

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE
PROCESSOS**

**BIOAUMENTAÇÃO EM REATORES ANAERÓBIO E
AERÓBIO E USO DE REATOR NITRIFICANTE PARA
REDUÇÃO DA CARGA ORGÂNICA E NITROGENADA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO

Manuela Gomes Cardoso

**Santa Maria, RS, Brasil.
2012**

BIOAUMENTAÇÃO EM REATORES ANAERÓBIO E AERÓBIO E USO DE REATOR NITRIFICANTE PARA REDUÇÃO DA CARGA ORGÂNICA E NITROGENADA

Manuela Gomes Cardoso

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, área de concentração em Desenvolvimento de processos agroindustriais e ambientais, da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do grau de **Mestre em Engenharia Química**

Orientador: Prof. Dr. Sérgio Luiz Jahn

Santa Maria, RS, Brasil.

2012

**Universidade Federal de Santa Maria
Centro de Tecnologia
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos**

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova a
Dissertação de Mestrado

**BIOAUMENTAÇÃO EM REATORES ANAERÓBIO E AERÓBIO E USO
DE REATOR NITRIFICANTE PARA REDUÇÃO DA CARGA
ORGÂNICA E NITROGENADA**

elaborada por
Manuela Gomes Cardoso

como requisito parcial para obtenção do grau de
Mestre em Engenharia Química

COMISSÃO EXAMINADORA:

Sergio Luiz Jahn, Dr.
(Presidente/Orientador)

Djalma Dias da Silveira, Dr. (UFSM)

Marcio Schwaab, Dr. (UFSM)

Santa Maria, 13 de Janeiro de 2012.

*Este trabalho é dedicado às futuras pesquisas
na área de tratamento biológico.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos meus pais, Gislaine da Rosa Gomes e Renato Machado Cardoso, a toda minha família e aos colegas Roger Gallon, Alexandre Junges e Flávio Mayer. Agradeço em especial às alunas de graduação e colaboradoras desta presente pesquisa, Jalusa Konzen Albiero e Camila Ottonelli Calgaro e ao professor Márcio Schwaab por toda ajuda, durante todo o curso de mestrado.

RESUMO

Dissertação de Mestrado
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos
Universidade Federal de Santa Maria

BIOAUMENTAÇÃO EM REATORES ANAERÓBIO E AERÓBIO E USO DE REATOR NITRIFICANTE PARA REDUÇÃO DA CARGA ORGÂNICA E NITROGENADA

AUTORA: MANUELA GOMES CARDOSO

ORIENTADOR: SERGIO LUIZ JAHN, Dr.

Data e Local da Defesa: Santa Maria, 13 de Janeiro de 2012.

Efluentes agroindustriais são capazes de causar grande impacto em corpos d'água se lançados sem tratamento adequado. A remoção da carga orgânica nos tratamentos biológicos convencionais é conseguida com elevada geração de lodo residual e consumo energético. As técnicas usuais de remoção biológica da carga nitrogenada demandam altos custos com implantação e manutenção nas unidades de tratamento de efluentes. Buscando o desenvolvimento de uma tecnologia que possa ser empregada em unidades de tratamento já em funcionamento sem elevados custos de instalação e operação, um reator aeróbio e um anaeróbio com uso da técnica da bioaumentação e um reator para nitrificação de leito fixo foram construídos em escala de bancada. Efluente real foi coletado de uma empresa frigorífica e microrganismos de alta taxa de consumo para a bioaumentação foram adquiridos comercialmente. O sistema biológico foi operado de forma contínua, com o reator anaeróbio e aeróbio em sequência e com recirculação do sobrenadante do anaeróbio ao reator nitrificante. Após percolar no reator nitrificante, este sobrenadante era drenado de volta ao fundo do reator anaeróbio, de forma com que entrasse em contato com o lodo formado ao fundo do mesmo e possibilitasse a denitrificação dos compostos nitrogenados. Os ensaios foram realizados sob duas condições de vazão: 2,5 e 5,0 L/dia, que resultaram em condições de carga orgânica aplicada (COA) correspondentes a 3,7 e 19,6 gDQOsolúvel/dia e sob temperatura mantida constante em 30°C. O reator anaeróbio foi avaliado sob as temperaturas de 20 e 30°C. O sistema de nitrificação foi testado somente para a condição de 19,6 gDQOsolúvel/dia de carga. Foram avaliadas as variações nos teores de DQO, DQO solúvel, NH₃, turbidez e sólidos suspensos em cada reator e no sistema todo. Obteve-se até 76,9% de remoção de DQO solúvel no sistema para a condição de

COA mais baixa e 71,1% para COA de 19,6 gDQOsolúvel/dia. Os microrganismos testados apresentaram taxa de geração de sólidos de 0,035 a 0,19 gSSV/gSSV*dia, valores estes em torno de 10 vezes menor que os reportados para sistemas sem bioaugmentação. Os coeficientes de crescimento de biomassa (Y) e de taxa máxima específica de consumo de substrato (k) ficaram próximos aos valores para sistemas sem uso da bioaugmentação, indicando que a principal vantagem do uso desta técnica está na baixa geração de lodo. Verificou-se que o sistema anaeróbio bioaugmentado resiste melhor a variações de temperatura frente aos sistemas usuais, pois para redução de 10°C na temperatura, observou-se a redução de apenas 27,6% na remoção de DQO. A eficiência de remoção de NH₃ no sistema antes e depois da utilização do reator nitrificante em paralelo foi de 38,8 e 62%, respectivamente, indicando que a ligação do sistema de recirculação do sobrenadante do reator anaeróbio até um reator desenvolvido especificamente para nitrificação possibilita a remoção da carga amoniacal do efluente.

Palavras-chave: bioaugmentação, anaeróbio-aeróbio, nitrificação.

ABSTRACT

Thesis for the degree of Master of Science
Post-Graduation Program in Process Engineering
Federal University of Santa Maria

BIOAUGMENTATION IN THE ANAEROBIC AND AEROBIC REACTORS AND USE OF NITRIFIER REACTOR FOR THE REDUCTION OF ORGANIC AND NITROGEN LOADS

AUTHOR: MANUELA GOMES CARDOSO

ADVISOR: SERGIO LUIZ JAHN, Dsc.

Date and Local of defense: Santa Maria, January 13th, of 2012.

Agro-industrial effluents are capable of causing great impact on water bodies if released without adequate treatment. The removal of the organic load in the conventional biological treatments is achieved with high generation of sludge and energy consumption. The usual techniques of biological removal of nitrogen load demand high deployment and maintenance costs in wastewater treatment units. Seeking the development of a technology that can be employed in treatment units already in operation without high costs of installation and operation, an anaerobic and aerobic reactor using the technique of bioaugmentation and a fixed bed reactor for nitrification were built in scalebench. Real effluent was collected from a meat packing company and microorganisms of high rate of consumption for bioaugmentation were purchased commercially. The biological system was operated continuously with the anaerobic and aerobic reactor in sequence and with recirculation of supernatant from the anaerobic reactor to the nitrifying one. After percolating in the nitrifying reactor, the supernatant was drained back to the bottom of the anaerobic reactor, so that came in contact with the clay formed the bottom of it, making possible the denitrification of nitrogen compounds. Assays were performed under two conditions of flow rate: 2.5 and 5.0 L/day, resulting in organic loading conditions (COA) corresponding to 3.7 and 19.6 gDQOsolúvel/day under constant temperature of 30°C. The anaerobic reactor was evaluated at temperatures of 20 and 30°C. The nitrification system was tested only for 19.6 gDQOsolúvel/day condition of load. The variations of chemical oxygen demand (COD), soluble COD, NH₃, turbidity and suspended solids in each reactor and in the whole system were analyzed. Were obtained removal of 76.9% soluble COD in the system to the condition of lower COA and 71.1% to 19.6 gDQOsolúvel/day. The microorganisms tested presented solids

generation rate (μ) from 0.035 to 0.19 gSSV/gSSV*day, these values are about 10 times lower than those reported for systems without bioaugmentation. The coefficients of biomass growth (Y) and maximum specific substrate consumption (k) were close to those systems without use of the bioaugmentation, indicating that the main advantage of this technique is the lower generation of sludge. It was found that the anaerobic system with bioaugmentation is more resistant to temperature changes compared to the usual system as to reduce the temperature 10°C, there was a reduction of only 27.6% for COD removal. The removal efficiency of NH_3 in the system before and after use of the nitrifying reactor was 38.8 and 62%, respectively, indicating that binding of recirculation of the supernatant of the anaerobic reactor to a nitrification reactor designed specifically to allow removing the ammonia load in the effluent.

Key words: bioaugmentation, anaerobic-aerobic, nitrification.

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Padrões de emissão para efluentes líquidos (exceto efluentes domésticos).....	20
Tabela 2.2 – Níveis de DBO, DQO, SS e NTK encontrados em efluentes agroindustriais, a média destes valores e o percentual de remoção necessário.	21
Tabela 2.3 – Sistemas mais usuais, de mecanismos bem estabelecidos.	27
Tabela 2.4 – Tecnologias em constante desenvolvimento.	27
Tabela 3.1 – Numeração dos equipamentos e pontos de coleta do desenho....	33
Tabela 3.2 – Dados de literatura para o projeto do reator anaeróbio.	37
Tabela 3.3 – Volume dos reatores e TDH empregado nos ensaios.	42
Tabela 3.4 – Quantidade e frequência de solução diluída de Biol® adicionada em cada reator.	45
Tabela 3.5 – Características da alimentação do reator nitrificante.	50
Tabela 3.6 – Frasco coletor, modo e tempo de preservação das amostras.	52
Tabela 4.1 – Dados do efluente bruto coletado (não filtrado).	56
Tabela 4.2 – Dados de projeto do reator anaeróbio.	57
Tabela 4.3 – Dados obtidos no cálculo de eficiência de remoção do aeróbio...	58
Tabela 4.4 – Dados da simulação do projeto do reator de nitrificação.	61
Tabela 4.5 – Dados de projeto do reator de nitrificação.	61
Tabela 4.6 – Concentração de O.D. observada nos reatores durante os ensaios.	63
Tabela 4.7 – Eficiência de remoção (E_r) de DQOsol para vazão de 5 L/d.....	64
Tabela 4.8 – E_r de SS para vazão de 5 L/d.	64
Tabela 4.9 – Eficiência de remoção (E_r) de DQOsol para 2,5 L/d.....	66
Tabela 4.10 – E_r de SS para vazão de 2,5 L/d.	67
Tabela 4.11 – Coeficientes de crescimento bacteriano comumente encontrados.....	68
Tabela 4.12 – Taxa máxima específica para diferentes temperaturas.	76
Tabela 4.13 – Eficiência de remoção de DQOsol no reator anaeróbio sob diferentes temperaturas.....	77
Tabela 4.14 – DQO monitorada na superfície e no fundo do reator anaeróbio..	78
Tabela 4.15 – Resultados de DQO e NH_3 para entrada e saída do nitrificante...	80
Tabela 4.16 – Monitoramento do NO_3 na entrada e saída do reator nitrificante.	82
Tabela 4.17 – E_r de DQO e NH_3 no reator nitrificante.....	83
Tabela 4.18 – Monitoramento de NH_3 nos reatores anaeróbio e aeróbio.	85

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2.1 – Diagrama da lagoa de decantação, célula de nitrificação (Tidal Cell), e a corrente de enchimento-drenagem do sistema. Adaptado de Austin, 2008. ...	26
Figura 3.1 – Esquema representativo do fluxo do efluente ao longo do sistema, os equipamentos usados e os pontos de coleta para análises.	33
Figura 3.2 – Sistema de filtração à vácuo.	42
Figura 3.3 – Vista de cima do reator aeróbio.	44
Figura 4.1 – Argila expandida com diâmetro médio de 1,5 cm.	62
Figura 4.2 – Fotografia da superfície do reator anaeróbio em operação.	63
Figura 4.3 – Crescimento bacteriano anaeróbio para vazão de 5,0 L/d.	69
Figura 4.4 – Crescimento anaeróbio para os últimos dias de operação a 5,0 L/d.	69
Figura 4.5 – Crescimento específico anaeróbio para vazão de 5,0 L/d.	70
Figura 4.6 – Crescimento bacteriano aeróbio para vazão de 5 L/d.	71
Figura 4.7 – Crescimento específico aeróbio para vazão de 5,0 L/d.	72
Figura 4.8 – Crescimento bacteriano anaeróbio para vazão de 2,5 L/d.	73
Figura 4.9 – Crescimento anaeróbio para os últimos dias de operação a 2,5 L/d.	73
Figura 4.10 – Crescimento específico anaeróbio para vazão de 2,5 L/d.	74
Figura 4.11 – Crescimento bacteriano aeróbio para vazão de 2,5 L/d.	75
Figura 4.12 – Crescimento específico aeróbio para vazão de 2,5 L/d.	76
Figura 4.13 – Diferença na turbidez entre fundo e sobrenadante no anaeróbio.	79
Figura 4.14 – Concentração de NH_3 na entrada e saída do nitrificante durante toda sua operação.	82

LISTA DE REDUÇÕES

COA – Carga Orgânica Aplicada
COV – Compostos Orgânicos Voláteis
CTC – Capacidade de Troca Catiônica
DBO – Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO – Demanda Química de Oxigênio
DQOsol – Demanda Química de Oxigênio Solúvel
NAT – Nitrogênio Amoniacal Total
NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl
OD – Oxigênio Dissolvido
POA – Processos Oxidativos Avançados
PPGEPRO – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos
SS – Sólidos Suspensos
SSV – Sólidos Suspensos Voláteis
TDH – Tempo de Detenção Hidráulica
TRS – Tempo de Retenção de sólidos
UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket
UFSM – Universidade Federal de Santa Maria

LISTA DE APÊNDICES

APÊNDICE A – Formulário de coleta e análises.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	16
1.1. O descarte dos efluentes líquidos e o meio ambiente.....	16
1.2 Sistemas de tratamento biológico de esgotos.....	17
1.3 O desenvolvimento de uma tecnologia.....	17
1.4 O uso da bioaugmentação.....	18
1.5 Objetivos.....	19
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
2.1 Justificativa: problemática atual.....	20
2.2 Seleção da tecnologia para pesquisa e desenvolvimento.....	23
2.2.1 Processo por Lodo Ativado.....	24
2.2.2 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (RAFA).....	24
2.2.3 Biofiltro Aerado Submerso.....	25
2.2.4 Reator Sequencial em Batelada.....	25
2.2.5 Reator de Biodisco Rotativo (RBR).....	25
2.2.6 Sistema Simultâneo de Nitrificação-Desnitrificação.....	26
2.2.7 Processos Oxidativos Avançados (POA's).....	26
2.2.8 Separação por Membranas.....	27
2.2.9 Adsorção.....	27
2.2.10 Air Stripping.....	27
2.2.11 Recirculação de Efluente de Reator Anaeróbio em Célula Nitrificante.....	28
2.3 Uso de microrganismos de alta taxa de consumo: bioaugmentação.....	30
2.4 reatores nitrificantes de leito fixo.....	31
2.5 Lagoas de estabilização.....	32
2.5.1 Lagoas anaeróbias.....	32
2.5.2 Lagoas aeradas de mistura completa.....	34
3. MATERIAIS E MÉTODOS	36
3.1 Seleção da tecnologia.....	36
3.2 Sistema desenvolvido.....	37
3.3 Dimensionamento dos reatores.....	40
3.3.1 Reator Anaeróbio.....	40
3.3.2 Reator Aeróbio.....	41

3.3.3 Reator de Nitrificação	44
3.4 Operação dos reatores anaeróbio e aeróbio	45
3.5 Metodologia para a bioaugmentação	48
3.6 Caracterização do crescimento microbiano em meios anaeróbio e aeróbio	50
3.6.1 Coeficiente de crescimento da biomassa (ou crescimento celular, Y).....	50
3.6.2 Taxa máxima de crescimento específico de biomassa (μ_m) e tempo de retenção de sólidos (TRS).....	51
3.6.3 Taxa máxima específica de consumo do substrato (ou constante de utilização máxima de substrato, k)	52
3.6.4 O efeito da temperatura	52
3.7 Operação do reator nitrificante.....	52
3.8 Análises de monitoramento do processo.....	55
3.9 Práticas para amostragem	57
3.10 Determinação da eficiência do processo	58
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	60
4.1 Dimensionamento dos reatores	60
4.1.1 Reator Anaeróbio.....	60
4.1.2 Reator Aeróbio.....	62
4.1.3 Reator de nitrificação	64
4.2 Monitoramento de oxigênio dissolvido nos reatores anaeróbio e aeróbio .	67
4.3 Eficiência de remoção de DQO_{sol} e SS nos reatores anaeróbio e aeróbio	68
4.3.1 Eficiência de remoção (E_r) de DQO _{sol} e SS para vazão de 5 L/d.....	68
4.3.2 Eficiência de remoção (E_r) de DQO _{sol} e SS para vazão de 2,5 L/d.....	70
4.4 Análise do crescimento microbiano em meios anaeróbio e aeróbio	72
4.4.1 Sistema operando sob vazão alta, de 5 L/d.....	73
4.4.2 Sistema operando sob vazão baixa, de 2,5 L/d	78
4.4.3 O efeito da temperatura no reator anaeróbio.....	82
4.5 Operação do reator nitrificante.....	83
4.6 Eficiência de remoção (E_r) de NH₃ e DQO no reator nitrificante	88
5. CONCLUSÕES.....	93

1. INTRODUÇÃO

1.1 O descarte dos efluentes líquidos e o meio ambiente

O comprometimento da qualidade dos corpos d'água é principalmente decorrente da poluição, causada pelo lançamento de esgotos domésticos e industriais com pouco ou nenhum tratamento ao meio ambiente.

A presença de oxigênio dissolvido (OD) no corpo d'água é fundamental para a manutenção e o desenvolvimento da vida aquática. Por sua vez, o lançamento da poluição orgânica tem efeito justamente oposto: gera uma alta demanda bioquímica de oxigênio (DBO), de modo a satisfazer as necessidades impostas pelos microrganismos. Ou seja, os processos de decomposição biológica, transformando os poluentes orgânicos em compostos mais simples e inertes, como CO_2 , H_2O e gases, se dá à custa de depleção do oxigênio dissolvido, chegando eventualmente a condições de anaerobiose (ausência de O_2 dissolvido) e perda da vida aquática.

Além da poluição por despejo de matéria orgânica, outro caso muito comum de poluição em corpos d'água se dá devido à carga excessiva de certos nutrientes utilizados ao crescimento biológico. O nitrogênio consiste em um dos principais nutrientes limitantes ao crescimento biológico, ou seja, o desenvolvimento de vários microrganismos é função da disponibilidade deste elemento no meio.

Em condições de ausência de poluição, os nutrientes estão em quantidade equilibrada (restrita) no meio. Quando o esgoto não tratado alcança o lago ou rio mais próximo, o nutriente adicionado em excesso elimina a restrição, causando um crescimento descontrolado dos microrganismos, a que se denomina eutrofização (Von Sperling, 1996).

Efluentes líquidos de agroindústrias contêm altos teores de carga orgânica e nitrogenada, capazes de provocar sérios impactos à qualidade das águas onde lançados. Estes efluentes são usualmente tratados em sistemas biológicos de tratamento, escolhidos muitas vezes devido ao limitado conhecimento de outras tecnologias.

1.2 Sistemas de tratamento biológico de esgotos

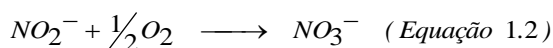
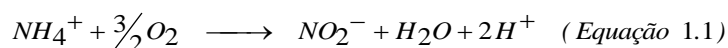
Nos sistemas de tratamento biológico, microrganismos realizam a depuração dos poluentes e os transformam em produtos finais mais simples e inertes. Os sistemas mais usuais são: lagoas anaeróbias, lagoas aeróbias, filtros biológicos e processo de lodo ativado.

Nas lagoas aeróbias, o processo de depuração se dá através da oxidação e conseqüente quebra dos compostos. O elevado consumo energético, os altos custos de instalação (que incluem dispositivos eletromecânicos para aeração) e a disposição do lodo gerado, frequentemente tornam o processo custoso às empresas.

Nas lagoas anaeróbias, as reações ocorrem sem a necessidade de OD, ocorrendo, portanto, os fenômenos da digestão ácida e fermentação metânica. O baixo custo de instalação e operação e a possibilidade de redução de até 60% da DBO levaram o processo a sua completa aceitação entre os profissionais da área. Entretanto, as lagoas anaeróbias requerem grande área para instalação, não fazem a remoção de nutrientes, além da geração de maus odores e insetos no local (Jordão e Pessôa, 1995).

1.3 O desenvolvimento de uma tecnologia

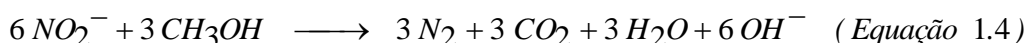
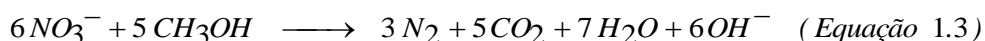
A remoção biológica de nitrogênio dos efluentes depende da reação de oxidação de amônia a nitrato, que consiste num processo realizado por bactérias autotróficas aeróbicas, denominado nitrificação e representado nas equações 1 e 2.



A nitrificação demanda concentrações de oxigênio maiores ainda que o necessário para depuração da carga orgânica, tornando-se inviável economicamente às empresas agroindustriais de pequena escala.

Os sistemas de lagoas anaeróbicas conseguem reduzir substancialmente a DBO, porém não são eficazes para remoção de altas cargas de compostos

nitrogenados. Essas lagoas podem ser adaptadas, utilizando-se bactérias que realizem a oxidação da carga orgânica utilizando os compostos como o nitrito (NO_2^-) e o nitrato (NO_3^-), ao invés de oxigênio (O_2), conforme demonstram as equações 1.3 e 1.4.



Neste processo, as lagoas anaeróbias conseguiriam remover nitrogênio, se integradas é claro, a uma etapa anterior de nitrificação, que viabilize a geração de NO_2^- e NO_3^- .

A partir deste contexto, métodos mais eficientes de nitrificação têm sido recentemente desenvolvidos. Alguns métodos utilizam reatores com aeração alternativa, como ciclos contínuos de enchimento-drenagem contendo leito fixo nitrificante. Quando o reator é preenchido com o efluente, os íons de NH_4^+ presentes são adsorvidos ao leito. Quando é feita a drenagem, o oxigênio da atmosfera penetra através dos poros, causando a aeração do biofilme exposto e a subsequente oxidação dos íons amônio (Austin, 2008).

Em alguns casos, a aeração necessária para a nitrificação é conseguida fazendo-se o efluente contendo alta carga amoniacal descer através de uma espécie de “cascata”, construída com pedregulhos, por onde o efluente percorre um fluxo descendente e ao mesmo tempo absorve o oxigênio da atmosfera (Chong, 2003).

Em ambos os sistemas, o efluente contendo nitritos e nitratos, deve ser drenado de volta à lagoa anaeróbica onde os mesmos serão reduzidos a N_2 , que por sua vez, é liberado para a atmosfera.

1.4 O uso da bioaugmentação

Segundo Foster e Whiteman (2008) bioaugmentação consiste na aplicação de microrganismos selecionados para incrementar uma população microbiana já existente, melhorando a qualidade da água. Geraldi et. al (1994) definem bioaugmentação como a adição de produtos contendo microrganismos em efluentes, visando aumentar a eficiência dos processos biológicos.

