

*Efeito da Concentração do Meio Suporte e Relação
entre Áreas no Desempenho de Reatores Aeróbios de
Leito Fluidizado com Circulação Interna no
Tratamento de Esgoto Doméstico*

GLEYCE TEIXEIRA CORREIA

Orientador: Prof. Dr. Milton Dall’Aglio Sobrinho

Co-Orientador: Prof. Dr. Dib Gebara

Ilha Solteira – SP
Setembro/2010

*Efeito da Concentração do Meio Suporte e Relação
entre Áreas no Desempenho de Reatores Aeróbios de
Leito Fluidizado com Circulação Interna no
Tratamento de Esgoto Doméstico*

GLEYCE TEIXEIRA CORREIA

Orientador: Prof. Dr. Milton Dall’Aglío Sobrinho

Co-Orientador: Prof. Dr. Dib Gebara

Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira - UNESP, para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil.
Área de Conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais.

Ilha Solteira – SP
Setembro/2010

FICHA CATALOGRÁFICA

Elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação
Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação da UNESP – Ilha Solteira.

C824e Correia, Gleyce Teixeira.
Efeito da concentração do meio suporte e relação entre áreas no desempenho de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação interna no tratamento de esgoto doméstico / Gleyce Teixeira Correia. -- Ilha Solteira : [s.n.], 2010
111f. ; il.

Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira. Área de conhecimento: Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais, 2010

Orientador: Milton Dall'Aglio Sobrinho
Co-orientador: Dib Gebara.

1. Biofilme. 2. Leito fluidizado. 3. Nitrificação. 4. Reator aeróbio.
5. Matéria orgânica.

CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: Efeito da Concentração do Meio Suporte e Relação entre Áreas no Desempenho de Reatores Aeróbios de Leito Fluidizado com Circulação Interna no Tratamento de Esgoto Doméstico

AUTORA: GLEYCE TEIXEIRA CORREIA

ORIENTADOR: Prof. Dr. MILTON DALL AGLIO SOBRINHO

CO-ORIENTADOR: Prof. Dr. DIB GEBARA


Aprovada como parte das exigências para obtenção do Título de MESTRE em ENGENHARIA CIVIL, Área: RECURSOS HIDRICOS E TECNOLOGIAS AMBIENTAIS, pela Comissão Examinadora:


Prof. Dr. DIB GEBARA

Departamento de Engenharia Civil / Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira


Prof. Dr. VANILDO LUIZ DEL BIANCHI

Diretoria / Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas de São José do Rio Preto


Prof. Dr. RANULFO MONTE ALEGRE

Departamento de Engenharia de Alimentos / Universidade Estadual de Campinas

Data da realização: 01 de setembro de 2010.

Nunca tenha medo de tentar algo novo. Lembre-se de que um amador solitário construiu a Arca. Um grande grupo de profissionais construiu o Titanic.

Luis Fernando Verissimo

Uma pérola esquecida na praia, ainda que não seja notada, nem apanhada ou devidamente reconhecida, nunca perde o seu valor

Augusto Branco



Aos amores da minha vida: meus avós Neide e Sebastião; meus pais Tânia e Osmar; minha irmã Joyce e meu namorado Victor

AGRADECIMENTOS

A Deus e a meus anjinhos por me protegerem hoje e sempre;

Aos meus pais, Tânia e Osmar, à minha irmã Joyce e aos meus avós por todo incentivo, apoio, amor e carinho ao longo da vida;

À minha madrinha e guru Teresinha, sempre disposta a ouvir meus problemas;

Ao Victor por ser, além de namorado, amigo e conselheiro. Agradeço pela paciência, amor e carinho;

À Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira, pela oportunidade de realização do mestrado na área de Recursos Hídricos e Tecnologias Ambientais;

A Capes pela concessão da bolsa de mestrado, que possibilitou minha permanência em Ilha Solteira, SP;

Aos orientadores Milton Dall'Aglio Sobrinho e Dib Gebara, que com suas particularidades tiveram paciência de me orientar. Obrigada por confiarem em meu trabalho e contribuírem para o meu crescimento pessoal e profissional;

À Prefeitura de Ilha Solteira por permitir a instalação de meu experimento junto à estação elevatória de esgoto da cidade;

Aos professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil - Tangerino, Luzenira, Maurício, Sérgio, Tsunao, entre outros - e funcionários do Departamento de Engenharia Civil;

Aos colegas de pós graduação e de laboratório - Juliana, Gustavo, Glauber, Ana Gabriela, Thassya, Mônica, Paulo, Jesus, Edson, Thiago, entre outros - pela troca de conhecimentos, colaboração e risadas;

Aos colegas Iván e Rossi por sempre me auxiliarem nas dúvidas laboratoriais, e ao aluno de graduação Matheus pela ajuda prestada na realização das análises nas etapas finais do experimento;

À Prof. Dr. Heloiza e ao Zé Hernandes por disponibilizar tempo, laboratório e conhecimento para me auxiliar nas análises microbiológicas;

Ao Alessandro Minillo pela paciência e idéias sugeridas, e por ter me direcionado ao pessoal de Jaboticabal - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias – UNESP;

Aos colegas do Laboratório de Bioquímica de Microrganismos de Plantas (FCAV – UNESP) - Ana Rita, Viviane, João Carlos e Michele - fundamentais para a realização das análises genômicas;

Às amigas e companheiras de república Josy e Bia pela convivência, companherismo, momentos de descontração e desabafos. Vocês, juntamente com a Angélica, o Dilú e as meninas do futebol tornaram a minha permanência em Ilha Solteira mais agradável e divertida;

Enfim, a todos que direta ou indiretamente me ajudaram a vencer mais esta etapa.

RESUMO

O reator aeróbio de leito fluidizado com circulação interna emprega microorganismos aderidos a um meio suporte uniforme (areia), removendo tanto matéria orgânica quanto nitrogenada. Neste experimento foram estudados dois reatores com 2,6 m de altura cuja diferença era o diâmetro do tubo interno (125 e 150 mm) e foram aplicadas diferentes concentrações de meio suporte ao longo do estudo (100, 125 e 150 g.L⁻¹). Ensaio realizados com água limpa utilizando traçador (NaCl) e sondas de condutividade elétrica mostraram que, nas vazões de ar entre 1500 – 3000 L.h⁻¹, ocorre circulação suficiente para a suspensão do meio suporte. O esgoto doméstico passou por peneiramento estático e foram realizadas análises de DBO, DQO, NT, N_{amon}, NO₂, NO₃, sólidos, espessura do biofilme, turbidez, temperatura, pH, OD e testes microbiológicos (Gram, esporos e catalase). Observou-se que a adição de meio suporte influencia positivamente na eficiência de remoção de matéria nitrogenada, e que uma menor diferença entre as áreas interna e externa facilitam o equilíbrio do sistema, apresentando assim, eficiências melhores.

Palavras-chave: Biofilme. Leito fluidizado. Nitrificação. Reator aeróbio. Matéria orgânica

ABSTRACT

Aerobic fluidized bed reactor with internal-loop uses microorganisms attached to a uniform carrier (sand), removing carbonaceous and nitrogenous matter. In this experimental work two reactors with 2,6 m height were studied. The main difference between both reactors was the inner tube diameter (125 and 150mm). Different carrier concentrations were applied in that study (100, 125 and 150g.L⁻¹). Experiments with clean water using a marker (NaCl) and electrical conductivity probes showed that with flow rates between 1500 – 3000 L.h⁻¹ occurs sufficient circulation to suspend the carrier. The sewage passed by static screening and analyses of BOD, COD, total nitrogen, N_{amon}, NO₂, NO₃, suspended solids, biofilm thickness, turbidity, temperature, pH, dissolved oxygen and microbiological test (Gram, spores and catalysis) were realized. In that work, was observed that the addition of carrier has positive influences on nitrogenous matter removal efficiency, and lower differences between indoor/outdoor area facilitate system balance, showing better efficiencies.

Key-words: Aerobic reactor. Biofilm. Fluidized bed. Nitrification. Organic matter

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1.	Tipos de fluxo observados em sistema bifásico (líquido-gás) ascendente no tubo de subida, segundo Oshinowo e Charles (1974). Sendo os fluxos (1) borbulhento, (2) embolsado com bolhas, (3) embolsado com espuma, (4) de espuma, e (5) anular. Adaptado de Martín (2002)	24
Figura 3.2.	Zonas observadas em tanques airlift. Adaptado de Martín (2004)	25
Figura 3.3.	Formas de fluidização. Adaptado de Levenspiel e Kunni (1991)	26
Figura 3.4.	Fluxo em reatores de circulação (a) interna e (b) externa. Adaptado de Martín (2004)	27
Figura 3.5.	Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás. Fonte: Rufato (2005)	28
Figura 3.6.	Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo em função da velocidade superficial do gás. Adaptado de Van Benthum et al. (1999)	29
Figura 3.7.	Regimes de fluxo em airlift trifásico. (a) leito fixo, (b) leito fluidizado, (c) leito em circulação. Adaptado de Martín (2004)	30
Figura 3.8.	Transferência de massa em reatores trifásicos. Adaptado de Nicolella et al. (1999)	32
Figura 3.9.	Biofilme (a) aderido a um suporte; (b) em grânulo. Fonte: Nicolella et al. (2000b)	33
Figura 3.10.	Representação esquemática das etapas de desenvolvimento de biofilme (modelo para <i>Pseudomonas aeruginosa</i>). Adaptado de Ghigo et al. (2003) por Grupo de Ciências Biológicas (2005)	35
Figura 3.11.	Desenvolvimento de biofilme. (a) Colonização primária; (b) crescimento, e produção de EPS; (c) coadesão de células individuais, coagregadas e grupos de células, originando biofilme jovem, de múltiplas espécies; d) maturação e formação de mosaicos clonais no biofilme maduro. Adaptado de KYAW (2008)	35
Figura 3.12.	Gradientes de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras. Adaptado de Von Sperling (1996) por Gebara (2006)	36
Figura 3.13.	Efeito do diâmetro das partículas na concentração de biomassa. Adaptado de Heijnen et al. (1991) por Gebara (2006)	37
Figura 3.14.	Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme completamente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)	38

Figura 3.15.	Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme parcialmente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)	39
Figura 3.16.	Perfil de nitrogênio no biofilme. Adaptado de Iwai e Kitao (1994) por Gebara (2006)	39
Figura 3.17.	Estrutura do biofilme (a) representação esquemática da influência da concentração do substrato (aumentado da esquerda para direita) e das forças de atrito (diminuindo da esquerda para direita), e (b) simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades. Adaptado de Nicolella et al. (2000b)	41
Figura 3.18.	Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função do tempo de detenção hidráulica. Adaptado de Heijnen et al.	42
Figura 3.19.	Transformações do nitrogênio - tratamentos convencionais. Fonte: Araújo Junior. (2006)	45
Figura 3.20.	Estratificação das camadas do biofilme no processo SND. Fonte: Carvalho Junior. (2008)	47
Figura 4.1.	(a) Esquema geral e (b) Visão superior do reator	49
Figura 4.2.	Detalhe (a) do fundo do reator e (b) do injetor de ar	49
Figura 4.3.	Esquema geral da bancada experimental	50
Figura 4.4	Exemplo de gráfico de tensão em função do tempo durante ensaio com traçador (NaCl), utilizando vazão de 1600 L/h	51
Figura 5.1.	Curva granulométrica da areia utilizada	57
Figura 5.2.	Curva de calibração da areia utilizada no experimento	58
Figura 5.3.	Velocidade de circulação nas vazões de ar aplicadas nos dois reatores ...	59
Figura 5.4.	Concentrações de DQO obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2	63
Figura 5.5.	Concentrações de DBO obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2	64
Figura 5.6.	Concentrações de nitrogênio total obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2	66
Figura 5.7.	Concentrações de nitrogênio amoniacal obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2	67
Figura 5.8.	Concentrações de nitrito obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2	68

