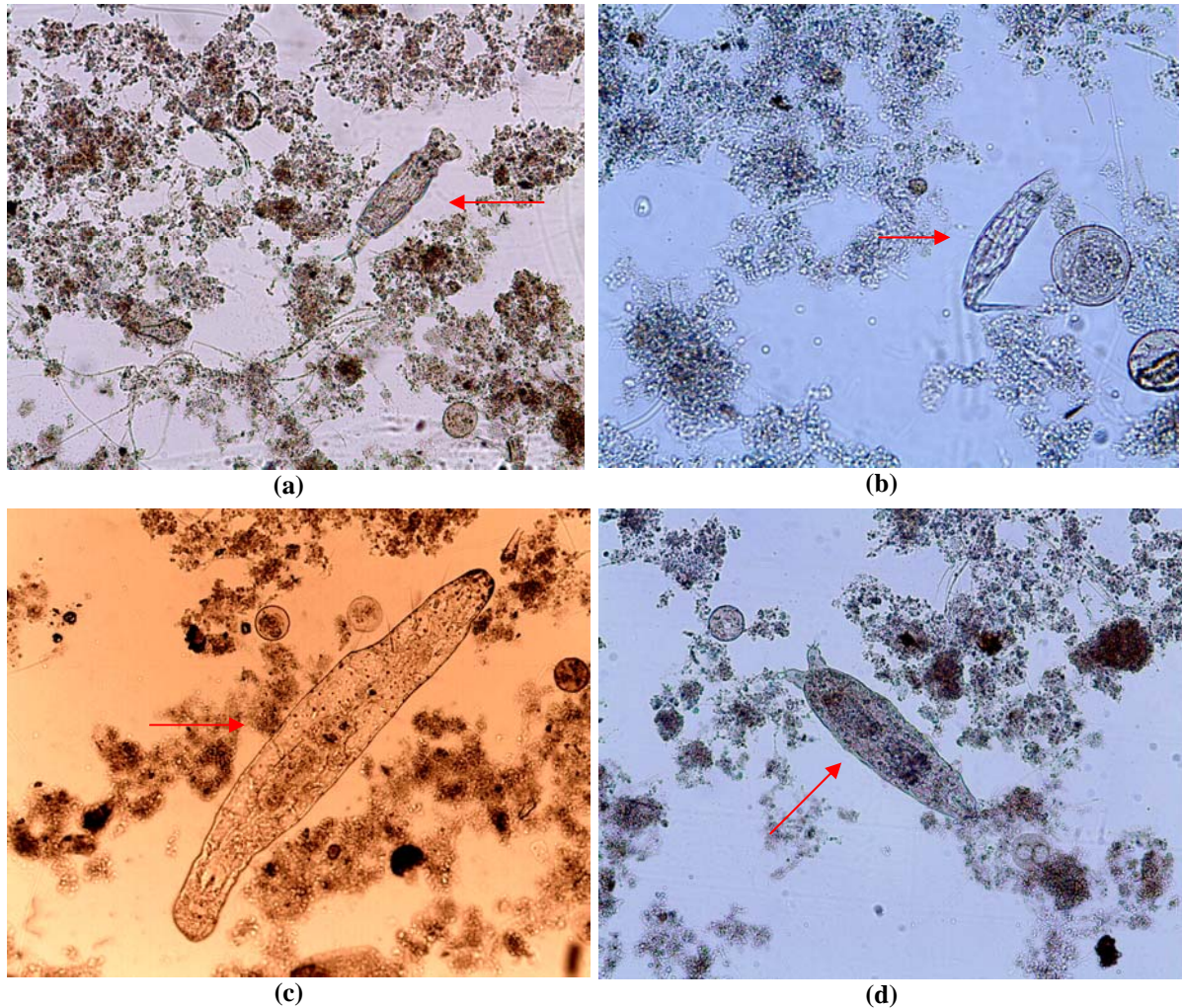


Figura 5.44 - Gêneros dos rotíferos, nematóides e tardígrados observados na biomassa proveniente de sistema de lodos ativados (0 dia): rotíferos (a) *Philodina* (200x) e (b) *Trichocerca* (200x); nematóide (c) *Aelosoma* (50x) e (d) gênero não identificado (100x).

➤ **Caracterização da biomassa mantida no reator, sem alimentação (1 a 4 dia)**

O monitoramento da microfauna também foi realizado nos 4 dias em que a biomassa foi mantida no RBS sem alimentação, apenas sob agitação mecânica e aeração contínua. Os resultados dos exames microscópicos não mostraram diferenças nas frequências de ocorrência dos protozoários e micrometazoários em relação às observadas na biomassa inicial (0 dia), ou seja, não foram verificadas alterações qualitativas das populações durante o tempo em que os microrganismos permaneceram no reator, nas condições impostas (Tabela 5.15). No entanto, os valores médios de sólidos suspensos voláteis obtidos nas determinações da biomassa inicial (0 dia = 6,7 g/L de SSV) e final (4º dia = 4,1 g/L de SSV) evidenciaram que tais populações sofreram alterações quantitativas, ou seja, os microrganismos entraram em fase de crescimento decrescente ao longo do referido

período, provavelmente, devido à diminuição da disponibilidade de substratos como recurso alimentar. De acordo com Madoni (1994), a escassez de substratos na alimentação da microfauna de sistemas de lodos ativados determina o decréscimo da taxa de crescimento dos microrganismos, pela diminuição do metabolismo celular devido à baixa concentração de substrato disponível no sistema.

Como mencionado no item 5.2.1.1, com a estratégia adotada, de deixar a biomassa entrar em fase de crescimento decrescente, conseguiu-se que a concentração de sólidos suspensos voláteis para a partida do sistema fosse igual a 4,1 g/L, satisfazendo a condição inicial adotada de 4 g/L. Essa condição inicial favoreceu a partida do sistema com baixa taxa de relação A/M igual a 0,2 kgDQO/kgSSV.dia permitindo a oxidação total da matéria orgânica o que resultou em flocos com boas características de sedimentabilidade, efluente de qualidade, e principalmente, maior eficiência de remoção (von Sperling 2002).

5.3.1.2-Microfauna presente no licor misto durante a operação do RBS (Fase 1 e 2)

Nesta etapa foi realizado o monitoramento microscópico das amostras de licor misto e analisadas as frequências dos protozoários e dos micrometazoários presentes nas mesmas durante os 118 dias de operação do reator aeróbio alimentado em bateladas seqüenciais (Tabela 5.15).

Os resultados dos exames microscópicos mostraram que as frequências dos protozoários e dos micrometazoários nas amostras de licor misto, referentes ao primeiro dia de operação do reator, foram às mesmas verificadas nas amostras do inóculo com exceção dos nematóides do gênero *Aelosoma* e dos tardígrados, os quais foram observados com menor frequência (Tabela 5.15). Provavelmente, as populações destes últimos foram afetadas pela concentração de nitrogênio amoniacal (70 mg/L N-NH₄⁺) adicionada ao sistema. Segundo Jenkins *et al.* (1993), estes micrometazoários são extremamente sensíveis à presença de amônia no meio e podem ser diretamente afetados por pequenas concentrações desse composto no sistema.

No quinto dia de operação do reator, foi observado o predomínio conjunto de ciliados móveis de fundo dos gêneros *Aspidisca* e *Euplotes* e de tecamebas do gênero *Arcella*, indicando que o sistema apresentava boa eficiência de remoção de matéria orgânica, boas

condições de nitrificação e conseqüentemente boa qualidade do efluente tratado. Essa constatação foi confirmada pelos valores de DQO afluente (1125 mgDQO/L) e efluente (66 mgDQO/L). Os ciliados sésseis e os rotíferos apresentaram a mesma freqüência observada no primeiro dia de operação do reator (Tabela 5.15). As populações de nematóides e tardígrados não foram mais observadas nas amostras de licor misto provavelmente devido à presença de nitrogênio amoniacal no meio.

As amostras de licor misto, referentes ao oitavo e ao décimo segundo dia de operação do RBS, apresentaram os mesmos protozoários e microzoários observados nas microfaunas da amostra anterior (quinto dia). Em relação às freqüências, houve apenas uma ligeira diminuição das populações dos ciliados móveis de fundo do gênero *Euplotes* e dos rotíferos do gênero *Trichocerca* (Tabela 5.15). Tais resultados indicaram que o sistema ainda apresentava condições estáveis de operação, baixa carga orgânica, elevada concentração de oxigênio, boa eficiência de nitrificação e boa qualidade do efluente tratado. Características estas que foram confirmadas pelos valores das concentrações de matéria orgânica (122 mgDQO_{8ºdia}/L e 380 mgDQO_{12ºdia}/L), e nitrogênio amoniacal (0,3 mgN-NH₄⁺_{8ºdia}/L e 0,1 mgN-NH₄⁺_{12ºdia}/L) do efluente, além da concentração de oxigênio dissolvido no licor misto de (3,7 mgOD_{8ºdia}/L e 3,6 mgOD_{12ºdia}/L).

Do 12º ao 48º dias de operação do reator, os resultados dos exames microscópicos mostraram que a composição da microfauna de protozoários e micrometazoários e as freqüências destas populações permaneceram constantes, mesmo sendo contemplado nesta faixa a mudança de temperatura do reator de 30°C para 22°C, no 27º dia de operação e, portanto, durante este período o sistema operava em condições estáveis e com as mesmas características descritas anteriormente. Tais resultados corroboram com os obtidos na determinação dos parâmetros analisados durante este período de operação do reator, os quais estão apresentados nos itens 5.2.1.2 e 5.2.1.1 deste capítulo.

Os exames microscópicos das amostras de licor misto representante dos 49º e 69º dias de operação do reator possibilitaram verificar que os protozoários e micrometazoários presentes no reator foram os mesmos (*Aspidisca*, *Euplotes*, *Vorticella*, *Epistylis*, *Arcella*, *Trichocerca* e *Philodina*) e apresentaram as mesmas freqüências descritas anteriormente, indicando assim a estabilidade e eficiência do sistema. É importante ressaltar que nessas amostras foram observados pela primeira vez alguns ciliados livres natantes pertencentes

ao gênero *Paramecium*. As frequências em que os protozoários e micrometazoários foram observados nas amostras de licor misto estão apresentadas na Tabela 5.15.

No 90º dia de operação do reator foi verificada significativa alteração na composição da microfauna e nas frequências que estes microrganismos foram observados nas amostras de licor misto (Tabela 5.15). Neste dia foi observado o predomínio de ciliados móveis de fundo dos gêneros *Aspidisca* e *Euplotes* indicando que o sistema ainda apresentava condições estáveis de operação, com carga orgânica média e eficiência razoável de nitrificação. Foram verificados também o predomínio de tecamebas pertencentes ao gênero *Diffugia* (Figura 5.45) e a presença do gênero *Arcella*, ambas indicadoras de sistemas que operam com aeração prolongada. Nestas amostras também foi constatada a presença de ciliados livres natantes dos gêneros *Trachelophyllum* e *Litonotus* (Figura 5.45), os quais são indicadores de sistemas em fase transitória de tratamento e que operam com carga orgânica média (Canler *et al*, 1999). Tais resultados corroboram com os de monitoramento (item 5.2.1.1) afluente e efluente $134 \text{ mgN-NH}_4^{+90\text{dia}} / \text{L}$ e $11 \text{ mgN-NH}_4^{+90\text{dia}} / \text{L}$, respectivamente, juntamente com os apresentados no perfil temporal realizado no 93º dia de operação, os quais começaram a indicar não mais a remoção total do nitrogênio amoniacal e sim presença de acúmulo do mesmo.

No 97º dia de operação do reator, os exames microscópicos também revelaram o predomínio de ciliados móveis de fundo dos gêneros *Aspidisca* e *Euplotes* e de tecamebas pertencentes ao gênero *Diffugia*, indicando que o sistema ainda apresentava condições estáveis de operação e um prolongado tempo de aeração. No entanto, foram verificados também os predomínios dos ciliados livres natantes dos gêneros *Litonotus* e *Trachelophyllum* e um aumento nas frequências do gênero *Paramecium* nas amostras de licor misto (Tabela 5.15 e Figura 5.45), confirmando assim que o sistema operava em fase transitória de tratamento e o efluente apresentava qualidade inferior. Estes resultados coincidem com os obtidos no perfil temporal do 99º dia de operação (item 5.2.1.2), o qual apresentou dificuldade na remoção de nitrogênio amoniacal em 8 horas, acumulando o mesmo no interior do reator.

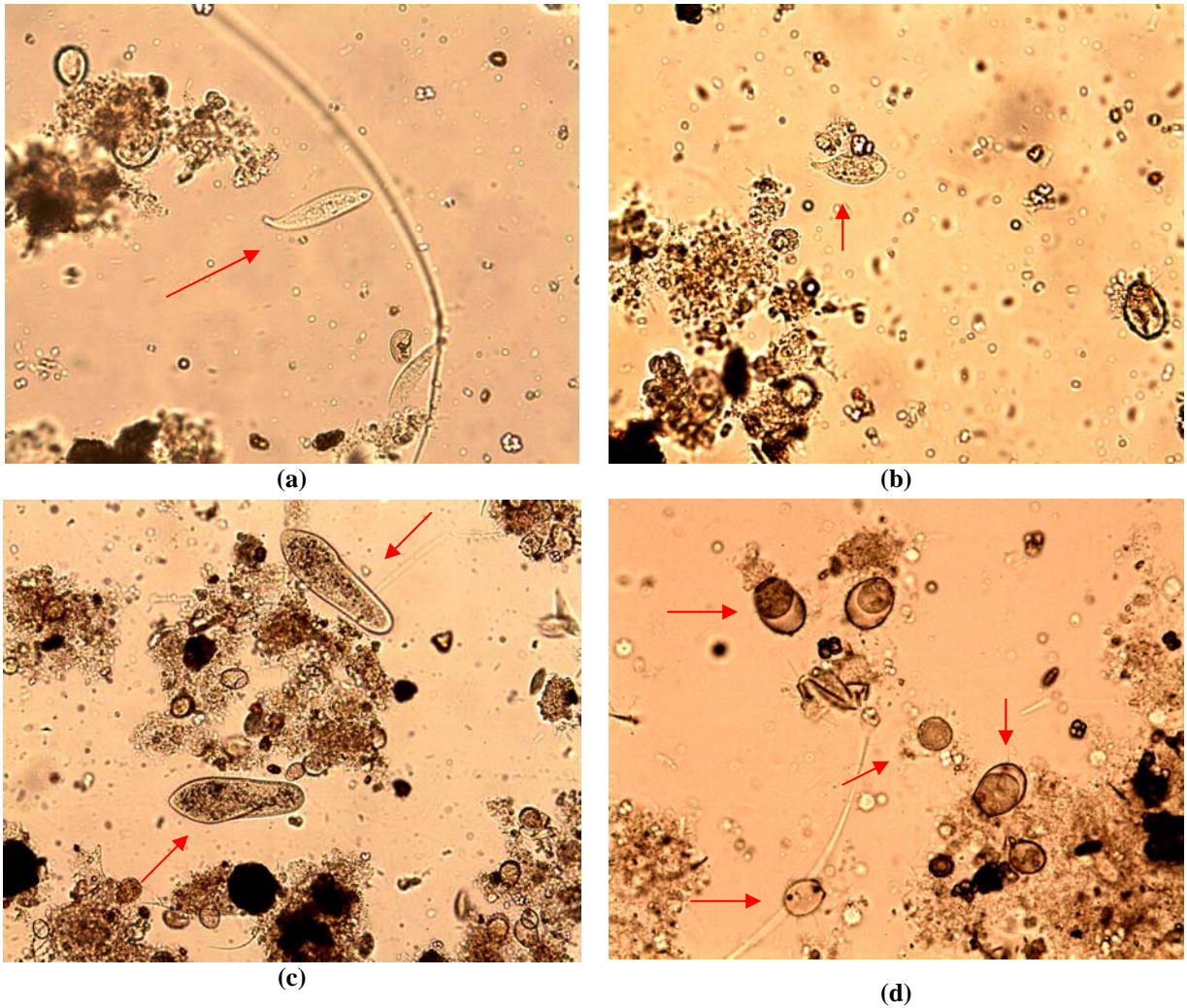


Figura 5.45 - Gêneros de ciliados livres natantes e tacamebas observados em amostras do licor misto durante a operação do reator (90° e 97° dias): (a) *Litonotus* (400x), (b) *Trachelophyllum* (400x) e (c) *Paramecium* (200x); (d) tecameba *Diffflugia* (400x).