A tecnologia de bioaugmentação vem sendo praticada nos EUA desde os anos 60. No Brasil, esta prática teve maior incremento nos anos 90, com a chegada ao país de empresas que comercializam os aditivos bioquímicos para esta finalidade.

A adição de microrganismos selecionados às estações de tratamento de efluentes, vem beneficiar o processo pois a população nativa, normalmente formada por microrganismos presentes no efluente ou trazidos por água de chuva, poeira, ventos ou mesmo inoculados de outra fonte; como esgoto sanitário, nem sempre são os mais efetivos na biodegradação.

No presente trabalho, bioaugmentação será definida como a suplementação de microrganismos externos, de ocorrência natural, não patogênicos, nem alterados geneticamente, objetivando aumentar a eficiência dos processos biológicos e conseqüentemente melhorando as características do efluente final.

A implantação do reator de nitrificação e da técnica da bioaugmentação tem em comum o fato de poderem ser aplicadas com facilidade e sem necessidade de alteração na configuração nas estações de tratamento já em funcionamento.

1.5 Objetivos

O presente trabalho teve como objetivo geral avaliar o uso da bioaugmentação em reatores anaeróbio e aeróbio, operados em sequência visando o aumento na eficiência da remoção da carga orgânica e o uso de um reator nitrificante para remoção da carga nitrogenada de efluentes oriundos de atividades agroindustriais.

Tendo em vista o objetivo geral, os objetivos específicos foram estabelecidos:

1. Projetar um sistema em escala laboratorial que compreenda o tratamento anaeróbio e aeróbio em sequência;
2. Avaliar o desempenho do sistema empregando a técnica de bioaugmentação na redução da carga orgânica do efluente de um frigorífico;
3. Determinar as constantes do crescimento bacteriano e de remoção do substrato, específicos do sistema desenvolvido;
4. Projetar e avaliar a partida de um reator que realize a reação de nitrificação.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Justificativa: problemática atual

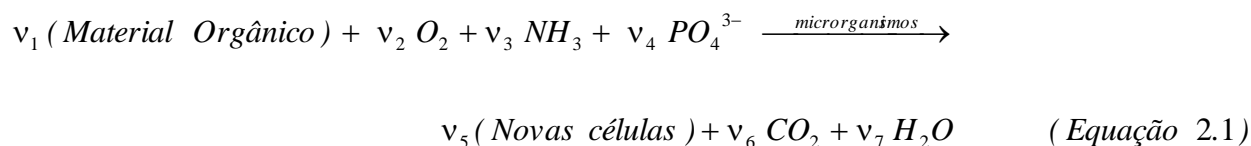
O despejo de águas residuárias oriundas de atividades agroindustriais, bem como de sistemas confinados de produção de animais (avicultura, suinocultura, etc.), contribuem altamente para o aumento da concentração de matéria orgânica e nitrogenada em fontes naturais, como aquíferos subterrâneos e corpos receptores.

De todas as questões ambientais a água é, com certeza, a que mais cedo coloca em risco o desenvolvimento sócio-econômico e a qualidade de vida da população.

A matéria orgânica presente em águas residuárias oriundas de atividades agroindustriais é normalmente composta de uma combinação dos elementos carbono, hidrogênio, e oxigênio, juntamente com nitrogênio em alguns casos. Os compostos majoritariamente presentes na fração orgânica são proteínas (40 a 60%), carboidratos (25 a 50%), óleos e gorduras (8 a 12%).

A matéria nitrogenada presente nos efluentes agroindustriais é composta em sua maioria por sais de amônio, amônia, nitrito e nitrato. Estes componentes são oriundos da decomposição de moléculas maiores como proteína, clorofila e uréia (Metcalf & Eddy, 2003).

Dentre os problemas causados pelo despejo de efluentes com alta carga orgânica, certamente o principal deles consiste no consumo do oxigênio dissolvido (OD), utilizado pelos microrganismos para a reação de oxidação da matéria carbonácea, apresentada na equação 2.1 (Metcalf & Eddy, 2003).



onde: v_i = coeficiente estequiométrico

Além de levar às condições de anaerobiose, a presença de matéria orgânica em decomposição nos corpos receptores altera as características organolépticas, como cor, odor e sabor da água (Von Sperling, 1996).

Diante desse contexto, percebe-se claramente a necessidade da remoção de compostos orgânicos, com o objetivo de evitar os efeitos maléficos que podem causar ao meio ambiente.

O despejo de compostos nitrogenados nos corpos d'água, tem como principal consequência o problema da eutrofização. Caracteriza-se como eutrofização, o crescimento excessivo de plantas aquáticas e algas, que dentre os inúmeros impactos negativos para o manancial, podem-se destacar os problemas estéticos e recreacionais, odor e sabor indesejável, mortandade de peixes, elevação dos custos no tratamento de água e assoreamento de lagos e represas (Ferreira, 2000).

Além disso, o nitrogênio amoniacal, em condições de pH elevado, apresenta-se tóxico a peixes, devido ao fato de nestas condições se encontrarem predominantemente na forma de amônia livre (Metcalf & Eddy, 2003).

Outro aspecto negativo da presença de amônia nos mananciais hídricos é a alta demanda de oxigênio (1 mg de NH_3 necessita de 4,6 mg de O_2) para realização do processo de nitrificação, contribuindo para diminuição da concentração do oxigênio dissolvido e conseqüente depreciação da qualidade da água.

A matéria orgânica e nitrogenada presente nos efluentes agroindustriais contém uma variedade de componentes biodegradáveis, presentes tanto na forma particulada quanto dissolvida. O fato de serem biodegradáveis possibilita o uso de sistemas de tratamento biológico de forma eficiente para a decomposição destes poluentes.

O sistema mais comumente utilizado para o tratamento dos efluentes agroindustriais é aquele via ação biológica, realizado por microrganismos naturalmente presentes em lagoas de estabilização do tipo anaeróbias e aeróbias.

Esses sistemas são escolhidos principalmente por possibilitarem a obtenção de boa eficiência na remoção da matéria carbonácea e devido ao limitado conhecimento de outras técnicas avançadas. Entretanto, a alta eficiência de remoção só é atingida ao custo de elevados consumos de energia e de equipamentos para aeração. Além disso, os efluentes de frigoríficos permanecem com alta carga de material nitrogenado, baseados na concentração de nitrogênio amoniacal, mesmo após o tratamento convencional.

A legislação ambiental brasileira, sob responsabilidade do CONAMA (Conselho Nacional do Meio Ambiente), estipula para o lançamento de efluentes em ambientes aquáticos o limite máximo de 20 mg/L de nitrogênio na forma de amônia (artigo 34, Resolução no 357 – 2005), sendo esta atualmente, a única forma de nitrogênio controlada em efluentes na qual se refere a legislação federal. Órgãos ambientais estaduais como o Conselho de Meio Ambiente (CONSEMA – RS) e a Secretaria Saúde e Meio Ambiente (SSMA – RS) por meio da resolução nº128/2006 determinam uma concentração máxima de 20 mg/L, tanto de Nitrogênio Total Kjeldahl (NTK) como para nitrogênio amoniacal.

Na mesma resolução nº128/2006, o CONSEMA estabelece os seguintes padrões de emissão em função da vazão, para efluentes líquidos de fontes poluidoras (exceto efluentes domésticos), apresentados na tabela 2.1.

Tabela 2.1 – Padrões de emissão para efluentes líquidos (exceto efluentes domésticos).

Faixa de Vazão (m ³ /d)	DBO ₅ (mgO ₂ /L)	DQO (mgO ₂ /L)	SS (mg/L)
Q < 20	180	400	180
20 < Q < 100	150	360	155
100 < Q < 500	110	330	125
500 < Q < 1000	80	300	100
1000 < Q < 3000	70	260	80
3000 < Q < 7000	60	200	70
7000 < Q < 10000	50	180	60
10000 < Q	40	150	50

Fonte: Resolução 128/2006, CONSEMA.

Para demonstrar a necessidade de que as empresas têm, de possuírem tecnologias que apresentem remoções eficazes dos parâmetros estabelecidos pelas legislações, a tabela 2.2 mostra valores médios dos parâmetros de qualidade para quatro fábricas de processamento de suínos e bovinos.

Na tabela ainda são apresentados os valores calculados da média dos parâmetros e da eficiência de remoção necessária para atingir os limites descritos anteriormente, considerando a faixa de menor vazão (180 mg/L, 400 mg/L, 180 mg/L e 20 mg/L, para DBO, DQO, SS e Nitrogênio Amoniacal, respectivamente).

Tabela 2.2 – Níveis de DBO, DQO, SS e NTK encontrados em efluentes agroindustriais, a média destes valores e o percentual de remoção necessário.

Análise (mg/L)	Frigorífico suíno	Frigorífico bovino	Frigorífico (bovino, suíno ou ave)	Frigorífico (bovino, suíno ou ave)	Média (mg/L)	Remoção necessária
DBO ₅	1.492	5.038	3.900	3.128	3.390	95%
DQO	-	-	7.250	8.732	7.991	95%
SS	363	2.421	2.300	206	1.323	86%
NTK	24	72	150	208	114	82%

Fonte: EPA (2002 apud, TEIXEIRA R. M. 2006, p. 17), MANJUNATH et al. 1999, e FEPAM/MS Efluentes do MS.

Muitos dos novos métodos para o tratamento de águas residuárias têm sido desenvolvidos com o objetivo de atender às condições ideais de preservação da saúde e meio ambiente. Entretanto, os avanços na tecnologia para os tratamentos não têm sido tão efetivos quanto à alta capacidade de detecção dos constituintes e da caracterização seus efeitos maléficos (Metcalf & Eddy, 2003).

Devido a este fato, cresce cada vez mais a preocupação de órgãos ambientais e da sociedade em torno dos efeitos maléficos provenientes do despejo de efluentes ao meio ambiente e, como consequência, há uma legislação específica e uma fiscalização intensa da qualidade dos mesmos antes de seu destino final.

2.2 Seleção da tecnologia para pesquisa e desenvolvimento

Foram estudados vários sistemas de tratamento de esgotos, tanto os de uso difundido e bem conhecidos em indústrias como aqueles ainda em fase de pesquisa e desenvolvimento. Algumas destas tecnologias mostraram-se de alguma forma muito promissoras, porém sempre fazendo uso de diferentes tipos de aeradores, recírculos, tecnologias avançadas ou de um rígido controle de parâmetros operacionais, como no exemplo do cultivo dos microrganismos necessários ao processo de oxidação anaeróbia de amônia, denominado Anammox (Neto, 2007).

Dentre as tecnologias disponíveis atualmente, serão descritas no presente texto, aquelas de maior número de citações em referências bibliográficas devido aos constantes melhoramentos e modificações (artigos, livros, patentes) bem como as

mais utilizadas industrialmente, de tecnologia já bem estabelecida. Um resumo das características (vantagens e/ou desvantagens) de cada uma delas é apresentado nas tabelas 2.3 e 2.4.

2.2.1 Processo por Lodo Ativado

Certamente o mais utilizado dentre os processos de tratamento de esgotos é o lodo ativado. Seu uso difundido justifica-se pela alta eficiência de remoção que o sistema pode atingir. Segundo Von Sperling (1996), a remoção de N pode atingir valores de 40% e de carga orgânica (DBO) acima de 90%. Além disso, o processo é baseado em uma tecnologia antiga, sendo proposta inicialmente por Ardern e Lockett em 1914 e, portanto, sua operação e funcionamento são bem conhecidos, minimizando o surgimento de problemas operacionais.

Frente às exigências de órgãos ambientais, inúmeras fábricas tiveram que instalar o processo de lodo ativado. Entretanto, devido à crescente disputa pelo mercado e necessidade de oferecer um produto mais barato, as empresas necessitam de processos cada vez mais econômicos. O processo de lodo ativado tem sido um problema enfrentado neste cenário, pois demanda alto consumo energético além dos altos custos com a disposição e pós-tratamento do lodo gerado.

2.2.2 Upflow Anaerobic Sludge Blanket (UASB)

O funcionamento de um UASB consiste essencialmente de um fluxo ascendente de efluente através de um leito de lodo denso. O UASB é considerado eficiente no que diz respeito à remoção de altas cargas volumétricas de DQO. Segundo Lettinga e Hulshoff Pol (1991) a remoção de DQO pode chegar a 95% para concentrações de até 18.000 mg DQO/L. Entretanto, o sistema encontra limitações no tratamento de efluentes com altos teores de sólidos e nutrientes. A razão mínima recomendada de DQO:NTK segundo Metcalf & Eddy (2003) situa-se em torno de 60:1, o que delimita o seu uso no tratamento de efluentes contendo altas cargas nitrogenadas.

2.2.3 Biofiltro Aerado Submerso

O biofiltro aerado submerso consiste em um reator de leito fixo (permitindo o crescimento de biofilme e maximizando a retenção de sólidos) contendo, ao fundo, equipamentos aeradores para uma eficiente remoção de carga orgânica e nitrogenada. O processo teve boa aceitação, principalmente por não necessitar de uso de clarificadores como tratamento posterior. Há necessidade de retro-lavagem para remoção dos sólidos retidos no leito, os quais, inclusive, podem vir a danificar os equipamentos aeradores (Domingues, 2005).

2.2.4 Reator Sequencial em Batelada

O sistema de tratamento por reator sequencial em batelada utiliza o processo de enchimento-drenagem, de tal forma que podem ser estabelecidas as seguintes etapas: (1) enchimento; (2) mistura completa e aeração; (3) clarificação e (4) drenagem do efluente tratado, todas no mesmo reator. O processo é vantajoso no sentido de não necessitar de reciclo do lodo ativado, pois ao realizar a etapa de drenagem do efluente sobrenadante, projeta-se o sistema para que o lodo formado permaneça ao fundo do mesmo, participando do seguinte ciclo. Por funcionar em batelada, necessita de dois reatores em paralelo para operar continuamente (Pes, 2009).

2.2.5 Reator de Biodisco Rotativo (RBR)

Um reator de biodisco rotativo consiste em uma unidade de dimensões semelhantes às de uma lagoa de estabilização, contendo em seu interior uma série de discos circulares dispostos lado a lado e separados por uma pequena distância, submersos no efluente e girados vagarosamente. A tecnologia surgiu com a proposta de usar aeração alternativa, de modo que os discos devem ser apenas parcialmente submersos, fazendo com que ocorra aeração do biofilme quando expostos a atmosfera. O uso dos RBR's apresentou uma série de limitações como a rápida degradação do material usado nos discos e a reduzida capacidade de

oxigenação do meio, principalmente devido à falta de conhecimento e pouco interesse no desenvolvimento da tecnologia (Philips, 2008).

2.2.6 Sistema Simultâneo de Nitrificação-Desnitrificação

Constituem os processos onde as etapas de nitrificação e desnitrificação ocorrem ambas no mesmo tanque. O sistema requer um controle avançado de OD e da matéria orgânica presente (Ferreira, 2000). A reação de desnitrificação é inibida se o nível de OD for maior que aproximadamente 1 mg/L e a nitrificação ocorre apenas em ambientes com níveis de OD maiores que aproximadamente 4 mg/L, sendo assim, faz-se necessário a criação de zonas anóxicas em um reator aeróbio para que as reações ocorram simultaneamente. É essencial a presença de matéria orgânica para que ocorra a reação de desnitrificação (processo onde acontece a depuração deste poluente), entretanto, a presença da mesma reduz substancialmente o rendimento da reação de nitrificação.

2.2.7 Processos Oxidativos Avançados (POA's)

Os processos oxidativos avançados envolvem tipicamente a geração e o uso do radical livre hidroxil ($\text{HO}\cdot$), agindo como um forte agente oxidante na degradação dos compostos poluentes. Pelo fato de os poluentes serem degradados, ao invés de apenas concentrados ou transferidos a um estado ou fase diferente, estes processos não necessitam de etapas de disposição de resíduos ou regeneração de nenhum material reagente utilizado.

Concentrações elevadas de carbonatos e bicarbonatos presentes no efluente podem reagir com os radicais hidroxil, reduzindo a eficiência do processo. Outros fatores como a presença de materiais em suspensão, pH do meio e natureza do produto orgânico resíduo da oxidação, podem afetar o desempenho do processo de maneira desconhecida, necessitando de trabalhos experimentais prévios (Metcalf & Eddy, 2003).

2.2.8 Separação por Membranas

A separação por membranas surgiu como uma alternativa promissora à retenção de sólidos, por ser uma tecnologia de baixo consumo energético e apresentar alta seletividade. Além disso, esta tecnologia pode ser utilizada combinada com outros processos de separação (processos híbridos). Nos casos onde a abertura dos poros é muito pequena (osmose reversa e eletrodialise), há uma queda expressiva no rendimento da filtração devido ao entupimento das membranas, levando à redução no fluxo do sistema, ao aumento da pressão aplicada e à degradação das mesmas, elevando os custos operacionais do sistema (Viero, 2006).

2.2.9 Adsorção

Adsorção é a operação onde se realiza a transferência de massa do soluto (poluente) dissolvido ou suspenso no efluente, para o meio adsorvente sólido, que posteriormente deve ser submetido à etapa de regeneração. O processo é vantajoso no que se refere a fácil obtenção de dados para projeto e por ter seus mecanismos de sorção bem conhecidos, facilitando o acesso e aplicação em escala industrial. Novas pesquisas e melhoramentos no trato de superfícies de materiais adsorvente ainda são necessidades emergentes, pois vários destes atingem rapidamente sua capacidade máxima de adsorção, reduzindo a eficiência e aumentando o número de etapas para regeneração (dessorção) do material (Metcalf & Eddy, 2003).

2.2.10 Air Stripping

Air stripping é o processo onde ocorre a transferência de um gás (de potencial poluente) dissolvido no meio aquoso (efluente) para uma fase gasosa utilizada como meio para a difusão do gás. Esta transferência é conseguida pelo contato entre o líquido e um gás, usualmente ar, que inicialmente não contém o gás dissolvido que se quer remover. A possibilidade de remoção de gases dissolvidos como amônia, sulfeto de hidrogênio, gás carbônico e uma variedade de compostos orgânicos voláteis (COV's) apenas utilizando a passagem de uma corrente de ar, fez com que

o processo recebesse grande atenção na área de tratamento de efluentes (Metcalf & Eddy, 2003).

2.2.11 Recirculação de Efluente de Reator Anaeróbio em Célula Nitrificante

Em 2008, David Austin propôs o uso de um sistema “*Tidal Flow*” (onde a tradução para o português seria *Célula sob Marés* ou, adequando ao significado técnico, Reatores sob Regime de Enchimento-Drenagem) com lagoas anaeróbias, e sua idéia inovadora e diferenciada foi patenteada.

Na patente, Austin propõe o uso deste reator, realizando a recirculação do sobrenadante de uma lagoa de decantação (essencialmente anaeróbia). O reator faria então apenas a remoção de $\text{NH}_4\text{-N}$, transformando o íon em NO_2 e preferencialmente, em NO_3 . Trata-se, portanto, de um reator de nitrificação.

A figura 2.1, adaptada da patente em questão, mostra o sistema proposto. Uma parte da corrente de saída do reator anaeróbio (lagoa anaeróbia) é drenada ao reator nitrificante, que após percolar em seu interior, é devolvida à lagoa.

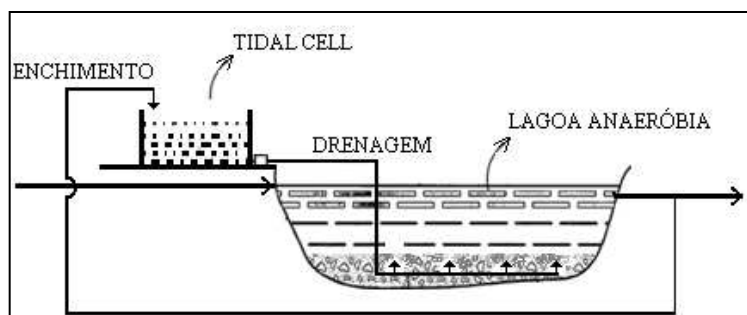


Figura 2.1 – Diagrama da lagoa de decantação, célula de nitrificação (Tidal Cell), e a corrente de enchimento-drenagem do sistema. Adaptado de Austin, 2008.

A corrente de drenagem do efluente nitrificado é dividida em ramificações ao fundo da lagoa anaeróbia, pois o autor menciona no texto que a descarga não deve provocar grandes perturbações, podendo ocorrer a não desejada aeração do sistema anaeróbio, ou a remoção dos sólidos depositados.

No interior da célula de nitrificação deve ser estabelecido um processo intermitente de enchimento-dreno, que possibilitasse a realização das três etapas: 1) a entrada de íons amônio durante o primeiro enchimento; 2) a oxidação dos íons

durante a drenagem e exposição do leito fixo à atmosfera e finalmente; 3) a dissolução dos nitratos e nitritos no efluente no enchimento seguinte do reator.

A tabela 2.3 traz um resumo das características, vantagens e desvantagens das tecnologias mais encontradas em sistemas de tratamento de efluentes.

Tabela 2.3 – Sistemas mais usuais, de mecanismos bem estabelecidos.

Tecnologia em uso/implantação	Características
Processos de Lodo Ativado (2.2.1)	Excesso de lodo produzido, alto consumo energético. Há necessidade de se fazer reciclos e de grande área para instalação.
UASB (2.2.2)	Remoção insatisfatória de nutrientes.
Biofiltro Aerado Submerso (2.2.3)	Necessidade de inserção de oxigênio e meios para remoção do excesso de sólidos entupindo o filme fixo. Necessita sistema de desnitrificação.
Reator Sequencial em Batelada (2.2.4)	Necessidade de inserção de oxigênio e de mais de um reator instalado para operar continuamente.
Reator de Biodisco Rotativo (2.2.5)	Necessidade de inserção de oxigênio quando há elevadas cargas orgânicas. Necessita sistema adicional de desnitrificação.

A tabela 2.4 apresenta um resumo das características mais relevantes das tecnologias que se encontram constantemente em desenvolvimento e pesquisa visando melhoramentos, citadas no presente trabalho.

Tabela 2.4 – Tecnologias em constante desenvolvimento.

Tecnologia em desenvolvimento	Características
Simultânea Nitrificação e Desnitrificação (2.2.6)	Somente um reator com ambos ambientes, anóxico e aeróbio. Necessita adição de fonte doadora de e-. Necessita aeração e sistema de controle da oxigenação avançado.
Processos Oxidativos Avançados (2.2.7)	Alguns POA's necessitam adição contínua de ozônio e/ou H ₂ O ₂ . Outros POA's, como a fotocatalise, apresentam altos custos de instalação e manutenção.
Separação por Membranas (2.2.8)	Sistema compacto, sem decantadores, sem reciclos. Necessita aeração. Necessita etapa de desnitrificação. Necessita etapa de limpeza das membranas.
Adsorção (2.2.9)	Processo simples, sem necessidade de aeração, reciclos ou de controle avançado. Necessita regeneração do material após atingir capacidade máxima de adsorção.
Air Stripping (2.2.10)	Sistema compacto, sem reciclos, sem aeração tradicional. Não há degradação de compostos nitrogenados e orgânicos, há apenas remoção direta de gases como CO ₂ , NH ₃ , H ₂ S e COV's.
Recirculação de Efluente de Reator Anaeróbio em Célula Nitrificante (2.2.11)	Há necessidade de uma lagoa anaeróbia para realizar a drenagem do sobrenadante à célula. Possibilita redução de carga amoniacal.