Figura 5.9.	Concentrações de nitrato obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2	69
Figuras 5.10.	Concentrações de sólidos totais no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	70
Figuras 5.11.	Concentrações de sólidos totais fixos no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	71
Figuras 5.12.	Concentrações de sólidos totais voláteis no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	72
Figuras 5.13.	Concentrações de sólidos suspensos totais no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	73
Figuras 5.14.	Concentrações de sólidos suspensos fixos no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	74
Figuras 5.15.	Concentrações de sólidos suspensos voláteis no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	75
Figura 5.16.	Espessura do biofilme no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	77
Figura 5.17.	Massa específica da biopartícula no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1	78
Figura 5.18.	Concentrações de DQO obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2	81
Figura 5.19.	Concentrações de DBO obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2	82
Figura 5.20.	Concentrações de nitrogênio total obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2	83
Figura 5.21.	Concentrações de nitrogênio amoniacal obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2	84
Figura 5.22.	Concentrações de nitrito obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2	85
Figura 5.23.	Concentrações de nitrato obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2	86
Figuras 5.24.	Concentrações de sólidos totais no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	87
Figuras 5.25.	Concentrações de sólidos totais fixos no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	88
Figuras 5.26.	Concentrações de sólidos totais voláteis no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	89
Figuras 5.27.	Concentrações de sólidos suspensos totais no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	90
Figuras 5.28.	Concentrações de sólidos suspensos fixos no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	91

Figuras 5.29.	Concentrações de sólidos suspensos voláteis no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	92
Figura 5.30.	Espessura do biofilme no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	93
Figura 5.31.	Massa específica da biopartícula no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2	94
Figura 5.32.	Visualização em microscópio ótico (objetiva PL 4-0,1 mm) (a) areia sem biofilme e (b) biopartícula após uma semana de operação do reator	98
Figura 5.33.	Exemplo de uma (a) placa de petri colonizada por uma das amostras retiradas e (b) bactéria isolada em tubo inclinado	98
Figura 5.34.	Exemplo de bactéria (a) Gram +, (b) Gram – e, (c) esporulada	99
Figura 5.35.	DNA observado em câmara de UV após extração e eletroforese	99

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1. Métodos utilizados para as análises que serão realizadas	52
Tabela 5.1. Resumo dos dados obtidos durante a fase 1	78
Tabela 5.2. Resumo dos dados obtidos durante a fase 2	94
Tabela 5.3. Resumo dos dados obtidos no reator 1 durante a fase 3	96

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

AE	amostrador externo
AII	amostrador interno inferior
AIS	amostrador interno superior
D₁₀	diâmetro efetivo dos grãos
d_p	diâmetro médio das partículas
DBO	demanda bioquímica de oxigênio
DQO	demanda química de oxigênio
K_{La}	coeficiente global de transferência de oxigênio
m₁	massa inicial seco (após estufa)
m₂	massa seca
n	número de partículas
N_{Amon}	nitrogênio amoniacal
NO₂	Nitrito
NO₃	Nitrato
NT	nitrogênio total
OD	oxigênio dissolvido
PCR	polimerase chain reaction
pH	potencial hidrogeniônico
R1	reator 1 – configuração 250-125 mm
R2	reator 2 – configuração 250-150 mm
SS	sólidos suspensos totais
SSF	sólidos suspensos fixos
SSV	sólidos suspensos voláteis
ST	sólidos totais
STF	sólidos totais fixos
STV	sólidos totais voláteis
TDH	tempo de detenção hidráulica

U	coeficiente de desuniformidade
uT	unidade de turbidez
V_a	volume de areia seca (após mufla)
V_{a+b}	volume de areia inicialmente decantada
V_{bf}	volume aproximado do biofilme
V_{total}	volume total de amostra (areia + líquido)
W	umidade
Σ	espessura do biofilme
ρ	massa específica

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	18
2 OBJETIVOS	19
2.1 Objetivo Geral	19
2.2 Objetivos Específicos	19
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	20
3.1 Tratamento de Esgoto Doméstico	20
3.2 Tratamento Biológico	20
3.3 reatores Biológicos	21
3.4 Reator Aeróbio de Leito Fluidizado com Circulação	23
3.4.1 Fluidização do Leito	24
3.4.2 Recirculação do Sistema	27
3.4.3 Transferência de Oxigênio	31
3.5 Biofilme	33
3.5.1 Composição e Formação	34
3.5.2 Influência do meio suporte	36
3.5.3 Influência do Oxigênio	38
3.5.4 Influência Hidrodinâmica	40
3.5.5 Caracterização da comunidade microbiana	43
3.6 Remoção de Nitrogênio	44
3.6.1 Nitrificação	45
3.6.2 Desnitrificação	46
4 MATERIAL E MÉTODOS	48
4.1 Esgoto doméstico utilizado no experimento	48
4.2 Reator	48

4.3 Meio suporte	50
4.3.1 Caracterização	50
4.3.2 Curva de calibração da proveta para determinação do volume de areia	51
4.4 Ensaio hidrodinâmico	51
4.4.1 Velocidade de circulação do fluido	51
4.5 Ensaio Físico-Químico	52
4.5.1 Espessura do Biofilme	53
4.6 Ensaio Microbiológico	54
4.6.1 Isolamento dos microrganismos	54
4.6.2 Teste da Catalase	54
4.6.3 Coloração diferencial de Gram	55
4.6.4 Coloração de esporo	55
4.6.5 Caracterização Genômica	55
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	57
5.1 Caracterização do meio suporte	57
5.2 Curva de volume de areia sedimentada	58
5.3 Velocidade de circulação do fluido	59
5.4 Fases de operação dos reatores	60
5.4.1 Fase 1	60
5.4.1.1 DQO	62
5.4.1.2 DBO	64
5.4.1.3 Nitrogênio	65
5.4.1.4 Sólidos	70
5.4.1.5 Biofilme	76
5.4.1.6 Resumo comparativo entre R1 e R2 durante a operação da fase 1	78
5.4.2 Fase 2	79

5.4.2.1 DQO	80
5.4.2.2 DBO	82
5.4.2.3 Nitrogênio	83
5.4.2.4 Sólidos	87
5.4.2.5 Biofilme	92
5.4.2.6 Resumo comparativo entre R1 e R2 durante a operação da fase 2	94
5.4.3 Fase 3	95
5.5 Ensaio Microbiológicos	98
5.5.1 Caracterização Genômica	100
6 CONCLUSÕES	102
7 RECOMENDAÇÕES	103
8 Referências	104

1 INTRODUÇÃO

A preocupação com o despejo inadequado de esgoto doméstico vem sendo um problema crescente, visto que, além de sérios problemas ambientais, causam também inúmeros danos à saúde humana, sendo, portanto, de extrema importância que todos os municípios busquem formas viáveis e adequadas de tratamento antes de sua destinação final.

As principais características poluentes dos esgotos domésticos são a presença de matéria orgânica e nutrientes, além de microorganismos patogênicos e substâncias tóxicas. O método mais utilizado para a degradação deste tipo de água residuária é o biológico, que pode ser aeróbio, anaeróbio, ou ambos.

Reatores como o de leito fluidizado, que utilizam biofilme aderido a suportes ou de forma dispersa no meio, surgem da busca por melhoramentos nas estações de tratamento de esgotos. Estes reatores têm como vantagens a possibilidade de reter maior concentração de biomassa ativa, serem compactos, realizarem remoção eficiente de matéria carbonácea, além da remoção de nutrientes, em um mesmo reator.

Os biofilmes são ecossistemas microbianos complexos formados principalmente por células e produtos extracelulares, cuja espessura e estrutura dependem do material suporte, das condições físico-químicas, e do regime hidráulico empregados.

Neste trabalho, foi utilizado o reator aeróbio de leito fluidizado com circulação interna, onde o tratamento do esgoto doméstico ocorre devido à ação de microorganismos presentes em biofilme aderido em material suporte (areia) e a circulação do meio ocorre por diferença nas pressões hidrostáticas dos tubos.

O intuito do trabalho foi avaliar a remoção de matéria carbonácea e nitrogenada em dois reatores apresentando relações de área interna/externa diferentes, variando o diâmetro do tubo interno, bem como as concentrações de meio suporte.

A importância do estudo deste reator é a busca por alternativa de tratamento de esgoto doméstico que seja rápida (baixos tempos de detenção hidráulica), não exale odores desagradáveis, dispense pós-tratamento, utilize espaço reduzido, e tenha boa eficiência tanto na remoção de matéria carbonácea quanto nitrogenada, ocorrendo simultaneamente devido à ação dos diferentes microorganismos presentes no biofilme.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

O principal objetivo deste trabalho foi verificar a influência da concentração de meio suporte e da relação entre áreas (interna/externa) sobre a eficiência de remoção de matéria carbonácea e nitrogenada no tratamento de esgoto doméstico utilizando reator aeróbio de leito fluidizado com circulação interna, submetido previamente apenas a peneiramento estático.

2.2 Objetivos Específicos

- Correlacionar a eficiência de remoção de matéria carbonácea e nitrogenada com a espessura do biofilme formado;
- Verificar as características do biofilme formado neste tipo de reator (leito fluidizado com circulação interna).

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Tratamento de Esgoto Doméstico

De acordo com Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística - IBGE (2002), no Brasil aproximadamente 70,9 milhões de brasileiros produzem cerca de 14,6 milhões de metros cúbicos de esgoto doméstico, e destes somente 35% são tratados, ou seja, mais de 9,5 milhões de metros cúbicos de esgoto são despejados, diariamente, de maneira inadequada em corpos hídricos.

O esgoto doméstico é composto mais de 98% por água contendo contaminantes como sólidos suspensos, compostos orgânicos (40-60% proteínas, 25-50% carboidratos, 10% óleos e graxas), nutrientes (nitrogênio e fósforo), metais, sólidos dissolvidos inorgânicos, sólidos inertes, sólidos grosseiros, compostos não biodegradáveis, organismos patogênicos e, algumas vezes, apresenta também contaminantes tóxicos provindos de atividades industriais ou acidentes (NETO; CAMPOS, 1999).

De acordo com Von Sperling (1996), os aspectos importantes na seleção de sistemas de tratamento de esgotos domésticos, para que seja utilizada a melhor alternativa técnica e econômica são: eficiência, confiabilidade, disposição do lodo, requisitos e disponibilidade de área, impactos ambientais, custos de operação e implantação, sustentabilidade e simplicidade do sistema.

3.2 Tratamento Biológico

Para o tratamento de águas residuárias, industriais ou domésticas, são utilizados três métodos principais: físicos (gradeamento, mistura, sedimentação, etc), químicos (adição de produtos químicos ou devido a reações químicas) e biológicos (por meio de atividade biológica, com a remoção da matéria orgânica) (FEIDEN, 2001). Para esgoto doméstico, o mais utilizado é o biológico, tanto anaeróbio quanto aeróbio.