Nas amostras de licor misto, coletadas no 103^o dia de operação do reator, predominaram as tacamebas pertencentes ao gênero *Diffflugia*, enquanto que as do gênero *Arcella* foram observadas com frequência (Tabela 5.15). É importante ressaltar que nessas amostras foi observada uma grande quantidade de bactérias em suspensão (Figura 5.46). Tal fato pode ser explicado pelo significativo decréscimo nas frequências das populações de ciliados móveis de fundo dos gêneros *Aspidisca* e *Euplotes*, ciliados sésseis (*Epistylis* e *Vorticella*) e no desaparecimento dos ciliados livres natantes (*Trachelophyllum*, *Litonotus* e *Paramecium*). Este decréscimo das populações de ciliados pode ser decorrente da estratégia de descartar a biomassa, iniciada a partir do 101^o dia de operação, o que pode ter ocasionado a elevação da relação alimento/microrganismo no sistema ($A/M = 0,8$). De acordo com Canler *et al.* (1999) estes protozoários se alimentam de bactérias dispersas no

meio ou aderidas aos flocos e a presença destes em pequenas quantidades podem contribuir para o aumento das populações bacterianas no licor misto.

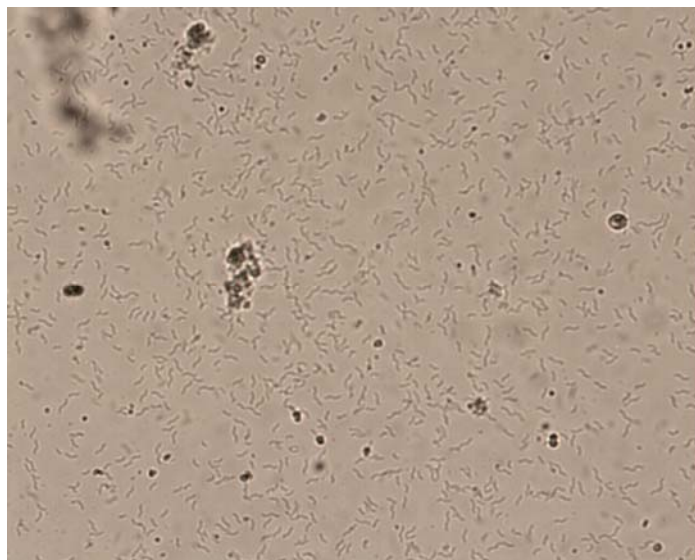


Figura 5.46 - Bactérias dispersas no licor misto durante a operação do reator (103º dia) (400x).

As amostras de licor misto referentes aos 112º, 114º e 117º dias de operação do reator, apresentaram o predomínio de ciliados livres natantes pertencentes ao gênero *Uronema*, os quais são relacionados à baixa qualidade de tratamento. Foi verificada também com frequência a presença de outros ciliados livres, os quais não puderam ser identificados (Tabela 5.15). Os exames microscópicos também mostraram um aumento na frequência de ciliados sésseis do gênero *Vorticella*, as quais são relacionadas a sistemas que apresentam altas cargas orgânicas e qualidade medíocre do efluente (Madoni, 1994). Tais resultados estão de acordo com os adquiridos nas análises, uma vez que apresentaram uma eficiência de remoção de DQO e nitrogênio total, no 117º dia de operação, de 74,6% e 14,8%, respectivamente. Indicavam que o sistema não apresentava boas condições de operação, apresentava alta carga orgânica (DQO) e qualidade inferior do efluente.

Na amostra coletada no último dia de operação do reator (118º dia), os exames microscópicos mostraram que a composição da microfauna presente no licor misto foi a mesma observada nos 112º, 114º e 117º dias (Tabela 5.15). Entretanto nessa amostra foram verificados o predomínio do ciliado livre natante (não identificado) e uma ligeira diminuição na frequência do ciliado livre natante do gênero *Uronema*. O predomínio de ciliados livres natantes indica que o sistema trabalha com elevada carga orgânica e o

efluente baixa eficiência de tratamento. A partir desses resultados, juntamente com os analíticos, foi decidido parar de operar o reator porque as eficiências já não eram boas, o sistema não gerava nitrito, o efluente não apresentava boa qualidade e a concentração de sólidos suspensos voláteis era pequena.

5.3.2-Estimativas das densidades de bactérias nitrificantes e desnitrificantes (NMP)

A seguir estão apresentados os resultados dos valores estimados das densidades das populações de bactérias nitrificantes e desnitrificantes referentes às amostras de licor misto coletadas em diferentes períodos de operação do RBS (61º, 100º e 118º dias) (Tabela 5.16).

Tabela 5.16 - Valores estimados das densidades de bactérias nitrificantes e desnitrificantes obtidos pela técnica do NMP.

Bactérias		Densidade (organismos/mL)		
		61º dia	100º dia	118º dia
Nitrificantes	oxidantes de nitrogênio amoniacal	$6,2 \times 10^6$	$4,5 \times 10^6$	$4,5 \times 10^5$
	oxidantes de nitrito	$4,5 \times 10^1$	$4,5 \times 10^1$	$4,5 \times 10^5$
Desnitrificantes		$1,7 \times 10^6$	$2,0 \times 10^6$	$4,0 \times 10^5$

Os resultados obtidos nas análises de NMP mostraram que os valores estimados das populações de bactérias nitrificantes oxidantes de amônia no licor misto apresentaram um pequeno decréscimo entre os 61º, 100º e 118º dias de operação do reator, o que pode justificar os resultados obtidos no perfil temporal do 93º e 99º dia de operação, os quais passaram a não mais oxidar totalmente o nitrogênio amoniacal no período de 8 horas. Enquanto que, os valores das densidades das bactérias oxidantes de nitrito permaneceram constantes nos 61º e 100º dias ($4,5 \times 10^1$) e apresentaram um significativo aumento no 118º dia de operação do reator (Tabela 5.16).

Em relação às bactérias desnitrificantes, os resultados do NMP revelaram que as mesmas encontraram-se em concentrações ligeiramente inferiores as nitrificantes e que suas densidades populacionais (Figura 5.47) não apresentaram variações significativas nos 61º e

100º dias de operação do RBS. Apenas no 118º dia foi observado um ténue decréscimo no valor estimado dessas bactérias no reator (Tabela 5.16).

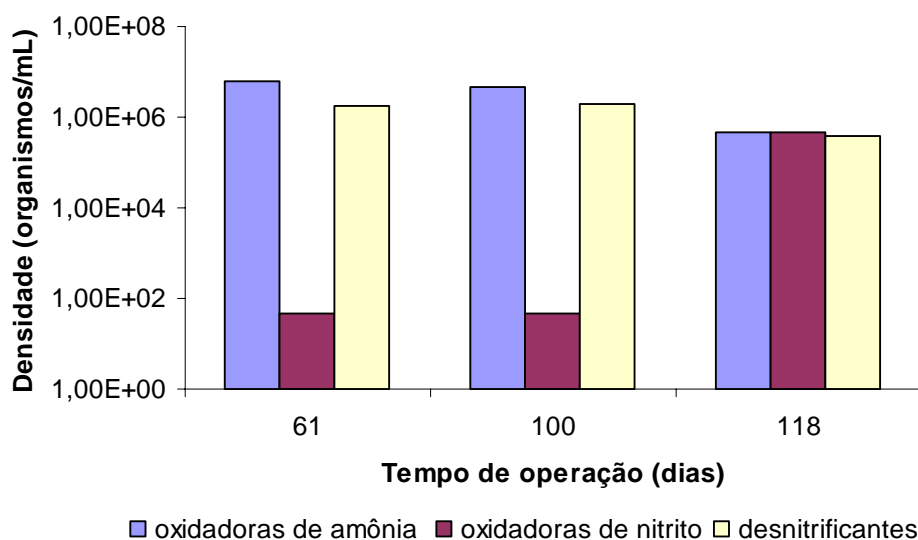


Figura 5.47 - Valores estimados das densidades das bactérias nitrificantes (oxidantes de amônia e oxidantes de nitrito) e desnitrificantes

Os resultados obtidos pela técnica do NMP também permitiram correlacionar as densidades populacionais das bactérias nitrificantes (oxidantes de amônia e oxidantes de nitrito) e desnitrificantes, em cada ponto amostrado, com as condições operacionais do reator (Figura 5.47). Torna-se evidente, que no 61º dia de operação (reator operava à temperatura de 22°C - Fase 1B, pH = 8,3) e no 100º dia (final da Fase 1B), há uma maior sensibilidade, dos organismos oxidantes de nitrito, à condição operacional em que estavam o que é um fator positivo diante do interesse em promover a remoção de nitrogênio via nitrito.

No entanto, evidencia-se no 118º dia de operação (final da Fase 2) um comportamento totalmente diferente das populações bacterianas, em relação aos verificados nos 61º e 110º dias (Figura 5.47). A semelhança na ordem de grandeza da população dos organismos oxidantes de amônia e dos oxidantes de nitrito sugeriu a possibilidade de recuperação da população de organismos oxidantes de nitrito. O fator que pode, isoladamente ou não, ter sido responsável por essa recuperação foi à adoção da estratégia do tempo de detenção de 5 dias, que pode ter favorecido a seleção dos organismos oxidantes de nitrito em detrimento dos oxidantes da amônia. Tais resultados evidenciaram que o sistema já não produzia

nitrito como forma oxidada de nitrogênio (devido ao aumento da população de oxidantes de nitrito) e no final de operação do reator o mesmo já não apresentava boas eficiências de remoção.

5.4-ANÁLISES DE IMAGENS DOS FLOCOS MICROBIANOS

5.4.1-Characterização morfológica dos flocos da biomassa proveniente da ETE CAGIF

Na Figura 5.48 é apresentada uma das imagens digitais dos flocos microbianos da biomassa proveniente da ETE CAGIF do Hospital Sarah Kubitschek após 4 dias de aclimação no laboratório sob condições de aeração e sem alimentação de efluente. Observa-se a ampla distribuição de tamanhos dos agregados microbianos e a presença de poucos filamentos projetados para o exterior dos flocos o que indica o balanço adequado entre os organismos floculantes e filamentosos.

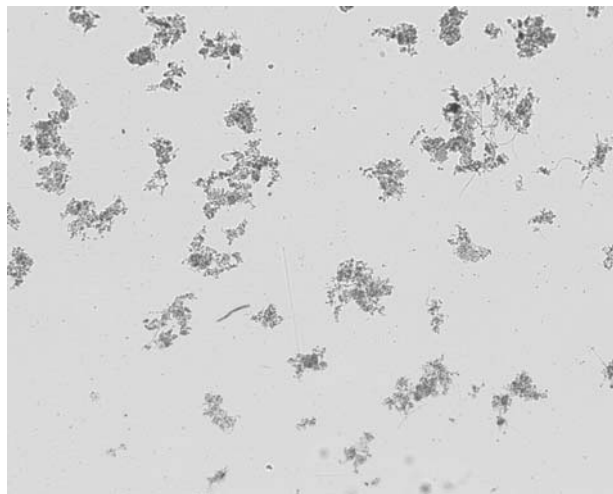


Figura 5.48 – Imagem digital adquirida por microscopia de campo claro dos flocos microbianos da biomassa da ETE CAGIF (aumento 50 X)

✓ *Determinação da distribuição de frequências dos parâmetros morfológicos*

Na Tabela 5.17 é apresentada a estatística descritiva do Diâmetro Equivalente (Deq), da Circularidade (Circ) e da Razão de Aspecto (RA) dos agregados microbianos na amostra da biomassa retirada do sistema RBS prévio ao processo de aclimação da biomassa ao lixiviado.

Tabela 5.17 - Estatística descritiva dos parâmetros morfológicos dos flocos da biomassa antes da adaptação ao lixiviado.

	N	Média	Mediana	Mínimo	Máximo	Desv. Padrão
Circ	300	7.1	5.9	1.5	46.2	5.40
RA	300	1.6	1.5	1.1	3.2	0.34
Deq	300	129.0	110.6	71.1	425.5	54.96

Verifica-se na Tabela 5.17 que os agregados microbianos presentes na biomassa oriundo da ETE apresentaram tamanho, estimado como Deq, na faixa de 71 a 425,5 μm . O maior pico de frequência de tamanhos correspondeu ao intervalo de 50 e 100 μm (38,3%), Figura 5.49. Segundo Knudson *et al.* (1982), a faixa de tamanhos dos flocos microbianos típicos de sistemas por lodos ativados pode variar de 0,5 e 1000 μm sendo o maior percentual de agregados menores que 100 μm . Observa-se ainda que os agregados microbianos tendem a ser irregulares e pouco alongados com valores médios de Circularidade de 7,1 e Razão de Aspecto de 1,6.

Após estimar os parâmetros morfológicos dos flocos microbianos foram determinadas as distribuições de frequências relativas de cada um deles para cada amostra analisada. Em seguida foi feito o teste de normalidade para verificar o ajuste dos dados experimentais à função de densidade de probabilidade normal. Foi constatado que em todas as etapas de estudo os histogramas de frequências do Diâmetro Equivalente bem como da Circularidade e da Razão de Aspecto dos flocos apresentaram formas completamente assimétricas verificando-se uma diminuição abrupta na distribuição dos dados do lado esquerdo dos gráficos. Os testes quantitativos de Kolmogorov-Smirnov e de Lilliefors se mostraram significativo ao nível de 99% de confiança ($p < 0,001$) na tentativa de ajuste dos dados à distribuição normal rejeitando-se a hipótese de que os dados refletem este tipo de distribuição.

A Figura 5.49 ilustra os histogramas de frequência dos parâmetros morfológicos analisados e a função de densidade de probabilidade normal bem como os resultados dos testes de normalidade dos flocos de lodo ativado oriundos do lodo inicial utilizado no sistema RBS.

Durante o processamento e análise de imagens digitais dos flocos da biomassa, são eliminados resíduos e pequenos fragmentos de flocos que podem contribuir a aumentar o erro das medições dos parâmetros morfológicos. Por esse motivo, foram excluídos da

análise aqueles objetos cuja área projetada era menor que 0,1% da área total da imagem, conforme recomendado por Russ (1995) visando diminuir o erro das medições dos parâmetros morfológicos. Esta operação resulta na obtenção de distribuições amostrais de frequência que não se ajustam adequadamente à função de densidade de probabilidade normal.