2.3 Uso de microrganismos de alta taxa de consumo: bioaugmentação

A bioaugmentação é definida como a suplementação de microrganismos externos de ocorrência natural, tais como bolores e leveduras e, principalmente bactérias, nas estações de tratamento biológico de esgoto (Foster e Whiteman, 2008).

A suplementação baseia-se no fato de que os microrganismos naturalmente presentes encontram-se no ambiente em estado de homeostase, ou seja, em equilíbrio. Dentro desta população nativa encontram-se microrganismos desejáveis,

que são os que têm capacidade metabólica de biodegradar os compostos orgânicos poluentes, e ainda há a população não desejável, que não tem a capacidade de biodegradação e ainda competem com aqueles por fatores de crescimento e oxigênio. Quando se adiciona uma alta população microbiana selecionada para degradação de altas taxas orgânicas, como os produtos para bioaugmentação, a homeostase se rompe permitindo uma maior degradação dos compostos orgânicos poluentes pelos microrganismos introduzidos e pelos nativos que estavam sendo impedidos de degradarem em todo seu potencial, devido ao equilíbrio entre as populações presentes no meio.

Os aditivos bioquímicos para a “bioaugmentação” são produtos biotecnológicos compostos por *blends* de bactérias saprófitas de ocorrência natural, não patogênicas, além de enzimas e nutrientes necessários a uma ótima atividade degradativa dos microrganismos.

2.4 Reatores nitrificantes de leito fixo

A. P. Bento et. al (2003) realizaram um estudo de desenvolvimento de biofilme nitrificante utilizando efluente de lagoa anaeróbia e consiste em um dos poucos trabalhos onde valores de TDH, carga amoniacal por área superficial de leito e carga volumétrica são reportados. Além disso, o trabalho foi desenvolvido sem utilização de efluente sintético ou adição de nutrientes para estimular o crescimento da biomassa e teve duração de apenas 8 semanas, comparando-se com trabalhos que necessitaram de tempos superiores a 100-200 dias de aclimatação, até se observarem a atividade nitrificante (Valeria Reginatto, 2008).

Devido a estes fatores, os valores reportados no referido trabalho foram utilizados como parâmetro para comparação e definição da metodologia a ser seguida na partida do reator nitrificante, a saber:

- TDH = 20 dias
- Carga volumétrica amoniacal = $1,78 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^3\text{.dia}$
- Carga amoniacal por área superficial de leito = $0,24 \text{ g NH}_4\text{-N/m}^2\text{placa.dia}$
- Relação DQO/ NH_4 = 8,4
- Eficiência de nitrificação = 30%

O trabalho publicado por Rosa et. al (1998) consistiu no desenvolvimento de um biofilme nitrificante para oxidação de amônia. Os autores conseguiram observar o crescimento das nitrificantes em suporte de PVC em apenas 15 dias de aclimatação, entretanto, para isto, foi utilizado efluente sintético e inóculo obtido de uma etapa de nitrificação presente na estação de tratamento de efluente de uma refinaria. Além disso, o efluente sintético continha elementos nutrientes necessários ao desenvolvimento específico dos microrganismos nitrificantes.

2.5 Lagoas de estabilização

Os sistemas de lagoas de estabilização constituem-se na forma mais simples para o tratamento de esgotos, havendo diversas variantes com diferentes níveis de simplicidade operacional. As lagoas anaeróbias e aeradas de mistura completa constituem duas das unidades mais usuais no Brasil e são construídas geralmente uma após a outra.

Devido ao fato das configurações propostas no presente trabalho fazerem o uso de lagoas anaeróbias e aeróbias, fez-se um estudo em relação aos princípios de funcionamento de cada uma, atentando-se aos critérios de projeto e aos parâmetros que devem ser atingidos de forma a obter a eficiência máxima do processo.

2.5.1 Lagoas anaeróbias

As lagoas anaeróbias constituem uma forma alternativa de tratamento biológico, onde a existência de condições estritamente anaeróbias é essencial. Nas lagoas anaeróbias, são os fenômenos de digestão ácida e fermentação metânica que tomam parte no processo.

As principais variáveis de controle no processo de fermentação metânica são a temperatura, o pH, o tempo de detenção hidráulica (TDH) e a taxa de carga orgânica.

Segundo Jordão e Pessoa, (1995) temperaturas menores e abaixo de 20°C retardam o crescimento da bactéria formadora do metano, abaixo de 15°C quase não se consegue fermentação e a 10°C o processo não ocorre. Segundo Metcalf &

Eddy (2003), temperaturas entre 25-35° são preferidas em sistemas anaeróbios por abranger uma faixa mais ampla de taxas de crescimento bacteriano e, portanto, proporcionar uma maior estabilidade ao sistema quanto à degradação biológica.

As lagoas anaeróbias em escala industrial são usualmente profundas, da ordem de 4 a 5 m. A profundidade é importante no sentido de reduzir a possibilidade de penetração do oxigênio da superfície para as demais camadas.

O tempo de detenção hidráulica deve ser no mínimo, igual ao necessário para a geração das bactérias formadoras de metano; estas requerem de 2 a 5 dias, as de crescimento mais rápido, e de 20 a 30 dias as de crescimento mais lento. Portanto, para favorecer uma máxima depuração da matéria orgânica, estas lagoas possuem usualmente TDH acima de 20 dias.

Durante o tempo de residência hidráulica das lagoas anaeróbias, uma série de importantes reações químicas acontece no meio aquoso. Gorduras e complexos carboidratos são degradados a compostos orgânicos simples através da ação bacteriana e muitos destes compostos simples são transformados em dióxido de carbono (CO_2) durante a respiração das bactérias. Portanto, a DBO é substancialmente reduzida no tratamento em questão. As formas de nitrogênio orgânico, como as proteínas e a uréia são transformadas em íons amônio (NH_4^+).

É de se observar que haverá uma sedimentação na lagoa, que pode assim ser dimensionada para a acumulação do lodo, o qual tenderá a ocupar no tempo, seu volume útil. Este lodo de fundo deverá apresentar uma concentração de carbono orgânico maior do que a camada mais clara, que por sua vez, tem menor turbidez e menor concentração de sólidos totais.

Segundo Von Sperling (1996), lagoas anaeróbias apresentam eficiência na remoção de DQO da ordem de 50 a 60%, não requerem qualquer equipamento especial e têm um consumo de energia praticamente desprezível.

Conforme relatado em várias bibliografias, um sistema biológico operando com valores de O.D. inferiores a 2 mg/L possui apenas microrganismos anaeróbios em atividade e dificilmente ocorrerão reações aeróbias.

Os processos anaeróbios são caracterizados por apresentar um balanço positivo de energia, ou seja, são reatores onde acontece a geração de energia através da reação de produção de metano, ao contrário de processos aeróbios onde há um elevado consumo energético pela necessidade da aeração e por isso o balanço energético é negativo.

Além de não implicar em gastos energéticos, os processos anaeróbios normalmente não necessitam de adição de nutrientes para auxiliar no metabolismo dos microrganismos, como acontece muitas vezes em processos aeróbios. Isto se deve ao fato de que os microrganismos anaeróbios são de crescimento mais lento e de baixa taxa de geração de lodo (ou baixo coeficiente de crescimento bacteriano), atingindo valores de 6 a 8 vezes menor que a taxa de geração de lodo dos microrganismos aeróbios.

2.5.2 Lagoas aeradas de mistura completa

Levando em consideração que em sua maioria, as estações de tratamento de efluentes fazem uso de lagoas aeradas de mistura completa, fez-se um estudo para avaliar a viabilidade da implantação da técnica da Bioaugmentação nestes reatores.

Lagoas aeradas de crescimento suspenso são relativamente rasas em comparação às anaeróbias, necessitam sistemas mecânicos de aeração e são normalmente projetadas com reciclo de sólidos, o que faz aumentar sua eficiência de remoção de matéria orgânica (Metcalf & Eddy, 2003). Sua eficiência de remoção de DBO varia em torno de 85 a 98%.

Segundo Von Sperling (1996), nas lagoas aeradas de mistura completa, o nível de energia introduzido pela aeração cria uma turbulência tal que, além de garantir a oxigenação, permite ainda que todos os sólidos sejam mantidos e dispersos uniformemente no meio líquido. Devido ao fato de as moléculas do líquido e as células bacterianas permanecerem o mesmo tempo no reator têm-se nesses sistemas que o tempo de detenção hidráulica (TDH) é igual ao tempo de retenção de sólidos (TRS).

Alguns parâmetros de projeto das lagoas aeradas de mistura completa, segundo Metcalf & Eddy (2003), podem ser considerados os mesmos das lagoas do tipo *Flow-Through*, como o tempo de detenção hidráulica, que varia na faixa de 2 a 6 dias. Se obedecida a condição de mistura completa, pode-se dizer que a DBO de efluente da lagoa aerada é a mesma do meio líquido.

A temperatura, também para estes reatores aeróbios, consiste em um parâmetro de grande influência na eficiência do processo e pelo fato de as lagoas

serem normalmente projetadas para operarem a temperatura ambiente, devem ser feitos cálculos de eficiência para os limites mínimos e máximos de temperatura.

A qualidade do efluente de uma lagoa aerada de mistura completa não é adequada para o lançamento direto, pelo fato de conter elevado teor de sólidos em suspensão, resultantes da alta atividade biológica. A biomassa permanece em suspensão em todo o volume da lagoa, vindo, portanto a sair com o efluente da lagoa aerada. Há necessidade, portanto, de uma unidade a jusante, na qual os sólidos em suspensão (predominantemente a biomassa) possam vir a sedimentar.

Valores de carga orgânica aplicada em reatores aeróbios situam-se geralmente em torno de 0,5 a 3,2 kgDQO/m³*dia enquanto que em reatores anaeróbios este valor pode chegar até 32 kgDQO/m³*dia.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Seleção da tecnologia

Segundo Metcalf & Eddy (2003), dentre os mais relevantes fatores a se considerar na seleção do processo de tratamento de efluente estão: gastos com energia, gastos com manutenção, operação e processamento/geração do lodo residual.

Estes fatores citados compreendem os maiores problemas enfrentados pelas empresas, já que em sua maioria utilizam lagoas de estabilização com significativa geração de lodo e dispõem de investimento financeiro restrito para adaptações em suas estações de tratamento.

O sistema a ser pesquisado e desenvolvido foi selecionado baseando-se nos critérios citados, e ainda: que pudesse ser implantado em estações já em funcionamento com baixo custo.

Os reatores nitrificantes adaptados para operação em paralelo a um reator anaeróbio permitem a implantação em sistemas já existentes, que apresentem pelo menos uma lagoa de decantação. A tecnologia proposta por Austin (2008) apresentava mais uma grande vantagem: a possibilidade de redução da carga amoniacal não atingida pela maioria das empresas do ramo agroindustrial. Praticamente todas as estações de tratamento fazem uso de uma lagoa anaeróbia e, portanto, a nova tecnologia estava escolhida.

Atendo-se ao problema enfrentado com a disposição do lodo gerado, as baixas eficiências de remoção de carga nitrogenada e os elevados tempos de detenção hidráulica em lagoas de estabilização, propôs-se o uso da bioaugmentação em reatores aeróbio e anaeróbio, simulando as condições enfrentadas nas estações de tratamento de efluentes.

3.2 Sistema desenvolvido

O sistema de tratamento de efluente desenvolvido trata-se de um processo secundário, e integra um reator de nitrificação a dois reatores cilíndricos, os quais consistem em um reator anaeróbico seguido de um aeróbico com injeção de ar comprimido. A figura 3.1 mostra o esquema proposto, com linhas e setas indicando as correntes de entrada e saída do efluente.

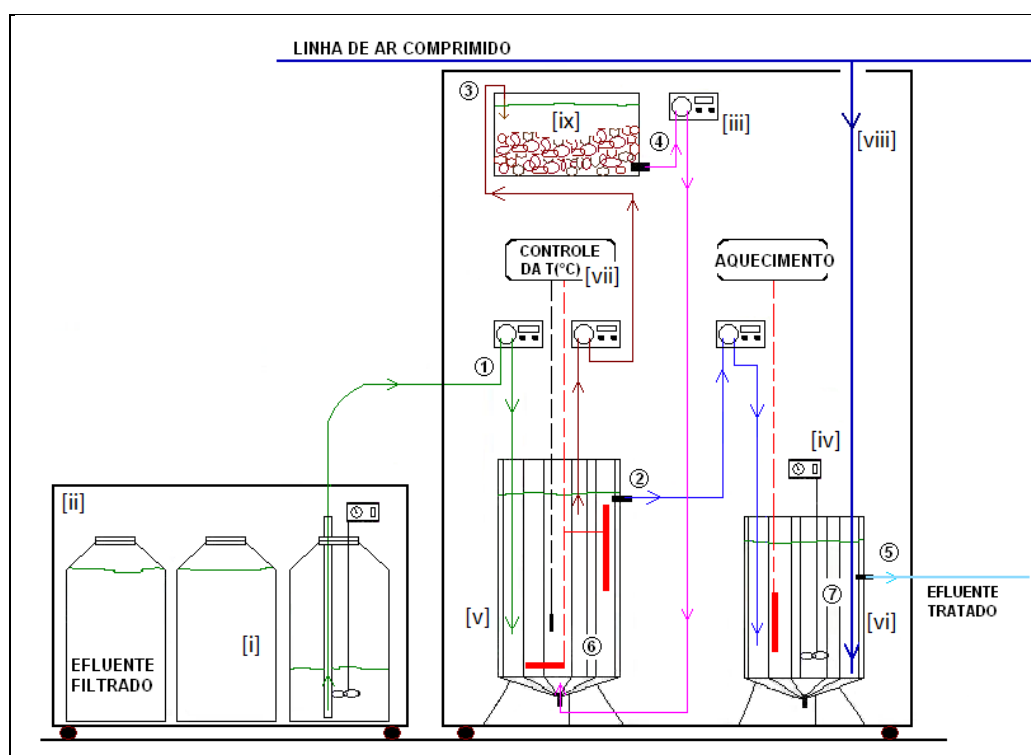


Figura 3.1 – Esquema representativo do fluxo do efluente ao longo do sistema, os equipamentos usados e os pontos de coleta para análises.

A tabela 3.1 mostra os equipamentos e pontos de coleta correspondentes às numerações que constam no esquema da figura 3.1. Os pontos de coleta do (1) ao (5) foram determinados para que fosse possível avaliar as condições de entrada e saída de cada reator e os pontos (6) e (7) em especial, permitiram avaliar a formação de lodo no anaeróbico e as condições de mistura no reator aeróbico, respectivamente. Esta numeração será utilizada como referência nos textos a seguir.

Tabela 3.1 – Numeração dos equipamentos e pontos de coleta do desenho.

Número	Equipamento correspondente	Número	Ponto de coleta correspondente
[i]	Bombonas de armazenagem do efluente	1	Entrada do reator anaeróbio
[ii]	Refrigerador	2	Saída do reator anaeróbio
[iii]	Bomba peristáltica dosadora	3	Entrada do reator nitrificante
[iv]	Agitador mecânico de pás	4	Saída do reator nitrificante
[v]	Reator anaeróbio	5	Saída do reator aeróbio
[vi]	Reator aeróbio	6	Fundo do reator anaeróbio
[vii]	Controlador de temperatura	7	Interior do reator aeróbio
[viii]	Linha de ar comprimido		
[ix]	Reator de nitrificação		

O sistema funcionava da seguinte forma: O efluente armazenado em bombonas plásticas [i], sob refrigeração [ii] entre 1-4°C, era bombeado com auxílio de uma bomba dosadora [iii] até o fundo do reator anaeróbio (6).

Antes da entrada do efluente ao reator, coletava-se uma pequena amostra de modo a verificar as concentrações iniciais dos poluentes, representado pelo ponto (1) na figura 3.1. Os efluentes armazenados sob refrigeração foram mantidos sob constante agitação através de um agitador mecânico de pás [iv] acoplado à bombona de armazenagem, com a finalidade de manter o mais homogênea possível a concentração de alimentação ao sistema.

Através de uma segunda bomba dosadora, o efluente era deslocado do reator anaeróbio [v] para o reator aeróbio [vi]. Em tempos pré-determinados realizava-se a coleta de amostra do ponto (2) para monitorar a eficiência do reator anaeróbio na remoção dos contaminantes.

A temperatura no interior do reator anaeróbio foi mantida constante com auxílio de controlador de temperatura [vii] acoplado a duas resistências (representadas em vermelho, uma disposta ao fundo do tanque e outra mais no topo) e a um sensor, representado pela linha preta pontilhada. No reator aeróbio foi acoplada somente uma resistência e não havia equipamento controlador de temperatura, pois seu volume e a agitação permitiam uma homogeneidade no parâmetro.

Amostras de efluente tratado eram coletadas no ponto (5) (saída do sistema). O ponto (7) indica onde era feita a amostragem do interior do reator aeróbio.

No reator aeróbio [vi], a aeração era feita por meio de injeção de ar comprimido [viii] e a dissolução e homogeneização do oxigênio era feita através do agitador de pás [iv] e de pedras porosas difusoras dispostas ao fundo do reator, não representadas no esquema.

Outras duas bombas dosadoras [iii] faziam o fluxo do efluente através do reator nitrificante [ix]. Uma, localizada logo acima do reator anaeróbio, fazia a drenagem do sobrenadante do mesmo até o nitrificante. Neste momento, também se fazia uma coleta de amostra, para o monitoramento do efluente na entrada do nitrificante, representado pelo ponto (3). A outra bomba fazia a drenagem da saída do nitrificante (ponto (4), onde se fazia a amostragem) até o fundo do reator anaeróbio.

Mesmo que as amostras dos pontos (2) e (3) pareçam a princípio, ambas do sobrenadante do anaeróbio, esta distinção foi mantida pois nos ensaios iniciais com o reator nitrificante, não utilizou-se este sobrenadante do ponto 2 para alimentação deste reator. Ou seja, o ponto 3 consiste essencialmente o ponto de entrada do efluente ao nitrificante, quaisquer que seja sua proveniência.

Para avaliar o desempenho da bioaumentação em ambiente anaeróbio e aeróbio sem a interferência de outros parâmetros como uma possível redução da carga nitrogenada e orgânica promovida pela nitrificação e desnitrificação, estes reatores foram operados em sequência e sem conexão com o nitrificante. Somente após realizar o estudo completo da bioaumentação (estimativa dos parâmetros do crescimento biológico, das eficiências de remoção de carga orgânica e nitrogenada) iniciou-se a operação do nitrificante em paralelo.

Em um primeiro momento, o sistema operou sem o equipamento de controle da temperatura no reator anaeróbio e sem um dos seus dois aquecedores. O resultado disso foi que a temperatura desejada, de 30°C foi mantida somente nas proximidades do aquecedor e em todo o restante do reator, principalmente ao fundo, a temperatura permaneceu próxima a do ambiente. Estes dados serviram para um estudo comparativo entre as eficiências obtidas com e sem controle de temperatura. A temperatura de 30°C foi adotada mediante estudo das faixas ótimas de temperatura para o crescimento bacteriano, conforme visto no item 2.5 da revisão bibliográfica.

3.3 Dimensionamento dos reatores

3.3.1 Reator Anaeróbio

O reator anaeróbio foi dimensionado de forma que a aeração natural do sistema fosse a menor possível, e imitasse as condições observadas em lagoas anaeróbias. Para atingir esta condição o reator deveria apresentar uma profundidade mínima, que dificultasse a penetração do oxigênio para camadas mais profundas, permitindo o desenvolvimento de um ambiente tipicamente anaeróbio, simulando as condições das lagoas usuais. De acordo com Von Sperling (1996) e Jordão e Pessôa (1995), a maioria das lagoas anaeróbias apresenta profundidades entre 3,0 a 5,0 m e uma relação comprimento/largura equivalente a 1. Entretanto, não há registros nestas referências, de que esta relação é aplicável a reatores de escala laboratorial e também não há valores reportados de profundidade para este caso. Por isso, procurou-se em publicações científicas, uma relação existente entre profundidade e diâmetro de um reator em escala laboratorial, no qual tivesse sido alcançada a anaerobiose. O artigo utilizado como referência foi “Tratamento biológico de líquidos percolados em reator anaeróbio compartimentado”, de Clareto e Campos (1996). Neste trabalho os autores apresentam os detalhes construtivos de um reator anaeróbio, utilizando uma profundidade de 46 cm e uma área superficial de seção retangular 30 x 10 cm. Tendo a referência como base, adotou-se a profundidade de 50 cm e a partir disso, seguiu-se a metodologia para o cálculo do volume do reator, de acordo com Von Sperling (1996), apresentada como segue:

- 1º) Adotar um valor, dentro de uma faixa padrão proposta (tabela 3.2), da carga orgânica volumétrica (L_v , em $\text{kg DBO/m}^3 \cdot \text{dia}$) aplicada ao reator;
- 2º) Especificar a vazão e a DBO que serão aplicadas ao sistema;
- 3º) Calcular a carga orgânica aplicada (L , em kg DBO/dia) multiplicando-se a carga orgânica do efluente e a vazão adotada.
- 4º) Calcular o volume do reator através da razão entre carga aplicada de DBO (kg DBO/dia) por carga volumétrica de DBO ($\text{kg DBO/m}^3 \cdot \text{dia}$) aplicada ao reator;

- 5º) Especificar a profundidade do reator;
- 6º) Calcular a área superficial e o diâmetro correspondentes do reator;
- 7º) Calcular o tempo de detenção hidráulica (TDH) do sistema e verificar se o mesmo encontra-se dentro de uma faixa padrão proposta.

A tabela 3.2 apresenta dados de referência para projeto de um reator anaeróbio.

Tabela 3.2 – Dados de literatura para o projeto do reator anaeróbio.

Dados de projeto	Faixa usualmente encontrada
Lv (kg DQO/m ³ .dia)*	1-5
TDH (dias)	15-30
L aplicada (mg DQO/dia)*	Calcular
Profundidade (m)	5-10
Área superficial/Profundidade	Adotar
Diâmetro (m)	Calcular
Eficiência de remoção (%)	60–80
TRS (dias)	50-100

Fonte: SPERLING, 1996 e Metcalf & Eddy, 2003. p. 998-1025.

*Os dados em DBO de Von Sperling foram convertidos para DQO por ser o parâmetro mais frequentemente analisado. Para isto, fez-se DBO x 2 (característica do efluente em estudo).

O cálculo de Lv é dado pela seguinte equação:

$$L_v = \frac{DQO (kg/L) \cdot Vazão (L/dia)}{Volume (L)} \quad (Equação 3.1)$$

3.3.2 Reator Aeróbio

Para o dimensionamento de um reator aeróbio de mistura completa, segundo Von Sperling (1996) e Jordão e Pessôa (1995), deve-se levar em conta a vazão do sistema, o tempo de detenção hidráulico adotado e então aplicar a equação 3.2:

$$V = Q \cdot TDH \quad (Equação 3.2)$$

Onde:

V = volume;

Q = vazão adotada ao sistema;

TDH = tempo de detenção hidráulica adotado.

A vazão adotada do sistema deveria ser a mesma do reator anaeróbio, atentando-se também para alguns outros pontos:

- Volume de efluente disponível para todo o período de operação;
- O período de operação deve ser maior que o tempo de detenção hidráulica, para se atingir o estado estacionário de remoção de substrato;
- Além do volume para operação contínua, um volume inicial seria gasto para encher os reatores e dar início a operação;
- A viabilidade de se coletar e armazenar o efluente em refrigerador durante todo período de operação;
- A eficiência de remoção do reator aeróbio estimada para estas condições, que dependendo da vazão e da carga orgânica na saída do anaeróbio, poderia resultar em valores inferiores ao desejado.