Nos processos anaeróbios ocorre a ação de diversos microorganismos atuando interativamente na conversão de matéria orgânica complexa (carboidratos, proteínas, lipídios) em substâncias mais simples (metano, gás carbônico, água) e novas células bacterianas. As principais vantagens deste processo são: a baixa produção de lodo (de 5 a 10 vezes menor que

em processos aeróbios), a produção de metano, e a alta eficiência na remoção da matéria orgânica, mesmo com altas cargas e baixas temperaturas. No entanto, as bactérias anaeróbias podem ser inibidas por diversos compostos, a partida do processo pode ser bastante lenta, geralmente requer pós-tratamento, e há possibilidade de geração de maus odores (FABIANO, 2005).

No método biológico aeróbio também ocorre ação de comunidades microbianas heterogêneas interagindo, sendo a biomassa constituída de diversas espécies microbianas, incluindo predominantemente bactérias, fungos e protozoários (MELLO, 2007).

De acordo com Pedrozo et al. (2002) apud Mello (2007), a respiração aeróbia é baseada na presença de um doador de elétrons (matéria orgânica) e de um receptor final de elétrons (oxigênio), assim, a diferença de potencial de oxiredução entre o receptor e o doador de elétrons permite que as moléculas orgânicas sejam oxidadas a CO₂ com grande produção de ATP (Adenosina trifosfato) e devido a essa disponibilidade energética ocorre o crescimento microbiano no processo aeróbio. Resumidamente, no tratamento aeróbio uma microflora heterogênea (biomassa) metaboliza as substâncias orgânicas gerando produtos do seu metabolismo.

Os processos biológicos de tratamento (aeróbio e anaeróbio) podem ser empregados no tratamento de diferentes tipos de águas residuárias, desde que estas ofereçam as condições necessárias para a degradação biológica.

3.3 Reatores Biológicos

Diversas técnicas para o tratamento de esgoto doméstico foram e vêm sendo desenvolvidas, com intuito principal de atender às normas ambientais vigentes, removendo principalmente matéria orgânica e nitrogenada.

Dentre os processos anaeróbios utilizados nas estações de tratamento, atualmente, estão os reatores UASB (*Upflow Anaerobic Sludge Blanket*), EGSB (*Expanded Granular Sludge Bed*), RALF (Reator Anaeróbio de Leito Fixo) e as lagoas anaeróbias.

E quanto aos processos baseados no tratamento aeróbio, têm-se as lagoas, os lodos ativados, os reatores de leito fluidizado, entre outros.

As lagoas de estabilização, facultativas e aeradas, removem satisfatoriamente a DBO e patogênicos além de ter construção, operação e manutenção simples, no entanto, requerem grandes áreas e seu desempenho varia bastante de acordo com as condições climáticas (VON SPERLING, 1996).

Os sistemas de lodos ativados, apesar da alta eficiência na remoção de DBO, apresentam elevados custos de implantação, de operação e de consumo de energia, além de ser um sistema bastante mecanizado e que requer tratamento completo e disposição final do lodo gerado (VON SPERLING, 1996).

Estes e outros sistemas de tratamento vêm sendo estudados e aprimorados com o intuito de encontrar a forma mais viável de tratamento, em termos de eficiência e custo. Devido a esta busca por melhoramentos nas estações de tratamento têm-se os reatores de biomassa fixa, onde a imobilização de microrganismos possibilita operações com maiores concentrações bacterianas eliminando a necessidade de recirculação de lodo concentrado e atingindo melhor estabilidade a picos de carga (RYHINER et al., 1992). Os reatores com biofilme aderido têm vantagens como a possibilidade de reter maior concentração de biomassa com atividade metabólica mais elevada, maior eficiência na remoção de DBO, capacidade de suportar maiores cargas orgânicas, apresentam grande área de transferência de massa entre as fases, além de serem instalações mais compactas (MELLO, 2007).

Os principais tipos de reatores que utilizam biofilmes aderidos são os que utilizam suporte fixo (filtros biológicos de percolação (*trickling filters*), filtros submersos), e os que utilizam suporte móvel (discos biológicos, reatores de leito expandido, e de leito fluidizado).

De acordo com Nardi et al. (2005) os biorreatores de leito fixo apresentam grande potencial para a aplicação em grande escala, pois são reatores que permitem a formação de grande massa de microrganismos aderidos com contato biomassa-efluente adequado, reduzindo assim o tempo de detenção hidráulica para cargas orgânicas relativamente elevadas.

Com o intuito de aliar os baixos custos de implantação e operação aos benefícios qualitativos e quantitativos, os reatores aeróbios de leito fluidizado surgem como alternativa interessante, pois podem possibilitar que em uma única etapa ocorra o tratamento secundário e terciário dos esgotos domésticos.

Nestes reatores ocorre a imobilização dos microrganismos em biofilmes aderidos a um meio suporte fluidizado, que possibilitam ao reator retenção de grande concentração de biomassa no seu interior o que melhora o contato biomassa-substrato, permite a operação em tempos de detenção hidráulica reduzidos, melhora a eficiência na remoção da DQO, baixa produção do lodo e uso de área reduzida (COSTA et al., 2001).

3.4 Reator Aeróbio de Leito Fluidizado com Circulação

Dentre as principais características dos reatores aeróbios de leito fluidizado está a rapidez e eficiência com que tratam águas residuárias e utilizam pequenas áreas se comparado com os tratamentos convencionais. Além disso, há minimização de odores e geralmente dispensa o uso de pós-tratamentos para atender a padrões de lançamento. Tais características ocorrem, pelo fato destes reatores apresentarem boa mistura e contato mais efetivo entre suas três fases (sólida, líquida e gasosa) (HEIJNEN et al., 1992).

Segundo Alberte et al. (2005), o estudo da aplicação deste tipo de reatores para o tratamento de águas residuárias é justificável por tratar-se de um sistema que dispensa agitadores mecânicos, terem construção e operação fáceis, menores tempos de tratamento, e conseqüentemente volume de reator reduzido, tornando o processo mais eficiente e com menor custo.

Na maioria das vezes este tipo de reator é constituído por duas seções conectadas, de tubos concêntricos com recirculação interna ou de tubos paralelos com recirculação externa (MARTINS JUNIOR, 2005).

A circulação do líquido é gerada após injeção de ar, pela diferença na pressão hidrostática entre as duas seções (subida e descida) (MERCHUK, 1990). Sendo a velocidade do líquido maior que a velocidade de sedimentação das partículas, estas permanecem em suspensão, o que caracteriza o meio fluidizado, a vazão de ar injetada deve ser suficiente para manter as biopartículas em suspensão e promover boa mistura das fases.

Os reatores de leito fluidizado trifásicos aeróbios têm grande potencial para o tratamento de esgotos domésticos, como foi observado no trabalho de Costa et al. (2001) que observaram boa eficiência na remoção de matéria carbonácea tratando alta carga orgânica (de 12 a 50 kgDQO.m⁻³.d⁻¹) e baixo TDH (máximo de 42 minutos).

Costa et al. (2001) também observaram que o biofilme formado foi capaz de suportar mudanças bruscas nas cargas aplicadas, mantendo o tratamento estável, além de verificar que ocorre renovação constante da biomassa aderida e elevada produção de polissacarídeos, mantendo o biofilme fino e coeso.

3.4.1 Fluidização do Leito

Quando um gás disperso em um meio mais denso (líquido), devido à sua tensão superficial, se agrupa em zonas discretas adotando a forma de bolhas, e estas, ascendem ao longo do líquido até a superfície livre do tanque (MARTÍN, 2002). Nos tubos de subida são estabelecidos diferentes fluxos em função do gás, como mostrado na figura 3.1.

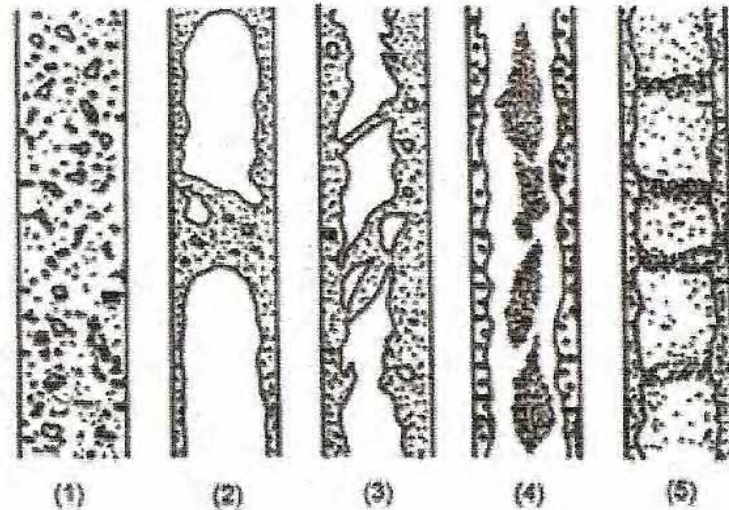


Figura 3.1. Tipos de fluxo observados em sistema bifásico (líquido-gás) ascendente no tubo de subida, segundo Oshinowo e Charles (1974). Sendo os fluxos (1) borbulhento, (2) embolsado com bolhas, (3) embolsado com espuma, (4) de espuma, e (5) anular. Adaptado de Martín (2002)

Para cada fluxo ascendente tem-se, em primeiro lugar, o fluxo borbulhento, onde o líquido atua como fase contínua com o gás em bolhas individuais. Com o aumento a vazão do gás, ocorre a formação do fluxo embolsado com bolhas, caracterizado pela existência de bolhas acompanhada da formação de bolsos de gás com diferentes superfícies de contorno. Aumentando mais a vazão do gás, tem-se o fluxo embolsado com espuma, com bolsos de gás maiores e, além disso, as bolhas ao redor do líquido próximo às bolsos estão em forma de espuma, e aumentando a vazão do gás ainda mais, tem-se o fluxo de espuma, onde as bolhas decrescem de tamanho e é observada grande turbulência na mistura líquido-gás. No limite superior é encontrado o fluxo anular, onde o gás ascende por uma coluna central e o líquido se move, mais lentamente, ascendendo anularmente próximo às paredes do tubo.

A diferença entre reator de leito fluidizado e coluna simples de bolhas é que possuem quatro zonas bem diferenciadas (superior, inferior, de subida e de descida (figura 3.2)), além de observar-se circulação bem ordenada das fases densas, que dependem e são induzidas pela vazão de gás injetado (MARTÍN, 2004).

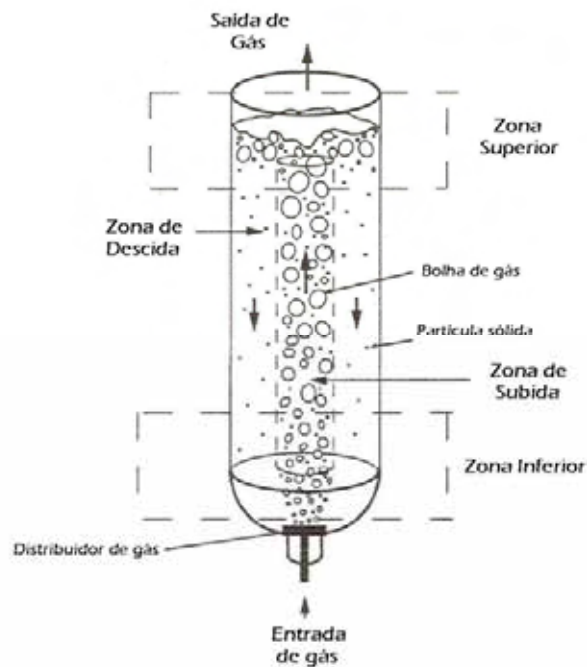


Figura 3.2. Zonas observadas em tanques airlift. Adaptado de Martín (2004)

Ainda de acordo com Martín (2004), as características do modo de mistura produzida e os fenômenos de transporte que ocorrem nos tanques dependem em grande parte do tipo de fluxo predominante, e estes por sua vez, das porcentagens de fases contribuintes, das propriedades dos fluidos, do desenho geométrico do tanque, do tipo de distribuição do gás, das dimensões do tubo interno e, se o sistema for trifásico, também da natureza do sistema, sua composição e concentração dos sólidos em suspensão.