Distribuições de tamanhos carentes de normalidade de agregados formados em sistemas de tratamento de esgotos por lodos ativados também têm sido relatadas em estudos prévios realizados por Grijsperdt e Verstraete (1997), Chakraborti *et al* (2003) e Ginoris (2006).

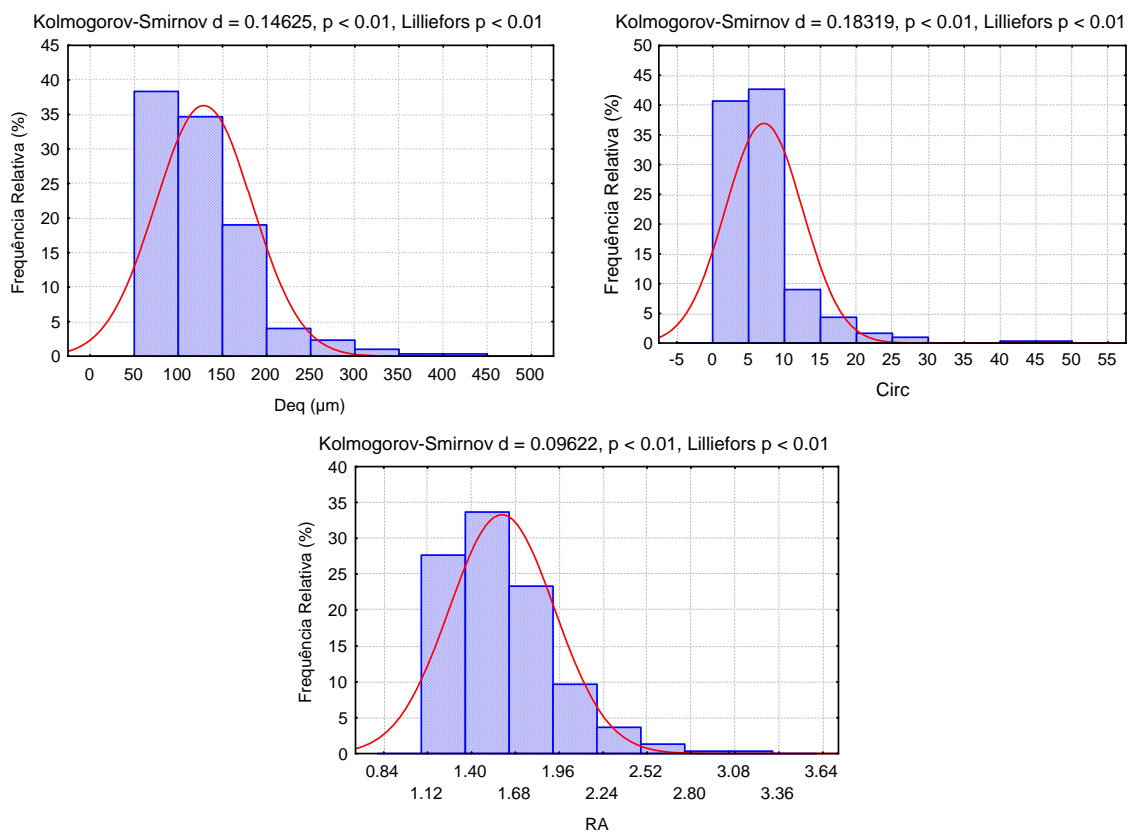


Figura 5.49 - Histograma de distribuição de frequências para o Diâmetro Equivalente (Deq), a Circularidade (Circ) e a Razão de Aspecto (RA) dos flocos de biomassa prévio ao período de aclimação do sistema ao lixiviado.

5.4.2-Influência do lixiviado na morfologia dos flocos da biomassa durante o período de aclimação.

A Figura 5.50 ilustra as imagens digitais dos flocos microbianos adquiridas em amostras da biomassa antes e durante a etapa de adaptação do sistema RBS ao lixiviado. Pela inspeção

visual das imagens notam-se mudanças no aspecto físico dos flocos microbianos ao longo do período de aclimação.

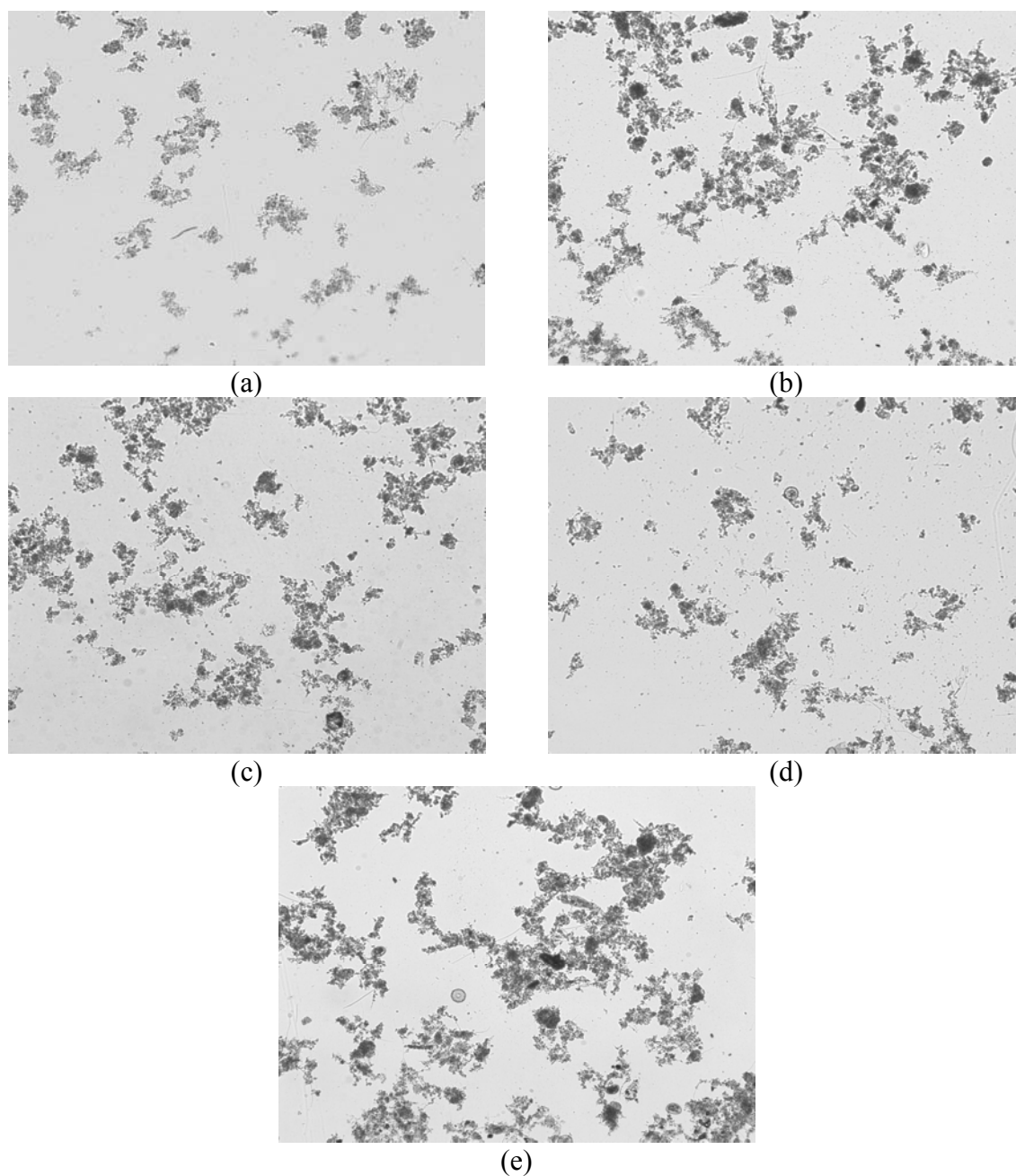


Figura 5.50 - Imagens adquiridas por microscopia usando a técnica de campo claro dos flocos microbianos correspondentes: (a) biomassa antes de alimentar com lixiviado; (b) 1º dia, (c) 2º dia, (d) 6º dia e (e) 8º dia de adaptação da biomassa ao lixiviado. (aumento 50 X)

As Tabelas 5.18, 5.19 e 5.20 apresentam a estatística descritiva do Deq, da Circ e da RA dos agregados microbianos nas amostras de biomassa retiradas do sistema RBS durante a etapa de aclimação do sistema ao lixiviado.

Tabela 5.18 - Estatística descritiva do Diâmetro Equivalente dos flocos microbianos durante o período de aclimação da biomassa ao lixiviado.

Tempo (dias)	Início	1°	2°	6°	8°
N	300	300	300	300	300
Média	129.0	166.6	153.0	139.9	155.6
Mediana	110.6	126.1	123.4	116.3	127.8
Mínimo	71.0	71.2	71.3	71.2	71.1
Máximo	425.5	855.8	574.0	636.6	724.1
Desvio Padrão	54.96	112.16	90.12	73.31	91.38

Tabela 5.19 - Estatística descritiva da Circularidade dos flocos microbianos durante o período de aclimação do biomassa ao lixiviado.

Tempo (dias)	início	1°	2°	6°	8°
N	300	300	300	300	300
Média	7.1	8.6	8.9	6.6	8.3
Mediana	5.9	6.1	6.1	5.1	6.2
Mínimo	1.5	1.8	1.3	1.7	1.2
Máximo	46.2	67.9	59.3	34.6	73.3
Desvio Padrão	5.40	8.14	8.07	5.07	7.54

Tabela 5.20 - Estatística descritiva da Razão de Aspecto dos flocos microbianos durante o período de aclimação do biomassa ao lixiviado.

Tempo (dias)	Início	1°	2°	6°	8°
N	300	300	300	300	300
Média	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6
Mediana	1.5	1.5	1.6	1.5	1.6
Mínimo	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1
Máximo	3.2	3.0	3.2	3.8	3.0
Desvio Padrão	0.34	0.32	0.33	0.36	0.34

A análise dos resultados dos parâmetros morfológicos revela que nas primeiras 24 horas de aclimação da biomassa ao lixiviado alimentado na proporção de 5%, houve um deslocamento notável do valor máximo do Deq dos agregados microbianos de 425,1 µm para 855,8 µm e um conseqüente incremento do valor da mediana deste parâmetro de 110,6 µm para 126,1 µm. Conjuntamente com a variação na faixa de tamanhos dos flocos constatou-se variação na circularidade, verificando-se na Tabela 5.19 um incremento no valor máximo deste parâmetro de 46,2 para 67,9, indicativo de uma tendência do sistema à formação de flocos maiores e mais irregulares.

No entanto no segundo dia de aclimação foi verificada uma redução na faixa de tamanhos dos flocos de 71, 2 - 855 µm para 71,3 - 574,0 µm em relação às primeiras 24

horas de monitoração do sistema. Esta redução na faixa de tamanhos dos flocos veio acompanhada de uma queda no valor da mediana do Deq de 126,1 para 123,4 μm . A faixa de valores da Circularidade também foi reduzida sugerindo que os flocos diminuíram suas dimensões e se tornaram mais regulares. Estes resultados comprovam que nesse intervalo de tempo houve desfloculação da biomassa.

A diminuição no valor da mediana do Deq foi observada até o sexto dia de adaptação biomassa, apesar de que a análise morfológica dos flocos acusou um aumento na faixa de tamanhos nesse dia, o que pode ser associado a erros experimentais associados à técnica utilizada. A diminuição no valor da mediana do Deq no sexto dia de aclimatação esteve relacionada à redução do valor da mediana da Circularidade dos flocos, mostrando que o lodo continuou a desflocular resultando na formação de flocos com menores dimensões e mais regulares.

No entanto, os resultados da morfologia dos flocos da biomassa ao final do período de aclimatação (oitavo dia) indicam que a biomassa conseguiu se recuperar verificando-se um novo aumento na mediana do Deq em função da ampliação na faixa de tamanhos dos flocos microbianos. Observa-se ainda na Tabela 5.19 que a ampliação da faixa de tamanhos dos flocos novamente guarda uma estreita correspondência com a ampliação do intervalo de valores da circularidade dos flocos comprovando-se mais uma vez a tendência do sistema a reflocular dando lugar a formação de agregados maiores e conseqüentemente mais irregulares.

Finalmente constata-se na Tabela 5.20 que a Razão de Aspecto dos agregados microbianos praticamente não variou durante o período de aclimatação sugerindo que as mudanças na morfologia dos flocos não estiveram relacionadas com variações no alongamento dos flocos.

A Tabela 5.21 e Figura 5.51 mostram a distribuição de freqüências relativas do Deq dos agregados microbianos durante a adaptação do lodo ao lixiviado.

A análise da distribuição de freqüências relativas do Deq dos agregados microbianos mostra que nas primeiras 24 horas de aclimatação do sistema houve um decréscimo de 16,3% no percentual de flocos com tamanhos de 50 a 200 μm com a conseqüente elevação

do percentual de agregados com Deq maior que 200 μm , indicando que pode ter ocorrido nas primeiras 24 horas a adaptação a biomassa utilizando a matéria orgânica como substrato associado às condições de operação do sistema, como a aeração que pode ter favorecido na refloculação e conseqüentemente no crescimento dos flocos.

Tabela 5.21 - Frequência relativa (%) do tamanho dos flocos microbianos durante a etapa de aclimação ao lixiviado

Tempo	Início	1º dia	2º dia	6º dia	8º dia
≤ 50	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
100	38.3	31.0	35.0	35.7	33.3
150	34.7	30.0	29.3	33.3	27.3
200	19.0	14.7	16.7	17.7	16.0
250	4.0	10.3	6.0	6.3	12.0
300	2.3	4.0	4.3	3.3	5.3
350	1.0	2.7	3.0	1.7	2.7
400	0.3	1.7	1.7	0.7	1.3
450	0.3	1.3	2.7	0.7	0.3
500	0.0	1.3	1.0	0.0	0.3
550	0.0	1.3	0.0	0.3	0.7
600	0.0	1.0	0.3	0.0	0.3
650	0.0	0.3	0.0	0.3	0.0
700	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
750	0.0	0.0	0.0	0.0	0.3
>750	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

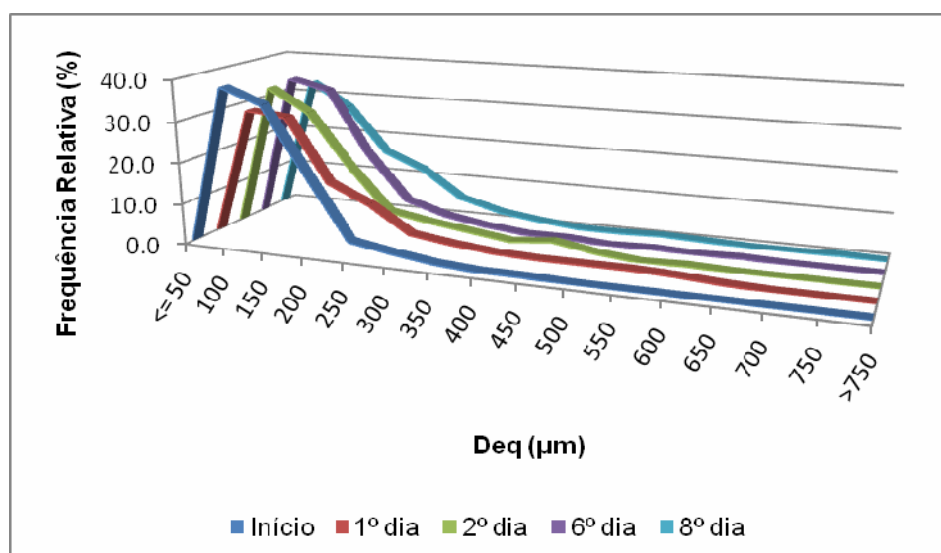


Figura 5.51 – Distribuição de frequências do Deq dos flocos microbianos durante a etapa de aclimação ao lixiviado.