Caso a vazão adotada com base no dimensionamento do reator anaeróbio fosse inviável devido a algum dos fatores citados acima, um novo dimensionamento para os dois reatores teria de ser realizada.

O cálculo para a estimativa da eficiência de remoção do reator aeróbio, segundo Von Sperling (1996) é feito aplicando-se as equações 3.3, 3.4 e 3.5:

$$S = \frac{S_0}{1 + k' \cdot X \cdot t} \quad (\text{Equação 3.3})$$

$$X = \frac{Y \cdot (S_0 - S)}{1 + (k_d \cdot t)} \quad (\text{Equação 3.4})$$

$$k' = \frac{k}{X} \quad (\text{Equação 3.5})$$

Onde:

- S_0 é a concentração de substrato inicial conhecida (DQO_{sol} em mg/L);
- S é a concentração de substrato final suposta (DQO_{sol} em mg/L);
- k é a taxa máxima específica de consumo do substrato com valores usuais na ordem de 2 a 10 g DQO/g SSV*dia, segundo Metcalf & Eddy (2003);
- k_d é o coeficiente de decaimento bacteriano, de valores usuais entre 0,06-0,015, segundo Metcalf & Eddy (2003);
- Y é o coeficiente de crescimento bacteriano, de valores usuais na ordem de 0,3 g SSV/g DQO segundo Metcalf & Eddy (2003);
- X é a concentração de biomassa no reator (mg SSV/L);
- t é o TDH obtido conforme a vazão e volume adotados para o reator, dados em dias (d).

Como para o cálculo de X (considerando-se X constante) deve-se saber o valor de S , optou-se por realizar os cálculos de forma iterativa da seguinte maneira:

- I. chuta-se um valor inicial para S (mg DQO_{sol}/L), tendo em vista a eficiência de remoção esperada e a concentração de substrato inicial conhecida;
- II. adota-se um TDH, utiliza-se Y e k_d comumente encontrados e reportados na literatura e então calcula-se X pela equação 3.4;
- III. calcula-se k' pela equação 3.5;
- IV. calcula-se S pela equação 3.3 e repete-se o procedimento até que S calculado pela equação seja próximo ao valor de S suposto inicialmente.

A equação 3.5 é utilizada para obtenção de k' a partir de k , visto que este último é o encontrado em fontes bibliográficas.

Com a equação 3.3, estima-se a carga orgânica final solúvel e com esse dado, calcula-se a eficiência de remoção do reator.

3.3.3 Reator de Nitrificação

Para o projeto do reator de nitrificação por crescimento aderido, utilizou-se como base uma metodologia apresentada por Metcalf & Eddy (2003) para reatores de leito fixo onde se deseja a nitrificação. Obviamente, este tipo de reator não é projetado para efetuar ciclos de enchimento-drenagem e sim operar de modo contínuo, como filtros. Entretanto, este modelo foi o mais próximo encontrado na literatura, que apresentou o projeto construtivo de forma detalhada.

Segundo o método, a razão de aplicação hidráulica (q) deve ser de no mínimo $0,5 \text{ L/m}^2\cdot\text{s}$ e, portanto algumas simulações de diâmetro de reator devem ser feitas (tendo em vista valores compatíveis com escala laboratorial) até que se obtenha um valor de q de preferência maior que o referido valor, favorecendo a nitrificação. Para valores menores que $0,5 \text{ L/m}^2\cdot\text{s}$, segundo o autor, a nitrificação pode não ocorrer. Cálculo de q (equação 3.6):

$$q = \frac{Q}{A} \quad (\text{Equação 3.6})$$

Onde:

q é a razão de aplicação hidráulica, em $\text{L/m}^2\cdot\text{s}$;

A é a área superficial do reator, em m^2 ;

Q corresponde a vazão estipulada para o sistema, em L/s .

Para se proceder aos cálculos, seguiu-se a metodologia mencionada, mas de forma diferente e aplicada ao caso onde já se definiu o volume do reator, conforme apresentada na sequência:

- Estipular a vazão do sistema;
- Definir o volume total de reator, levando em conta a porosidade do leito e o volume de efluente que se deseja tratar;
- Realizar as simulações de diâmetro de reator de forma a obter diversos valores de q pela equação 3.6;

- Finalmente, com a obtenção de um valor apropriado de q e do diâmetro de reator, calcula-se a profundidade do mesmo de acordo com o volume definido.

Sun et al (1998, 2004 e 2005) entretanto, reportam valores de q na ordem de 0,005 a 0,01 L/m²*s para reatores de nitrificação com enchimento-drenagem e plantas aderidas ao leito.

Metcalf & Eddy (2003) recomendam ainda, a utilização de valores na faixa de 0,5 a 2,5 g NH₄-N/m²*dia para carga amoniacal típica em reatores de nitrificação empacotados.

Entretanto, Green et al (1997) utilizaram em seus ensaios carga amoniacal em torno de 11 g NH₄-N/m².dia e obtiveram conversão de nitrogênio amoniacal para nitrato com eficiência em torno de 80%.

Para obter o valor da carga amoniacal e comparar com os valores reportados, utiliza-se a equação 3.7:

$$Carga = \frac{\left(g \text{ NH}_4 - N / L \right) \cdot Q}{A_{leito}} \quad (Equação 3.7)$$

Onde:

A concentração de NH₄-N, em g/L é a concentração na entrada do reator;

A_{leito} é a área superficial total do leito em m².

A área superficial total do leito é calculada pela equação 3.8:

$$A_{leito} = N^o \text{ pedras usadas} \cdot A_{sup} \quad (Equação 3.8)$$

Onde A_{sup} é a área superficial de cada pedra, determinada medindo-se o diâmetro médio das pedras e calculando a área superficial correspondente.

3.4 Operação dos reatores anaeróbio e aeróbio

Num primeiro momento o sistema foi experimentado somente com os reatores anaeróbio e aeróbio em funcionamento, operando em sequência com uso da

bioaugmentação e, portanto a metodologia descrita nos itens 3.4 a 3.6 refere-se a operação deste dois reatores.

O efluente a ser tratado no sistema coletado na entrada da lagoa anaeróbia (após decantador primário) da estação de tratamento de efluentes de uma empresa frigorífica localizada na região de Santa Maria.

As coletas de efluente foram feitas em dias ensolarados, por volta das 15 h da tarde e com obtenção de um volume total de 90 L. As amostras eram transportadas em galões plásticos e o volume total coletado era submetido imediatamente após a coleta, à filtração a vácuo utilizando papel filtro de diâmetro médio de poros equivalente a 12 μm e uma camada de 15 cm de areia como meio filtrante. Esta operação fez-se necessária devido ao entupimento das mangueiras utilizadas no laboratório com os resíduos sólidos presentes no efluente bruto coletado.

A figura 3.2 mostra o sistema utilizada para filtração à vácuo do efluente bruto coletado, bem como o refrigerador onde o mesmo era armazenado imediatamente após filtração.

Após filtração, os reatores anaeróbio e aeróbio, de 21 e 16 L respectivamente, eram preenchidos com o efluente filtrado e o restante era armazenado em um galão de 50 L dentro do refrigerador. Assim que o sistema dos reatores atingia a temperatura de 30°C era dado início à alimentação contínua do sistema.



Figura 3.2 – Sistema de filtração à vácuo.

No presente trabalho, o sistema foi avaliado sob duas condições de operação: a vazão de 5 L/dia e de 2,5 L/dia, o que resulta em tempos de detenção hidráulica (TDH) diferentes, conforme apresentado na tabela 3.3. O sistema foi operado por aproximadamente 10 dias sob cada condição, para a avaliação da eficiência em um estado estacionário.

Tabela 3.3 – Volume dos reatores e TDH empregado nos ensaios.

Reator	Volume	TDH	
		Vazão 5,0 L/dia	Vazão 2,5 L/dia
Reator Anaeróbio	21 L	4,2 dias	8,4 dias
Reator Aeróbio	16 L	3,2 dias	6,4 dias

Para a operação com TDH de 4,2 dias, o estado estacionário foi considerado a partir do quinto (5^o) dia de operação e para o TDH de 3,2 dias considerou-se estado estacionário a partir do quarto (4^o) dia, e assim por diante.

Todo efluente que estivesse aguardando para a entrada no sistema ou para execução das análises, permanecia sob refrigeração com temperaturas oscilando entre 1°C e 4°C (APHA, 1999).

Esta temperatura foi constantemente monitorada e manteve-se sempre dentro destes limites.

O reator anaeróbio laboratorial foi projetado e operado para estar o mais próximo possível das condições das lagoas anaeróbicas, para que se pudesse ter uma boa conclusão da aplicabilidade do sistema às reais condições das estações de tratamento. Para assegurar que o reator anaeróbio estivesse garantindo as condições anóxicas (valores inferiores a 2 mg/L de O.D.), a concentração de oxigênio dissolvido no reator foi constantemente monitorada com auxílio de oxímetro digital da marca Lutron e coleta nos pontos (2) e (6).

Da mesma forma, o reator aeróbio simulou as reais condições de lagoas aeróbias de mistura completa. O reator aeróbio permaneceu sob constante agitação e injeção de ar comprimido, de forma a se estabelecer uma condição uniforme de oxigênio dissolvido a concentrações sempre acima de 4 mg/L. A condição de O.D. foi monitorada através de medidas feitas no ponto (7) e ajustada por meio de válvulas de vazão de ar comprimido para garantir as condições aeróbias no reator e assim garantir as condições ideais para atividade microbiana. Para a injeção de

oxigênio no reator, um divisor de fluxo com duas saídas, feito em plástico, foi conectado à linha de ar comprimido do laboratório. Em cada saída do divisor de fluxo foram conectadas duas pedras porosas fazendo a difusão do ar em bolhas finas, possibilitando uma melhor solubilidade do oxigênio no meio aquoso. A figura 3.3 mostra uma vista superior do reator aeróbio, onde estão destacados: o agitador de pás, a entrada e saída do efluente, o aquecedor, a entrada do ar comprimido e as pedras porosas dispostas ao fundo.

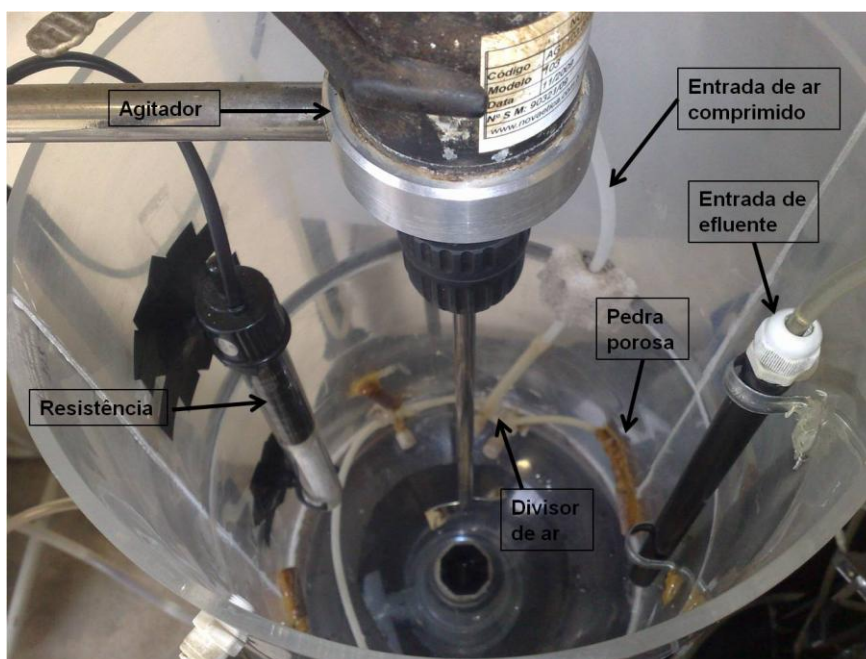


Figura 3.3 – Vista de cima do reator aeróbio.

3.5 Metodologia para a bioaugmentação

Os microrganismos utilizados para a bioaugmentação foram cedidos pela empresa Bioplus. Na operação do sistema foram seguidas as orientações do fabricante. Assim, após o enchimento dos reatores com o efluente e antes da partida do sistema foi adicionado ao sistema uma quantidade de 50 gramas de produto por metro cúbico de efluente e a cada 4 dias foi adicionado uma quantidade de 10 gramas de produto por metro cúbico de efluente alimentado ao sistema, visando realizar a manutenção do sistema. Esta alimentação foi realizada, em horário pré-estabelecido.

Assim, para cada condição de vazão ensaiada (2,5 e 5,0 L/dia de efluente) foi adicionado o proporcional equivalente do produto.

Para facilitar a aplicação, o fabricante também recomenda que o produto seja diluído na proporção de 10 g para cada 1L de água (0,01 g/mL), já que o mesmo possui consistência bastante viscosa e poderia perder-se muito conteúdo no momento de seu manuseio. Tomou-se o cuidado para que as diluições do produto concentrado fossem feitas uma vez por semana, reduzindo assim a exposição do produto ao ambiente.

O produto ensaiado, Biol2000®, trata-se de um composto de 4 espécies distintas de microrganismos remediadores, os quais denominam-se:

- Bacillus subtilis;
- Bacillus licheniformis;
- Bacillus polymyxa;
- Yarrowia lipolytica.

Estes microrganismos possuem caráter facultativo e, portanto, sobrevivem e se adaptam a ambientes anaeróbios e aeróbios.

Então, de acordo com os procedimentos adotados para a bioaugmentação, as adições foram realizadas conforme o exposto na tabela 3.4.

Tabela 3.4 – Quantidade e frequência de solução diluída* de Biol® adicionada em cada reator.

Reator	Quantidade de solução adicionada		
	24 h antes da partida	Vazão 5,0 L/dia	Vazão 2,5 L/dia
Anaeróbio	105 mL	21 mL no 1º dia e a cada 4 dias	21 mL no 1º dia e a cada 4 dias
Aeróbio	80 mL	21 mL no 1º dia e a cada 4 dias	21 mL no 1º dia e a cada 4 dias

*10g/litro

3.6 Caracterização do crescimento microbiano em meios anaeróbio e aeróbio

3.6.1 Coeficiente de crescimento da biomassa (ou crescimento celular, Y)

O coeficiente de crescimento da biomassa (ou celular, ou bacteriano) relaciona, sucintamente, o quanto um microrganismo cresce em massa, pela quantidade em massa de alimento que consome, conforme demonstra a equação 3.9. Este parâmetro informa se um tipo específico de microrganismo cresce muito ou pouco, para uma dada quantidade de substrato consumido.

$$Y = \frac{\text{biomassa produzida}}{\text{substrato utilizado}} = \frac{\text{g SSV produzida}}{\text{g DQO removida}} = \frac{\text{SSV final} - \text{SSV inicial}}{\text{DQO inicial} - \text{DQO final}} \quad (\text{Equação 3.9})$$

Se o valor for muito elevado significa que o microrganismo cresce muito e consome pouco, o que não é desejável. Entretanto, no início de um processo (partida de um reator) é importante que este parâmetro seja maior, para que uma flora bacteriana seja estabelecida em boa quantidade. Posterior a este crescimento inicial, o ideal é que o valor se estabilize, sempre preferencialmente abaixo de valores já obtidos. É por esta razão, que cada vez mais são testados e desenvolvidos novos microrganismos, esperando-se sempre que estes consumam muito e cresçam pouco (chamados microrganismos “de alta taxa”).

Pelo fato da biomassa consistir basicamente de material orgânico pouco dissolvido, análises de SSV ou DQO particulada são as mais usuais e adequadas para quantificá-la em reatores biológicos. Entretanto, os valores encontrados para este parâmetro na literatura estão praticamente todos em unidades de g SSV/g substrato e por isso, a medida de SSV foi a efetuada no presente trabalho para a estimativa da biomassa nos reatores.

Para obtenção de Y seguiu-se a metodologia realizada por Yen-Hui Lin (2008), onde constrói-se um gráfico de biomassa produzida versus substrato consumido e a constante será o coeficiente angular da reta obtida da linearização dos pontos.

3.6.2 Taxa máxima de crescimento específico de biomassa (μ_m) e tempo de retenção de sólidos (TRS)

A taxa de crescimento específico máximo (μ_m) ou, crescimento máximo específico líquido, corresponde à variação na concentração de biomassa por dia, em relação à quantidade presente no sistema, ou seja, é uma medida da velocidade do crescimento de biomassa e é dada em g biomassa/g biomassa.d. A taxa de crescimento específico está relacionada com o TRS, um parâmetro fundamental no dimensionamento e controle dos tratamentos biológicos de efluentes e característico de cada microrganismo. Caso este parâmetro indique um valor abaixo do TDH pode significar que o crescimento e consequente consumo dos organismos esteja sendo perturbado. Para encontrar o um valor aproximado de μ_m característico do sistema e dos microrganismos de alta taxa utilizados, seguiu-se uma metodologia semelhante ao realizado por Yen-Hui Lin (2008) para obtenção das constantes cinéticas. No trabalho, o autor destaca que a taxa de crescimento da biomassa, dada por dX/dt , está relacionada com a taxa máxima específica (μ_m), de acordo com a equação 3.10:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m \cdot X \quad (\text{Equação 3.10})$$

Integrando a equação 3.10 considerando μ_m constante e isolando μ_m resulta na equação 3.11:

$$\mu_m = \frac{\ln (X_t/X_0)}{t} \quad (\text{Equação 3.11})$$

Para determinar o valor de μ_m , calcula-se $\ln (X_t/X_0)$ através dos valores experimentais e constrói-se um gráfico destes valores obtidos em função do tempo de reação, onde o coeficiente angular da linearização dos pontos representa μ_m .

3.6.3 Taxa máxima específica de consumo do substrato (ou constante de utilização máxima de substrato, k)

É a constante da cinética do consumo de substrato feito pelos microrganismos. É dada em g substrato/g biomassa.d, ou seja, nos informa a velocidade do consumo de substrato. Logo, quanto maior este parâmetro, mais rápido é o consumo e melhor a eficiência do processo. O valor de k pode ser estimado aplicando a seguinte relação com Y e μ_m (equação 3.12):

$$K = \frac{\mu_m}{Y} \quad (\text{Equação 3.12})$$

3.6.4 O efeito da temperatura

O efeito da temperatura nos processos biológicos de remoção de substrato pode ser avaliado através da taxa máxima específica obtida quando se realiza mais de um ensaio, mantendo a temperatura fixa e avaliando-se para mais de uma condição. Segundo a equação 3.13, proposta inicialmente por Arrhenius, a variação na temperatura produz efeito exponencial na taxa máxima específica, ou seja, uma pequena mudança na temperatura produz um efeito relativamente maior na taxa máxima específica. A equação 3.13 mostra o efeito da temperatura no valor de μ_m .

$$\mu_{m,T1} = \mu_{m,T2} \cdot e^{\theta(T1-T2)} \quad (\text{Equação 3.13})$$

Portanto, para a determinação deste parâmetro, devem-se realizar ensaios sob diferentes temperaturas, estimar as taxas específicas de cada condição e obter através da equação 3.13, o valor da constante θ .

3.7 Operação do reator nitrificante

O reator nitrificante é do tipo leito empacotado de fluxo descendente. Segundo Austin (2006), um material com capacidade de troca catiônica (CTC) de no mínimo 4 meq/100 g meio deve ser utilizado como meio fixo para promover a captura e aderência dos íons amônio ao leito. Como meio fixo para construção do

reator foi escolhida a argila expandida, por consistir num material barato, de fácil aquisição no comércio local da região de Santa Maria e com alto valor de CTC.

Segundo a patente publicada pelo autor (2008), para a implantação do reator nitrificante, deve ser estabelecido um estado anóxico e/ou anaeróbico no reator anaeróbico e o mesmo deve apresentar um TDH que permita a decantação dos sólidos suspensos, formando um lodo de fundo e um sobrenadante mais claro. Além disso, o efluente do nitrificante deve ser descarregado em um ponto do reator anaeróbico onde haja um baixo potencial de oxidação (isto é, onde não coexistam outras moléculas oxidativas além dos nitritos e nitratos) e uma elevada deposição de carga orgânica. Para garantir esta situação a mangueira de reciclo do efluente nitrificado foi instalada no fundo do reator anaeróbico (ponto 6).

Análises de turbidez e DQO dos pontos (2) e (6) (sobrenadante e fundo, respectivamente) foram monitoradas para acompanhamento do processo de decantação dos sólidos (lodo de fundo) no reator anaeróbico.

Para que a etapa de oxidação dos íons amônio se realize, uma flora bacteriana deve encontrar-se aderida às pedras do leito. Por este motivo foram realizadas algumas etapas de aclimação no reator antes de ligá-lo ao sistema, promovendo o crescimento dos microrganismos nitrificantes.

O sistema de enchimento-dreno proposto por Austin (2008) entraria em funcionamento somente após a observação da nitrificação em regime estável.

Com base no estudo sobre reatores de nitrificação bem como no desenvolvimento de biofilme aderido ao suporte (item 2.4), propôs-se a seguinte metodologia para aclimação e formação do biofilme:

- 1ª etapa: Caracterizada por TDH de 16 d, de forma a propiciar o desenvolvimento das nitrificantes. Alimentação do reator composta por: efluente coletado na saída da lagoa aeróbia do frigorífico (E_{frig}) e efluente da saída do reator anaeróbico do sistema laboratorial (E_{ana}), aumentando-se gradativamente a fração de E_{ana} utilizado, de 30 a 40%
- 2ª etapa: Há significativa redução no TDH, (de 16 para 8 d). A fração de E_{ana} utilizada deve ser aumentada gradativamente de 40 a 75%;
- 3ª etapa: Provoca-se nova alteração no TDH, atingindo o valor desejado de 4 dias e aumenta-se a utilização de E_{ana} de 75 a 100%.

Durante a segunda fase de aclimatação, ao atingir os 50% de utilização de E_{ana} , observou-se remoção significativa de DQO no reator juntamente com pequenas e sucessivas reduções da Er de NH_3 (vide item resultados).

O problema foi atribuído ao fato de se estar utilizando E_{ana} quando o reator anaeróbio ainda não tinha atingido o máximo de remoção de carga orgânica (encontrava-se na fase inicial de operação), apresentando 1346,67 mg DQO/L. Além disso, analisando o efluente do frigorífico constatou-se que a relação DQO/ NH_3 estava acima da média apropriada (vide referências). O E_{frig} foi utilizado por haver a possibilidade de conter elevada atividade nitrificante. O mesmo apresentava 775,24 mg DQO/L, 212,28 mg NH_3 /L, e DQO/ NH_3 de 3,65.

Por apresentar uma relação DQO/ NH_3 menor que a relação das alimentações anteriores, optou-se por utilizar o efluente do reator aeróbio do próprio sistema laboratorial (E_{aer}) como uma segunda alternativa no desenvolvimento das nitrificantes, mantendo esta condição por oito dias. Na tabela 3.6 visualiza-se a interrupção ocorrida na 2ª fase e o início da alimentação com E_{aer} .

Após a constatação da atividade nitrificante utilizando-se E_{aer} , passou-se a utilizar o efluente do reator anaeróbio, em condição avançada e estável de tratamento, apresentando DQO equivalente a 796,67 mg/L de DQO.