Em relação à fluidização dos sólidos, de acordo com Araújo (2008), ocorre quando um leito fixo de partículas sólidas é suspenso por uma corrente, ascendente, de gás ou líquido. À medida que a taxa de escoamento de fluido que passa pelo leito fixo é aumentada, o arraste das partículas aumenta até que em determinado ponto ocorre equilíbrio. Aumentando subsequentemente a taxa de escoamento, ocorrerá a expansão do leito, gerando uma configuração de partículas livres com alta mobilidade, chamada leito fluidizado.

Antes do arraste igualar ou ultrapassar o valor do peso das partículas, o meio passa pelos estágios de leito fixo, leito expandido e de fluidização incipiente, como pode ser observado na figura 3.3.

Na fluidização mínima (figura 3.3a), a queda de pressão entre duas seções do leito provoca uma força ascendente que é igual ao peso do volume do fluido e das partículas contidas entre as duas seções, a partir do estágio de fluidização incipiente (figura 3.3b). Com o aumento da velocidade do fluxo, o leito pode passar por diferentes estágios de fluidização, que pode ser homogeneamente fluidizado (figura 3.3c), ou com heterogeneidades. Estas

heterogeneidades podem ocorrer na forma de bolhas (figura 3.3d), escoamento axialmente pistonado (figura 3.3e), pistonado em toda a seção transversal (figura 3.3f) e fluidização turbulenta (figura 3.3g). E aumentando ainda mais a velocidade de fluxo, as partículas começam a ser arrastadas em grande quantidade atingindo-se a fase de leito fluidizado pobre (figura 3.3h).

O tamanho e a distribuição de tamanhos dos sólidos, bem como a relação entre as densidades do fluido e do sólido, são os principais fatores que influenciam a forma de ocorrência da fluidização. Geralmente, sistemas sólido-líquidos fluidizam mais homogeneamente, enquanto sistemas sólidos-gases apresentam maior grau de heterogeneidade. Modelos convencionais de contato buscam condições de escoamento pistonado ideal para permitir melhor controle e uniformidade do processo. No entanto, no caso dos leitos fluidizados isto não ocorre, pois os sólidos podem ser melhor representados por um escoamento de mistura completa, enquanto que o fluido segue padrão de fluxo intermediário, de difícil descrição (ARAÚJO, 2008).

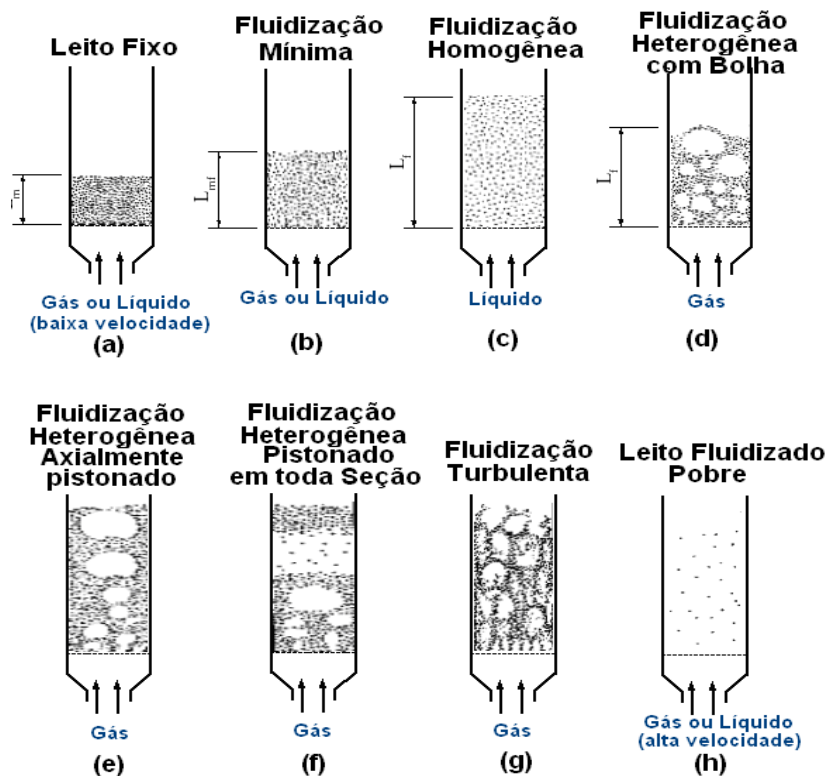


Figura 3.3. Formas de fluidização. Adaptado de Levenspiel e Kunni (1991)

3.4.2 Recirculação do Sistema

Em relação à circulação do sistema, há basicamente duas configurações de reatores de leito fluidizado com circulação, podendo ser interna ou externa. O tanque de circulação interna (figura 3.4a), que foi a configuração utilizada no presente trabalho, trata-se de uma coluna de bolhas simples transformada em um sistema com duas zonas diferenciadas de fluxo (ascendente e descendente), e isto ocorre devido à inserção de um tubo interno por onde as bolhas são injetadas. No tanque com circulação externa (figura 3.4b), os tubos ascendente e descendente são separados e conectados pela zona superior e inferior.

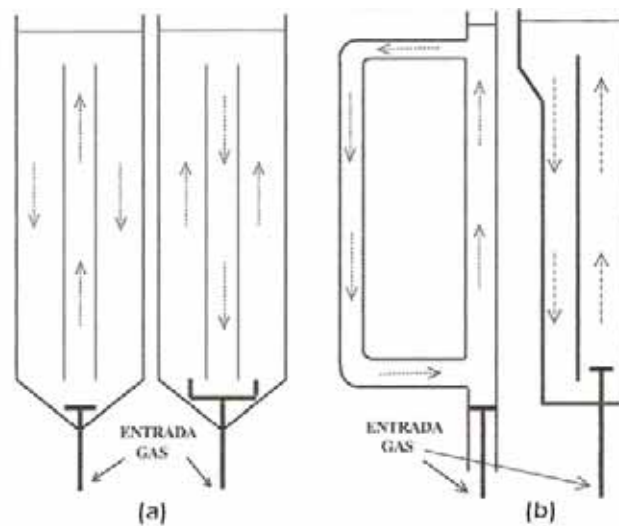


Figura 3.4. Fluxo em reatores de circulação (a) interna e (b) externa. Adaptado de Martín (2004)

O gás é injetado na base do reator, possui fluxo ascendente no tubo de subida e dependendo do regime de circulação das bolhas, o tubo de descida pode estar sem a presença de bolhas, parcialmente ou completamente preenchido, podendo ainda ocorrer recirculação das bolhas do tubo de descida para o de subida (MARTINS JUNIOR, 2005).

Van Benthum et al. (1999) descreveram a existência de três regimes e sua dependência sobre a zona de separação gás-líquido e a velocidade do líquido no tubo de descida, como pode ser observado na figura 3.5.

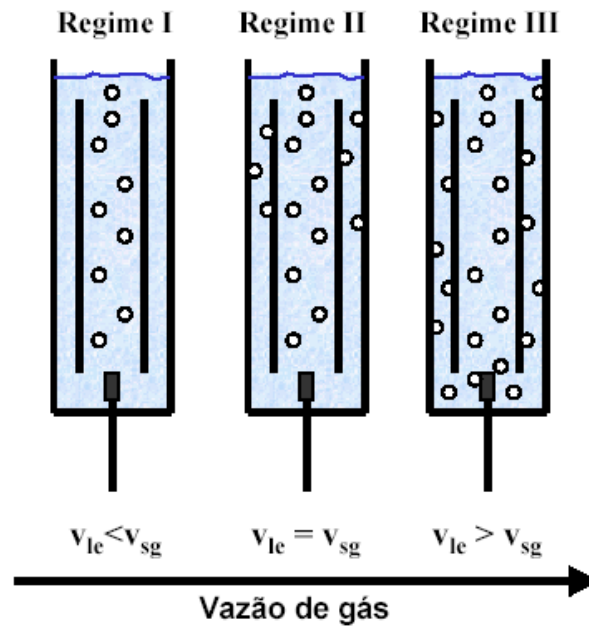


Figura 3.5. Regime de circulação de bolhas em função da vazão de gás. Fonte: Rufato (2005)

No regime I não há presença de gás no tubo externo e isto ocorre em baixas vazões de gás, onde a velocidade da fase líquida é insuficiente para carregar as bolhas para o tubo externo, ou seja, a velocidade do meio líquido é menor que a velocidade relativa das bolhas ($V_{le} < V_{sg}$). No regime II, ocorre a presença de bolhas de gás no tubo externo, que poderá estar parcialmente ou completamente preenchido pelas bolhas, as quais não apresentam grandes deslocamentos na coluna externa, sendo a velocidade de circulação da fase líquida praticamente igual a velocidade relativa da bolha ($V_{le} = V_{sg}$). Já no regime III, ocorre a completa circulação do gás, onde grande quantidade de bolhas é levada para todo o tubo externo e retornam novamente ao tubo interno, pois a velocidade do líquido é maior que a velocidade relativa das bolhas ($V_{le} > V_{sg}$). Neste regime, devido à recirculação das bolhas para o tubo interno, a quantidade de gás no tubo interno é maior que a injetada pelos borbulhadores (VAN BENTHUM et al., 1999)

A velocidade de recirculação do líquido é um parâmetro importante na configuração dos reatores, pois determina os processos de mistura líquida, recirculação de bolhas e suspensão de sólidos.

Segundo Martins Junior (2005), em reatores que operam com baixa velocidade as partículas sólidas em suspensão no leito sedimentarão na base. Já em velocidades suficiente, podem ocorrer baixas tensões de cisalhamento, aumentando a espessura do biofilme e provocando condições anaeróbias, levando ao desprendimento dos microrganismos e à formação de biomassa suspensa em excesso. Se operados com alta velocidade, pode ocorrer redução da espessura, prejudicando o processo de remoção da matéria orgânica.

O comportamento da velocidade do líquido altera-se em cada regime de circulação de bolhas. A figura 3.6 mostra uma representação esquemática do comportamento da expansão no tubo externo e interno em função da vazão de gás.

No regime I há gás apenas no tubo interno e o aumento da velocidade é explicado pelo aumento da diferença da fração volumétrica de gás entre os tubos. Quando o regime II é atingido, a diferença permanece constante, existindo a tendência de a velocidade permanecer constante. A mudança na declividade da reta corresponde ao regime III, heterogêneo, onde estão presentes bolhas de diversos tamanhos. As bolhas maiores tendem a apresentar velocidade de ascensão maior, diminuindo a fração de gás no tubo interno e dificultando sua entrada para o tubo externo.