A partir do segundo dia de aclimação o percentual de flocos com Deq no intervalo de 50 a 200 μm elevou-se principalmente em decorrência do declínio no percentual de flocos

com Deq no intervalo de 200 a 250 μm de 10,3 para 6,0%. A elevação do número de flocos com tamanhos menores que 200 μm evidencia a desfloculação do biomassa nesse intervalo de tempo. O incremento no percentual de flocos com tamanhos entre 50 e 200 μm foi verificado até o sexto dia aclimatação acompanhado da queda da porcentagem de agregados Deq maior que 300 μm . Finalmente no oitavo dia de aclimatação constatou-se a refloculação do biomassa indicada pelo decréscimo de 10% dos flocos com Deq entre 50 e 200 μm e a conseqüente elevação do percentual de agregados com tamanhos maiores que 250 μm , mostrando a tendência da biomassa a se adaptar as novas condições impostas ao sistema.

Para verificar se a variação dos parâmetros morfológicos estimados ao longo do período de aclimatação foi estatisticamente significativa, foi realizada a análise de variância não-paramétrica usando o teste não paramétrico de Kruskal-Wallis recomendado para efetuar a análise de variância de dados experimentais que não seguem a distribuição normal. Os resultados são apresentados na Tabela 5.22.

Tabela 5.22 – Teste de Kruskal-Wallis para os parâmetros morfológicos estimados durante a etapa de aclimatação do biomassa ao lixiviado.

Tempo (dias)	Início	1°	2°	6°	8°
Circ	218062.0 ^a	235245.0 ^{a,b}	239454.0 ^{b,c,d}	199890.0 ^{a,c,d}	233099.0 ^{a,b,c,e}
Deq	204252.5 ^a	242305.0 ^{b,c,e}	227350.5 ^{c,d,e}	217940.5 ^{d,e}	233901.5 ^e

^{a,b,c,d,e} Ordenação média com pelo menos uma letra em comum são equivalentes para cada parâmetro morfológico.

Verifica-se na Tabela 5.22 a existência de diferenças significativas na ordenação média do Deq dos flocos antes da alimentação do sistema em relação ao primeiro dia de aclimatação, no entanto a variação na Circularidade dos flocos não foi significativa a 95% de confiança nesse intervalo de tempo. Entre o segundo e o sexto dia de aclimatação houve uma queda na ordenação média do Deq conjuntamente com a diminuição da ordenação média da Circularidade, porém esta variação não se mostrou estatisticamente significativa. Ao final de 8 dias de aclimatação constatou-se a elevação da ordenação média dos parâmetros morfológicos estudados, no entanto esse aumento não foi significativo. Ao se analisar o período de aclimatação considerando a ordenação média dos parâmetros no primeiro e último dia de aclimatação de da biomassa, pode-se concluir que ocorreu uma diminuição estatisticamente significativa do tamanho dos flocos não sendo verificada variação

significativa da regularidade dos mesmos devido a que a ordenação média deste parâmetro não se mostrou significativa ($p > 0,05$).

5.4.3-Influência da retirada gradual da biomassa na morfologia dos flocos microbianos (Tempo de detenção celular de 5 dias)

Deve ser ressaltado que em função da adaptação da biomassa ao lixiviado houve um aumento considerável das dimensões dos flocos microbianos no sistema RBS. Por este motivo 24 h antes de se iniciar a retirada da biomassa do sistema RBS um percentual considerável dos flocos com área projetada maior do que as dimensões das imagens digitais adquiridas não puderam ser incluídos na análise morfológica dos agregados. Desta forma, determinou-se não incluir os resultados dos parâmetros morfológicos dos flocos referentes ao primeiro dia de retirada do lodo na análise dos resultados.

A Figura 5.52 ilustra as imagens digitais dos flocos nas amostras retiradas do sistema ao longo do período analisado. As Tabelas 5.23, 5.24 e 5.25 apresentam a estatística descritiva do Deq, da Circ e da RA dos agregados microbianos nas amostras de biomassa retiradas do sistema RBS durante a etapa de retirada gradual da biomassa.

Observa-se que durante o período de retirada da biomassa do reator RBS houve uma redução gradual na faixa de tamanhos dos flocos microbianos presentes no sistema entre o segundo e o sexto dia de avaliação verificando-se o deslocamento do valor máximo deste parâmetro de 871,1 μm no segundo dia para 511,8 μm no sexto dia de estudo. Conjuntamente com a redução na faixa de tamanhos dos flocos foi observada uma leve diminuição do valor da mediana da Circularidade no intervalo de tempo analisado, o que mostra a tendência do biomassa a desflocular nesse espaço de tempo.

A partir do décimo primeiro dia os dados dos parâmetros morfológicos mostraram que parte do lodo desfloculado conseguiu reflocular indicado pelo aumento na faixa de Deq. No entanto, após 15 dias de retirada da biomassa do sistema a faixa de tamanhos dos flocos foi reduzida novamente o que sugere que o sistema não conseguiu se recuperar frente a retirada gradual da biomassa do sistema RBS. Da mesma forma que fase de aclimação da biomassa ao lixiviado, nesta fase também não houve praticamente variação nas faixas de valores da Razão de Aspecto dos agregados nem da mediana.

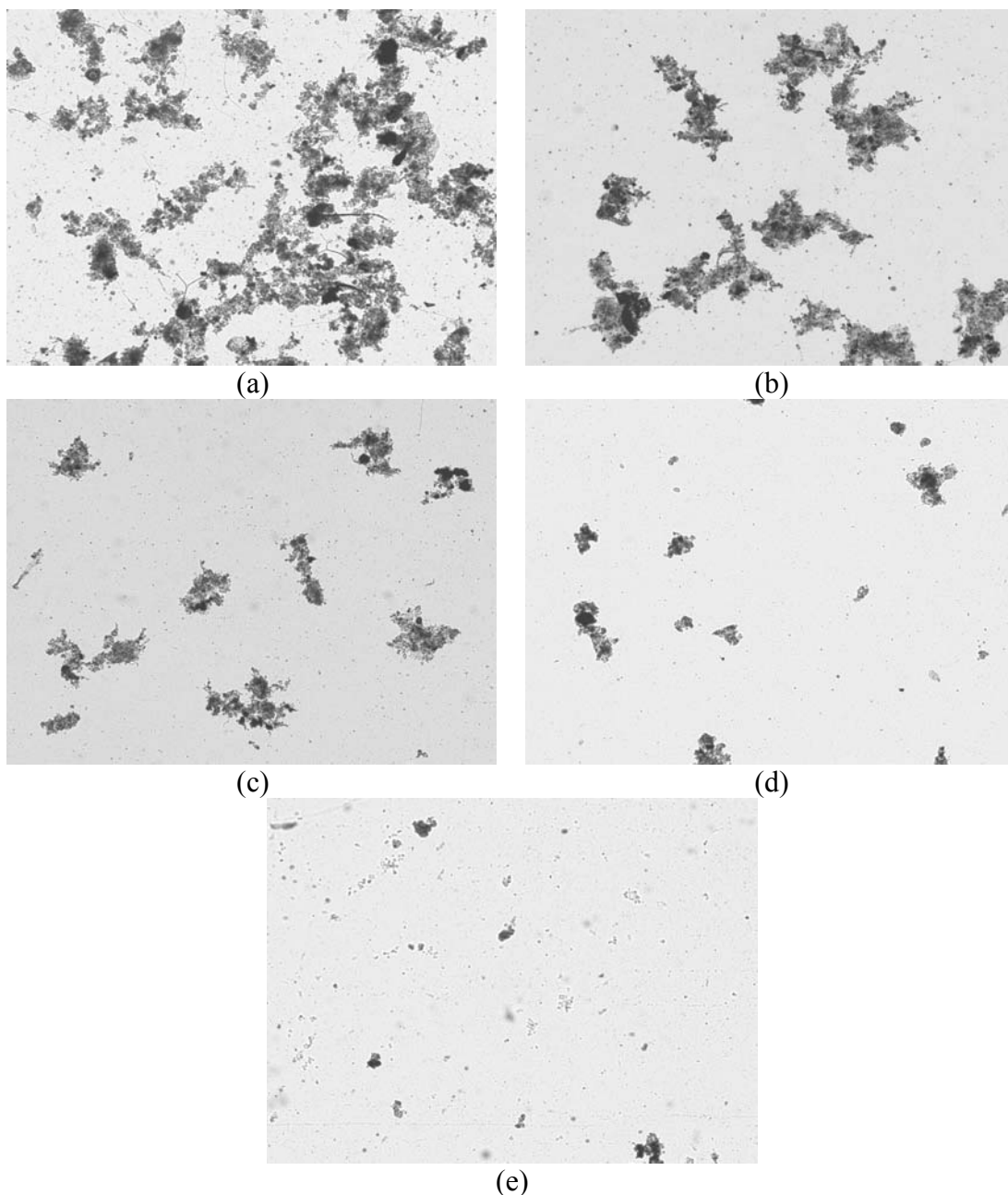


Figura 5.52 - Imagens adquiridas por microscopia usando a técnica de campo claro dos flocos microbianos correspondentes ao primeiro (a), 2º dia (b), 5º dia (c) 6º dia (d) 11º dia e (e) 15º dia de adaptação do biomassa ao lixiviado (aumento 50 X).

Tabela 5.23 - Estatística descritiva do Deq dos flocos microbianos durante o período de retirada gradual da biomassa do sistema RBS.

Tempo (dias)	2º	5º	6º	11º	15º
N	300	300	300	300	300
Média (um)	244.3	190.8	173.7	171.6	167.9
Mediana (um)	215.2	165.5	146.4	145.1	141.2
Mínimo (um)	71.6	72.3	71.0	71.5	71.2
Máximo (um)	871.1	631.8	511.8	658.2	517.8
Desvio Padrão (um)	136.82	97.24	90.91	90.29	91.66

Tabela 5.24 – Estatística descritiva da Circularidade dos flocos microbianos durante o período de retirada do biomassa.

Tempo (dias)	2°	5°	6°	11°	15°
N	300	300	300	300	300
Média	5.7	5.8	5.8	3.9	4.0
Mediana	4.8	5.0	4.9	3.4	3.2
Mínimo	1.3	1.2	1.2	1.1	1.2
Máximo	22.7	27.3	20.1	14.7	27.1
Desvio Padrão	3.66	3.53	3.56	2.32	2.93

Tabela 5.25 - Estatística descritiva da Razão de Aspecto dos flocos microbianos durante o período de retirada do biomassa.

Tempos (dias)	2°	5°	6°	11°	15°
N	300	300	300	300	300
Média	1.6	1.6	1.6	1.6	1.6
Mediana	1.5	1.5	1.6	1.5	1.5
Mínimo	1.1	1.1	1.0	1.1	1.1
Máximo	2.9	3.5	2.8	4.5	4.1
Desvio Padrão	0.34	0.34	0.33	0.37	0.36

Na Tabela 5.26 e Figura 5.53 encontram-se as distribuições de frequência relativa referente ao Deq dos flocos microbianos na etapa estudada.

Tabela 5.26 - Frequência relativa (%) do tamanho dos flocos microbianos durante a etapa de retirada gradual da biomassa do sistema RBS.

T (dias)	2°	5°	6°	11°	15°
<= 50	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
100	12,3	18,7	23,3	24,3	26,0
150	17,3	20,7	29,0	28,3	28,3
200	16,0	23,3	19,3	16,0	17,7
250	14,3	13,0	8,7	13,0	11,7
300	9,7	12,7	9,3	8,7	5,7
350	9,3	4,3	3,7	4,0	5,3
400	9,0	3,3	3,3	3,3	2,0
450	4,3	2,0	2,3	1,7	2,0
500	3,3	1,0	0,3	0,3	1,0
550	1,3	0,3	0,7	0,0	0,3
600	0,3	0,3	0,0	0,0	0,0
650	1,0	0,3	0,0	0,0	0,0
700	0,7	0,0	0,0	0,3	0,0
750	0,7	0,0	0,0	0,0	0,0
800	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
850	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
900	0,3	0,0	0,0	0,0	0,0

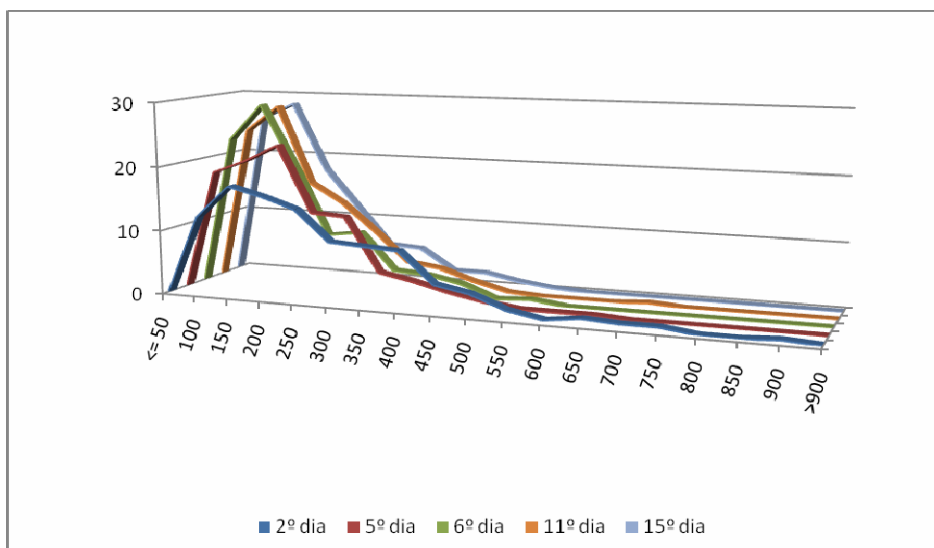


Figura 5.53 – Distribuição de frequências do Deq dos flocos microbianos durante a etapa de retirada gradual da biomassa do sistema RBS.

Pela análise das distribuições de frequências relativas do Deq dos agregados da biomassa verifica-se que do segundo ao quinto dia de retirada gradual da biomassa do reator a biomassa desflocau indicado pelo aumento de 20 % dos flocos com Deq entre 50 a 350 µm em função do decréscimo do percentual de flocos com tamanhos maiores que 350 µm.

O lodo continuou desflocau até o décimo quinto dia de retirada da biomassa sendo possível conferir que o percentual de flocos que continuou a aumentar gradativamente até o décimo quinto dia de estudo foi o relativo aos flocos com tamanhos de 50 a 100 µm em decorrência da desflocau de flocos com tamanhos cada vez menores, sendo registrado ao final desta etapa um aumento líquido de 13,7 % dos flocos nessa faixa de tamanhos em decorrência da queda do percentual de flocos principalmente com Deq maior que 250 µm.

Com o intuito de avaliar se a desflocau da biomassa foi estatisticamente significativa foi realizada a análise de variância não-paramétrica usando novamente o teste não paramétrico de Kruskal-Wallis. A Tabela 5.27 mostra os resultados do teste não paramétrico.