A tabela 3.5 mostra as composições resultantes das alimentações, a duração de cada condição, e as análises de DQO e NH_3 feitas no ponto (3) do sistema.

Tabela 3.5 – Características da alimentação do reator nitrificante.

Data da alimentação	Fração de E_{ana} usado	Duração da condição (d)	NH_3 (mg/L)	DQO (mg/L)	TDH (d)
29 a 03/02	30%	5	230,10	946,67	16
03 a 07/02	35%	4	203,19	975,24	16
07 a 11/02	38,5%	4	199,33	995,24	16
11 a 14/02	40,0%	3	198,04	1016,96	8
14 a 18/02	50%	4	195,45	1060,96	8
18 a 26/02	*	8	206,34	524,45	8
26/02	100%**	4	Ponto 2	796,67	4

*Optou-se por utilizar 100% de efluente do reator aeróbio.

**Utilizou-se E_{ana} em situação estável, de baixa DQO.

As alterações na duração da condição de alimentação foram determinadas pelas observações na concentração de NH_3 e DQO coletadas nos pontos (3) e (4).

O monitoramento de NH_3 , NO_3 e DQO na entrada e saída do reator consta no item dos resultados.

Para garantir o fornecimento de oxigênio às nitrificantes, o sistema de aeração semelhante ao utilizado no reator aeróbio (com pedras porosas e ar comprimido) foi utilizado.

O teor de nitrato nos pontos (3) e (4) foi verificado para que a hipótese de nitrificação fosse consolidada. Caso houvesse a redução de amônia sem aumento no teor de nitratos, qualquer outra hipótese para o consumo de NH_3 poderia ser suposta, inclusive a de filtração simples do efluente, sem ação bacteriana.

3.8 Análises de monitoramento do processo

Foram determinados os teores de amônia ($\text{NH}_3\text{-N}$), nitrato, sólidos suspensos (SS), sólidos suspensos voláteis (SSV), DQO solúvel (DQO_{sol}) e turbidez, todos realizados no Laboratório do PPGEPro, localizado na UFSM.

Optou-se por realizar DQO solúvel porque muitos ensaios feitos inicialmente foram perdidos, em decorrência das grandes variações obtidas para amostras iguais e da incoerência dos dados, hora indicando valores muito altos e outra hora, muito baixos. Fazendo-se a DQO solúvel é possível eliminar pequenas impurezas (sólidos suspensos), que podem alterar significativamente uma medida. Isto não afeta a comparação com outros trabalhos, pois os resultados são em termos da eficiência de remoção da carga orgânica.

Na sequência estão listados os métodos analíticos que foram empregados no laboratório para a determinação dos compostos orgânicos e nitrogenados:

- Análise quantitativa de DQO_{sol}: Método colorimétrico por Refluxo Fechado recomendado por APHA (1999). As análises foram feitas utilizando-se um espectrofotômetro, originando valores de absorbância. Estes valores de absorbância foram convertidos para mg DQO/L através de curvas de calibração construídas com ftalato bifosfato de sódio.

– Determinação quantitativa de amônia: Reação com reagente de Nessler, recomendado por Vogel (2002) para determinação de amônia na forma de NH_4^+ com concentrações em torno de 0,1 mg NH_3/L ;

– Análise quantitativa de nitrato: Utilizou-se metodologia descrita por Cataldo et. al (1975);

– Sólidos suspensos (SS): Filtração com membrana celulósica com porosidade de aproximadamente 1,2 μm e posterior secagem a aproximadamente 103°C, de acordo com metodologia recomendada por APHA (1999);

– Medida quantitativa de Sólidos Suspensos Voláteis (SSV): Mesma metodologia utilizada para SS, porém, com a etapa adicional de volatilização dos SS através da queima na temperatura de 550°;

– Determinação da turbidez: Método Nefelométrico, aplicável para uma grande faixa de valores de turbidez, reportados em unidades de NTU.

Além das análises químicas e físicas do efluente, foram monitorados alguns parâmetros do processo que poderiam afetar a eficiência ou até mesmo alterar as análises descritas acima, durante sua operação. Estes parâmetros monitorados foram:

- Temperatura interna dos reatores anaeróbio, aeróbio e nitrificante;
- Temperatura do efluente armazenado no refrigerador;
- Potencial hidrogeniônico (pH) no interior dos reatores e do efluente armazenado no refrigerador;
- Oxigênio dissolvido no interior dos reatores;
- Temperatura ambiente;
- Frequência e quantidade adicionada de microrganismos nos reatores anaeróbio e aeróbio.

Todas estas análises de caracterização do efluente e de monitoramento do processo foram anotadas em um Formulário de Coleta e Análises (modelo consta no APÊNDICE A).

3.9 Práticas para amostragem

De acordo com POPEK (2003) para a coleta de água residuária onde se deseja determinar compostos orgânicos e nitrogenados, são apresentados os requisitos apresentados na tabela 3.6.

Tabela 3.6 – Frasco coletor, modo e tempo de preservação das amostras.

Tipo de Análise	Frasco coletor	Preservação	Tempo máximo
Nitrato	HDPE ou vidro	2 a 6°C	48 h
NH ₃ -N	HDPE ou vidro	2 a 6°C, H ₂ SO ₄ pH<2	28 dias
SSV	HDPE ou vidro	2 a 6°C	7 dias
DQO	HDPE ou vidro	2 a 6°C, H ₂ SO ₄ pH<2	28 dias
Turbidez	HDPE ou âmbar	2 a 6°C no escuro	Analisar imediatamente

Fonte: Sampling and Analysis of Environmental Chemical Pollutants

HDPE: Polietileno de alta densidade

Outras observações importantes que foram executadas no momento das coletas:

- Anotar em formulário, a temperatura ambiente e a temperatura das amostras sob refrigeração;
- Identificar os frascos com o ponto de onde foi retirada a amostra, a data e o horário em que foi feita;
- Antes de iniciar a coleta, enxaguar o frasco três vezes com a própria amostra;
- Estabelecer um ponto representativo para a coleta, ao longo do curso do efluente, de onde todas as outras amostras deverão ser retiradas.

O modelo de formulário com as anotações da coleta consta no APÊNDICE A.

Inicialmente foi definido que todas as coletas e análises seriam feitas em triplicata como o recomendado na literatura e também para eliminar desvios grosseiros nas medidas. Porém, ao decorrer dos ensaios, este procedimento tornou-

se impraticável, devido à necessidade de um monitoramento diário do processo com sete pontos de coleta, resultando em um extenso número de análises, de frascos utilizados e do tempo dispensado na coleta de todos.

3.10 Determinação da eficiência do processo

De acordo com o objetivo do presente trabalho, de remoção de compostos orgânicos e nitrogenados, as eficiências de remoção (Er) de DQOsol, SS e $\text{NH}_3\text{-N}$ foram calculadas para os três reatores e para o sistema todo, exceto a Er de SS para o nitrificante, que não foi feita porque remoção de SS não fazia parte de seus objetivos específicos.

Entretanto, o cálculo de Er de DQOsol para o reator nitrificante foi feito, para então avaliar se os microrganismos de degradação orgânica não estavam se sobrepondo aos de degradação nitrogenada. Caso houvesse Er significativa no nitrificante, haveria grande possibilidade de inibição das bactérias nitrificantes e uma alteração na configuração do sistema deveria ser feita.

O cálculo de eficiência é dado pela razão entre a quantidade removida do composto (em mg/L) pela quantidade inicial do mesmo, conforme mostra a equação 3.14.

$$\text{Eficiência de remoção (\%)} = \frac{\text{conc. inicial} - \text{conc. final}}{\text{conc. inicial}} \times 100 \quad (\text{equação 3.14})$$

Para efetuar os cálculos, amostras de efluente foram coletadas uma vez por dia, nos pontos (1), (2), (3), (4) e (5), indicados no esquema da figura 3.1. O TDH nos indica o tempo que um reator leva para atingir a condição de estado estacionário e, portanto, as eficiências de remoção de DQOsol, SS e $\text{NH}_3\text{-N}$ devem ser estimadas somente após decorrido este tempo. Ainda, alterações de carga orgânica ou nitrogenada aplicadas nos reatores serão visualizadas somente após decorrido o TDH específico de cada um. Ou seja, nada se pode concluir quanto à eficiência antes disso. As eficiências de remoção de DQOsol foram estimadas com base nas equações 3.15 a 3.18

$$Er_{DQOsol \text{ ANA}}(\%) = \frac{DQOsol \ 1 - DQOsol \ 2}{DQOsol \ 1} \times 100 \quad (\text{equação 3.15})$$

$$Er_{DQO_{sol}} \text{ AER} (\%) = \frac{DQO_{sol 2} - DQO_{sol 5}}{DQO_{sol 2}} \times 100 \quad (\text{Equação 3.16})$$

$$Er_{DQO_{sol}} \text{ NITR} (\%) = \frac{DQO_{sol 3} - DQO_{sol 4}}{DQO_{sol 3}} \times 100 \quad (\text{Equação 3.17})$$

$$Er_{DQO_{sol}} \text{ TOTAL} (\%) = \frac{DQO_{sol 1} - DQO_{sol 5}}{DQO_{sol 1}} \times 100 \quad (\text{Equação 3.18})$$

Onde:

- $Er_{DQO_{sol}} \text{ ANA}(\%)$ representa a eficiência de remoção da DQO_{sol} no reator anaeróbio;
- $Er_{DQO_{sol}} \text{ AER}(\%)$ representa a eficiência de remoção da DQO_{sol} no reator aeróbio;
- $Er_{DQO_{sol}} \text{ NITR}(\%)$ representa a eficiência de remoção da DQO_{sol} no reator de nitrificação;
- $Er_{DQO_{sol}} \text{ TOTAL}(\%)$ representa a eficiência de remoção do DQO_{sol} total do sistema.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Dimensionamento dos reatores

4.1.1 Reator Anaeróbio

Analisando a equação 3.1, vê-se que para determinar o volume do reator necessita-se conhecer a carga orgânica de entrada no sistema (DQO, kg/L), a vazão de alimentação (L/dia) e a taxa de consumo média da carga orgânica alimentada (L_v , mg DQO/L*dia). Conforme metodologia apresentada no item 3.3.1, um valor de L_v deveria ser adotado e de acordo com a carga orgânica do efluente e a vazão de sistema adotada, se calcularia o volume do reator.

Entretanto, como a faixa padrão de L_v compreende valores de 1 até 5 kg DQO/m³.dia, para que fossem obtidos valores de volume e vazão razoáveis para uma escala laboratorial, procedeu-se da seguinte forma: arbitraram-se simultaneamente alguns valores para volume de reator e vazão do sistema até que fosse obtido um valor para carga volumétrica (L_v) que estivesse próximo aos da literatura, utilizando-se a equação 3.1.

$$L_v = \frac{DQO(kg/L) \cdot Vazão(L/dia)}{Volume(L)} \quad (\text{Equação 3.1})$$

Para conhecer o valor médio de DQO do efluente a ser ensaiado foram realizadas coletas de amostras do efluente de um frigorífico da região de Santa Maria-RS, em dias distintos, e procedeu-se a determinação dos seguintes parâmetros: DBO₅, DQO, NTK e SS. Os resultados são apresentados na tabela 4.1.

Tabela 4.1 – Dados do efluente bruto coletado (não filtrado).

Análise	DBO₅ (mg/L)	DQO (mg/L)	NTK (mg/L)	SS (mg/L)
Coleta 1	2.800,0	4.300,0	198,0	880,0
Coleta 2	2.700,0	5.400,0	191,0	912,0
Média	2.750,0	4.850,0	194,5	896,0

Desta forma, arbitrando-se diferentes valores para vazão e volume, chegou-se a um resultado considerado satisfatório. Assim, para uma vazão de alimentação de 5L/dia, reator de 20 litros e carga de alimentação de 4.850 mg DQO/L, o valor de L_v ficou em 1.212,5 mg DQO/L*dia, valor próximo aos apresentados na literatura.

$$L_v = \frac{4.850 \text{ mgDQO/L} \cdot 5 \text{ L/dia}}{20 \text{ L}} = 1.212,5 \text{ mgDQO/L.dia}$$

$$= 1,2 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{dia}$$

A tabela 4.2 mostra os outros parâmetros calculados para o reator anaeróbio.

Tabela 4.2 – Dados de projeto do reator anaeróbio.

Dados de projeto	Valor adotado/calculado
Volume assumido (m ³)	0,020
Vazão assumida (L/dia)	5,0
DQO do efluente (g DQO/L)	4,850
L aplicada calculada (kg DQO/dia)	0,024
L_v calculado (kg DQO/m ³ *dia)	1,20
Profundidade assumida (m)	0,50
Área superficial (m ²)	0,041
Diâmetro (m)	0,227
Volume corrigido (m ³)**	0,023
Diâmetro corrigido (m)**	0,225
TDH (dias)	4,2

**Valores informados pelo fabricante dos reatores de acrílico após a fabricação dos mesmos.

Após dimensionamento, foi elaborado projeto construtivo e encaminhado para execução. Em função de limitações construtivas do fabricante, suas medidas tiveram pequenas alterações. As alterações realizadas acarretaram em um pequeno aumento no volume, que passou de 20 para 23 litros. Assim, o volume útil do reator anaeróbio ficou em 21 litros. Considerando-se uma vazão de 5 litros/dia, resulta em um TDH de 4,2 dias.

Para os cálculos de dimensionamento, foi considerado um efluente com 4.850 mg DQO/L (tabela 4.1). No entanto, no momento dos ensaios, como teve que ser

feita a filtração do efluente devido ao entupimento das mangueiras, esta carga aplicada sofreu uma queda de 25%, passando para aproximadamente 3.637 mg DQO/L.

Também para o dimensionamento considerou-se a vazão de 5 L/dia, pois este é o valor máximo de vazão a ser ensaiado no sistema laboratorial. Acima de 5 L/dia torna-se inviável o processo devido ao limitado espaço para armazenamento de efluente.

Metcalf & Eddy (2003) reportam casos onde são utilizados tempos de detenção hidráulica de 0,5 a 5 dias para reatores anaeróbios por contato, que abrange configurações que podem se assemelhar ao reator anaeróbio do presente trabalho. Desta forma, mesmo com um valor de TDH muito menor que os reportados na revisão bibliográfica, este valor é aceitável.

Para garantir a condição de anaerobiose, os valores de O.D. no reator foram monitorados diariamente e adotou-se o limite máximo permitido de oxigênio equivalente a 2 mg/L. Caso fosse constatado que o valor máximo de 2 mg/L de O.D. era atingido, o processo seria interrompido para realizar alterações que permitissem a redução neste parâmetro no interior do reator.

A garantia da condição anaeróbia está estritamente relacionada com a configuração do reator, mais especialmente com a relação entre profundidade e diâmetro adotada então, se torna importante neste momento destacar que a relação profundidade/diâmetro do reator anaeróbio resultante foi de 2,2.

4.1.2 Reator Aeróbio

A vazão de alimentação adotada para dimensionamento do reator aeróbio foi de 5 L/dia, mesmo valor utilizado no dimensionamento do reator anaeróbio. Assim, conforme metodologia descrita no item 3.3.2, adotou-se um TDH de 3,2 dias, resultando em um volume útil de reator na ordem de 16 L.

Depois de definidos provisoriamente, a vazão e o TDH, alguns pontos relevantes deveriam ser analisados, conforme segue:

- ✓ Seriam consumidos 37 litros para encher os reatores antes de se iniciar o processo;

- ✓ Considerando uma vazão de 5 L/dia e de no mínimo 10 dias de operação, seriam necessários 50 litros de efluente. Assim, a quantidade mínima de efluente a ser coletada seria de 90 litros.

Finalmente, o cálculo para a estimativa de eficiência de remoção do reator aeróbio, proposto por Von Sperling (1995) detalhado no item 3.3.2, foi feito e é apresentado na tabela 4.3. O valor de DQO solúvel inicial (1.800,00 mgDQO/L) foi estimado supondo-se que haverá uma redução em torno de 60% na DQO total no reator anaeróbio, o que resultaria em 1940 mgDQO/L.

Tabela 4.3 – Dados obtidos no cálculo de eficiência de remoção do aeróbio.

Parâmetro	Valor adotado/calculado	Unidade
DQOsol inicial	1.800,00	mg/L
TDH	3,20	dias
Remoção DQOsol (mínimo desejado)	85	%
DQOsol final (conforme a remoção)	270,00	mg/L
Y (adotado da literatura)	0,30	g SSV/g DQOsol
k_d (adotado da literatura)	0,09	g SSV/g SSV*dia
X (concentração de biomassa)	356,36	g SSV/L
k' (da equação 3.5)	0,005	g DQO*L/g SSV ² *dia
DQOsol final (da equação 3.3)	268,58	mg/L
k (adotado da literatura)	1,78	g DQOsol/g SSV*dia

Com a obtenção de valores razoáveis para uma estimativa de eficiência de remoção, o volume do reator aeróbio adotado foi de 16 L. Com isso, ficou estabelecido que seriam feitas coletas de aproximadamente 90 L de efluente, sendo 37 L utilizados para encher os reatores antes do início da alimentação contínua e 50 L seriam consumidos no processo e nas análises.

Em relação à aeração do sistema, Von Sperling (1996), Jordão e Pessôa (1995), Metcalf & Eddy (2003), entre outros autores, reportam valores de oxigênio dissolvido (O.D.) entre 2-2,5 mg/L como sendo o limite mínimo de oxigênio necessário ao desenvolvimento dos microrganismos aeróbios. Desta forma, a concentração de oxigênio no efluente foi monitorada diariamente para que fosse garantida a condição de aerobiose. Neste trabalho foi adotado que o limite mínimo de O.D. seria de 3 mg/L. Caso fosse constatado que o valor medido estivesse abaixo do limite, a vazão de ar comprimido era aumentado imediatamente,

garantindo assim que a condição de anaerobiose não ocorresse, evitando a mortandade dos microrganismos aeróbios.

4.1.3 Reator de nitrificação

O reator nitrificante consiste em um leito de pedras porosas sobre as quais estão aderidas as bactérias nitrificantes. Consta na sequência, a metodologia adotada para dimensionamento deste reator.

- **Capacidade de operação do reator (L/dia):** definiu-se que o reator nitrificante deveria ter capacidade para tratar até 10 L/dia de efluente, pois a vazão atual de alimentação do sistema era de 2,5 L/dia e poderia ser futuramente aumentada.
- **Número de ciclos:** com base em dados da literatura (Sun, 1999) definiu-se que seriam realizados diariamente quatro ciclos de enchimento-drenagem, com duração de 1,5 h para enchimento e 4,5 h para drenagem (aeração do leito) a cada ciclo. Disto resulta que a alimentação do reator funcionaria por 6 h/dia.
- **Vazão de alimentação ao reator:** conforme definido nos itens anteriores, funcionando por 6 h/dia e para tratar 10 L/dia, a vazão deveria ser equivalente a 1,67 L/h. Funcionando por 1,5 horas, o volume equivalente tratado a cada ciclo seria de 2,5 L.
- **Volume de vazios do leito:** estimou-se (utilizando-se um béquer de 1 L preenchido com o material do recheio) o volume de vazios do leito de pedras porosas, obtendo-se o equivalente a 25%.
- **Volume total do reator:** o volume total do reator foi determinado através da razão entre o volume útil desejado e o volume de vazios, obtendo-se o equivalente a 10 L.
- **Área superficial do material (cada pedra):** mediu-se o diâmetro de várias pedras e calculou-se uma área superficial média, obtendo-se o equivalente a 7,07 cm²/pedra.

- **Área superficial total do leito (A_s):** para preencher o volume de 10 litros, foi necessária a utilização de 55 pedras. Multiplicando-se o número total de pedras pela área superficial individual média, resulta em uma área de contato total do leito de 388,77 cm².

Definido o volume do reator, é fundamental determinar a área superficial adequada deste, de forma que se realize a aeração natural necessária e ao mesmo tempo não ocupe muita área nas estações de tratamento de efluente.

Desta forma, foram feitas as simulações de raio (numa faixa razoável para escala laboratorial) e calculadas as razões de aplicação hidráulica (q), obtendo-se uma faixa de valores, apresentados na tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Dados da simulação do projeto do reator de nitrificação.

Parâmetros	Valor calculado/adotado				
Raio reator (m)	0,15	0,10	0,07	0,06	0,05
Área do reator (m ²)	0,0707	0,0314	0,0154	0,0113	0,0079
q (m ³ /m ² *h)	5,894	13,271	27,058	36,876	52,747
q (L/m ² *s)	0,0016	0,0037	0,0075	0,0102	0,0147

Conforme demonstra a tabela 4.4, somente diminuindo o raio a valores muito inferiores a 0,05 m, obter-se-ia valores de q próximos ao recomendado por Metcalf & Eddy (0,5 L/m²*s), por isso pensou-se em um primeiro momento, em aumentar a vazão e verificar se há aumento de q a valores satisfatórios.

Para a vazão definida inicialmente de 1,67 L/h, os dados resultantes do dimensionamento do sistema nitrificante e a carga amoniacal aplicada calculada através da equação 3.7 constam na tabela 4.5.

Tabela 4.5 – Dados de projeto do reator de nitrificação.

Vazão (L/h)	1,67
Concentração efluente* (g NH ₄ -N/L)	0,2
A_{leito} (m ²)	0,0389
Carga (g NH ₄ -N /m ² *h)	2,1424
Carga (g NH ₄ -N /m ² *dia)**	12,854

*Estimado através da caracterização do efluente bruto coletado.

**Funciona apenas 6 horas por dia.

Percebe-se pela tabela que o valor da carga amoniacal ($12,854 \text{ g/m}^2\cdot\text{dia}$) está pouco acima dos valores usuais reportados por Metcalf & Eddy (de $0,5$ a $2,5 \text{ g NH}_4\text{-N /m}^2\cdot\text{dia}$) e, portanto, caso fosse aumentada a vazão do sistema com o objetivo de aumentar a taxa (q) para valor próximo aos recomendados, a carga amoniacal ficaria muito elevada e assim, optou-se por dimensionar o reator para a vazão definida inicialmente. Além disso, os dados recomendados de q não são previstos para reatores onde se deseja a aeração natural.

O valor resultante de $12,854 \text{ g NH}_4\text{-N /m}^2\cdot\text{dia}$ para carga amoniacal ficou próximo ao reportado por Green (1997), onde o autor relata a obtenção de 96% de redução na carga amoniacal em um reator de leito fixo com aeração através de sistema de enchimento-drenagem, variando a carga de $7,6$ a $11,6 \text{ g NH}_4\text{-N /m}^2\cdot\text{dia}$.

Além disso, avaliando-se o valor resultante de q no reator nitrificante do presente trabalho ($0,0037 \text{ L/m}^2\cdot\text{s}$) em relação aos valores obtidos por Sun (2004, 2005), correspondentes a 62% de remoção de nitrogênio amoniacal para $0,005 \text{ L/m}^2\cdot\text{s}$ e 23% para $0,01 \text{ L/m}^2\cdot\text{s}$, vê-se que o fato de se utilizar um valor baixo de q para reatores onde deseja-se o desenvolvimento de microrganismos nitrificantes sob regimes de enchimento-drenagem pode vir a beneficiar o processo, ao contrário do que relata Metcalf & Eddy (2003).

Definiu-se então que o raio do reator seria igual a $0,10 \text{ m}$ e consequentemente altura de $0,32 \text{ m}$.