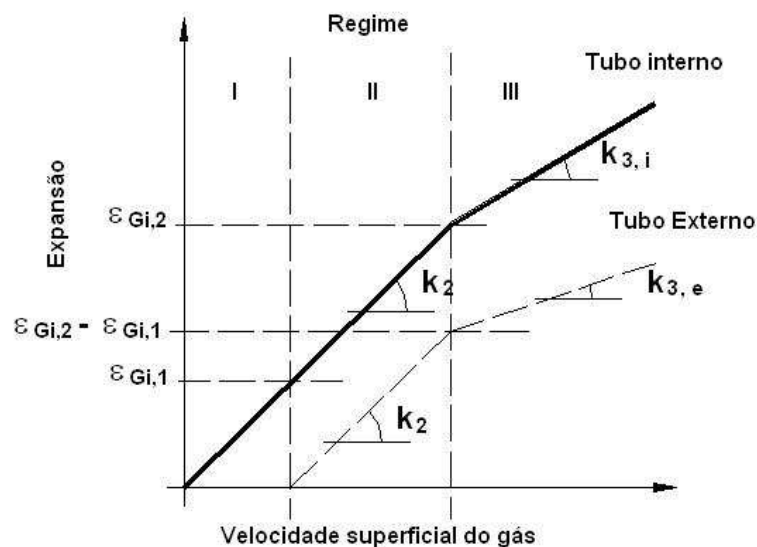


Figura 3.6. Representação esquemática da expansão no tubo interno e externo em função da velocidade superficial do gás. Adaptado de Van Benthum et al. (1999)

Heijnen et al. (1997) relatam que na partida dos reatores é necessária uma vazão de gás maior que a mínima para fluidizar o leito devido à resistência oferecida pelas partículas em função do arranjo entre elas. Ao decrescer a vazão do gás, de altos valores a valor próximo da vazão mínima necessária para a fluidização, a expansão no tubo interno deverá contrabalançar a diferença de sólidos no tubo externo e interno, garantindo que a massa específica no tubo interno seja menor ou igual à do tubo externo.

Em relação à recirculação de sólidos, segundo Martín (2004), são identificados três regimes básicos de fluxo que em ordem crescente da velocidade do gás injetado podem ser classificados como de leito fixo, fluidizado e em circulação (figura 3.7).

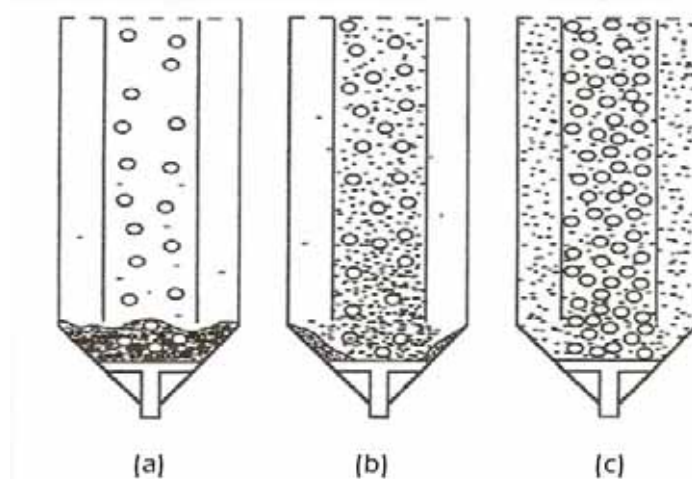


Figura 3.7. Regimes de fluxo em airlift trifásico. (a) leito fixo, (b) leito fluidizado, (c) leito em circulação. Adaptado de Martín (2004)

No regime de leito fixo (figura 3.7a) a velocidade do gás é baixa e os sólidos estão sedimentados atuando como resistência adicional à circulação do líquido e do gás, provocando, em muitas ocasiões, a divisão do fluxo da fase gasosa em duas correntes paralelas que ascendem pelos tubos interno e externo, comportando-se como duas colunas de bolhas em paralelo (MARTÍN, 2004). Para que o reator opere no regime de fluidização a densidade aparente no tubo de subida deve ser menor ou igual à de descida (GARCIA-CALVO et al, 1999)

Ao atingir o estado de fluidização (figura 3.7b) a distribuição de sólidos muda com o aumento da vazão de gás e os reatores começam a se comportar como sistema trifásico. No regime de leito fluidizado todo o gás passa pelo tubo interno e a circulação do líquido é induzida como em reatores bifásicos de circulação interna, as partículas sólidas são fluidizadas a diferentes alturas do tubo interno dependendo da quantidade de gás insuflado, mas em nenhum caso são arrastadas até a parte superior do tubo (MARTÍN, 2004).

A diferença entre os regimes de leito fluidizado de circulação completa é estabelecida pelo valor da velocidade do líquido, pois quando a velocidade do líquido é maior ou igual à velocidade de sedimentação do sólido, as partículas começarão a circular pelo tubo externo e interno. O regime de circulação completa (figura 3.7c) é definido basicamente como modelo em que não existem sólidos sedimentados no fundo do tanque, sendo que todas as partículas encontram-se circulando ao longo dos tubos interno e externo (MARTÍN, 2004).

3.4.3 Transferência de Oxigênio

Nos processos industriais que empregam etapas de transferência com ou sem reação química, é necessário que as fases presentes estejam em contato, para que transcorra o processo de transferência. Para conseguir a homogeneização do líquido nos tanques vêm sendo utilizados, normalmente, agitadores mecânicos, bocais de dispersão de líquido e os diferentes dispositivos de dispersão de gases, que podem ou não fazer parte dos processos de transferência (MARTÍN, 2002).

Nos reatores de leito fluidizado, grande parte do ar injetado é requerida para manter o meio suporte em suspensão. Entretanto, ao definir a quantidade de ar que será injetada, deve ser considerado o oxigênio necessário para a oxidação da matéria carbonácea e nitrogenada, tornando, assim, a quantidade de oxigênio transferido durante a injeção de ar um parâmetro de controle.

Nos reatores que utilizam ação de biofilmes, a transferência de massa está relacionada com a quantidade de oxigênio dissolvido na camada externa do biofilme. Zhang e Bishop (1994) relatam que o acréscimo da matéria orgânica, da velocidade do fluido e da rugosidade da superfície do biofilme resulta na diminuição da resistência externa de transferência de massa.

O oxigênio é transferido das bolhas de gás para o biofilme, onde ocorrem as reações bioquímicas. Geralmente o caminho da transferência de oxigênio nestes reatores inclui oito resistências, porém, nem todas são significantes no caso de reatores trifásicos. Os processos considerados por Nicolella et al. (1999) para caracterizar o consumo de oxigênio nestes sistemas são: fluxo de gás convectivo no reator; transferência da fase de gasosa à fase líquida pela interface de líquido-gás, não assumindo nenhuma resistência de transferência de massa no interior da fase gasosa; transferência da fase líquida à fase sólida pela interface de líquido-sólido com resistência de transferência de massa no lado líquido; e reação e difusão na fase de biofilme. Estes processos podem ser observados na figura 3.8.

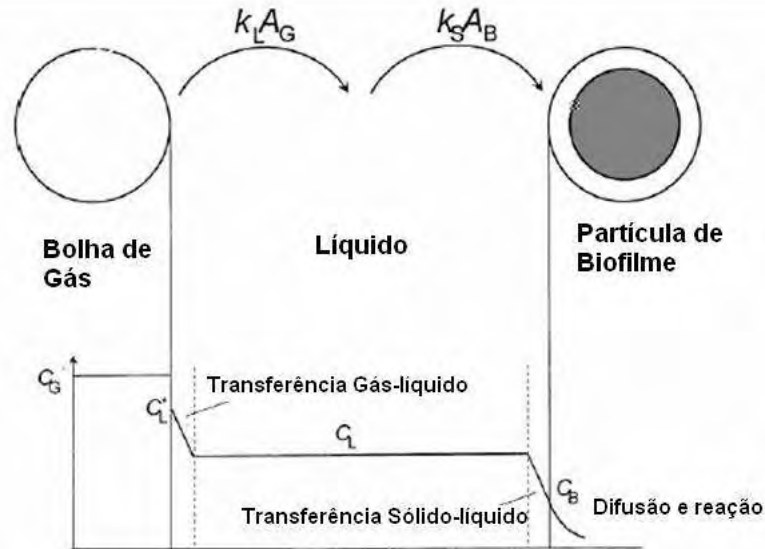


Figura 3.8. Transferência de massa em reatores trifásicos. Adaptado de Nicolella et al. (1999)

A capacidade de um sistema em transferir oxigênio para o meio é avaliada por índices que são calculados a partir da determinação do coeficiente global de transferência de oxigênio ($K_{L}a$), cuja determinação é baseada na determinação de oxigênio dissolvido.

Simões (1994) trabalhando com reator trifásico de leito expandido observou a influência da porcentagem de meio suporte no $K_{L}a$. O autor verificou que com o aumento da quantidade de suporte dentro do reator ocorreu a intensificação do fenômeno de coalescência de bolhas, diminuindo assim, o valor do $K_{L}a$.

Hernandes (2002) observou em seu trabalho tendência de diminuição do $K_{L}a$ com o aumento da vazão para valores acima de 1500 L.h^{-1} , acarretando na diminuição da eficiência do processo de transferência de oxigênio em relação a vazão. E segundo o autor, isso deve-se à mudança do regime de funcionamento do leito fluidizado (de homogêneo para heterogêneo ou de heterogêneo para leito com pistonamento).

Para Codas et al. (2002), a adição de enchimento aos reatores melhora, significativamente, a transferência de oxigênio, pois interfere no caminho das bolhas pela introdução de obstáculos causando maior agitação do sistema e rompimento das bolhas, resultando em maior área superficial por unidade de volume e aumento do tempo de detenção destas dentro do reator.

Em geral, nos processos aeróbios a velocidade de transferência de oxigênio para as células microbianas é um fator limitante, que pode determinar a velocidade de conversão biológica, por isso, a disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da sua solubilidade no meio, da transferência de massa, bem como da velocidade de consumo do oxigênio dissolvido (REIS, 2007).

Por estes motivos, a quantificação das limitações à transferência de massa tem importância significativa nos projetos de reatores, para que estes apresentem melhor desempenho, pois a velocidade global de reação em sistemas heterogêneos pode ser reduzida pelas dificuldades de transferência de massa entre as fases (ZAIAT, 2003).

3.5 Biofilme

Biofilme é o nome dado à camada biológica presente em inúmeras áreas, e do ponto de vista de interesse humano, pode ser benéfico ou não. Os biofilmes são prejudiciais quando causam deterioração de superfícies e problemas de saúde (infecções em tecidos e do trato urinário, entre outras).

Na indústria podem provocar perdas de eficiência em trocadores de calor e perda de carga em tubulações (BRANDÃO, 2002).

Por outro lado, podem ser utilizados em biotecnologia ambiental com grande sucesso no tratamento de águas residuárias, atuando na remoção de compostos orgânicos e inorgânicos de águas contaminadas, na tecnologia de enzimas, fermentações e produção de antibióticos.

São estruturas complexas de células e produtos extracelulares, que se formam aderidas a um suporte (natural ou artificial) (figura 3.9a), como ocorre em reatores aeróbios de leito fluidizado e filtros percoladores, ou em forma de flocos (grânulos) (figura 3.9b), como em sistemas de lodos ativados e reatores de manta de lodo (UASB), onde a biomassa cresce dispersa no meio líquido (NICOLELLA et al., 2000a; MELO; VIEIRA, 1999).