A análise de variância mostra que a retirada da biomassa do sistema promoveu uma desflocau estatisticamente significativa do lodo ativado ao nível de 95% de confiança do Deq dos flocos durante o período de monitoramento do sistema em relação ao segundo dia de retirada do lodo ativado do reator. A variação da Circularidade não seguiu o mesmo

comportamento do Deq apontando para variações não significativas do ponto de vista estatístico, sugerindo poucas mudanças na regularidade dos flocos microbianos. No entanto, a análise global dos resultados do teste de Kruskal-Wallis aponta para o fenômeno de desfloculação gradual e estatisticamente significativo do lodo ativado sob as condições estudadas.

Tabela 5.27 – Teste de Kruskal-Wallis para os parâmetros morfológicos estimados durante a etapa de retirada gradual da biomassa do sistema RBS.

Tempo (dias)	2°	5°	6°	11°	15°
Circ	252676.0 ^a	264396.0 ^{a,b}	257793.0 ^{a,b,c}	175902.5 ^d	174982.5 ^{d,e}
Deq (µm)	281431.0 ^a	233567.5 ^b	208484.5 ^c	205108.0 ^{c,d}	197159.0 ^{c,d,e}

^{a,b,c,d,e} Ordenação média com pelo menos uma letra em comum são equivalentes para cada parâmetro morfológico.

5.5-CONSIDERAÇÕES FINAIS

Ao longo de todas as Etapas experimentais, o lixiviado apresentou como característica valores elevados de pH, superior a 8,0, o que conforme indicado pela literatura é ideal para propiciar o acúmulo de nitrito no sistema.

Os testes exploratórios em escala de bancada reduzida (Etapa 1) foram úteis para avaliação da estratégia de partida e de operação de sistema biológico aeróbio tratando lixiviado. De acordo com os dados obtidos e, considerando as condições experimentais específicas dos ensaios, pôde-se inferir que o principal problema operacional verificado foi à interferência das elevadas concentrações de sólidos totais que entraram no sistema, decorrentes da característica do lixiviado bruto, conforme os dados da Tabela 5.1. Esse problema operacional foi o fator preponderante para impossibilitar a operação do sistema com cargas mais elevadas, ou seja, alimentação do reator com lixiviado bruto.

Os perfis temporais, em ambas as fases, demonstraram que o tempo de ciclo de 24 horas foi excessivo, uma vez que nitrogênio amoniacal era convertido em 8 horas. As concentrações máximas obtidas de nitrito no sistema ocorreram aproximadamente na quinta hora de aeração, apontado que esse ponto seria o mais indicado a iniciar reação anóxica para promover a desnitrificação.

Pode-se inferir que níveis baixos de concentração de nitrogênio amoniacal foi o fator preponderante para há não ocorrência de geração e acúmulo de nitrito, uma vez que em todos os perfis foi constatado que a produção de nitrito cessava quando a disponibilidade de nitrogênio amoniacal no meio líquido diminuía.

De acordo com os dados obtidos nas análises físico-químicas durante todo o experimento e considerando as condições experimentais específicas dos ensaios, verificou-se o não fechamento do balanço de massa do nitrogênio amoniacal, que pode ser devido à possibilidade da ocorrência de perda de nitrogênio amoniacal por *stripping*, devido ao fato do lixiviado apresentar como característica pH elevado, próximo de 8,5, permitindo que parte do nitrogênio amoniacal se volatilizasse.

Outra questão pertinente a ser levantada é que à metodologia de análise de determinação de nitrato (Hach – 8039) é questionável para determinação em lixiviados de aterro sanitários, pois pode apresentar valores superestimados de concentração.

Os resultados de estimativa da população das bactérias oxidantes de nitrito e de nitrogênio amoniacal das Fases 1A e 1B evidenciaram que, as condições de operação adotadas (aeração prolongada, concentração de oxigênio dissolvido baixo, pH maior que 8,0 e elevada concentração inicial de nitrogênio amoniacal), levaram naturalmente a redução de organismos capazes de oxidar o nitrito, o que é um fator positivo diante do interesse em promover a remoção de nitrogênio via nitrito.

Por outro lado, os resultados obtidos nas análises de NMP na Fase 2 apresentaram um comportamento totalmente diferente das populações bacterianas das Fases 1A e 1B, tornando a ordem de grandeza da população dos organismos oxidantes de amônia semelhantes ao dos oxidantes de nitrito (10^5), tais resultados evidenciaram que, isoladamente ou não, a adoção da estratégia de tempo de detenção de 5 dias pode ter sido favorável na seleção dos organismos oxidantes de nitrito em detrimento dos oxidantes da amônia.

A estratégia operacional adotada na Fase 2 (tempo de detenção de 5 dias) propiciou uma menor eficiência na conversão do nitrogênio amoniacal, o que pode indicar que o tempo de

detenção celular adotado não tenha favorecido a permanência dos microrganismos nitrificantes no sistema.

Por meio das análises de imagem dos flocos microbianos, foi constatado que em todas as etapas de estudo os histogramas de frequências do Diâmetro Equivalente bem como da Circularidade e da Razão de Aspecto dos flocos apresentaram formas completamente assimétricas. Os testes quantitativos de Kolmogorov-Smirnov e de Lilliefors se mostraram significativos ao nível de 99% de confiança ($p < 0,001$) na tentativa de ajuste dos dados à distribuição normal rejeitando-se a hipótese de que os dados refletem este tipo de distribuição.

6-CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

A presente pesquisa que teve como objetivo principal verificar o acúmulo de nitrito como forma oxidada de nitrogênio na nitrificação, para o processo de nitrificação e desnitrificação via curta, em reator operado em bateladas seqüenciais alimentado com lixiviado de aterro novo, permitiu obter as seguintes conclusões:

A máxima concentração de nitrito acumulado no sistema na Fase 1A (temperatura de 30°C) e na 1B (temperatura de 21°C) foram de 6 e 7 mgN-NO₂⁻/L, respectivamente. Isso indica que a mudança da temperatura não interferiu no processo de acúmulo do nitrito.

Diferentemente, o fato do lixiviado apresentar valores de pH elevados, acima de 8,0 durante todo o experimento, mostrou-se como fator preponderante no processo de acúmulo do nitrito no sistema. No entanto, acredita-se que não houve um acúmulo maior de nitrito devido à baixa concentração inicial de nitrogênio amoniacal, característico do lixiviado novo. As máximas concentrações de nitrito obtidas neste experimento ocorreram quando a concentração inicial de nitrogênio amoniacal era maior que 60 mgN-NH₄⁺/L. Abaixo desse valor não se obteve nitrito. Essas concentrações obtidas durante o experimento foram alcançadas quando o reator foi operado com tempo de detenção celular igual a 100 dias. Porém, a partir do 93º dia de operação, o sistema passou a não mais acumular nitrito.

Quando se trabalhou com o tempo de detenção celular de 5 dias obteve-se uma menor eficiência na conversão do nitrogênio amoniacal, não conseguindo propiciar o acúmulo de nitrito no sistema e indicando que o tempo de detenção celular foi restritivo. O declínio da concentração de sólidos suspensos voláteis de 5,0 a 0,3 g/L, fez com que a eficiência baixasse no decorrer dos 17 dias de monitoramento de 99,8 a 37%. A baixa eficiência de conversão de nitrogênio amoniacal e o insucesso de acúmulo do nitrito motivaram o encerramento do experimento.

Os perfis temporais em ambas as fases, 1A e 1B, demonstraram que o tempo de ciclo de 24 horas foi excessivo, uma vez que o nitrogênio amoniacal foi convertido em aproximadamente oito horas. Observou-se que as concentrações máximas de nitrito (6 e 7 mgN-NO₂⁻/L) ocorreram próximas a quinta hora de aeração, apontando que esse ponto

seria o mais indicado a iniciar a reação anóxica para uma possível promoção da desnitrificação via nitrito.

As análises de imagens do floco microbiano puderam revelar a adaptação da biomassa ao lixiviado no oitavo dia de operação constatando a refloculação do lodo com percentual de agregados com tamanhos superiores a 250 μm , mostrando a tendência da biomassa a se adaptar as condições impostas ao sistema. Por outro lado, a influência da retirada gradual da biomassa na morfologia dos flocos microbianos, na Fase 2, apresentou resultados que sinalizaram uma redução gradual na faixa de tamanhos dos flocos microbianos presentes no sistema, sendo possível conferir que o percentual de flocos que continuou a aumentar gradativamente até o décimo quinto dia de operação foi o relativo aos flocos com tamanhos de 50 a 100 μm , indicando que o lodo desfloculou gradativamente dos maiores para os menores tamanhos, sendo os flocos com diâmetro equivalente maior que 250 μm que obtiveram maior queda de percentual.

Em função dos resultados obtidos neste trabalho, sugerem-se algumas recomendações para estudos futuros referentes a remoção de nitrogênio amoniacal via nitrito de lixiviado produzido a partir da degradação de resíduos sólidos urbanos:

- (I) Realizar experimentos com lixiviados com maiores concentrações de nitrogênio amoniacal, visto que as baixas concentrações do lixiviado utilizado neste trabalho foram parcialmente responsáveis pelo baixo acúmulo de nitrito no sistema;
- (II) Analisar a combinação de diferentes temperaturas e tempos de detenção celular, com o intuito de possibilitar a predominância de bactérias oxidantes de nitrogênio amoniacal em detrimento de bactérias oxidantes de nitrito;
- (III) Incorporar a etapa de desnitrificação a partir da concentração máxima de nitrito obtido, utilizando diferentes fontes de carbono;
- (IV) Investigar a formação de óxido nítrico nos períodos aerados do reator, principalmente quando este é operado com baixa concentração de oxigênio dissolvido;
- (V) Analisar a perda de nitrogênio na forma de amônia livre, principalmente quando o reator opera com elevado pH;
- (VI) Estudar e aplicar novas metodologias de análise de nitrato em lixiviados, visando maior credibilidade de resultados.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abeling, U. e Seyfried, C.F. (1992). “Anaerobic-aerobic treatment of high-strength ammonium wastewater – nitrogen removal via nitrite.” *Water Science Technology*, **26**, (5-6), 1007-1015.
- Ahn, Y-H. (2006). “Sustainable nitrogen elimination biotechnologies: A review.” *Process Biochemistry*, **41**, 1709-1721.
- Akerman, A. (2005). “Feasibility of nitrate-shunt (nitrification) on landfill leachate.” Dissertação de Mestrado, Department of Water and Environmental Engineering, Universidade de Lund, , Suécia, 48.
- Alexander, M. (1982). Most probable number method for microbial populations. In: PAGE, A. L.; MILLER, R. H.; KEENEY, D. R. *Methods for soil analysis*. Winsconsin: American Society of Agronomy. Cap. 39, 815 - 820.
- American Public Health Association (APHA); American Water Works Association (AWWA) e Water Environment Federation (WEF). (1999). *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21 ed, Washington.
- Anthonisen, A.C., Loehr, R.C., Prakasam, T.B.S. e Srinath, E.G. (1976). “Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid.” *Journal Water Pollution Control Federation*, **48**, (5), 835-852.
- Bae, W., Baek, S., Chung, J. e Lee, Y. (2002). “Optimal operational factors for nitrite accumulation in batch reactors.” *Biodegradation*, **12**, 359-366.
- BRASIL (2005). Resolução nº 357 de 17 de março de 2005. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. *Diário Oficial da União*: 18/03/2005.
- BRASIL (2008). Resolução nº 397 de 03 de abril de 2008. Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA. *Diário Oficial da União*, **066**, 07/04/2008, 68-69.
- Canler, J. P.; Perret, J. M.; Duchene, F.; Cotteaux, E. (1999) *Aide au Diagnostic des Stations d'Épuration par l'observation Microscopique des Boues Activeés*, Cemagref Editions, Lyon, 149p.
- Carrera, J., Jubany, I., Carvallo, L., Chamy, R. e Lafuente J. (2004). “Kinetic models for nitrification inhibition by ammonium and nitrite in a suspended and an immobilized biomass systems”. *Process Biochemistry*, **39**, 1159-1165.
- Castilhos Junior, A.B., Medeiros, P.A., Firta, I.N., Lupatini, G. e Silva, J.D. (2003). “Principais processos de degradação de resíduos sólidos urbanos.” Em: Castilhos

- Junior, A.B. (ed.) *Resíduos Sólidos Urbanos: Aterro Sustentável para Municípios de Pequeno Porte*. Rio de Janeiro : ABES, RiMa, 294 p.
- Castro Daniel, L.M.C. (2005). "*Remoção de Nitrogênio via Nitrito em Reator Operado em Bateladas Seqüenciais Contendo Biomassa Imobilizada e Aeração Intermitente.*" Tese de Doutorado, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, SP, 116p.
- Çeçen, F. (1996). "Investigation of partial and full nitrification characteristics of fertilizer wastewater in a submerged biofilm reactor." *Water Science Technology*, **34**, (11), 77-85.
- Chakraborti, R, K.; Gardner, K. H; Atkinson, J. F.; Van Benschoten, J. E. (2003). "Changes in fractal dimension during aggregation." *Water Research*, **37**, (4), 873-883.
- Chiu, Y.C., Lee, L.L., Chang, C.N. e Chao, A.C. (2007). "Control of carbom and ammonium ratio for simultaneous nitrification and denitrification in a sequencing batch bioreactor." *International Biodeterioration e Biodegradation*, **59**, 1 -7.
- Christensen, T.H. e Kjeldsen, P. (1989). "Basic biochemical processes in landfills." In: Christensen T.H., Cossu R. e Stegmann R. (eds.) *Sanitary Landfilling: Process, Technology and Environmental Impact*, Academic Press Limited, London, England, 29-49.
- Chung, J., Bae, W., Lee, Y-W. e Ritmann, B.E. (2007). "Shortcut biological nitrogen removal in hybrid biofilm/suspended growth reactors". *Process Biochemistry*, **42**, 320-328.
- Ciudad, G., Rubilar, O., Muños, P., Ruiz, G., Chamy, R., Vergara, C. e Jeison, D. (2005). "Partial Nitrification of high ammonia concentration wastewater as a parto f a shortcut biological nitrogen removal process." *Process Biochemistry*, **40**, 1715-1719.
- Costa, C. A. (2003) Pesquisa e Desenvolvimento de Nova Técnica para o Tratamento de Águas Efluentes Amoniacais. XIX Prêmio Jovem Cientista – Água Fonte de Vida. http://209.85.165.104/search?q=cache:0P7M_sJL1wJ:www.lapes.ufrgs.br/ltn/pdf/cristina.pdf+Pesquisa+e+Desenvolvimento+de+Nova+T%C3%A9cnica+para+o+Tratamento+de+%C3%81guas+Efluentes+Amoniacais&hl=ptBR&ct=clnk&cd=1&gl=br.
- Dapena-Mora, A., Campos, J.L., Mosquera-Corral, A., Jetten, M.S.M. e Méndez, R. (2003). "Stability of the ANAMMOX process in a gas-lift reactor and a RBS." *Journal of Biotechnology*, **110**, 159-170.