A figura 4.1 mostra o material utilizado como leito.



Figura 4.1 – Argila expandida com diâmetro médio de $1,5 \text{ cm}$.

4.2 Monitoramento de oxigênio dissolvido nos reatores anaeróbio e aeróbio

A tabela 4.6 apresenta valores de concentração de oxigênio no efluente para as duas situações de vazão nos dois reatores. O valor médio foi calculado considerando-se todas as medidas, feitas diariamente, no fundo e na superfície dos reatores e durante todo o tempo de operação do sistema.

A apresentação de todas as medidas não se faz necessária, visto que não foi utilizada para discussão de qualquer resultado. A condição de aerobiose no reator anaeróbio não foi observada e, além disso, pode-se visualizar a formação de pequenas bolhas de gases na superfície do reator anaeróbio, conforme figura 4.2, indicando a possível formação e emissão de gás metano, fenômeno bem típico de lagoas anaeróbias (Von Sperling, 1996).



Figura 4.2 – Fotografia da superfície do reator anaeróbio em operação.

Tabela 4.6 – Concentração de O.D. observada nos reatores durante os ensaios.

Reator	Mínimo – Máximo de O.D.	Valor Médio de O.D
Anaeróbio	0,0 – 2,0 mg/L	0,2 mg/L
Aeróbio	3,7 – 31,5 mg/L	20,2 mg/L

De posse destes dados pode-se concluir que a relação profundidade/diâmetro de 2,2 adotada no dimensionamento do reator anaeróbio foi satisfatória no sentido de garantir a condição estritamente anaeróbia.

4.3 Eficiência de remoção de DQOsol e SS nos reatores anaeróbio e aeróbio

4.3.1 Eficiência de remoção (E_r) de DQOsol e SS para vazão de 5 L/d

No reator aeróbio, anaeróbio e no sistema formado pelos dois reatores em sequência (referido aqui e nas tabelas simplesmente como “sistema”), a eficiência de remoção de DQO solúvel para vazão de 5 L/d está apresentada na tabela 4.7. O reator anaeróbio, aeróbio e sistema, apresentaram em média 42,7%, 65,4% e 71,1% de remoção de DQOsol, respectivamente. Estes valores médios foram calculados tomando-se os três últimos pontos obtidos (4^o a 6^o dia de reação), tanto para reator anaeróbio como aeróbio, mesmo que o reator anaeróbio possua TDH de 4,2, conforme apresentado na tabela 3.3. Isto se justifica pelo fato de que no 4^o dia de reação já se observa o estado estacionário no sistema. Ou seja, o TDH de 4,2 do anaeróbio foi arredondado para 4 d. Esta rápida estabilização observada, em relação aos sistemas biológicos usuais, é atribuída ao uso da técnica da bioaugmentação.

Estes valores de eficiência de remoção situam-se próximos aos reportados por Von Sperling (1996) e Metcalf & Eddy (2003) em sistemas sem bioaugmentação, entretanto, deve-se levar em consideração que os tempos de detenção hidráulica utilizados no presente trabalho (4,2 dias para reator anaeróbio na vazão de 5,0 L/dia) são bem menores que os citados pelos autores, em torno de 15 dias.

Fazendo-se um cálculo grosseiro de estimativa de E_r que os sistemas anaeróbios citados teriam caso reduzissem os TDH's até valores próximos ao estipulado neste trabalho, a eficiência de redução seria de 17%, ou seja, uma redução de 72% do valor apresentado para 15 dias de tempo de detenção hidráulica.

Tabela 4.7 – Eficiência de remoção (*Er*) de DQOsol para vazão de 5 L/d.

Data	9/8	10/8	11/8	12/8	13/8	14/8	15/8
Tempo de reação	0	1	2	3	4	5	6
<i>Er</i> DQOsol Anaeróbio (%)	12,3	12,4	23,6	30,4	43,4	36,6	48,0
<i>Er</i> DQOsol Aeróbio (%)	12,2	13,2	34,4	41,4	66,0	68,0	62,3
<i>Er</i> DQOsol Sistema (%)	23,0	23,9	42,5	48,6	70,2	71,9	71,2

Analisando a tabela 4.7 pode-se concluir que a condição mais favorável a depuração da DQOsol para vazão de 5 L/d é a aeróbia.

A eficiência de remoção de SS no reator aeróbio, anaeróbio e no sistema, está apresentada na tabela 4.8. O reator anaeróbio, aeróbio e sistema, apresentou em média 54,4%, 4,3% e 29,7% de remoção de SS, respectivamente. O cálculo da média foi feito tendo como base os dois últimos valores (5^o e 6^o dias de reação), mesmo que o sistema anaeróbio já tenha atingido teoricamente a condição estável após 4,2 dias de reação (e para o aeróbio 3,2 d), pois se observa que no 4^o dia de reação houve tanto um aumento brusco no reator aeróbio, de 3,2 para 11,9% como uma redução no reator anaeróbio, 34,4 para 17,2%. Este comportamento pode ser interpretado como um atraso no TDH, já que se observou muitas vezes a presença de bolhas de ar ou entupimentos nas mangueiras do sistema na operação com vazão de 5 L/d, o que pode ter levado a uma diminuição na vazão e consequentemente, no aumento do TDH.

Tabela 4.8 – *Er* de SS para vazão de 5 L/d.

Data	9/8	10/8	11/8	12/8	13/8	14/8	15/8
Tempo de reação	0	1	2	3	4	5	6
<i>Er</i> SS Anaeróbio (%)	1,6	34,4	34,4	18,8	17,2	57,8	50,9
<i>Er</i> SS Aeróbio (%)	0,2	1,6	1,6	3,2	11,9	4,7	3,9
<i>Er</i> SS Sistema (%)	1,7	3,1	3,1	4,7	42,2	37,5	21,9

Na literatura não foram encontrados valores de eficiência de remoção de SS para reatores aeróbios, mas mesmo assim, o resultado de 4,3% obtido ficou muito abaixo dos outros valores de *Er* aeróbia no presente trabalho. Isto pode ser uma característica específica dos microrganismos utilizados e das condições impostas. Visto que para o mesmo ensaio (realizados na mesma data) os valores de remoção de DQOsol no aeróbio foram satisfatórios, pode-se concluir que os microrganismos

removem preferencialmente a DQOsol (ao invés de DQO particulada nesta condição de vazão e de aerobiose).

A situação de remoção de matéria solúvel (DQOsol) e de crescimento de matéria suspensa é aceitável em termos de tratamento biológico de efluente, pois significa uma diminuição na parte mais dificilmente removida e um crescimento da biomassa (SSV). Os sólidos suspensos serão facilmente removidos com a instalação de decantadores, necessários após os sistemas aeróbios.

Um ponto importante a se destacar é de que mesmo que o sistema apresente apenas 29,7% de remoção, os valores de SS situaram-se sempre abaixo do nível exigido pela legislação, de no mínimo 50 mg/L. Valores medidos de concentração de SS ainda na entrada do sistema variaram de 0,05 a 1,4 mg/L.

A eficiência de remoção do sistema todo foi menor que a do anaeróbio, ou seja, ao invés de reduzir SS, o aeróbio praticamente manteve o índice constante.

4.3.2 Eficiência de remoção (E_r) de DQOsol e SS para vazão de 2,5 L/d

Para o reator aeróbio, anaeróbio e para o sistema, a E_r de DQO solúvel observada para operação sob vazão de 2,5 L/d, está apresentada na tabela 4.9. Vale lembrar neste momento que o TDH dos reatores foi de 8,4 d e 6,4 d para anaeróbio e aeróbio, respectivamente (vide tabela 3.3) e, portanto, os valores para E_r sob condições de estado estacionário ou, em condição de equilíbrio, são os obtidos a partir do 9^o e 7^o dia de reação para os mesmos.

A eficiência média de remoção de DQOsol do reator anaeróbio foi calculada entre os dias 9-11, e obteve-se o equivalente a 35,6%. No caso do reator aeróbio, a média foi feita entre os dias 7-11, obtendo-se o equivalente a 72,1% de remoção. A eficiência média do sistema foi 76,9%, feita entre os dias 9-11, ocasião onde os dois reatores já tinham atingido o estado estacionário.

Tabela 4.9 – Eficiência de remoção (Er) de DQOsol para 2,5 L/d.

Tempo de reação	Er DQOsol Anaeróbio (%)	Er DQOsol Aeróbio (%)	Er DQOsol Sistema (%)
0	0,0	17,3	17,3
1	5,0	28,3	28,3
2	12,3	26,0	26,0
3	18,7	54,7	54,7
4	21,4	57,0	57,0
5	20,1	62,0	62,0
6	28,3	70,3	70,3
7	23,7	72,3	72,3
8	27,8	72,1	73,5
9	35,0	72,2	75,7
10	36,3	72,3	77,5
11	35,4	71,5	77,6
MÉDIA	35,6	72,1	76,9

A tabela 4.10 apresenta os valores de Er de SS obtidos para vazão de 2,5 L/d.

Da mesma forma que na tabela anterior, a média para estes valores só foi feita com os valores da condição de estado estacionário de cada reator. Desta tabela, percebe-se o efeito inverso obtido na tabela 4.9, já que neste caso o reator anaeróbio teve melhor desempenho. Isto pode ser explicado pelo simples fato de este reator ser tipicamente um reator de decantação, observado também nos dados do item 4.5, onde a DQO total e a turbidez aumentam conforme aumento da profundidade do reator. Ou seja, a diferença entre a entrada do efluente e do clarificado é maior que a diferença obtida entre entrada e saída do aeróbio, onde há essencialmente, remoção de DQOsol. Este fato também nos indica que se analisássemos a remoção de DQO total ao invés de DQOsol, provavelmente a eficiência de remoção no reator aeróbio sofreria uma redução e no anaeróbio haveria um aumento no valor, pois a medida de DQO total inclui a DQO particulada, que por sua vez, entra na medida dos sólidos suspensos (SS).

Tabela 4.10 – Er de SS para vazão de 2,5 L/d.

Tempo	<i>Er</i> SS Anaeróbio (%)	<i>Er</i> SS Aeróbio (%)	<i>Er</i> SS Sistema (%)
0	-10,2	-9,3	-20,4
1	-9,3	-6,4	-18,8
2	10,1	-0,2	-12,2
3	27,1	11,7	37,1
4	35,6	24,7	64,4
5	49,3	23,5	61,2
6	7,6	43,1	47,5
7	63,2	40,9	78,2
8	31,8	45,7	62,9
9	58,9	43,9	76,9
10	56,8	43,9	75,8
MÉDIA	57,8	43,6	76,3

Conforme demonstra a tabela 4.10, obteve-se 57,8% de redução de SS no reator anaeróbio e 43,6% de redução no reator aeróbio para operação com baixas vazões.

Um comparativo deve ser feito neste momento, entre as condições de vazão alta e baixa (5 e 2,5 L/d, respectivamente). Um ponto interessante obtido desta comparação é a significativa diferença de eficiência de remoção de SS pelo reator aeróbio. Quando a vazão foi reduzida, o reator começa a realizar a remoção antes não conseguida, e o que antes era 4,3% passa para 43,6%. Ou seja, uma redução de 50% na vazão produz um efeito acima de 1000% na *Er*. Isto não deve ser encarado como ponto positivo, mas sim de que pode estar havendo um desequilíbrio no sistema pela falta de substrato, e conseqüentemente o decaimento bacteriano. Em relação a remoção de DQO_{sol}, apenas se conclui que a melhor condição foi a de vazão 2,5 L/d pro reator aeróbio. Infelizmente, para esta condição, a análise de crescimento microbiano não pode ser concluída, conforme é demonstrado no item 4.4.2.

4.4 Análise do crescimento microbiano em meios anaeróbio e aeróbio

A caracterização do crescimento microbiano consistiu em obter o coeficiente de crescimento bacteriano (Y), calculado através da equação 3.9 descrita na metodologia. Portanto os valores expressos em mg DQO_{sol}/L (eixo das abscissas dos gráficos) foram obtidos mediante a diferença entre a quantidade de substrato na

entrada e na saída do mesmo reator, tomando-se sempre o cuidado para que esta diferença seja calculada com os valores obtidos sempre ao final do TDH e nunca para medidas de DQOsol feitas num mesmo dia. Além disso, foi determinada a taxa máxima de crescimento específico da biomassa (μ_m), a taxa máxima de depuração de substrato (k) e o tempo de retenção de sólidos (TRS).

Metcalf & Eddy (2003) reportaram valores de coeficientes de crescimento bacteriano para diferentes condições, conforme mostra a tabela 4.11.

Tabela 4.11 – Coeficientes de crescimento bacteriano comumente encontrados.

Ambiente	Tipo de Substrato	Crescimento bacteriano
Aeróbico	Composto orgânico	0,40 gSSV/gDQO
Aeróbico	Amônia	0,12 gSSV/gNH ₄ ⁺ -N
Anóxico	Composto orgânico	0,30 gSSV/gDQO
Anaeróbico	Composto orgânico	0,06 gSSV/gDQO
Anaeróbico	Acetato	0,05 gSSV/gDQO

Fonte: Metcalf & Eddy, 2003, p. 580.

4.4.1 Sistema operando sob vazão alta, de 5 L/d

Reator Anaeróbio

O gráfico da figura 4.3 mostra a diferença na concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) formados em função da variação da demanda química de oxigênio (DQO) no meio reacional, em sistema anaeróbio, monitorados diariamente. Os dados apresentados são relativos a sete dias de operação, contados a partir da partida do sistema.

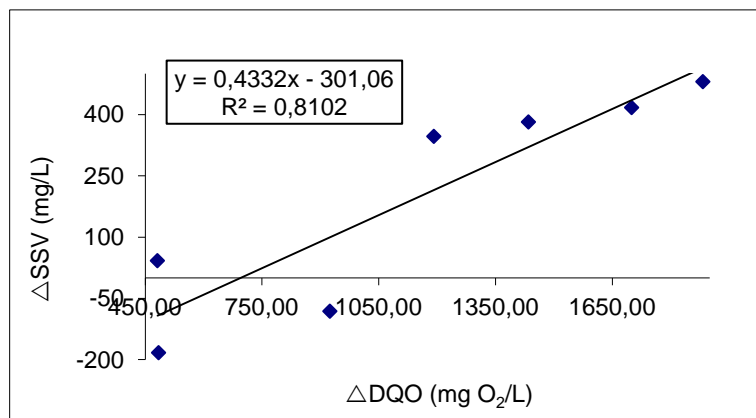


Figura 4.3 – Crescimento bacteriano anaeróbio para vazão de 5,0 L/d.

Através da linearização dos pontos experimentais, faz-se a estimativa do coeficiente de crescimento bacteriano, que equivale ao coeficiente angular da equação obtida. O valor resultante foi de 0,4334 mgSSV/mgDQO. Em função das condições do reator encontrarem-se em estado transiente, a dispersão nos dados obtidos nos primeiros dias de operação são maiores, fazendo com que a confiabilidade da informação obtida seja baixa, confirmado pelo baixo valor de R^2 obtido da linearização e pelos valores negativos de concentração de sólidos suspensos voláteis.

Para melhorar a precisão da informação dos dados, os 3 primeiros dias de operação foram subtraídos, gerando o gráfico da figura 4.4, onde foram utilizadas as informações referentes aos 4^o, 5^o, 6^o e 7^o dias de operação.

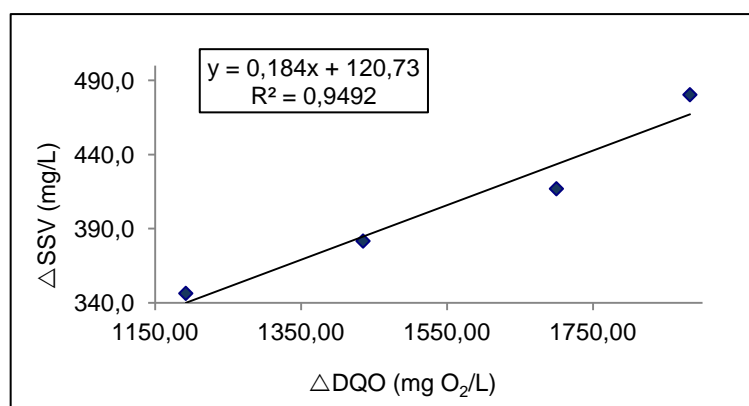


Figura 4.4 – Crescimento anaeróbio para os últimos dias de operação a 5,0 L/d.

Desta segunda análise, obteve-se um valor de coeficiente de correlação mais próximo de 1, e sendo assim, o coeficiente de crescimento bacteriano anaeróbio

bioaumentado foi determinado em 0,184 mgSSV/mgDQO. Este valor situa-se pouco acima do esperado comparando-se com valores reportados na revisão bibliográfica (tabela 4.7), pois a característica de microrganismos de bioaumentação é a de alto consumo em relação ao seu crescimento e portanto, Y deveria ser menor. Uma hipótese que pode vir a justificar este comportamento é a de que o sistema pode não ter atingido o estado estacionário e que então, talvez em mais alguns dias de reação este valor venha a sofrer uma pequena redução. Esta hipótese também foi formulada baseando-se no alto valor de Y obtido do gráfico da figura 4.2, de 0,4334 mgSSV/mgDQO, que inclui os pontos iniciais.

A figura 4.5 representa valores de $\ln(SSV_t/SSV_0)$ em função do tempo. A linearização das informações apresentadas permite a determinação do coeficiente de crescimento máximo específico (μ_m) e com esta análise se consegue entender melhor o desempenho dos microrganismos avaliados. O valor obtido de μ_m foi 0,0352 gSSV/gSSV*dia e é de 5 a 10 vezes menor que os valores encontrados na literatura (Metcalf & Eddy, 2003). Isto significa tempos de retenção de sólidos (TRS) maiores e conseqüentemente menores taxas de geração de lodo. Além da redução de lodo gerado, valores maiores de TRS, segundo relatado por alguns autores, possibilitam uma melhor depuração do substrato, já que não há o risco das células serem descartadas pela vazão do sistema (Ferreira, 2000). Entretanto, este valor relativamente baixo de μ_m é bom quando o valor de Y também é baixo, ou seja, consome muito substrato e ainda gera pouco lodo. Como esse não foi o caso, conclui-se que o microrganismo não apresentou desempenho satisfatório no sistema anaeróbio.

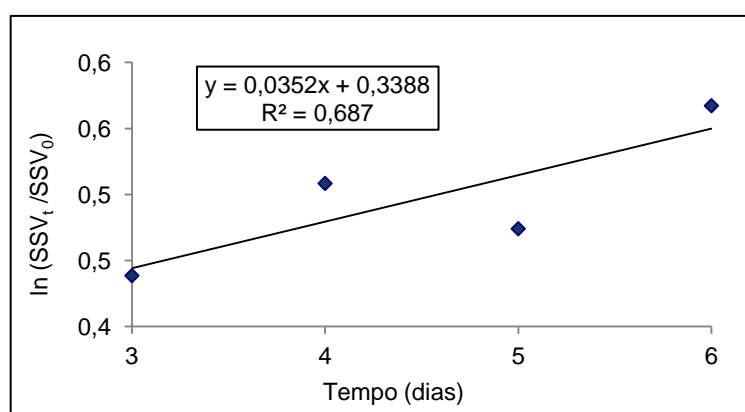


Figura 4.5 – Crescimento específico anaeróbio para vazão de 5,0 L/d.

Para os valores de μ e Y obtidos, faz-se a estimativa de k pela equação 3.12, resultando em $0,191 \text{ gDQOsol/gSSV}\cdot\text{dia}$. Este valor é moderadamente baixo comparando-se com a média geralmente encontrada de 2 a $4,16 \text{ gDQOsol/gSSV}\cdot\text{dia}$ (Metcalf & Eddy, 2003).

Neste momento justifica-se o porque valores baixos de μ nem sempre são desejáveis, através da equação 3.12 e do seguinte raciocínio: como desejamos invariavelmente, valores maiores de k , (ou, velocidades de consumo de substrato sempre acima dos já existentes), se mantivermos a mesma característica de crescimento bacteriano (ou, mantendo Y constante) teremos que μ deve também ser maior que os já existentes.

Fazendo-se $1/\mu$, obtem-se o equivalente a 28 dias de TRS, valor este que pode interferir de maneira positiva para obtenção de valores razoáveis de eficiência de remoção.

Reator Aeróbio

O gráfico da figura 4.6 mostra o coeficiente de crescimento bacteriano obtido para o reator aeróbio na condição de 5 L/dia. Considerou-se todos os dias de operação mesmo que o reator atingisse a condição estacionária somente a partir do 4º dia, devido a boa correlação da equação da reta com os dados (coeficiente de correlação foi de 0,918) e pelo fato de não terem sido continuadas as análises por mais alguns dias, restando no caso apenas 3 pontos para estimativa do coeficiente caso os primeiros pontos fossem descartados. O valor de Y obtido foi de $0,212 \text{ mgSSV/mgDQO}$. Este valor ficou substancialmente abaixo do obtido no sistema aeróbio sem bioaugmentação (tabela 4.7), sendo assim o resultado foi satisfatório.

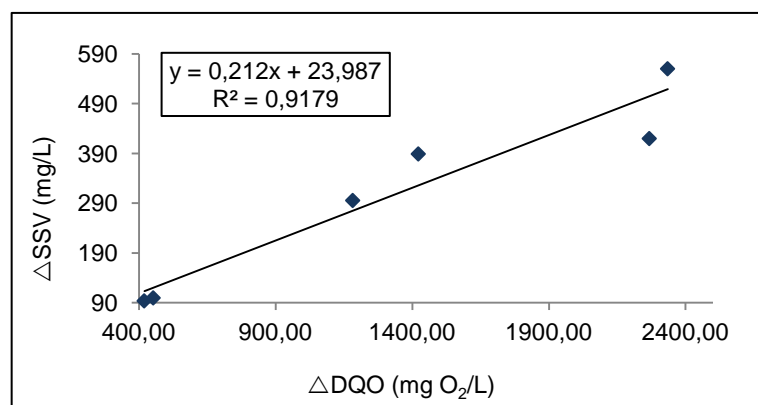


Figura 4.6 – Crescimento bacteriano aeróbio para vazão de 5 L/d.

O gráfico da figura 4.7 mostra o crescimento específico bacteriano obtido para o reator aeróbio na condição de 5 L/dia. Considerou-se os mesmos pontos que os do gráfico 4.6. O valor de μ_m obtido foi de 0,19 gSSV/gSSV*dia. Este valor é de 4 a 10 vezes mais baixo que os reportados por Metcalf & Eddy (2003) para sistemas aeróbios sem bioaugmentação, sendo assim conclui-se que esta é uma forte característica desta flora bacteriana avaliada no presente estudo, de apresentar valores extremamente baixos de μ_m , tanto para sistemas anaeróbios como para aeróbios. Valores baixos de μ_m indicam a formação de pouco lodo no sistema.

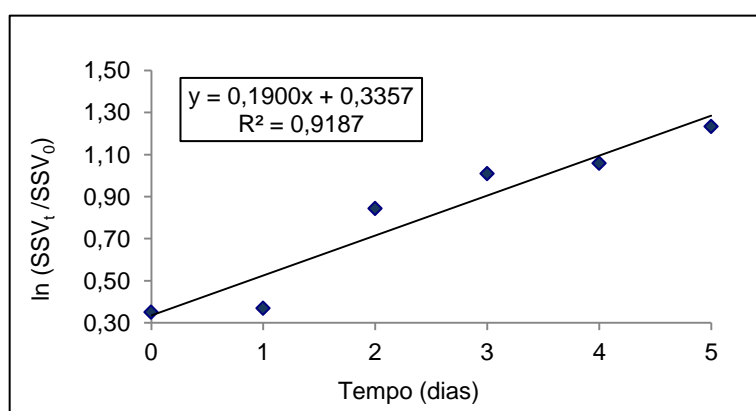


Figura 4.7 – Crescimento específico aeróbio para vazão de 5,0 L/d.