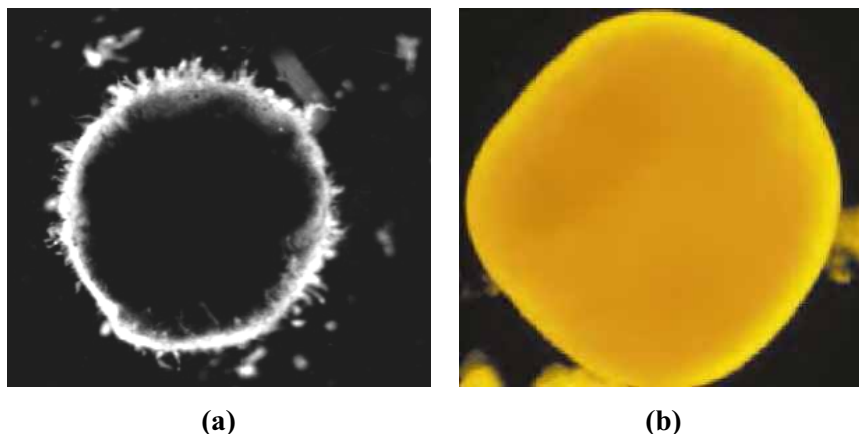


Figura 3.9. Biofilme (a) aderido a um suporte; (b) em grânulo. Fonte: Nicolella et al. (2000b)

Os biofilmes são ambientes ideais para o desenvolvimento de relações sintróficas, um tipo de simbiose onde diferentes tipos de organismos metabolicamente distintos dependem uns dos outros para utilizarem certos substratos para produção de energia (KYAW, 2008).

3.5.1 Composição e Formação

Os biofilmes, normalmente, são constituídos por água, microrganismos e substâncias poliméricas extracelulares (EPS) (XAVIER et al., 2003). O biofilme possui estrutura heterogênea formada por diversas espécies de microrganismos, o que possibilita a remoção de matéria carbonácea e nitrogenada em um mesmo sistema. Gieseke et al. (2002) mostram em seu trabalho o potencial de reatores com biofilmes em remover simultaneamente matéria orgânica e nutrientes (N e P) e que isto ocorre devido à heterogeneidade e à coexistência de comunidades microbiológicas em um único sistema.

Segundo Melo e Vieira (1999), além das espécies envolvidas e da composição química do fluido, as características de cada estrutura também dependem das condições hidrodinâmicas sob as quais a camada biológica é formada.

De acordo com Mittelman (1998), o modo de desenvolvimento de um biofilme proporciona, aos microrganismos constituintes, benefícios como o aumento da concentração de nutrientes nas interfaces líquido-biofilme, pois a matriz polimérica favorece a adsorção de nutrientes, proteção contra fatores ambientais agressivos (variações de pH, concentrações de sais e metais pesados, desidratação, forças de cisalhamento, substâncias químicas agressivas, bactericidas, antibióticos e predadores), facilidade de desenvolvimento de micro-consórcios que permitem o estabelecimento de relações de simbiose, bem como a utilização de substratos de difícil degradação.

Na formação do biofilme, os principais processos envolvidos são: transporte e fixação de células livres do meio líquido para superfície sólida; crescimento e divisão das células fixas devido ao consumo dos nutrientes do líquido circundante, além da produção e excreção dos polímeros extracelulares e, por fim, a libertação de material celular por perda de células individuais (erosão) ou perda de agregados maiores (XAVIER et al., 2003).

De acordo com o GCB (2008) e Kyaw (2008), basicamente podem ser observadas três etapas: adesão, maturação e ruptura (figuras 3.10 e 3.11).

Inicialmente, ocorre a adesão à superfície, um processo reversível (figura 3.10-I) que envolve a aproximação do organismo à superfície, aleatoriamente ou por mecanismos de quimiotaxia e de mobilidade; após a adesão primária, as células fracamente ligadas consolidam o processo de adesão produzindo exopolissacarídeos que complexam os materiais da superfície e os receptores específicos localizados nos flagelos, pili ou fimbrias, e na ausência de interferência mecânica ou química, a adesão torna-se irreversível (figura 3.10-II), iniciando então o processo de maturação do biofilme (figura 3.10-III e IV). Quando este está

completamente maduro, ou seja, atinge massa crítica e o equilíbrio dinâmico é alcançado, as camadas mais externas do biofilme começam a libertar células que podem dispersar e multiplicar, colonizando novas superfícies e organizando novos biofilmes em novos locais (figura 3.11-V) (GRUPO DE CIÊNCIAS BIOLÓGICAS - GCB, 2008; KYAW, 2008).

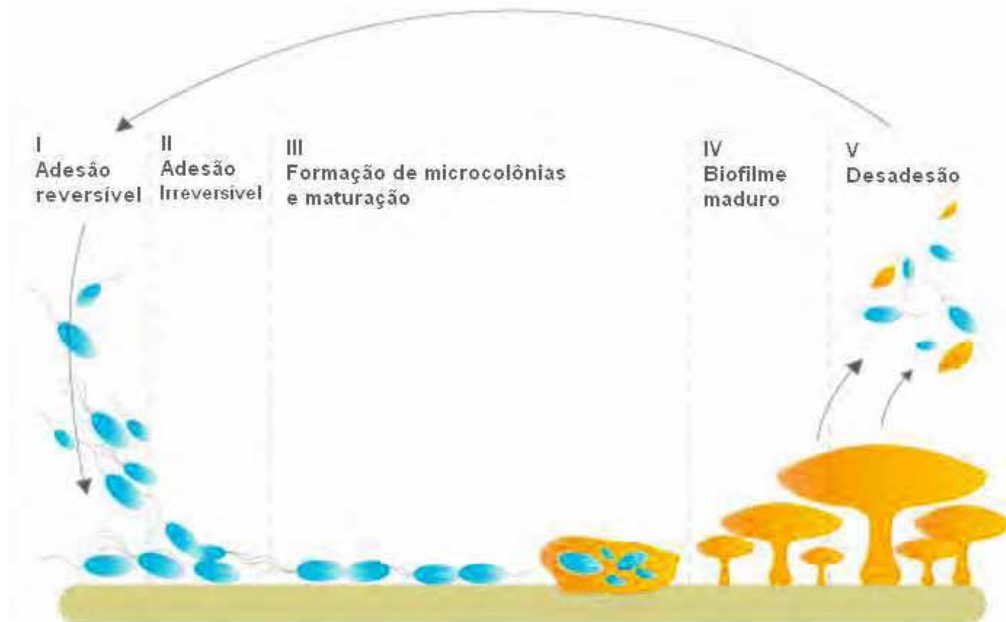


Figura 3.10. Representação esquemática das etapas de desenvolvimento de biofilme (modelo para *Pseudomonas aeruginosa*). Adaptado de Ghigo et al. (2003) por Grupo de Ciências Biológicas – GCB (2008)

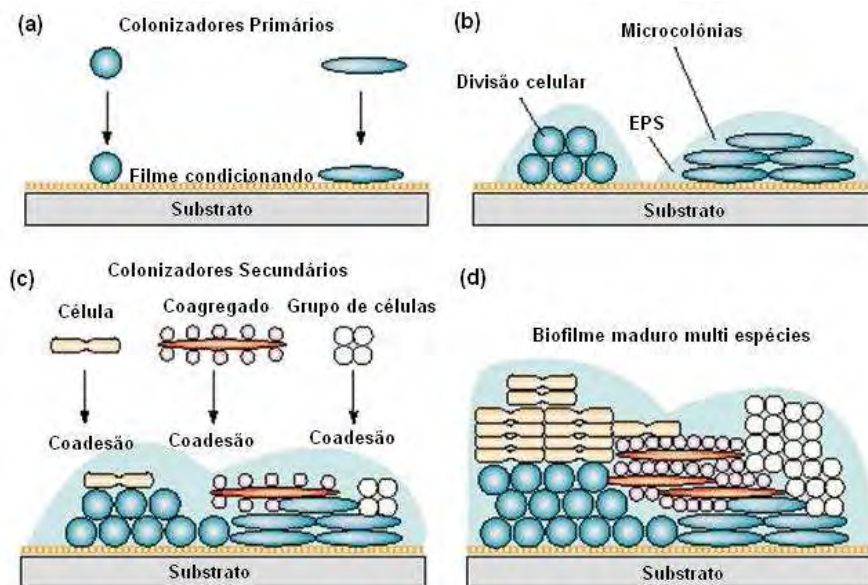


Figura 3.11. Desenvolvimento de biofilme. (a) Colonização primária; (b) crescimento, e produção de EPS; (c) coadesão de células individuais, coagregadas e grupos de células, originando biofilme jovem, de múltiplas espécies; (d) maturação e formação de mosaicos clonais no biofilme maduro. Adaptado de Kyaw (2008)

Em reatores aeróbios o oxigênio é consumido à medida que penetra no biofilme, até atingir valores que determinam condições anóxicas ou anaeróbias, podendo assim, ocorrer o desenvolvimento de duas camadas no biofilme, dependendo da sua espessura e da quantidade de oxigênio dissolvido (OD) no efluente.

A formação do biofilme, em relação à espessura, ocorre em três estágios: fina, intermediária e elevada (IWAI; KITAO, 1994), como pode ser observado na figura 3.12, que mostra os gradientes de concentração resultantes do processo e o estabelecimento destas camadas.

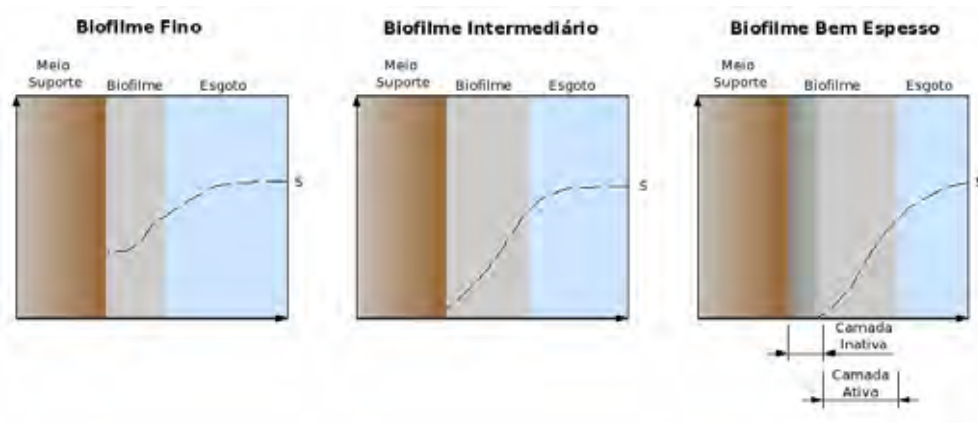


Figura 3.12. Gradientes de concentração de substrato (S) em biofilmes de diferentes espessuras. Adaptado de Von Sperling (1996) por Gebara (2006)

Baseados nesta distribuição de espessura no biofilme, Hangedorn-Olsen et al. (1994) propuseram que há uma região aeróbia localizada na camada mais externa do biofilme e uma anaeróbia na camada mais interna, próxima ao meio suporte.

Gebara (2006) observa que aumento excessivo na espessura do biofilme pode diminuir a massa específica da biopartícula (biofilme + suporte), o que pode aumentar o risco carreamento das partículas do biofilme para fora do sistema, o que prejudica a manutenção da biomassa e a eficiência do reator.

3.5.2 Influência do meio suporte

Em reatores com biofilme aderido em suporte, o material usado como suporte pode ser natural (pedra, areia, solo) ou artificial (plásticos).