- Diamadopoulos, E., Sâmaras, P., Dabou, X. e Sakellaropoulos, G.P. (1997). "Combined treatment of landfill leachate and domestic sewage in a sequencing batch reactor". *Water Science Technologic*, **36** (2-3), 61-68.
- Domingues, M. R. (2001). Avaliação da metanogênese e sulfetogênese em reatores anaeróbios em batelada e leito fixo, sob condições termofílicas. Dissertação de Mestrado. Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo. São Carlos.
- Domingues, M.R. (2007). *Comunicação Pessoal*.
- Fdz-Polanco, F.F., Villaverde, S. e Garcia, P.A. (1996). "Nitrite accumulation in submerged biofilters - combined effects." *Water Science Technology*, **34**, (3-4), 371-378.
- Ferreira, E.S. (2000). "Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e denitrificação biológica." *Anais do XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Porto Alegre, Brasil.
- Galí, A., Dosta, J., van Loosdrecht, M.C.M. e Alvarez, J.M. (2006). "Two ways to achieve ANAMMOX influent from real reject water treatment at lab-scale: Partial RBS nitrification and SHARON process." *Process Biochemistry*, doi: 10.1016/j.procbio.2006.12.002.
- Ginoris, Y.P (2006). *Aplicação de Técnicas de Análise de Imagens no Monitoramento de Sistemas de Lodos Ativados*. Tese de Doutorado, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, RJ, 194p.
- Grijpspeerd, K., Verstraete, W. (1997). "Image analysis to estimate the settleability and concentration of activated sludge." *Water Research*, **31**, 1126-1134.
- Heyer, K.-U., Stegmann, R. e Ehrig, H.-J. (1998): "Leachate Management: Generation, Collection, Treatment and Costs." *International Seminar "Present and Future of MSW Landfilling"*, 24.-26. June, Cittadella, Italy, Proceedings Edizioni Euro Waste.
- Iamamoto, C.Y. (2006). "*Remoção de Nitrogênio de Águas Residuárias com Elevada Concentração de Nitrogênio Amoniacal em Reator Contendo Biomassa em Suspensão Operado em Bateladas Sequenciais e sob Aeração Intermitente*." Tese de Doutorado, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, SP, 139p.
- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE (2000) www.ibge.gov.br.

- Itokawa, H., Hanaki, K. e Matsuo, T. (2001). "Nitrous oxide production in high-loading biological nitrogen removal process under low COD/N ratio condition." *Water Research*, **35**, (3), 657-664.
- Jenkins, D.; Richard, M. G.; Daigger, G.T. (1993). *Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming*. 2 Edition. Lewis Publishers, Chelsea, Michigan, 193p.
- Jetten, M.S.M., Schmid, M., Schimdt, I., Wubben, M., van Dongen, U., Abma, W., Slikers, O., Revsbech, N.P., Beaumont, H.J.E., Ottosen, L., Volcke, E., Laanbroek, H.J., Campos-Gomes, J.L., Cole, J., van Loosdrecht, M., Mulder, J.W., Fuerst, J., Richardson, D., van de Pas, K., Mendez-Pampin, R., Third, K., Cirpus, I., van Spanning, R., Bollmann, A., Nielsen, L.P., Camp, H.O., Schultz, C., Gundersen, J., Vanrolleghem, P., Strous, M., Wagner, M. e Kuenen, J.G. (2002) "Improved nitrogen removal by application of new nitrogen cycle bacteria." *Reviews in Environmental Science & Biotechnology*, **1**, 51-63.
- Jetten, M.S.M., Strous, M., van de Pas-Schoonen, K.T., Schalk, J., van de Dongen, U.G.J.M., van de Graaf, A.A., Logemann, S., Muyzer G., van Loosdrecht M.C.M. e Kuenen J.G. (1999). "The anaerobic oxidation of ammonium." *FEMS Microbiology Reviews*, **22**, 421-437.
- Jianlong, W. e Ning, Y. (2004). "Partial nitrification under limited dissolved oxygen conditions." *Process Biochemistry*, **39**, 1223-1229.
- Kennedy, K.J. e Lentz, E.M. (2000). "Treatment of landfill leachate using sequencing batch and continuous flow upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors." *Water Research*, **14**, 3640-3656.
- Khin, T. e Annachhatre, A.P. (2004). "Novel microbial nitrogen removal processes." *Biotechnology Advances*, **22**, 519-532.
- Knudson, M.K., Williamson, K.J. e Nalson, P.O. (1982). "Influence of dissolved oxygen on substrate utilization kinetics of activated sludge." *Journal Water Pollution Control Federation*, **54**, 52-60.
- Kotlar, E., Tartakovsky, B., Argamanb, Y. e Sheintuch, M. (1996). "The nature of interaction between immobilized nitrification and denitrification bacteria." *Journal of Biotechnology*, **51**, 251-258.
- Kurniawan, T.A.; Lo, W.H. e Chan, G.Y. (2006). "Physico-chemical treatments for removal of recalcitrant contaminants from landfill leachate." *Journal of Hazardous Materials*, B129, 80 – 100.

- Li, X.Z.; Zhao, Q.L. e Hao, X.D. (1999) “Ammonium removal from landfill leachate by chemical precipitation.” *Waste Management*, **19**, 409-415.
- Madoni, P. (1994). La Microfauna Nell’Analisi di Qualità Biologica dei fanghi Attivi. In: Manual di Applicazione – Índice Biótico Del Fango (SBI). Azienda Gas Acqua Consorziale di Reggio Emilia, Università degli Studi di Parma, 48p.
- Mendonça, L. C. (2002). Microbiologia e cinética de sistema de lodos ativados como pós-tratamento de efluente de reator anaeróbico de leito expandido. Tese de Doutorado. Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo. São Carlos.
- Metcalf & Eddy, Inc. (1991). Wastewater Engineering – Treatment, Disposal and Reuse. 3ª edição. McGraw-Hill. 1334 p.
- Michelan, R. (2006). *Influência do Tipo de Impelidor sobre o Desempenho do Reator Anaeróbico em Batelada Sequencial com Biomassa Granulada Tratando Esgoto Doméstico*. Dissertação de Mestrado, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, SP, 181p.
- Mosquera-Corral, A. Gonzáles, F., Campos, J.L. e Méndez, R. (2005). “Partial nitrification in a SHARON reactor in the presence of salts and organic carbon compounds.” *Process Biochemistry*, **40**, 3109-3118.
- Mota, C., Head, M.A., Ridenoure, J.A., Cheng, J.J. e Reyes, F.L. (2005). “Effects of aeration cycles on nitrifying bacterial populations and nitrogen removal in intermittently aerated reactors.” *Applied and Environmental Microbiology*, **71** (11), 8565-8572.
- Münch, E., Lant, P. e Keller, J. (1996). “Simultaneous nitrification and denitrification in bench scale sequencing batch reactors.” *Water Research*, **30** (2), 277-284.
- Okayasu, Y., Abe, I. e Matsuo, Y. (1997). “Emission of nitrous oxide from high-rate nitrification and denitrification by mixed liquor circulating process and sequencing batch reactor process.” *Water Science Technology*, **36** (12), 39-45.
- Philips, S., Laanbroek, H.J. e Verstraete, W. (2002). “Origin, causes and effects of increased nitrite concentration in aquatic environments.” *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*, **1**, 115-141.
- Queiroz, L.M. (2005). *Estudo da Remoção Biológica de Nitrogênio via Nitrito Utilizando Fenol como Fonte de Carbono Operando um Reator em Bateladas Sequenciais (RBS) em Escala Piloto*. Dissertação de Mestrado, Universidade de São Paulo, Escola Politécnica de São Paulo, São Paulo, SP, 198p.

- Rhee, S-K., Lee, J.J. e Lee, S-T. (1997). "Nitrite accumulation in a sequencing batch reactor during the aerobic phase of biological nitrogen removal." *Biotechnology Letters*, **19** (2), 195-198.
- Ripley, L.E., Boyle, W.C. e Converse, J.C. (1986). "Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digester of high-strength waste." *Journal Water Pollution Control Federation*, **58** (5), 406-411.
- Ruiz, G., Jeison, D., Rubilar, O., Ciudad, G. e Chamy, R. (2006). "Nitrification-denitrification via nitrite accumulation for nitrogen removal from wastewater." *Bioresource Technology*, **97**, 330-335.
- Russ, J.C. (1995). *The image processing handbook*. CRC Press, Boca Raton.
- Sarti, A. (2004). *Desempenho de reatores descontínuos anaeróbios em escala piloto no tratamento de esgoto sanitário*. Tese de Doutorado, Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Paulo/SP, 154p.
- Sawyer, C.N., McCarty, P.L. e Parkin, G.N. (1994). *Chemistry for Environmental Engineering*, 4ª Edição, MacGraw-Hill, Inc.
- Schimidell, W. (2001). "Agitação e aeração em biorreatores." In: Schmidell, W., Lima, U.A., Aquarone, E. e Borzani, W. (coord.) *Biocologia Industrial: Engenharia Bioquímica*. Editora Edgard Blücher LTDA, vol. 2, São Paulo/SP, Brasil, 277-331.
- Schmidt, I., Sliemers, O., Schmid, M., Bock, E., Fuerst, J., Kuenen, J.G., Jetten, M.S.M e Strous, M. (2003). "New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater." *FEMS Microbiology Reviews*, **27**, 481-492.
- Schmidt, E. L.; Belser, L. W. (1984). Nitrifying bacteria. In: Page, A. Lee; Miller, R. H.; KEENEY, D. R. Chemical and microbiological properties. American society of agronomy. Soil Science Society of America, Wisconsin, USA.
- StatSoft, Inc. (2001) STATISTICA (data analysis software system), version 6. www.statsoft.com.
- Surmacz-Górska, J., Cichon, A. e Miksch, K. (1997). "Nitrogen removal from wastewater with high ammonia nitrogen concentration via shorter nitrification and denitrification." *Water Science Technology*, **36** (10), 73-78.
- Tapahuasco, W. (2007). *Comunicação Pessoal*.
- Tchobanoglous, G., Theisen, H. e Vigil, S.A. (2003). *Integrated Solid Waste Management - Engineering Principles and Management Issues*. McGraw-Hill International Editions. ISBN 0-07-063237-5. 978p.

- Turk, O. e Mavinic, D.S. (1989). "Maintaining nitrite build-up in a system acclimated to free ammonia." *Water Research*, **23** (11), 1383 – 1388.
- USEPA, United States Environmental Protection Agency. (1993). *Manual. Nitrogen control*. USEPA/625/R-93/010.
- USEPA, United States Environmental Protection Agency. (1999). *Wastewater Technology Fact Sheet Sequencing Batch Reactors*. USEPA/832/F-99/073.
- van Haandel, A. e Marais, G. (1999). *O comportamento do Sistema de Lodo Ativado: Teoria e Aplicações para Projeto e Operações*. epgraf, Campina Grande, 488p.
- Van Loosdrecht, M.C.M. e Jetten, M.S.M. (1998). "Microbiological conversions in nitrogen removal." *Water Science Technology*, **38**, (1), 1-7.
- Verstraete, W. e Philips, S. (1998). "Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts." *Environmental Pollution*, **102**, S1, 717-726.
- Villaverde, S., FDZ-Polancom, F. e Garcíã, P.A. (2000). "Nitrifying biofilm acclimation to free ammonia in submerged biofilters. Start-up influence." *Water Resource*, **34** (2), 602-610.
- von Sperling, M. (2002). *Princípio do Tratamento Biológico de Águas Residuárias: Lodos Ativados*. 2ª edição, Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 428p.
- Wiszniewski, J., Surmacz-Górska, J., Robert, D. e Weber, J.-V. (2006). "The effect of landfill leachate composition on organics and nitrogen removal in an activated sludge system with bentonite additive." *Journal of Environmental Management*, doi: 10.1016/j.jenvman.2006.08.001
- Yoo, H., Ahn, K-H., Lee, H-J., Lee, K-H., Kwak, Y-J. e Song, K-G. (1999). "Nitrogen removal from synthetic wastewater by simultaneous nitrification and denitrification (NDS) via nitrite in an intermittently-aerated reactor." *Water Resource*, **33**, (1), 145-154.
- Zaiat, M., Rodrigues, J.A.D. e Ratusznei, S.M. (2001). "Anaerobic sequencing batch reactors for wastewater treatment: a developing technology." *Appl Microbiol Biotechnol*, **55**, 29-35.

APÊNDICES

APÊNDICE A – RESULTADOS DAS ANÁLISES FÍSICO-QUÍMICAS DO MONITORAMENTO DA ETAPA 2

Tabela A.1 – Resultados das análises físico-químicas da etapa 2: Fase 1A

Dias	T (°C)		pH		DQO (mg/L)				Alcalinidade mg/L de CaCO ₃						Nitrogênio Total (mg/L)				N-NH ₄ ⁺ (mg/L)		Nitrato (mg/L)		Nitrito (mg/L)	
	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Bruta		Filtrada		Afluente			Efluente			Afluente		Efluente		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
					Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Parcial	Inter.	Total	Parcial	Inter.	Total	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada						
0	26,3	25,7	6,9	7,6	1607	155	1040	95	152	200	352	57	19	76	150,0	-	55,0	-	70,2	6,1	3,3	78,9	0,00	0,03
1	25,6	25,5	7,6	7,9	1235	200	855	0	133	143	276	114	19	133	112,5	-	82,5	75,0	12,2	5,4	52,7	68,9	0,03	0,18
2	25,5	24,8	7,8	7,0	1250	74	790	61	196	169	365	38	19	57	133,9	117,4	60,0	52,5	13,3	1,0	67,5	106,4		4,13
3	24,8	25,4	7,0	7,7	1078	91	882	71	113	161	274	57	29	86	120,0	80,3	52,5	52,5	14,2	0,2	104,0	95,2	3,9	0,37
4	25,4	26,4	7,7	8,0	1164	97	835	73	128	145	273	124	38	162	110,6	80,3	52,5	45,0	7,1	0,1	94,5	100,2		1,03
5	26,4	27,0	8,0	7,9	1125	66	904	52	195	176	371	162	76	238	109,5	93,8	105,0	52,5	5,0	0,1	97,1	58,9		0,33
6	27,0	26,8	7,9	8,3	910	103	724	96	234	211	444	266	57	324	162,4	102,0	135,0	75,0	80,9	0,1	58,5	46,4		0,68
7	26,7	24,6	8,3	8,4	1202	125	881	104	330	200	530	314	86	400	174,8	108,8	52,5	60,0	112,2	0,2		39,7		0,25
8	24,6	24,7	8,4	8,4	1186	122	1042	110	385	225	611	381	67	447	169,9	109,9	52,5	37,5	169,9	0,3	40,2	43,4		0,25
9	24,6	24,1	8,4	8,5	170	67	162	60	465	80	545	343	76	419	67,5	45,0	58,1	43,5	17,3	0,4	41,8	44,7		0,28
10	23,7	25,1	8,7	8,7	359	182	180	165	1142	181	1323	647	143	790	125,5	82,5	67,5	67,5	120,0	0,3	29,7	65,9		0,25
11	23,3	26,5	9,0	8,9	1950	378	850	354	1799	457	2256	1199	238	1437	180,0	150,0	75,0	75,0	136,5	0,1	14,7	74,7		0,20
12	25,8	26,3	8,9	8,7	670	380	503	354	1416	301	1717	1152	209	1361	106,5	97,5	67,5	60,0	24,6	0,1	55,2	73,4		0,20
13	25,1	24,4	8,8	8,9	1400	945	675	835	1656	457	2113	1370	257	1627	172,5	150,0	82,5	75,0	50,5	0,0	13,4	75,9		0,13
14	23,6	24,1	8,9	9,0	1845	550	1675	500	1894	400	2294	1428	286	1713	150,0	157,5	82,5	75,0	133,6	0,2	19,7	53,4		0,25
15	23,8	25,7	8,9	9,0	1780	750	1565	600	1751	390	2141	1370	257	1627	157,7	142,5	80,0	72,5	150,0	0,1	35,9	56,7		0,18
19	23,4	25,8	8,9	9,1	1630	1300	1395	650	1818	400	2217	1475	362	1837	150,0	127,5	75,0	60,0	99,7	0,3	21,7	68,0		0,15
20	24,1	27,6	9,0	9,0	1565	1250	1410	700	1856	333	2189	1418	362	1780	135,0	127,5	75,0	60,0	71,2	0,1	15,5	43,0		0,18
21	25,0	26,0	8,8	9,2	1400	740	765	650	1665	495	2160	1485	295	1780	135,0	127,5	75,0	60,0	49,2	0,7	29,2	50,3		0,10
26	27,1	19,9	9,0	9,0	1515	855	1240	805	1751	438	2189	1399	362	1761	120,0	105,0	67,5	60,0	41,3	1,0	39,0	50,3		0,08