Fazendo-se $1/\mu$, obtém-se o equivalente a 5,2 dias de TRS, valor em conformidade com sistemas de mistura completa, nos quais o tempo de detenção hidráulica e o tempo de retenção celular devem ser iguais, ou próximos. O valor de k obtido fazendo-se μ/Y foi de 0,896 gDQOsol/gSSV*dia, que assim como no sistema anaeróbio, também situa-se abaixo do esperado com relação aos reportados na literatura (Von Sperling, Metcalf & Eddy). Este fato leva a concluir que a maior vantagem em se utilizar estes microrganismos em condições aeróbias, é a menor geração de lodo, já que os mesmos apresentaram baixa velocidade de degradação da carga orgânica (k). Cabe salientar que estes valores foram obtidos para TDH bem menores aos comumente encontrados em sistemas biológicos com lagoas.

4.4.2 Sistema operando sob vazão baixa, de 2,5 L/d

Reator Anaeróbio

A figura 4.8 mostra o gráfico construído para obtenção do crescimento bacteriano (Y) do reator anaeróbio na condição de 2,5 L/dia. O valor encontrado desta constante foi de 1,5374 mgSSV/mgDQO, representado pelo coeficiente angular da equação obtida a partir da linha de tendência dos pontos.

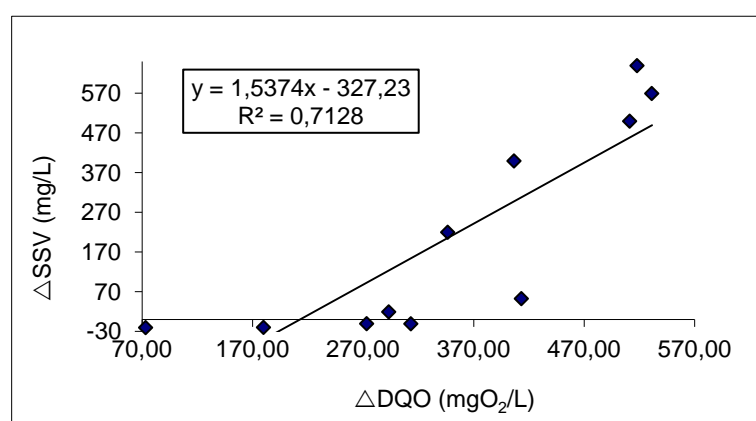


Figura 4.8 – Crescimento bacteriano anaeróbio para vazão de 2,5 L/d.

Observa-se na figura 4.8 que o coeficiente de correlação (R^2) obtido foi relativamente baixo, de 0,7128, e ainda, que alguns valores de ΔSSV são negativos, representando uma aparente queda na quantidade mássica de biomassa entre a entrada e saída do reator. Face a instabilidade do sistema nos primeiros dias de operação foram considerados somente os dados obtidos a partir do 8º dia de operação. Os dados são apresentados na figura 4.9.

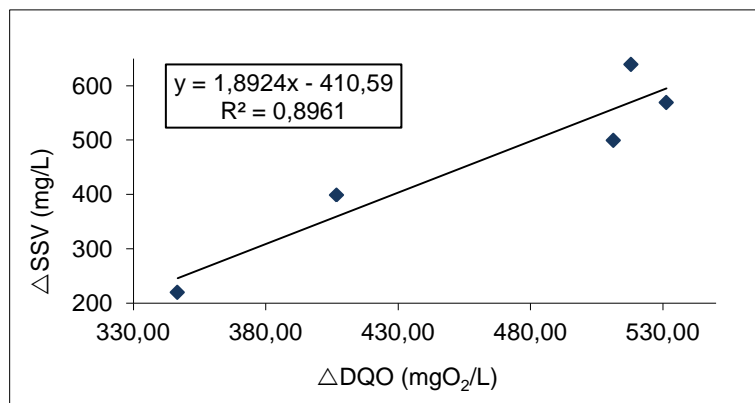


Figura 4.9 – Crescimento anaeróbico para os últimos dias de operação a 2,5 L/d.

Plotando apenas os últimos 5 pontos, o coeficiente de correlação aumenta de 0,71 para 0,8961 e com isso, o coeficiente de crescimento bacteriano obtido pela equação da reta, igual a 1,8924 mgSSV/mgDQO, traduz melhor a condição do processo.

Este valor obtido foi aproximadamente três vezes maior que o apresentado na tabela 4.7, desempenho este não satisfatório. Desta observação, pode se formular a hipótese de que as concentrações de substrato (carga orgânica) fornecidas aos microrganismos estejam muito abaixo do necessário, e com a falta de seu alimento no meio, a biomassa não realiza a depuração de forma satisfatória.

A figura 4.10 apresenta o gráfico para obtenção do crescimento específico anaeróbico, também obtido plotando-se os últimos 5 dias, de condição estacionária no reator. O coeficiente de correlação foi satisfatório (0,9212) e o valor de μ_m encontrado foi de 0,1048 gSSV/gSSV*dia. Valores típicos deste parâmetro situam-se em torno de 0,25 gSSV/gSSV*dia (Metcalf, 2003), portanto o valor de crescimento específico obtido no presente trabalho com uso de bioaugmentação foi novamente, menor que os usualmente encontrados, ou seja, menor é o crescimento de sólidos suspensos e menor a geração de lodo neste sistema. O valor de k resultante é de 0,055 g DQOsol/gSSV*dia, reforçando a hipótese de cargas orgânicas insuficientes ao bom desempenho dos microrganismos.

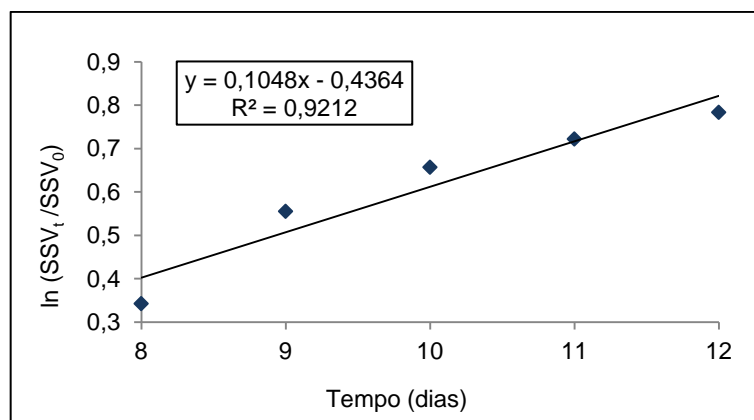


Figura 4.10 – Crescimento específico anaeróbico para vazão de 2,5 L/d.

Reator Aeróbio

Efetuando-se o mesmo procedimento, o valor de Y obtido para o crescimento aeróbio foi de -1,43 mgSSV/mgDQO, conforme apresentado pelo gráfico 4.11.

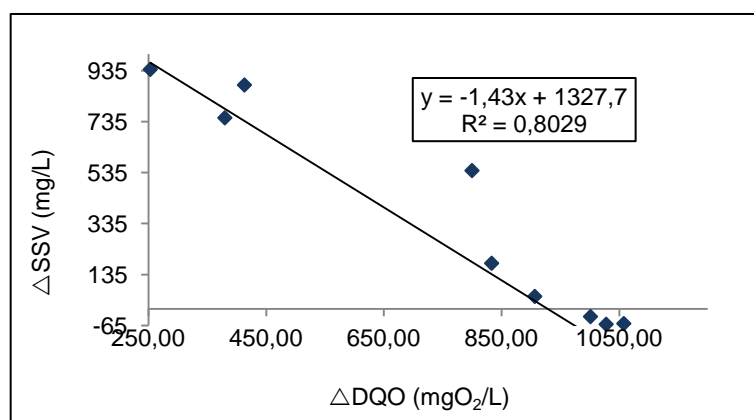


Figura 4.11 – Crescimento bacteriano aeróbio para vazão de 2,5 L/d.

Observa-se pelo comportamento do gráfico e pelo valor negativo de crescimento obtido, que há o consumo crescente da carga de DQO mas ao mesmo tempo, há o consumo da biomassa (SSV) presente. Este comportamento pode ser resultante da baixa carga aplicada ao sistema, resultando num aparente crescimento endógeno, ou, decaimento bacteriano. Obviamente, valores deste tipo não são reportados, pois trata-se de uma situação não desejável nem estável no tratamento de efluentes, mas informa um importante dado a respeito do metabolismo destes microrganismos de alta taxa: a carga volumétrica aplicada de substrato deve ser no mínimo maior que 91,6 mgDQOsol/L*dia, caso contrário o sistema será

desestabilizado pelo decaimento bacteriano. A carga aplicada é obtida fazendo-se o produto entre a DQO_{sol} na entrada do aeróbio (1.463 mg DQO_{sol}/L) pela vazão (2,5 L/d), dividido pelo volume total do reator (16 L).

Este comportamento é justificado também pelos melhores resultados de eficiência de remoção de SS obtidos para 2,5 L/d no aeróbio em comparação com a remoção para a condição de alta vazão (item 4.5.2, tabela 4.13), já que em condições de baixa disponibilidade de DQO_{sol} como substrato, estes microrganismos irão consumir a própria biomassa e, cada vez mais, pois quanto mais consomem mais se multiplicam.

A figura 4.12 mostra o gráfico da obtenção do crescimento específico aeróbio.

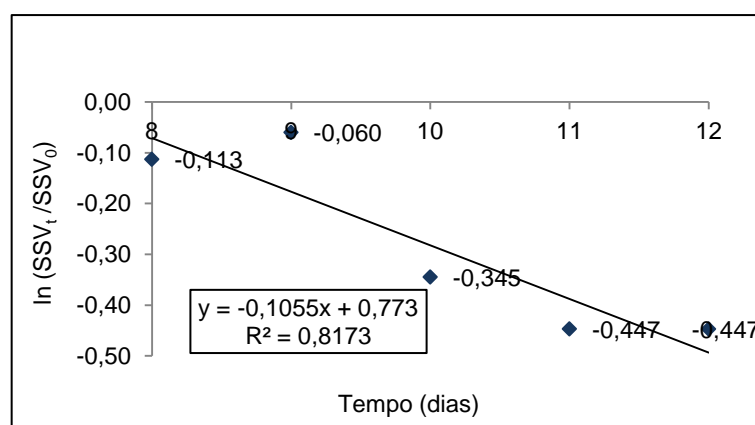


Figura 4.12 – Crescimento específico aeróbio para vazão de 2,5 L/d.

Como os valores utilizados para esta estimativa são em SSV em função do tempo, da mesma forma que para a figura 4.11 (os dados são os mesmos) a reta possui comportamento decrescente e resulta um valor negativo para μ , que não pode ser comparado a nenhum valor, pois retrata uma condição instável no reator.

Do item 4.1.1 e da tabela 4.1, e dos gráficos apresentados, percebemos que o reator anaeróbio foi projetado para uma carga de DQO de aproximadamente 1,2 kg DQO/m³*dia e por ter sido feita a filtração devido ao entupimento das mangueiras, houve sim uma perda significativa no desempenho do reator como já havia sido previsto.

4.4.3 O efeito da temperatura no reator anaeróbio

Metcalf & Eddy (2003) reportam valores para taxa máxima específica (μ_m) sob diferentes temperaturas de um reator anaeróbio, conforme tabela 4.12.

Tabela 4.12 – Taxa máxima específica para diferentes temperaturas.

Temperatura	Taxa máxima específica de consumo de substrato (μ_m)		
	Unidade	Faixa	Valor típico
35°C	gSSV/gSSV*dia	0,30-0,38	0,35
30°C	gSSV/gSSV*dia	0,22-0,28	0,25
25°C	gSSV/gSSV*dia	0,18-0,24	0,20

Fonte: Metcal & Eddy (2003).

Pelo exposto na tabela percebe-se um aumento de aproximadamente 75% (0,2 para 0,35 mg/L) na constante com o aumento de apenas 10°C na temperatura do sistema anaeróbio.

Os dados obtidos no estudo do efeito da temperatura são todos referentes a condição de vazão alta, de 5 L/dia.

Devido ao fato de que, os primeiros experimentos datam de junho/2010 (época de bastante frio) e ocorreram antes da instalação do segundo aquecedor e do controlador de temperatura no reator anaeróbio, o mesmo operou a uma temperatura média de 18,4°C, com máxima de 26,8° somente nas proximidades do aquecedor, e oscilando entre 15,9 e 22,6°C, medidos do fundo à superfície do reator, respectivamente. Após instalação dos referidos equipamentos, pode-se manter o reator anaeróbio sob temperatura média de 29,4°C sem significativas oscilações.

Como consequência das duas condições distintas de operação (temperatura média de 18,4°C e 29,4°C, antes e após a instalação dos equipamentos) observou-se uma nítida variação na eficiência de remoção, conforme apresentado na tabela 4.13. A eficiência média de remoção de DQO para o caso de temperaturas mais baixas, foi de 31,4% e sob temperaturas de aproximadamente 29,4°C, o reator anaeróbio atingiu em média 43,4% de eficiência de remoção, valores estes calculados considerando-se apenas os três últimos dias de ensaios.

Desta forma, pode-se concluir em um primeiro momento, que o sistema bioaumentado é fortemente perturbado com alterações na temperatura, de modo

que a redução em torno de 10°C na reação causou uma redução de 27,6% na eficiência de remoção anaeróbia de DQOsol. Entretanto, comparando-se com o efeito do mesmo degrau de temperatura no valor da taxa máxima apresentada na tabela 4.12, vê-se que esta alteração não é tão grande assim e que o sistema bioaumentado é menos susceptível a alterações na temperatura do que sistemas biológicos convencionais.

Tabela 4.13 – Eficiência de remoção de DQOsol no reator anaeróbio sob diferentes temperaturas.

Tempo de Reação (dias)	Eficiência de Remoção de DQOsol	
	Temperatura (29,4°C±0,9)*	Temperatura (18,4°C±4,2)*
0	12,3%	0%
1	12,4%	2,5%
2	23,6%	11,4%
3	30,4%	24,2%
4	43,4%	32,4%
5	36,6%	30,4%

*Temperatura média calculada de todos os dias de reação.

Este dado do efeito da temperatura é essencial no projeto de lagoas operando com estes tipos de microrganismos, pois deve-se levar em conta as épocas de baixas temperaturas ambientes, caso contrário a carga orgânica do efluente final não estará atendendo as normas ambientais.

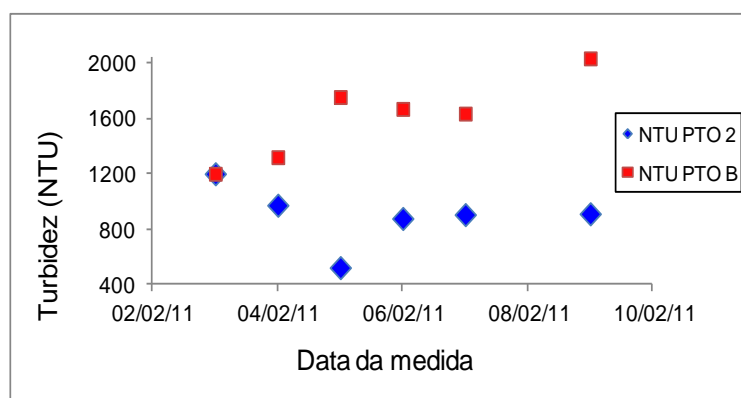
4.5 Operação do reator nitrificante

A tabela 4.14 mostra a variação da DQO no fundo (ponto B) e na superfície (ponto 2) do reator anaeróbio para a vazão de 2,5 L/dia. Os valores indicam a ocorrência da decantação já na primeira semana de operação.

Tabela 4.14 – DQO monitorada na superfície e no fundo do reator anaeróbio.

Local da coleta	Ponto 2	Ponto B
Tempo (dias)	DQO (mg/L)	DQO (mg/L)
0	-	-
2	3380,00	3013,33
4	2613,33	4046,67
6	2446,67	7180,00
8	2380,00	6213,33

Análises de turbidez também foram realizadas para melhor avaliar sobre a ocorrência da decantação. A figura 4.13 mostra a variação da turbidez, analisada no mesmo dia de operação, entre os pontos B e 2, fundo e sobrenadante, respectivamente. Pode-se perceber um nítido aumento de turbidez no ponto B ao mesmo tempo que ocorre a diminuição no ponto 2, confirmando o resultado esperado de deposição de material orgânico no fundo do reator anaeróbio e a aplicabilidade do sistema de recirculação do sobrenadante nesta situação.

**Figura 4.13 – Diferença na turbidez entre fundo e sobrenadante no anaeróbio.**

Destas análises conclui-se que, para a partida do reator nitrificante, é necessário que se opere o reator anaeróbio pelo menos uma semana antes até que haja esta decantação, e somente após este período se inicie a recirculação.

Na tabela 4.15 estão apresentados os resultados obtidos das análises de NH_3 para a entrada e saída do reator nitrificante, durante as duas etapas de operação, descritas no item 3.7

De posse destes dados, é possível explicar o motivo da interrupção da 1ª etapa de operação, quando se atinge 50% de uso do E_{ana} , conforme consta nos seguintes parágrafos.

Na análise do efluente coletado entre os dias 14 a 18/02, observa-se um aumento significativo na concentração de NH_3 na saída do nitrificante, ao mesmo tempo em que a DQO apresenta valores muito altos de remoção. Mais especificamente, se observa no dia 11/02, o valor de 93,47 mg NH_3 /L, aumentando 119,01, depois 135,05 e 131,09 mg NH_3 /L nos dias 14, 16 e 18/02, respectivamente.

Infelizmente, como as análises não eram feitas no exato momento da coleta, sem saber do significativo e indesejável aumento no teor de NH_3 , no dia 14/02, aumentou-se a utilização do E_{ana} ainda mais, de 42,3 para 50%. Além dos valores altos de amônia, outro aspecto negativo na tentativa de partida do reator nitrificante foi a elevada remoção de DQO obtida, atingindo valores de até 166,67 mg/L de DQO no dia 20/02.

Após a detecção do problema, a utilização da combinação dos E_{ana} e E_{frig} foi suspensa. Por este motivo, análises de DQO e NH_3 do efluente do reator aeróbio do próprio sistema laboratorial foram feitas, de onde se constatou que a relação DQO/ NH_3 era inferior ao das alimentações anteriores (igual a 2,6). Com isto, passou-se a utilizar este E_{aer} de modo a propiciar a nitrificação.

Este efluente de relação DQO/ NH_3 melhor teoricamente ao reator nitrificante, não havia sido utilizado num primeiro momento, pois acreditava-se que as bactérias nitrificantes não estariam presentes e que em contrapartida, estariam em abundância no efluente E_{frig} .

Tabela 4.15 – Resultados de DQO e NH₃ para entrada e saída do nitrificante.

Data coleta	NH₃ entrada (mg/L)*	NH₃ saída (mg/L)	DQO entrada (mg/L)	DQO saída (mg/L)	Relação DQO /NH₃ entrada
29/01	230,10	238,02	946,67		4,1
31/01	230,10	204,21	946,67	513,33	4,1
02/02	230,10	198,15	946,67		4,1
03/02	230,10	123,17	946,67	346,67	4,1
05/02	230,10	119,21	946,67		4,1
07/02	230,10	95,45	946,67	287,67	4,1
09/02	230,10	91,49	946,67	213,33	4,1
11/02	230,10	93,47	946,67		4,1
14/02	230,10	119,01	946,67	194,00	4,1
16/02	230,10	135,05	946,67		4,1
18/02	230,10	131,09	946,67	180,00	4,1
20/02	198,04	135,05	1016,96	166,67	5,2
22/02	195,45	129,11	1060,96		5,4
24/02	195,45	101,39	1060,96	246,67	5,4
26/02	206,34	97,43	524,45		2,6
28/02	206,34	93,47	524,45	194,00	2,6
02/03	287,52	93,47	796,67	191,00	2,8
04/03	287,52	89,07	796,67		2,8
05/03	287,52	93,11	796,67	208,00	2,8
07/03	287,52	90,45	796,67	267,33	2,8

*Deve-se atentar ao fato de que cada condição de alimentação tinha um TDH específico (vide tabela 3.6), ou seja, o efeito de sua alteração acontece somente após o passar deste tempo.

Após alteração da alimentação, passando-se então a utilizar 100% do efluente do reator aeróbio no dia 18/02, percebe-se uma melhora na configuração do sistema. Nas primeiras análises correspondentes a esta alteração (entre os dias 26/02 e 02/03) percebe-se que os níveis de remoção na DQO já não seguem as mesmas proporções. Antes, a redução que antes era de 1060,96 mg DQO/L para 246,67 mg DQO/L, no dia 28/02 observa-se a redução de 524,45 para apenas 194 mg DQO/L. Embora os valores continuem baixos, deve-se levar em consideração que o sistema não está reduzindo a DQO nas mesmas proporções que antes. Esta situação, somado o fato de que a redução de NH₃ não foi afetada, indica que o uso de 100% do efluente do reator aeróbio provocou um equilíbrio entre redução na

remoção de DQO e redução de NH_3 , ou seja, as atividades de depuração da carga orgânica das bactérias heterotróficas não estão mais se sobrepondo às nitrificantes.

Os resultados das coletas dos dias 02 a 07/03 referem-se ao sistema operando com 100% do efluente do reator anaeróbio. Este efluente apresenta baixos teores de DQO quando comparado ao mesmo efluente utilizado na 1ª fase, resultando em uma relação DQO/ NH_3 de apenas 2,8, favorecendo a nitrificação e então os resultados foram satisfatórios. Obviamente, este efluente deveria ter sido utilizado desde a 1ª etapa de operação do nitrificante, desta forma os resultados poderiam ter sido satisfatórios desde o início da operação, sem necessidade de interrupção.

A figura 4.14 apresenta os resultados da tabela representados graficamente, para visualizar melhor o aumento indesejado de NH_4 entre os dias 14 e 22/02 na saída do reator e posteriormente, a correção deste panorama com a conseqüente obtenção de valores satisfatórios, conforme se vinha obtendo até o dia 11/02. Esta correção foi conseguida alterando o teor de DQO na alimentação e isto pode ser percebido no gráfico, pois o teor de NH_4 da alimentação antes deste período permaneceu constante (detalhar melhor).

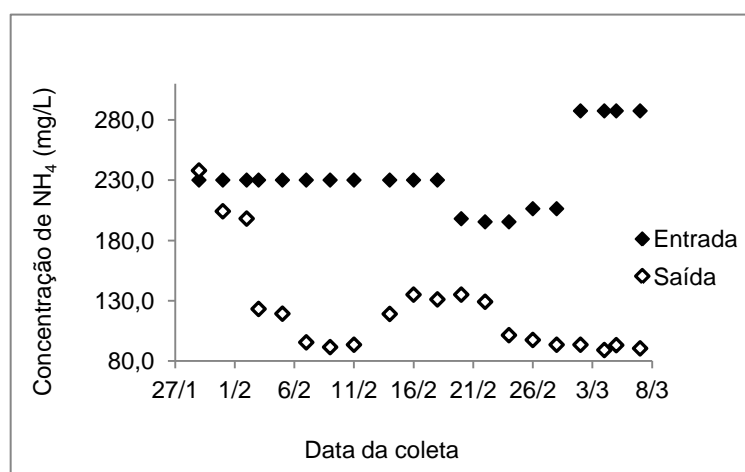


Figura 4.14 – Concentração de NH_3 na entrada e saída do nitrificante durante toda sua operação.