Segundo Mello (2007), a adesão de microrganismos ao meio suporte, a estrutura do biofilme e a velocidade de colonização microbiana dependem das propriedades superficiais do

material escolhido (massa específica, rugosidade, porosidade, tamanho dos poros e forma da superfície), dos microrganismos envolvidos na adesão, das propriedades microbiológicas dos microrganismos (exopolímeros ou estruturas extracelulares) e das propriedades do meio aquoso (presença de substâncias que podem condicionar as superfícies, pH, temperatura, velocidade de escoamento, tempo de exposição, concentração de microrganismos, tensão superficial e força iônica do meio).

De acordo com Nicoletta et al. (2000a), a profundidade da penetração do substrato no biofilme depende da porosidade, concentração do substrato e da taxa de transferência de massa na interface biofilme-líquido.

Van Loodrecht et al. (1995) consideram a rugosidade o parâmetro mais importante, pois aumenta a superfície de contato e protege do desprendimento provocado pelo cisalhamento, mantendo os microrganismos na superfície o tempo necessário para ocorrer a adesão irreversível, e a formação do biofilme.

Segundo Heijnen et al. (1991), há um diâmetro ideal da partícula (aproximadamente 0,2 mm), quando considerados materiais suporte como a areia ou de massa específica aproximada, pois diâmetro menor geraria baixa velocidade de sedimentação e diâmetro maior teria menor área superficial e logo menos biomassa. A figura 3.13 mostra o efeito do diâmetro das partículas na concentração de biomassa.

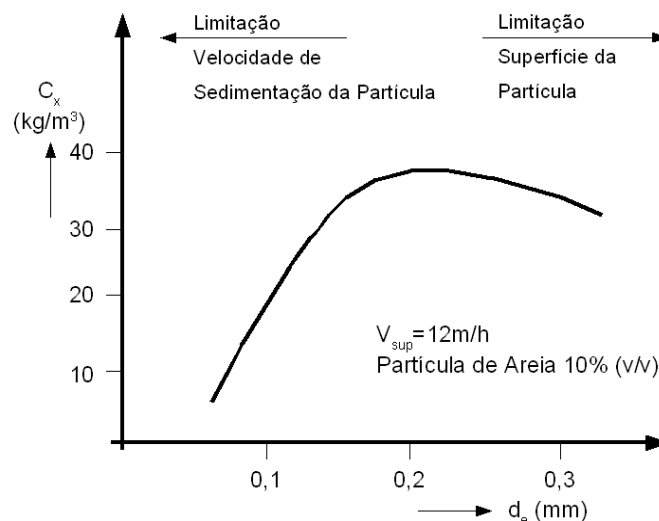


Figura 3.13. Efeito do diâmetro das partículas na concentração de biomassa. Adaptado de Heijnen et al.(1991) por Gebara (2006)

Ortega et al. (2001) avaliaram diversos suportes (argila expandida, borracha de etileno e borracha de propileno, espuma de poliuretano, e espumas cerâmicas de alumina e de caulinita) para verificar a potencialidade destes em imobilizar biomassa anaeróbia para o tratamento de

águas residuárias e verificaram que a porosidade e o tipo de poro afetam sensivelmente a colonização dos microorganismos. Os autores verificaram que materiais com poros fechados foram colonizados apenas na superfície, e os com poros abertos e interconectados foram colonizados na superfície e em seu interior.

3.5.3 Influência do Oxigênio

Segundo Heijnen et al. (1991) a penetração de oxigênio num biofilme dificilmente excede 0,1 mm de sua camada, ou seja, biofilmes mais espessos não contribuem para a conversão aeróbia da matéria orgânica.

As figuras 3.14 e 3.15 apresentam o perfil de biofilme aderido em partícula sólida, idealizado por Hagedorn-Olsen et al. (1994), onde, de acordo com os autores, é possível observar como se comporta o perfil da concentração de oxigênio no interior do biofilme.

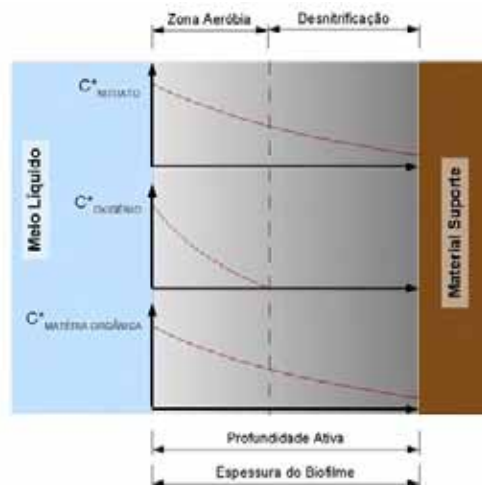


Figura 3.14. Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme completamente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)

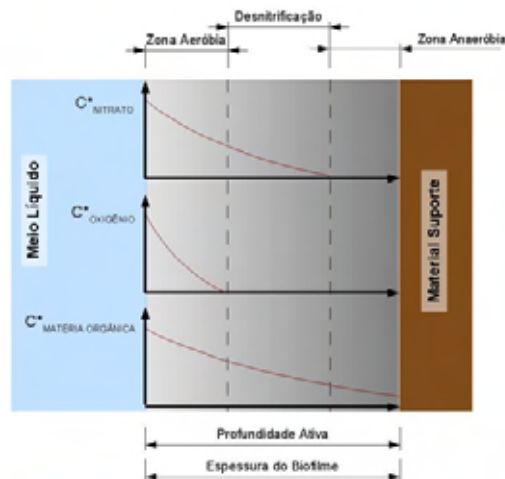


Figura 3.15. Perfil de concentração de oxigênio, matéria orgânica e nitrato no biofilme parcialmente penetrado pelo nitrato. Adaptado de Hagedorn-Olsen et al. (1994) por Gebara (2006)

A primeira (figura 3.14) propõe a existência de uma região aeróbia na camada mais externa do biofilme e uma anaeróbia na camada mais interna do filme, e a segunda (figura 3.15) uma configuração dependendo da espessura do biofilme, tendo uma região aeróbia na camada mais externa do biofilme, uma anaeróbia na camada mais interna e entre elas uma camada anóxica. Segundo os autores, ambas as condições podem ocorrer, dependendo da espessura do biofilme, e esta, por sua vez, é fortemente influenciada pelas condições de fluxo do reator.

A figura 3.16 mostra o perfil da concentração de nitrogênio no biofilme, segundo Iwai e Kitao (1994), que mostram que a coexistência de duas regiões (anaeróbia e aeróbia) é conveniente para a remoção biológica de nitrogênio.

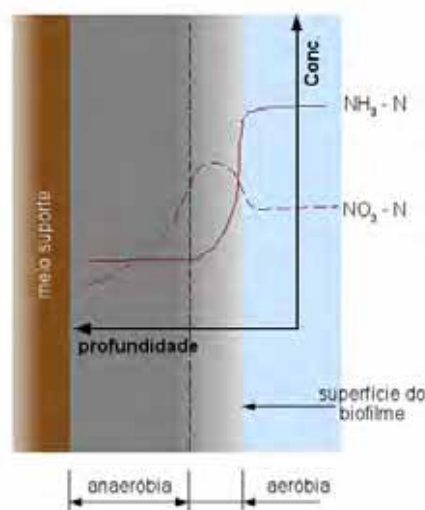


Figura 3.16. Perfil de nitrogênio no biofilme. Adaptado de Iwai e Kitao (1994) por Gebara (2006)

Iwai e Kitao (1994) dizem que deve existir uma concentração ótima de oxigênio no meio líquido para promover a máxima remoção de nitrogênio, pois a eficiência no processo de nitrificação e desnitrificação depende da concentração de oxigênio no meio líquido e da espessura do biofilme.

3.5.4 Influência Hidrodinâmica

Segundo Araújo (2008), a formação de biofilme sofre influências das condições hidrodinâmicas dos reatores onde o efluente é tratado, modificando a espessura e a massa específica do mesmo. Gjaltema et al. (1994) mostraram que até mesmo em reator de biofilme com mistura completa são encontrados diferentes tipos de biofilme.

A aplicação de fluxo turbulento garante maior interação entre as partículas, e devido ao atrito e às tensões de cisalhamento líquido-superfície têm-se controle da espessura e melhora nas condições de transporte de nutrientes às regiões mais profundas por processos difusivos (ARAÚJO, 2008).

A influência negativa da hidrodinâmica é a possibilidade de desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa, dependendo das condições de fluxo, implicando no seu carreamento para fora do reator devido à alta velocidade de circulação (ARAÚJO, 2008).

O efeito do meio líquido nas biopartículas (biofilme + suporte) é apresentado na figura 3.17, mostrando o efeito das tensões entre o meio líquido e o biofilme, onde devido ao aumento da tensão ocorrem mudanças na superfície do biofilme, até que este se desprenda (figura 3.17a) e uma simulação numérica do escoamento próximo à superfície do biofilme (figura 3.17b), onde podem ser observados altos gradientes de velocidade, sugerindo a existência de tensões de cisalhamento na região.

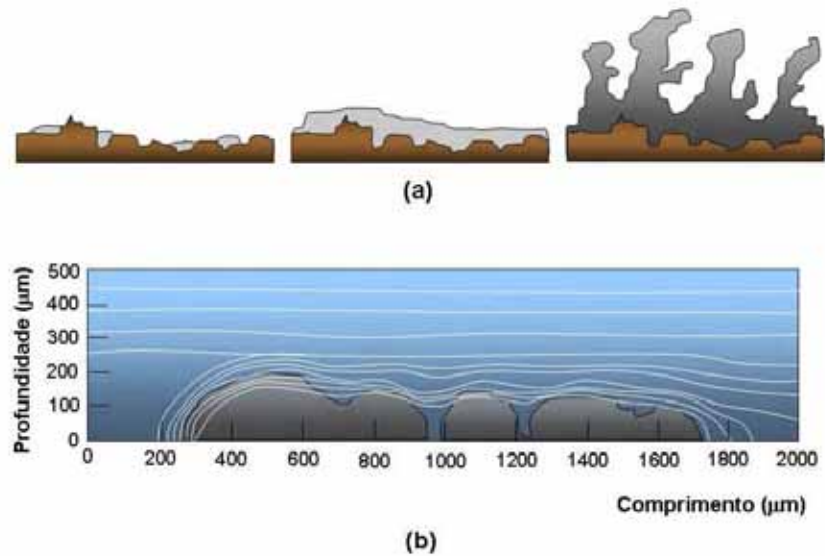


Figura 3.17. Estrutura do biofilme **(a)** representação esquemática da influência da concentração do substrato (aumentado da esquerda para direita) e das forças de atrito (diminuindo da esquerda para direita), e **(b)** simulação do biofilme sob a ação do campo de velocidades. Adaptado de Nicoletta et al. (2000b)

De acordo com Heijnen et al. (1992) no reator haverá sempre competição entre o crescimento de microrganismos suspensos e no biofilme, que somente se formará se os microrganismos em suspensão forem retirados. Assim, o efeito do tempo de detenção hidráulica, aplicando carga orgânica constante, é significativo, sendo que quanto menor o tempo de detenção hidráulica, maior a espessura do biofilme, o que pode ser observado na figura 3.18.

Em trabalho realizado por Nogueira et al. (2002), quando se operou dois reatores a biofilme com tempos de detenção hidráulica (TDH) diferentes, de 0,8 e 5,0 h, observaram que os processos de nitrificação e remoção de matéria orgânica, puderam ser efetuados com o TDH menor. Porém com TDH maior ocorreu formação de camada heterotrófica espessa sobre o biofilme, o que limitou o fornecimento de oxigênio, ou seja, TDH muito altos não garantem aumento na nitrificação e conseqüentemente na remoção de nitrogênio neste tipo de reatores.