Tabela A.2 – Resultados das análises físico-químicas da etapa 2: Fase 1B

Dias	T (°C)		pH		DQO (mg/L)				Alcalinidade mg/L de CaCO ₃						Nitrogênio Total (mg/L)				N-NH ₄ ⁺ (mg/L)		Nitrato (mg/L)		Nitrito (mg/L)			
					Bruta		Filtrada		Afluente			Efluente			Afluente		Efluente		Afl.		Efl.		Afl.		Efl.	
	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Parcial	Inter.	Total	Parcial	Inter.	Total	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
27	20,0	24,3	9,0	9,1	2900	1075	1450	1075	1694	419	2113	1485	295	1780	202,5	120,0	90,0	75,0	76,6	1,8	25,3	57,8				
28	24,3	20,6	9,0	8,6	1650	1075	1350	1075	1646	333	1980	1418	362	1780	145,0	90,0	75,0	60,0	112,5	2,4	45,3	44,7				0,00
30	21,6	20,6	9,2	9,2	1450	725	650	550	1646	286	1932	1437	286	1723	120,0	120,0	52,5	52,5	110,0	3,1	54,0	66,5				0,03
33	19,9	22,0	9,3	8,7	1950	950	700	725	1637	343	1980	1351	371	1723	180,0	112,5	90,0	67,5	120,0	1,9	32,8	61,5				0,03
34	20,2	23,2	9,2	9,2	1500	950	1400	-	1437	276	1713	1537	309	1846	150,0	97,5	75,0	60,0	133,6	2,6	36,5	65,4				0,04
37	20,7	20,1	9,1	9,1	2300	1250	-	-	1437	219	1656	1161	343	1504	165,5	127,5	75,0	67,5	150,0	1,8	39,1	49,1	1,08			
40	18,8	23,4	9,2	8,8	2300	1900	-	-	1409	276	1685	1171	305	1475	127,5	127,5	75,0	75,0	97,9	2,2	34,1	44,1	1,02			0,06
42	22,8	21,3	9,0	9,0	2100	1600	-	-	1047	276	1323	1256	257	1513	115,1	90,0	70,0	67,5	97,5	2,5	40,4	54,1	3,04			0,01
47	22,0	21,5	8,4	8,3	1080	570	-	-	1104	238	1342	1056	105	1161	112,5	90,0	75,0	60,0	112,2	2,5	42,9	66,6	2,62			0,02
49	23,1	23,3	9,0	8,5	1100	670	570	570	847	209	1056	866	200	1066	120,0	165,0	75,0	0,0	82,6	2,1	51,6	46,6	2,47			0,04
56	23,2	23,4	8,5	8,4	1992	550	1592	530	900	334	1234	1090	477	1573	240,8	39,8	75,0	67,5	194,2	2,1	-	-	0,04			
58	23,5	25,2	8,3	8,3	1693	480	1489	450	1099	617	1721	1418	3117	4535	140,0	100,1	70,0	60,0	116,0	3,3	-	-	0,01			0,41
61	25,1	22,8	8,3	8,8	1526	670	1458	490	1411	3129	4540	1085	476	1561	152,0	93,0	75,0	67,5	134,9	0,9	-	-	0,40			0,41
63	21,7	21,2	8,8	9,1	700	550	570	540	780	200	980	857	228	1085	97,5	67,5	75,0	60,0	48,2	1,6	-	-	2,16			0,13
65	22,5	24,7	8,7	9,2	1550	730	1750	555	799	381	1180	742	171	914	181,6	112,5	67,5	60,0	127,5	0,7	-	-	7,04			0,11
68	22,5	23,7	8,8	9,2	1750	620	1925	550	847	419	1266	876	209	1085	127,5	120,0	75,0	67,5	115,0	2,0	-	-	0,21			0,01
70	23,3	22,2	8,9	9,1	1730	637	1660	572	933	343	1275	876	171	1047	195,0	150,0	165,0	112,5	145,0	3,7	-	-	0,59			0,01
75	22,5	24,4	8,7	8,8	2090	663	1830	550	790	371	1161	857	190	1047	112,5	90,0	60,0	45,0	98,0	3,9	-	-	0,22			0,04
77	23,1	22,4	9,1	9,1	2270	655	1520	570	866	619	1485	876	171	1047	120,0	105,0	60,0	60,0	113,0	3,3	-	-	0,01			0,04
79	22,4	21,1	7,8	9,0	1860	689	1820	575	95	314	409	761	190	952	97,5	82,5	60,0	52,5	75,0	4,2	-	-	0,00			0,04
82	21,5	22,8	8,1	8,4	2730	451	2340	349	847	485	1332	704	114	818	120,0	105,0	60,0	45,0	109,0	3,4	-	-	0,06			0,06
84	22,9	23,1	8,6	8,4	3080	564	2010	481	771	400	1171	666	190	857	127,5	112,5	60,0	60,0	117,0	9,0	-	-	0,60			0,62
89	17,7	22,3	8,8	8,4	2380	684	2090	576	828	390	1218	761	228	990	150,0	112,5	67,5	67,5	134,0	11,6	30,3	66,5	0,01			1,44
96	23,2	23,3	8,6	8,4	4780	556	4050	470	923	837	1761	857	247	1104	112,5	105,0	67,5	60,0	68,7	0,3	36,5	29,0	0,22			0,05
98	20,1	23,8	8,0	9,0	3340	464	3120	429	771	552	1323	895	209	1104	120,0	112,5	60,0	60,0	107,1	0,4	49,0	45,3	2,89			0,23

Tabela A.3 – Resultados das análises físico-químicas da etapa 2: Fase 2

PARÂMETROS DA ETAPA 2: FASE 2 (Reator mantido a 22°C)																										
Dias	T (°C)		pH		DQO (mg/L)				Alcalinidade mg/L de CaCO ₃						Nitrogênio Total (mg/L)				N-NH ₄ ⁺ (mg/L)		Nitrato (mg/L)		Nitrito (mg/L)			
					Bruta		Filtrada		Afluente			Efluente			Afluente		Efluente		Afl.		Efl.		Afl.		Efl.	
	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Parcial	Inter.	Total	Parcial	Inter.	Total	Bruta	Filtrada	Bruta	Filtrada	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
103	22,5	23,0	8,0	8,5	4830	524	4460	407	847	714	1561	780	228	1009	195	172,5	75	60	273,9	0,5	45,2	41,4	0,140	0,014		
105	19,4	23,6	8,2	8,5	5210	1132	4440	900	942	523	1466	990	400	1389	187,5	187,5	90	60	198,1	62,6	37,7	46,4	0,184	0,009		
107	18,4	21,0	8,5	8,7	2090	960	1890	770	971	371	1342	952	190	1142	142,5	142,5	112,5	112,5	116,5	63,5	28,9	38,9	0,398	0,019		
109	18,8	20,8	8,7	8,7	1810	384	1610	370	799	276	1075	857	228	1085	105	90	75	67,5	85,0	48,0	46,4	73,9	0,448	0,635		
111	19,3	21,1	8,9	8,7	1350	414	1230	366	799	409	1209	876	286	1161	90	75	52,5	45	82,4	47,0	32,7	40,2	0,055	2,985		
113	21,7	24,3	8,5	8,4	1050	381	870	315	780	333	1113	666	286	952	97,5	97,5	75	67,5	87,0	25,7	35,2	46,4	0,138	3,525		
117	20,7	22,7	8,6	8,4	1470	374	1110	349	780	324	1104	761	247	1009	112,5	97,5	75	67,5	65,8	41,6	23,9	38,9	0,125	2,488		

APÊNDICE B – CÁLCULO DA EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA

O cálculo da eficiência de remoção da matéria orgânica foi expresso na forma de DQO (Michelan, 2006). Estas eficiências foram calculadas para as amostras filtradas (E_F) e não-filtradas (E_T), por meio das Equações B1 e B2 respectivamente.

$$E_T = \frac{(C_I - C_{ST})}{C_I} \times 100 \quad \text{Equação B1}$$

$$E_F = \frac{(C_I - C_{SF})}{C_I} \times 100 \quad \text{Equação B2}$$

C_I = concentração de matéria orgânica não filtrada no afluente

C_{ST} = concentração de matéria orgânica não filtrada no efluente

C_{SF} = concentração de matéria orgânica filtrada no efluente

Tabela B.1 – Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica Etapa 2: Fase 1A

Dias	DQO (mg/L)				Ef. Total de M.O. (%)	Ef. de M.O. Filtrada (%)
	Bruta		Filtrada			
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
0	1607	155	1040	95	90,4	94,1
1	1235	200	855	0	83,8	100,0
2	1250	74	790	61	94,1	95,2
3	1078	91	882	71	91,6	93,4
4	1164	97	835	73	91,7	93,8
5	1125	66	904	52	94,2	95,4
6	910	103	724	96	88,7	89,5
7	1202	125	881	104	89,6	91,4
8	1186	122	1042	110	89,8	90,8
9	170	67	162	60	60,7	65,1
10	359	182	180	165	49,4	54,0
11	1950	378	850	354	80,6	81,8
12	670	380	503	354	43,2	47,2
13	1400	945	675	835	32,5	40,4
14	1845	550	1675	500	70,2	72,9
15	1780	750	1565	600	57,9	66,3
19	1630	1300	1395	650	20,2	60,1
20	1565	1250	1410	700	20,1	55,3
21	1400	740	765	650	47,1	53,6
26	1515	855	1240	805	43,6	46,9
				Média	67,0	74,3
				Σ	25,9	20,2

Tabela B.2 – Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica Etapa 2: Fase 1B

Dias	DQO (mg/L)				Ef. Total de M.O. (%)	Ef. de M.O. Filtrada (%)
	Bruta		Filtrada			
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
27	2900	1075	1450	1075	62,9	62,9
28	1650	1075	1350	1075	34,8	34,8
30	1450	725	650	550	50,0	62,1
33	1950	950	700	725	51,3	62,8
34	1500	950	1400	-	36,7	
37	2300	1250	-	-	45,7	
40	2300	1900	-	-	17,4	
42	2100	1600	-	-	23,8	
47	1080	570	-	-	47,2	
49	1100	670	570	570	39,1	48,2
56	1991,5	550	1591,5	530	72,4	73,4
58	1692,5	480	1488,5	450	71,6	73,4
61	1526	670	1457,5	490	56,1	67,9
63	700	550	570	540	21,4	22,9
65	1550	730	1750	555	52,9	64,2
68	1750	620	1925	550	64,6	68,6
70	1730	637	1660	572	63,2	66,9
75	2090	663	1830	550	68,3	73,7
77	2270	655	1520	570	71,1	74,9
79	1860	689	1820	575	63,0	69,1
82	2730	451	2340	349	83,5	87,2
84	3080	564	2010	481	81,7	84,4
89	2380	684	2090	576	71,3	75,8
96	4780	556	4050	470	88,4	90,2
98	3340	464	3120	429	86,1	87,2
				Média	57,0	67,5
				σ	20,2	16,7

Tabela B.3 – Cálculo da eficiência de remoção de matéria orgânica Etapa 2: Fase 2

Dias	DQO (□G/L)				Ef. Total de M.O. (%)	Ef. De M.O. Filtrada (%)
	Bruta		Filtrada			
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
103	4830	524	4460	407	89,2	91,6
105	5210	1132	4440	900	78,3	82,7
107	2090	960	1890	770	54,1	63,2
109	1810	384	1610	370	78,8	79,6
111	1350	414	1230	366	69,3	72,9
113	1050	381	870	315	63,7	70,0
117	1470	374	1110	349	74,6	76,3
				Média	72,6	76,6
				σ	11,4	9,2

APÊNDICE C – RESULTADOS DAS ANÁLISES DA SÉRIE DE SÓLIDOS DE MONITORAMENTO DA ETAPA 2

Tabela C.1 – Resultados das análises da série de sólidos etapa 2: Fase 1A

Série de Sólidos (g/L)	Dias																								
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	26
S.T.	7,4	8,0	7,8	7,5	6,4	6,4	6,4	7,0	7,6	7,2	8,8	10,5	10,9	11,4	11,5	11,7	11,3	11,1	11,0	11,2	11,5	11,5	11,6	11,3	11,2
S.T.V.	4,6	4,0	4,2	4,6	4,5	4,4	4,4	4,7	6,0	4,9	4,9	5,2	5,4	5,4	5,1	5,2	4,8	4,7	4,5	4,6	4,9	5,1	5,0	5,1	5,0
S.S.T.	5,8	5,7	5,3	5,1	4,8	5,3	4,7	5,2	6,8	5,9	6,1	6,3	6,9	6,5	5,7	4,8	4,9	5,0	4,9	5,2	6,2	6,2	6,3	6,2	6,2
S.S.V.	4,1	3,5	3,8	4,2	4,2	4,1	3,7	4,2	4,7	4,4	4,8	5,2	4,4	4,1	3,5	2,8	2,8	3,0	2,8	2,9	4,2	4,1	4,2	4,6	4,7

Tabela C.2 – Resultados das análises da série de sólidos etapa 2: Fase 1B

Série de Sólidos (g/L)	Dias																											
	27	28	29	30	33	34	35	37	40	42	44	47	49	54	56	58	61	63	65	68	75	77	84	89	91	93	96	98
S.T.	12,3	12,2	12,2	11,2	13,2	13,2	13,4	13,1	13,5	14,6	14,1	14,1	14,1	14,2	14,5	14,1	14,9	11,3	11,8	12,0	15,3	15,4	14,3	15,6	14,3	13,9	15,8	14,1
S.T.V.	5,7	5,1	5,1	4,4	5,5	5,8	6,0	5,4	5,4	5,8	5,9	5,9	5,7	6,1	6,3	6,2	6,5	5,3	5,8	5,5	6,6	6,8	6,6	7,5	7,0	6,9	7,6	6,5
S.S.T.	7,1	6,7	6,9	6,5	8,0	8,3	8,8	8,5	8,9	10,0	10,7	10,8	10,8	10,9	11,1	10,8	7,8	8,1	11,3	8,7	12,0	12,4	11,9	13,2	12,0	11,3	12,9	11,4
S.S.V.	5,2	4,3	4,3	4,1	4,7	4,9	5,1	4,5	4,7	4,9	5,3	5,0	5,2	4,9	5,5	5,6	4,4	4,4	5,3	4,4	5,4	5,3	5,5	6,5	6,4	6,1	6,5	5,9

Tabela C.3 – Resultados das análises da série de sólidos etapa 2: Fase 2

ETAPA 2: FASE 2 (Reator mantido a 22°C)