Um ponto a destacar na figura 4.14, é o aumento expressivo no teor de NH_3 na entrada no reator, representado pelos quatro últimos pontos no gráfico. Este aumento, que corresponde à alteração feita no dia 26/02, não causa nenhuma modificação na remoção de NH_3 , indicando que a nitrificação continua ocorrendo de

modo satisfatório, mesmo que a DQO da alimentação também tenha sido aumentada (passando de 524,45 para 796,67 mg DQO/L).

Especialmente a partir desta última análise e de todas as outras, conclui-se que a relação entre DQO/NH₃ é o parâmetro mais importante quando se quer favorecer o crescimento de microrganismos de depuração de carga orgânica ou de depuração de carga nitrogenada. E que para este sistema, valores de até 2,5 favorecem a nitrificação e valores a partir de 4,1 não devem ser utilizados.

A tabela 4.16 na sequência mostra os valores de NO₃ obtidos para a entrada e saída do reator nitrificante entre os dias de operação das 1^a e 2^a etapas.

Tabela 4.16 – Monitoramento do NO₃ na entrada e saída do reator nitrificante.

Data coleta	NO ₃ Entrada (mg/L)	NO ₃ Saída (mg/L)	NO ₃ formado (mg/L)
25/2/11	35,849	247,170	211,321
27/2/11	9,434	199,550	190,116
1/3/11	16,981	232,075	215,094
3/3/11	20,755	247,170	226,415
5/3/11	28,302	202,042	173,740
7/3/11	15,094	181,132	166,038

Do exposto na tabela, percebe-se que há uma geração significativa de NO₃, e na mesma ordem de grandeza que o consumo de amônia. Entretanto, como a estequiometria da reação de oxidação de amônia a nitrato é de 1:1 e os pesos moleculares são de 17 e 62 mg/mmol para amônia e nitrato respectivamente, tem-se que deveria haver uma quantidade em massa aproximadamente 4 vezes maior de nitrato sendo consumido para o equilíbrio da reação. Portanto, conclui-se que há a oxidação de amônia a outras formas nitrogenadas, mais provavelmente, à nitrito.

4.6 Eficiência de remoção (*Er*) de NH₃ e DQO no reator nitrificante

A tabela 4.17 apresenta os resultados de *Er* de DQO e NH₃ obtidos para o reator nitrificante. Neste momento se percebe mais uma vez, o problema enfrentado no momento da operação do reator, para se estabelecer a nitrificação. Observa-se o aumento significativo de *Er* de DQO, que serve como indicativo de que as bactérias heterotróficas estão se sobrepondo às nitrificantes, e de que deve se iniciar neste

momento um declínio nos índices de remoção de NH_3 , como de fato ocorreu entre os dias 11 a 20/02, mesmo período em que também se observa os maiores valores de eficiência de remoção de DQO.

Os últimos quatro pontos da tabela 4.17 correspondem aos quatro últimos valores do gráfico da figura 4.14. Estas últimas medidas correspondem à eficiência de remoção de NH_3 do reator nitrificante em plena atividade de oxidação da amônia do sobrenadante do anaeróbio, equivalente a 68,5% de remoção. Estes ânions nitrato e nitrito remanescentes são descarregados no efluente anaeróbio. Vale ressaltar aqui, que esta remoção é alcançada com o nitrificante operando com TDH de 4 dias, ou seja, vazão de 0,625 L/d, que equivale a um quarto do valor da vazão do sistema, de 2,5 L/d. Do dimensionamento do reatores sabe-se que o nitrificante foi projetado para operar com 10 L/d, entretanto, este valor é o esperado para um reator que já possua as bactérias aderidas em seu leito, que é uma etapa posterior e para trabalhos futuros. Neste momento, o objetivo alcançado foi de promover o crescimento da flora nitrificante, operado sob baixas vazões e sem ciclos de enchimento-drenagem, para a redução da carga nitrogenada de efluente de frigorífico, comprovado através das análises.

Tabela 4.17 – *Er* de DQO e NH₃ no reator nitrificante.

Data coleta	<i>Er</i> NH ₃ Nitrificante (%)	<i>Er</i> DQO Nitrificante (%)
29/01	-3,4	
31/01	11,3	45,8
02/02	13,9	
03/02	46,5	63,4
05/02	48,2	
07/02	58,5	69,6
09/02	60,2	77,5
11/02	54,0	
14/02	41,4	80,1
16/02	32,2	
18/02	34,2	81,9
20/02	31,8	83,6
22/02	34,8	
24/02	48,1	76,8
26/02	50,2	
28/02	54,7	63,0
02/03	67,5	63,6
04/03	69,0	
05/03	67,6	73,9
07/03	68,5	66,4

*Valores referem-se aos dados monitorados e apresentados na tabela 4.8.

Análises de NH₃ também foram realizadas na entrada e saída dos reatores anaeróbio e aeróbio. Estas análises foram feitas pouco antes de se fazer a conexão destes ao reator nitrificante, para verificar a capacidade do sistema bioaumentado de remover cargas nitrogenadas, continuaram durante o início do funcionamento do nitrificante (fazendo o reciclo do sobrenadante do reator anaeróbio), encerrando-se o monitoramento em 07/03, dia em que se desligou o sistema todo.

Conforme mencionado anteriormente, o início da operação do nitrificante em sistema de recirculação do sobrenadante do anaeróbio foi no dia 26/02 com TDH de 4 dias e, portanto seu efeito conforme demonstrado na tabela 4.17, é “sentido” no sistema somente após dia 02/03. De posse desta informação, observa-se na tabela 4.18 que a *Er* de NH₃ para os reatores anaeróbio e aeróbio com uso da

bioaugmentação, observados até antes do dia 01/03, foi de aproximadamente 17,2% e 30%. Após esta data, o esperado é que haja uma pequena melhora nos valores de remoção, pois há a presença de mais um reator no sistema. Entretanto, o que se observa na tabela 4.18 é que nenhuma alteração foi causada na *Er* do reator anaeróbio, permanecendo com valor entre 17,2 e 18,9% entre os dias 01 e 07/03. Isto pode ser explicado pelo fato de que a vazão do reator nitrificante era apenas um quarto da vazão no anaeróbio, não surtindo efeito no mesmo. Em relação ao reator aeróbio, observa-se uma alteração significativa na remoção após a conexão do sistema com o nitrificante, passando de aproximadamente 30% para 54,3%. Deste comportamento inesperado e sem uma justificativa plausível em um primeiro momento, apenas pode-se afirmar que a presença dos baixos teores de nitrato e nitrito formados ou das bactérias nitrificantes, carregadas aos reatores anaeróbio e aeróbio, interfere na remoção da carga nitrogenada apenas no reator aeróbio.

Tabela 4.18 – Monitoramento de NH₃ nos reatores anaeróbio e aeróbio.

Data coleta	NH ₃ Anaeróbio	NH ₃ Aeróbio	<i>Er</i> NH ₃ Anaeróbio (%)*	<i>Er</i> NH ₃ Aeróbio (%)
03/02/11	337,030	212,28	2,9	-
07/02/11	325,149	214,26	6,4	-
11/02/11	301,386	218,22	13,2	35,25%
15/02/11	287,525	208,32	17,2	35,93%
16/02/11	291,49	228,12	16,1	24,31%
20/02/11	287,52	206,34	17,2	28,24%
24/02/11	281,58	198,42	18,9	31,93%
01/03/11	287,52	131,09	17,2	54,41%
05/03/11	287,52	129,11	17,2	54,15%
07/03/11	281,58	131,09	18,9	54,41%
MÉDIA	-	130,43	17,8	54,32%

*O valor médio da entrada de NH₃ no sistema, foi de 347,26 mgNH₃/L.

Em relação ao sistema todo, tem-se que o valor médio de NH₃ da entrada foi de 347,26 e o valor médio da saída foi de 130,43 mg/L, obtido para os últimos três dias na tabela, resultando em 62% de eficiência de remoção de NH₃ no sistema anaeróbio e aeróbio em sequência com reator nitrificante tratando o sobrenadante do anaeróbio. Este valor de 62% ficou acima do esperado, pois a partida do nitrificante foi feita com um TDH muito baixo para proporcionar um crescimento adequado às nitrificantes, fazendo com que bactérias heterotróficas, de crescimento

mais acelerado e, portanto não tão afetadas devido a alta vazão imposta, se multipliquem e consumam o oxigênio do meio, que é limitado. Desta forma, acredita-se que se feita a mesma aclimação com efluente do aeróbio por mais tempo e com vazão mais baixa, haverá um desenvolvimento de uma flora nitrificante capaz de remover a carga nitrogenada até valores muito próximos aos exigidos pela legislação.

Fazendo-se uma média dos valores de NH_3 obtidos na saída do reator aeróbio dos dias 03 a 24/02 (antes da instalação do nitrificante), obtem-se 212,28 mg/L e portanto, considerando o inicial equivalente a 347,26 mg/L, chega-se ao valor de eficiência de remoção de NH_3 obtido antes da instalação do nitrificante, equivalente a 38,8%.

5. CONCLUSÕES

Do estudo do emprego da técnica de bioaugmentação em reatores anaeróbio a aeróbio construídos em escala laboratorial, e o uso de um reator para nitrificação do sobrenadante, destacam-se as seguintes conclusões:

1. Para construção de um reator anaeróbio cilíndrico, em escala laboratorial, é interessante que se utilize uma relação entre profundidade e diâmetro de no mínimo 2,2, pois conseguiu-se no presente trabalho o estabelecimento das condições anaeróbias mediante análises de concentração de oxigênio dissolvido e da observação da formação de pequenas bolhas de gás (possivelmente gás metano) na superfície do reator.

2. O reator aeróbio construído em escala laboratorial apresentou concentração de oxigênio dissolvido acima do mínimo de 2 g/L em 100% das medidas realizadas, indicando que a instalação de pedras porosas ao fundo do reator com inserção de ar comprimido garantiram a oxigenação do sistema.

3. Embora tenha sido utilizado um valor de razão de aplicação hidráulica de $0,0037 \text{ L/m}^2\cdot\text{s}$, significativamente inferior aos recomendados ($0,5 \text{ L/m}^2\cdot\text{s}$) para sistemas nitrificantes de crescimento aderido em estado estacionário de atividade da biomassa, obteve-se remoção satisfatória de nitrogênio amoniacal na partida do reator. Esta constatação leva a conclusão de que para a partida do sistema, é recomendado que se utilize valores de q inferiores ao recomendado.

4. Foi utilizado um valor de carga amoniacal equivalente a $12,854 \text{ g/m}^2\cdot\text{dia}$ para a partida do reator nitrificante, valor este em torno de 10 vezes superior ao recomendado e, mesmo sob esta condição de elevada carga conseguiu-se promover a redução do nitrogênio amoniacal no partida do sistema desenvolvido.

5. Para possibilitar a aclimatação e desenvolvimento de microrganismos nitrificantes recomenda-se operar com TDH de no mínimo 8 dias e relação DQO/NH₃ na alimentação do reator de no máximo de 2,8, valores utilizado no presente trabalho, com os quais se pode perceber a ocorrência da nitrificação.

6. O sistema anaeróbio seguido de aeróbio com bioaugmentação (sistema todo) não apresentou significativa alteração no valor obtido de eficiência de remoção de DQOsol comparando-se as duas situações de vazão avaliadas, apresentando o equivalente a 71,1% e 76,9% para vazão de 5 e 2,5 L/dia, respectivamente. Ou seja, o sistema respondeu bem à elevação da carga orgânica aplicada.

7. O alto valor de eficiência de remoção de SS no reator aeróbio para a situação de 3,7 g DQOsol/dia ou, de 2,5 L/dia, foi atribuído ao fato de que pode se ter iniciado uma situação de crescimento endógeno no reator, levando à conclusão de que o mesmo deve operar em condições de COA superiores a este valor, preferencialmente na ordem de 20 g DQOsol/dia.

8. O sistema anaeróbio bioaugmentado é possivelmente menos susceptível a alterações na temperatura do que sistemas biológicos convencionais, e mesmo operando a temperaturas em torno de 22°C, este apresentou eficiência de remoção de 30% de DQO solúvel.

9. Em relação à análise do crescimento microbiano nos sistemas anaeróbio e aeróbio bioaugmentado, observou-se que o “blend” de microrganismos presentes no produto comercial da marca Biol®, apresentou valores crescimento específico bacteriano em torno de 0,035 a 0,19 gSSV/gSSV*dia, significativamente inferiores aos de tratamento convencional, de até 10 gSSV/gSSV*dia. Isto significa um sistema com menores taxas de geração de lodo e conseqüentemente menores custos com disposição de lodo.

10. Os coeficientes de crescimento de biomassa (Y) e de taxa máxima específica de consumo de substrato (k) ficaram próximos aos valores para sistemas sem uso da bioaugmentação, indicando que a principal vantagem do uso desta técnica está na baixa geração de lodo citada anteriormente.

11. Concluiu-se, através dos ensaios de partida do reator nitrificante, que a relação entre DQO/ NH_3 é o parâmetro mais importante quando se quer favorecer o crescimento de microrganismos de depuração de carga nitrogenada, e que para o sistema desenvolvido, valores de até 2,8 favorecem a nitrificação e valores a partir de 4,1 não devem ser utilizados.

12. Obedecendo-se ao limite máximo recomendado de relação DQO/ NH_3 para alimentação no momento da partida do reator nitrificante, pode-se realizar de modo satisfatório a recirculação do sobrenadante do reator anaeróbico, obtendo-se até 68,5% de redução na carga amoniacal no reator nitrificante.

13. A eficiência de remoção de NH_3 no sistema todo antes e depois da utilização do reator nitrificante em paralelo foi de 38,8 e 62%, respectivamente.

De posse destas informações conclui-se que sistemas biológicos, em especial as lagoas anaeróbicas e aeróbicas, constituem-se de fato alternativas de baixo custo e fácil operação, nos quais ao mesmo tempo podem ser obtidos valores satisfatórios de remoção da carga orgânica.

Entretanto, deve-se levar em consideração que nestes sistemas biológicos há elevada geração de lodo, o que pode ser significativamente atenuado com o uso da técnica da bioaugmentação.

Os reatores biológicos anaeróbicos e aeróbicos bioaugmentados ou não, em geral não realizam a remoção de nitrogênio amoniacal de forma a atingir os parâmetros exigidos por legislação, e, portanto a proposta de integrar um sistema compacto que faça as etapas de nitrificação e desnitrificação torna-se atraente, no

sentido de que não há necessidade de alteração no layout de estações de tratamento de efluentes já existentes.

São poucos os trabalhos publicados onde se detalham os parâmetros para o desenvolvimento de biofilme nitrificante e partida deste tipo de reator. Por este motivo, acredita-se que este presente estudo seja de grande valia para trabalhos futuros.

REFERÊNCIAS

- APHA, AWWA, WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**, 20th edition, Washington, D.C.: American Public Health Association, 1999.
- AUSTIN, D. Influence of Cation Exchange Capacity (CEC) in a Tidal Flow, Flood and Drain Wastewater Treatment Wetland. **Ecological Engineering**, p. 35-43, (28) 2006.
- BENTO, A. P. et al. Desenvolvimento de biofilme nitrificante em lagoas facultativas de tratamento secundário de esgotos sanitários. In: 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2003, Joinville. p. 88.
- BRASIL. Resolução n. 128, de novembro de 2006. Dispõe sobre a fixação de Padrões de Emissão de Efluentes Líquidos para fontes de emissão que lancem seus efluentes em águas superficiais no Estado do Rio Grande do Sul. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama>>. Acesso em: 14 jan. 2010.
- BRASIL. Resolução n. 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. Disponível em: <<http://www.mma.gov.br/port/conama>>. Acesso em: 14 jan. 2010.
- CATALDO, D. A. et al. Rapid Colorimetric Determination of Nitrate in Plant Tissue by Nitration of Salicylic-Acid. **Commun. Soil Sci. Plant Anal.** p. 71-80 (6) 1975.
- CHONG, M. F. et al. A review on anaerobic-aerobic treatment of industrial and municipal wastewater. **Chemical Engineering Journal**, p. 1-18, (155) 2009.
- CLARETO, C. R.; CAMPOS, J. R. "Tratamento Biológico de Líquidos Percolados em Reator Anaeróbio Compartimentado". In: XXV Congresso Interamericano de Ingeniería Sanitária y Ambiental - Cd Rom, 1996. "Tratamento Biológico de Líquidos Percolados em Reator Anaeróbio Compartimentado" - Cd Rom. México, 1996.
- DOMINGUES, L. M. **Sistema combinado filtro anaeróbio - biofiltro aerado submerso: avaliação da partida e da nitrificação de esgoto sanitário**. 2005. 166 f. (Mestrado em Engenharia Civil)–Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2005.
- FERREIRA, E. S. Cinética Química e Fundamentos dos Processos de Nitrificação e Desnitrificação Biológica. In: Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, 2000, Porto Alegre. p. 1-25.
- FOSTER, M. H. & WHITEMAN, G. R. Bioaugmentation aids wastewater systems. URL: <http://www.bioaugmentation.com/article.html>. Consultado em 02/dez/2009.
- GERALDI, M. H. Wastewater biology: the life processes. Water Environment Federation, Library of Congress. Catalog nº ISBNI 881369-93-5, USA. 1994. 184 p.

GREEN, M. et al. Investigation of alternative method for nitrification in constructed wetlands. **Water science and technology**, p. 63-70, (5) 1997.

JORDÃO, E. P.; CONSTANTINO, A. P., **Tratamento de Esgotos Domésticos**, 3ª edição, Rio de Janeiro: ABES, 1995.

LIN, Y. Kinetics of nitrogen and carbon removal in a moving-fixed bed biofilm reactor. **Applied Mathematical Modelling**, p. 2360–2377 (32) 2008.

METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**, 4th ed. New York: McGraw-Hill, 2003.

NETO, G. F. S. **Desenvolvimento de uma flora de microrganismos oxidadores anaeróbios de amônia utilizando inóculos provenientes de dejetos de suíno**. 2007. 116 f. (Mestrado em Engenharia Química)–Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

PES, C. D. S. **Uso de reator seqüencial em batelada (RSB) para tratamento de efluentes da suinocultura**. 2009. 77 f. (Mestrado em Tecnologia Ambiental)–Universidade de Santa Cruz do Sul, Santa Cruz do Sul, 2009.

PHILIPS, A. M. L. **Utilização de reator de biodiscos para tratamento de efluentes com altas concentrações de nitrogênio**. 2008. 194 f. (Doutorado em Engenharia Química)–Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

POPEK, E. P. **Sampling and Analysis of Environmental Chemical Pollutants: A Complete Guide**, 1st edition. s.l.: Academic Press, 2003.

ROSA, M. F. et al. Biofilm development and ammonia removal in the nitrification of a saline wastewater. **Bioresource Technology**, p. 135-138 (65) 1998.

SUN, G. et al. Treatment of Agricultural Wastewater in a Combined Tidal Flow-Downflow Reed Bed System. **Water Science and Technology**, p. 139-146, (3) (1999).

SUN, G.; GRAY, K. R.; BIDDLESTONE, A. J. Treatment of Agricultural Wastewater in Downflow Reed Beds: Experimental Trials and Mathematical Model. **J. agric. Eng. Res.**, p. 63-71, (69) 1998.

SUN, G.; ZHAO, Y. Q.; ALLEN, S. J. Enhanced removal of organic matter and ammoniacal-nitrogen in a column experiment of tidal flow constructed wetland system. **Journal of Biotechnology**, p. 189-197 (115) 2005.

SUN, G.; ZHAO, Y. Q.; ALLEN, S. J. Purification capacity of a highly loaded laboratory scale tidal flow reed bed system with effluent recirculation. **Science of the Total Environment**, p. 1-8, (330) 2004.

TEIXEIRA, R. M. **Remoção de nitrogênio de efluentes da indústria frigorífica através da aplicação dos processos de nitrificação e desnitrificação em biorreatores utilizados em um sistema de lagoas de tratamento**. 2006. 154 f. (Doutorado em Engenharia Química)–Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2008.

UNITED STATES PATENT. David Austin. Nitrogen Removal System and Method for Wastewater Treatment Lagoons. Int. Cl. C02f 3/30. Patent No.: US 7347940. Mar. 25, 2008.

VIERO, A. F. **Avaliação do desempenho de um biorreator com membranas submersas para tratamento de efluente.** 2006. 190 f. (Doutorado em Engenharia Química)–Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006.

VOGEL, **Análise Química Quantitativa.** 6^a ed., Rio de Janeiro: LTC – Livros Técnicos e Científicos, 2002.

VON SPERLING. **Lagoas de Estabilização,** 2^a Edição. Belo Horizonte: UFMG, 1996.

APÊNDICE A – Formulário de coleta e análises

Empresa:	Frigorífico X				Temperatura ambiente:	(20°C) nublado				Observação:				
Data da coleta:	10/02/2011				Local da coleta:	Entrada Lagoa 1 (entrada tubulação)								
Horário da coleta:	14:45				Resp. pela coleta e transporte:	Manuela Gomes Cardoso								
Partida do sistema:					1 dia de reação:					2 dias de reação:				
Análises	S/N	Pontos	Diluição/ Medida	S/D	Análises	S/N	Pontos	Diluição/ Medida	S/D	Análises	S/N	Pontos	Diluição/ Medida	S/D
DQO total	S	1, 4, 6, 7	50%	S	DQO total	S	1, 2, 4, 5 e B	50%	S	DQO total	N			
Turbidez	S	A,B	50%	S	Turbidez	S	A, B	50%	S	Turbidez	N			
DQO solúvel	S	1, 2, 5, 6, e 7		S	DQO solúvel	S	1, 2, 5, 6, e 7		S	DQO solúvel	S	1, 2, 5, 6, e 7		S
VSS	S	1, 2, 5, 6, e 7		S	VSS	S	1, 2, 5, 6, e 7		S	VSS	S	1, 2, 5, 6, e 7		S
SS	S	1, 2, 5, 6, e 7		S	SS	S	1, 2, 5, 6, e 7		S	SS	S	1, 2, 5, 6, e 7		S
NO3	S	3 e 4	10%	S	NO3	N				NO3	S	3 e 4	10%	S
NH3-N	S	1, 2, 4 e 5	1%	S	NH3-N	S				NH3-N		1, 2, 4 e 5		
Temperatura (°C)	S	6		S	Temperatura (°C)		6			Temperatura (°C)		6		
Temperatura (°C)	S	7		S	Temperatura (°C)		7			Temperatura (°C)		7		
Temperatura (°C)	S	8			Temperatura (°C)		8			Temperatura (°C)		8		
pH	S	6			pH	N	6			pH		6		
pH	S	7			pH	N	7			pH		7		
O2 (mg/L)	S	6			O2 (mg/L)	S	6			O2 (mg/L)		6		
O2 (mg/L)	S	7			O2 (mg/L)	S	7			O2 (mg/L)	S	7	1%	S
S/N = Sim ou Não, S/D = Coleta simples ou duplicata.														