Série de Sólidos (g/L)	Dias																	
	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110	111	112	113	114	115	116	117	118
S.T.	10,9	10,7	8,7	8,7	7,8	8,3	7,3	6,6	5,7	4,6	2,7	5,4	3,2	3,4	3,5	4,0	3,9	3,2
S.T.V.	5,4	5,2	4,1	3,7	3,3	3,2	2,8	2,7	2,2	1,7	0,7	2,0	1,1	1,4	1,1	1,4	1,4	1,2
S.S.T.	8,5	7,9	6,1	5,9	4,9	5,1	4,2	3,3	2,5	2,0	0,3	3,6	0,8	1,1	1,3	1,6	1,3	1,1
S.S.V.	4,9	4,3	3,4	3,3	2,9	2,7	2,3	1,8	1,7	1,4	0,3	1,5	0,6	0,6	0,7	0,8	0,8	0,7

APÊNDICE D – RESULTADOS DOS PARÂMETROS ANALISADOS NOS PERFIS TEMPORAIS DA ETAPA 2

Tabela D.1 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1A – 22º dia de operação

Tempo (horas)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NH ₃ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N-NH ₃ ⁻ (<10)
0	58,0	61,7	0,1	9,1	26,6	1,3	31,8	0,000000	1160,8	635,1	1,2	1234,0	0,04
1	48,6	53,0	2,3	9,1	26,9	0,9	24,9	0,000014	965,1	498,1	45,4	1051,1	0,04
2	43,2	46,7	3,2	8,8	27,1	0,7	15,4	0,000036	850,1	307,9	63,3	920,0	0,05
3	30,4	55,5	4,3	8,9	27,3	0,8	12,2	0,000040	593,9	244,6	84,1	1084,0	0,07
4	18,6	62,8	5,6	8,6	27,5	1	5,2	0,000089	360,3	103,0	109,1	1217,4	0,19
5	8,5	61,5	6,7	8,6	27,6	1,1	2,3	0,000113	164,2	45,1	128,5	1183,9	0,49
6	2,1	62,8	6,4	8,6	27,8	2,1	0,5	0,000115	39,6	10,5	121,8	1198,5	4,01
7	0,3	60,3	1,8	8,7	27,9	3,4	0,1	0,000024	6,3	2,1	33,6	1141,7	32,44
8	0,3	65,3	0,1	8,7	28,1	4,9	0,1	0,000001	6,4	2,3	1,9	1226,7	43,33

Tabela D.2 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 35º dia de operação

Tempo (horas)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NH ₃ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N-NH ₃ ⁻ (<10)
0	93,3	31,5	0,7	9,2	21,6	0,2	46,8	3,69E-06	1866,2	936,5	14,5	630,0	0,00
1	86,1	40,3	1,7	9,2	21,6	0,2	42,6	8,81E-06	1709,0	846,0	33,5	799,0	0,00
2	67,8	42,9	3,1	9,1	21,4	0,1	29,7	1,95E-05	1336,0	585,1	61,1	844,1	0,00
3	55,5	40,4	4,2	8,7	21,3	0,2	11,2	0,0001	1085,1	218,4	82,1	788,8	0,02
4	32,9	49,1	6,4	8,4	21,3	0,2	4,0	0,0002	638,0	77,9	123,2	952,5	0,05
5	11,3	86,6	7,0	8,3	21,3	0,2	1,0	0,0003	218,1	19,8	134,8	1667,1	0,19
6	3,3	49,1	4,8	8,3	21,3	0,9	0,3	0,0002	62,6	5,8	91,7	937,8	2,95
7	2,5	45,4	0,2	8,5	21,4	2,9	0,3	0,0000	47,6	6,4	3,8	859,4	8,65
8	2,3	39,1	0,1	8,3	21,4	4,5	0,2	1,94E-06	43,4	4,4	0,9	735,1	19,17

Tabela D.3 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 44° dia de operação

Tempo (horas)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NH ₃ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N-NH ₃ ⁻ (<10)
0	77,7	50,4	2,0	9,0	21,2	0,3	27,6	1,71E-05	1554,8	551,0	39,9	1007,0	0,01
1	60,7	49,1	2,3	8,8	21,2	0,2	15,2	3,12E-05	1205,7	302,2	45,7	974,6	0,01
2	48,3	42,9	2,7	8,9	21,2	0,2	14,0	3,03E-05	950,9	275,0	52,9	844,1	0,01
3	48,5	46,6	3,1	8,7	21,1	0,1	11,0	0,0000	949,0	215,5	61,1	911,0	0,01
4	38,1	49,1	3,7	8,6	21,1	0,2	6,5	0,0001	739,9	125,9	71,1	952,5	0,03
5	27,5	61,6	4,1	8,7	21,1	0,2	6,4	0,0001	528,8	122,4	78,0	1185,8	0,03
6	19,8	49,1	4,3	8,7	21,1	0,2	4,3	0,0001	378,9	82,9	81,7	937,8	0,05
7	8,1	51,6	4,6	8,7	20,8	0,2	1,7	0,0001	152,9	32,2	86,5	977,8	0,12
8	2,6	54,1	4,3	8,5	20,7	0,4	0,4	0,0001	49,4	7,4	80,4	1017,1	1,01
9	2,4	49,1	1,5	8,5	20,6	0,6	0,4	3,611E-05	45,4	6,8	27,5	915,7	1,66

Tabela D.4 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 54° dia de operação

Tempo (horas)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NH ₃ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N-NH ₃ ⁻ (<10)
0	22,0	60,4	0,6	9,0	22,9	4,2	8,8	4,41E-06	439,9	175,3	11,3	1207,0	0,48
1	2,7	61,6	0,1	8,7	23	4,6	0,6	1,03E-06	54,3	12,8	1,3	1222,8	7,13
2	2,3	60,4	0,0	8,7	22,9	5,6	0,6	1,52E-07	45,1	11,0	0,2	1188,9	10,05
3	2,1	61,6	0,0	8,9	22,6	5,5	0,7	0,0000	40,5	13,5	0,5	1204,3	7,94
4	1,9	59,1	0,0	8,9	22,4	5,6	0,6	0,0000	36,1	11,7	0,2	1146,5	9,25

Tabela D.5 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 55º dia de operação

Tempo (horas)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NH ₃ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N-NH ₃ ⁻ (<10)
0	91,8	51,6	0,7	9,0	21,9	0,5	35,4	5,56E-06	1835,9	707,4	14,2	1032,0	0,01
1	89,9	59,1	2,2	9,0	22	0,5	36,5	1,61E-05	1785,1	724,2	43,9	1173,1	0,01
2	62,9	65,4	3,6	9,0	22,1	0,3	24,1	2,85E-05	1238,8	474,6	70,4	1287,4	0,01
3	43,0	67,9	5,0	9,0	22,1	0,4	15,5	0,0000	840,5	302,1	96,8	1326,5	0,03
4	29,1	65,4	6,3	8,8	22	0,3	8,4	0,0001	564,9	162,1	121,3	1267,8	0,04
5	4,1	61,6	6,2	8,6	21,7	1,8	0,8	0,0001	78,9	15,7	118,4	1185,8	2,21
6	2,4	65,4	1,0	8,7	21,6	4,1	0,5	0,0000	45,4	10,4	19,6	1248,2	7,51
7	2,0	70,4	0,1	8,8	21,4	5,1	0,5	0,0000	37,7	9,6	2,3	1333,1	10,10
8	2,0	59,1	0,1	8,8	21,3	5,2	0,51	0,00	37,2	9,6	1,5	1110,1	10,23

Tabela D.6 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 93º dia de operação

Tempo (horas)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NH ₃ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N-NH ₃ ⁻ (<10)
0	41,8	16,5	0,0	9,0	21,2	0,1	15,3	0	836,4	306,2	0,0	330,0	0,01
1	42,8	16,5	0,0	8,8	21,2	0,1	11,1	0	849,3	220,7	0,0	327,5	0,01
2	44,2	22,8	0,0	9,1	21,1	0,1	19,9	0	869,8	392,5	0,0	448,2	0,01
3	39,8	21,5	0,0	9,1	21,1	0	15,9	0,0000	777,6	311,3	0,0	420,3	0,00
4	36,7	27,8	0,0	8,6	21	0,1	6,7	0,0000	712,9	130,4	0,0	538,4	0,01
5	26,5	26,5	0,7	8,4	21	0,2	3,4	0,0000	510,9	65,0	13,8	510,1	0,06
6	18,2	37,8	2,4	8,4	20,9	0,3	2,3	0,0001	346,9	43,9	45,7	721,0	0,13
7	11,3	30,3	4,3	8,4	20,9	0,5	1,2	0,0002	213,4	22,4	80,5	573,2	0,42
8	8,3	36,5	6,3	8,4	20,9	0,7	1,0	0,0002	156,3	19,0	118,7	686,2	0,69

Tabela D.7 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 1B – 99º dia de operação

Tempo (horas)	N-NH ₄ ⁺ (mg/L)	N-NO ₃ ⁻ (mg/L)	N-NO ₂ ⁻ (mg/L)	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NH ₃ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N-NH ₃ ⁻ (<10)
0	79,6	35,3	0,0	9,1	21,7	0,7	35,9	6,11E-08	1591,6	717,3	0,2	705,0	0,02
1	292,8	14,0	0,0	9,2	21,7	0,7	153,6	4,74E-08	5811,8	3048,0	0,2	277,9	0,00
2	154,9	16,4	0,0	9,3	21,8	0,8	84,8	2,21E-08	3052,3	1670,6	0,1	323,1	0,01
3	130,4	27,7	0,0	9,3	21,7	0,2	72,0	0,0000	2549,1	1407,2	0,5	540,6	0,00
4	128,1	21,4	0,0	9,2	21,5	0,1	62,3	0,0000	2485,2	1208,3	0,7	415,2	0,00
5	131,4	20,2	0,0	8,9	21,4	0,1	38,4	0,0000	2528,8	739,6	0,2	387,9	0,00
6	105,1	22,7	0,0	8,8	21,3	0	28,5	0,0000	2008,1	544,1	0,4	432,6	0,00
7	80,8	25,2	0,0	8,6	21,2	0,1	14,1	0,0000	1531,7	267,4	0,7	476,6	0,01
8	76,5	22,7	0,0	8,5	21,1	0,2	12,0	2,36E-07	1438,4	225,9	0,2	425,8	0,02

Tabela D.8 – Resultados dos parâmetros analisados nos perfis da etapa 2: Fase 2 – 113º dia de operação

Tempo (horas)	N- NH ₄ ⁺ (mg/L)	Nitrato mg/L NO ₃ ⁻ -N	Nitrito mg/L NO ₂ ⁻ -N	pH	T (°C)	O.D (mg/L)	N-NH ₃ (mg/L)	HNO ₂ (mg/L)	Massa de N-NH ₄ ⁺ (mg)	Massa de N-NO ₂ ⁻ (mg)	Massa de N-NO ₃ ⁻ (mg)	Relação OD/N- NH ₃ ⁻ (<10)
0	75,4	30,2	1,6	8,7	21,3	2,5	17,3	0,0000	1507,1	32,4	603,0	0,14
1	73,7	28,9	0,0	8,7	21,3	2,5	16,9	0,0000	1462,1	0,4	573,7	0,15
2	67,3	26,4	0,0	8,8	21,5	0,8	16,2	0,0000	1326,0	0,4	520,1	0,05
3	52,0	26,4	0,0	8,7	21,6	0,4	12,4	0,0000	1016,7	0,4	516,1	0,03
4	45,4	22,7	0,3	8,7	21,6	1,9	10,8	0,0000	881,0	6,2	439,4	0,17
5	42,8	32,7	0,8	8,7	21,6	3,4	9,8	0,0000	824,5	15,1	628,5	0,34
6	48,9	23,9	1,1	8,6	21,6	3,8	8,6	0,0000	934,4	21,7	456,5	0,45
7	66,1	25,2	0,2	8,4	21,7	4,2	8,6	0,0000	1253,1	4,2	476,6	0,49
8	57,7	26,4	1,6	8,4	21,6	4,6	7,2	0,0000	1084,3	29,4	496,3	0,63
9	52,7	25,2	1,6	8,7	21,6	4,8	11,2	0,0000	983,5	30,1	469,0	0,43
10	36,5	27,7	1,8	8,7	21,6	5,8	7,6	0,0000	675,4	34,0	511,5	0,75
11	43,2	28,9	2,0	8,4	21,4	5,5	5,4	0,0001	793,1	36,9	530,3	1,01
12	43,2	31,4	2,2	8,6	21,5	5,0	8,1	0,0000	785,9	39,6	571,5	0,62
13	38,5	33,9	2,2	8,7	21,5	4,9	9,1	0,0000	695,6	40,4	611,9	0,54
14	41,8	37,7	2,5	8,6	21,4	4,9	7,5	0,0001	747,4	45,0	673,9	0,65
15	71,2	37,7	2,5	8,7	21,4	4,8	16,8	0,0000	1263,8	43,5	668,3	0,29
16	75,3	36,4	2,7	8,4	21,3	4,8	8,8	0,0001	1326,1	47,5	640,6	0,54
17	50,0	37,7	2,9	8,4	21,3	4,7	5,4	0,0001	872,9	50,0	657,0	0,87
18	43,1	38,9	3,0	8,4	21,2	4,6	4,9	0,0001	745,9	51,7	673,0	0,94
19	37,5	37,7	3,0	8,5	21,2	4,6	5,4	0,0001	643,3	52,1	645,7	0,85
20	31,6	43,9	3,2	8,5	21,2	4,6	4,7	0,0001	538,0	53,8	746,3	0,97
21	30,2	42,7	3,4	8,5	21	4,4	4,1	0,0001	509,4	57,1	718,7	1,07
22	28,6	41,4	3,5	8,5	21,1	4,4	3,8	0,0001	477,4	58,5	691,4	1,16
23	25,4	43,9	3,5	8,4	21,1	4,5	3,1	0,0001	420,9	58,1	726,5	1,46
24	25,3	45,2	3,5	8,4	21	4,1	2,9	0,0001	415,1	57,6	740,5	1,41

APÊNDICE E – METODOLOGIA UTILIZADA PARA A ESTIMATIVA DAS DENSIDADES DE BACTÉRIAS NITRIFICANTES E DESNITRIFICANTES

Tabela E.1. Soluções estoques utilizadas no preparo do meio de cultivo específico para o crescimento de bactérias oxidantes de amônia e oxidantes de nitrito.

Componentes	Concentração da solução estoque (g/100mL)*	Volume da solução estoque (mL) requerida para 500mL de meio de cultivo	
		oxidantes de amônia	oxidantes de nitrito
Sais			
(NH ₄) ₂ SO ₄	5,0	0,5	-
NaNO ₂	0,68	-	0,5
CaCl ₂ .2H ₂ O	1,34	0,5	0,5
MgSO ₄ .7H ₂ O	4,0	0,5	2,5
K ₂ HPO ₄	3,48	2,0	-
KH ₂ PO ₄	2,72	3,75	0,5
Indicador			
Azul de bromotimol	0,04	0,5	-
Ferro quelante			
FeSO ₄ .7H ₂ O	0,246		
EDTA dissódico	0,331	0,5	0,5
Elementos traço			
NaMoO ₄ .2 H ₂ O	0,01		
MnCl ₂	0,02		
CoCl ₂ . 6H ₂ O	0,0002	0,5	0,5
ZnSO ₄ . 7H ₂ O	0,01		
CuSO ₄ . 5H ₂ O	0,002		

Fonte: Schmidt e Belser (1984).

* q.s.p. 100mL de água ultra-pura