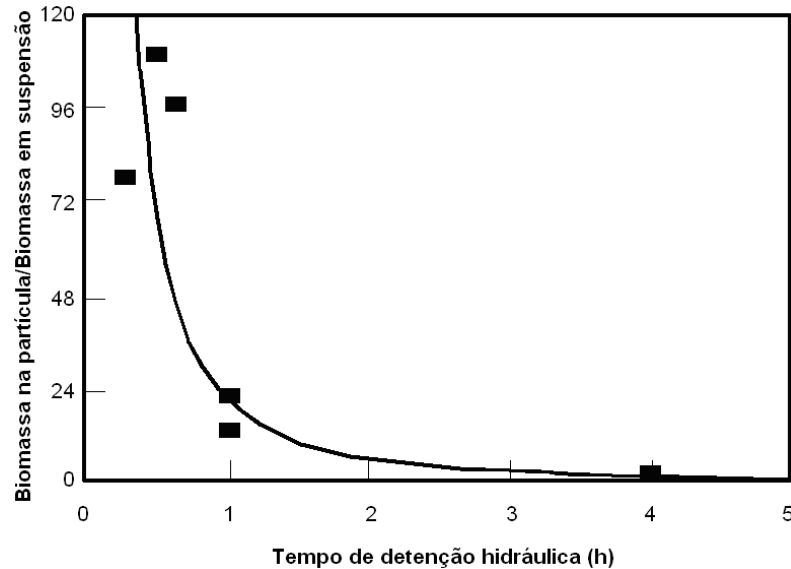


Figura 3.18. Relação entre a biomassa na partícula e a biomassa em suspensão, em função do tempo de detenção hidráulica. Adaptado de Heijnen et al. (1992)

A formação do biofilme também está ligada à velocidade de fluxo, velocidades altas aumentam a ocorrência de choque entre as partículas, provocando desprendimento das camadas externas do biofilme, alterando suas características; além disso, as transferências de massa interna e externa é outro importante parâmetro no estudo da formação do biofilme. É através deste estudo que se pode quantificar a concentração de oxigênio nas diversas camadas do biofilme e, conseqüentemente, definir zonas aeróbias, anóxicas e anaeróbias em sua estrutura (ARAÚJO, 2008).

Segundo Melo e Vieira (1999), alguns autores defendem o uso de velocidades do líquido altas em reatores de biofilme, tornando-os assim, normalmente mais finos, o que favorece a penetração completa do substrato, reduzindo a biomassa liberada para o meio.

O crescimento mais rápido das bactérias, taxas de cisalhamento baixas e altas cargas conduzem a estruturas de biofilme mais porosas e, geralmente, biofilmes nitrificantes e metanogênicos são mais densos que os heterotróficos ou acidificantes (VAN LOODSDRECHT et al., 2002).

Tavares et al. (1995) estudaram o efeito de velocidade de gás no crescimento de biofilme heterotrófico em reator trifásico de leito fluidizado e concluíram que em velocidades mais altas os biofilmes formados são mais finos, o que, aparentemente não afeta a remoção de matéria orgânica.

3.5.5 Caracterização da comunidade microbiana

O conhecimento da diversidade microbiológica presente em um biofilme, por exemplo, é importante para se entender a relação entre os parâmetros ambientais e o funcionamento dos ecossistemas, e com isto estudar, cada vez mais profunda e especificamente, os métodos biológicos de tratamento de água e águas residuárias.

Tradicionalmente, em análises ambientais, as técnicas convencionais de cultivo e isolamento de microrganismos são a investigação e enumeração de bactérias patogênicas, como as técnicas NMP (Número Mais Provável) e UFC (Unidade Formadora de Colônia), utilizada para contagem de colônias em placas (NASCIMENTO, 2008). Estas, basicamente, são técnicas utilizadas para a estimativa da densidade da população microbiana, e são dependentes de cultivo (PHILIPS, 2008).

O avanço na área de identificação microbiológica tem atenção voltada, principalmente, às técnicas moleculares. Seu principal objetivo é a análise estrutural da comunidade microbiana e/ou a detecção de organismos específicos em amostras mais complexas (AMANN et al., 2001).

Os métodos moleculares baseiam-se na aplicação de biomarcadores. O mais utilizado para inferir a identidade dos organismos é a molécula de RNA ribossomal (RNAr), que é parte integrante do ribossomo e responsável pela síntese de proteínas que está presente em todas as células e, por isso, é considerado um biomarcador ideal (NASCIMENTO, 2008). A região 16S compõe a subunidade menor dos ribossomos presentes em organismos procariontes (bactérias e arqueias).

Dentre as técnicas moleculares disponíveis (RFLP - *restriction fragment length polymorphism*, DGGE - *denaturing gradient gel electrophoresis*, FISH - *fluorescent in situ hybridization*), a PCR (*polimerase chain reaction*) é a mais utilizada.

A PCR consiste na amplificação *in vitro* do DNA e pode ser usada para identificar microrganismos em diferentes tipos de amostras sem a necessidade de cultivá-los. Trata-se de uma técnica rápida e de baixo custo utilizada para amplificar ou copiar pequenos segmentos de DNA. Para amplificar um segmento de DNA usando-se PCR, a amostra é inicialmente aquecida, causando desnaturação do DNA, ou separando-se em duas fitas. (PHILIPS, 2008).

Na PCR a reação em cadeia da polimerase promove o aumento do número de cópias de um determinado fragmento de DNA. A região do DNA a ser amplificada é determinada pelo par de *primers*, segmentos de DNA que pareiam suas bases com a fita molde funcionando como iniciador para as cópias de DNA a serem formadas. Cada ciclo de replicação envolve

três etapas básicas: desnaturação, anelamento e extensão. Na desnaturação (94°C) ocorre a separação da fita dupla de DNA para exposição dos sítios-alvo; Em seguida, com a diminuição da temperatura (55°C), ocorre o anelamento dos *primers* em regiões específicas de cada fita de DNA separada, que serve como molde, delimitando a região inicial e a final da seqüência genética a ser amplificada; na etapa de extensão, ocorre a síntese de DNA complementar à fita-molde (72°C). Após cerca de 30 ciclos, é possível produzir em poucas horas milhões de cópias específicas de DNA (NASCIMENTO, 2008).

Existe, no entanto, um limite de detecção do método da PCR. Assim, um microrganismo, às vezes, pode não estar ausente na amostra analisada e, sim, abaixo do limite de detecção do método. E existem, também, fatores que afetam o limite de detecção da PCR e a interpretação de resultados, como, por exemplo, temperatura de anelamento dos *primers*, variação no lote de iniciadores, métodos de extração de DNA, modelo do termociclador, tipo de amostra, entre outros (TYLER et al., 1997).

3.6 Remoção de Nitrogênio

O nutriente nitrogênio, em suas diversas formas, está relacionado com problemas ambientais em corpos hídricos como, por exemplo, a eutrofização, que além de prejudicar o meio ambiente pode causar riscos à saúde humana. Por este e outros motivos, a remoção de compostos nitrogenados vem ganhando cada vez mais espaço.

O processo biológico convencional utilizado para remoção de nitrogênio em águas residuárias ocorre pelas etapas de amonificação, assimilação, nitrificação e desnitrificação, como mostrado na figura 3.19.

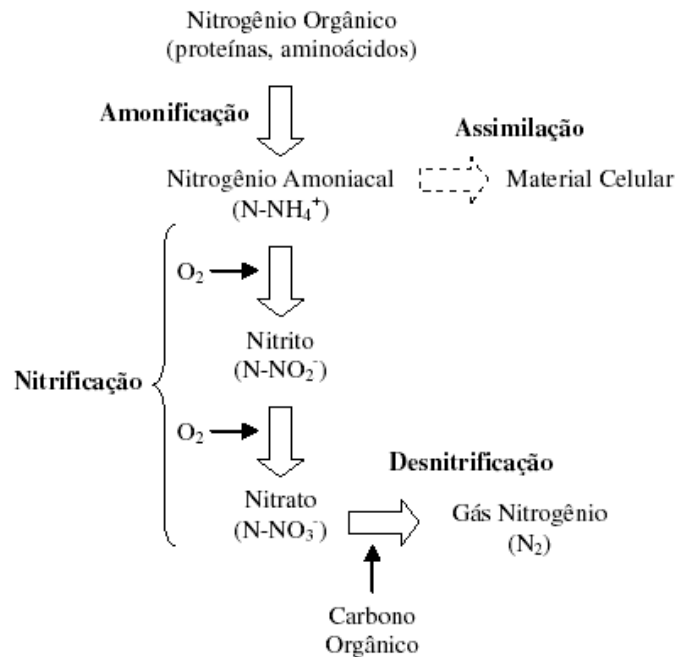


Figura 3.19. Transformações do nitrogênio - tratamentos convencionais. Fonte: Araújo Junior (2006)

O processo de amonificação é a conversão biológica de materiais orgânicos em nitrogênio amoniacal (N-NH₃ ou N-NH₄⁺), sendo que em reatores biológicos com pH em torno de 7,0 e a temperatura do meio líquido de 20°C a 35°C, praticamente todo nitrogênio amoniacal (99%) está na forma de íon (N-NH₄⁺) (ARAÚJO JUNIOR, 2006)

A importância da assimilação na remoção de nitrogênio de águas residuárias é pequena, sendo que os fenômenos mais considerados em processos biológicos são a nitrificação e desnitrificação. A nitrificação ocorre em condições aeróbicas, enquanto que a desnitrificação em condições anóxicas, por isso, projetos que visam a remoção completa de compostos nitrogenados devem prever condições suficientes para que esses processos ocorram sequencial ou simultaneamente (CARVALHO JUNIOR, 2008).

Em reatores com biofilme, na região aeróbia o nitrogênio amoniacal (N-NH₃) pode ser convertido a nitrito (N-NO₂⁻) e, posteriormente, a nitrato (N-NO₃⁻), que poderá ser reduzido na camada anóxica (CARVALHO JUNIOR, 2008).

3.6.1 Nitrificação

O processo de nitrificação ocorre basicamente em duas etapas, nitrificação e nitratação, onde na primeira o nitrogênio amoniacal é oxidado a nitrito (N-NO₂) e em seguida, este pode ser oxidado a nitrato (N-NO₃). A nitrificação é um processo que ocorre devido ao consumo da alcalinidade e do oxigênio dissolvido presente no sistema (HENZE et al. 1997).

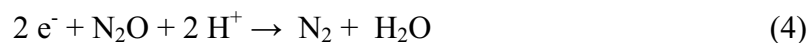
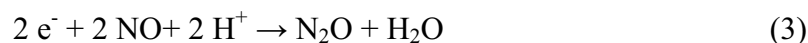
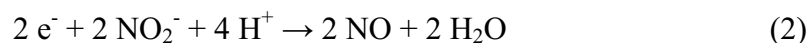
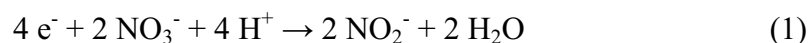
As bactérias responsáveis pela nitrificação são autótrofas e restritas a um pequeno número de gêneros (*Nitrossomonas e Nitrobacter*), o que, aliado à baixa velocidade de crescimento destas bactérias, torna o processo de nitrificação susceptível a fatores inibidores, podendo estas serem desfavorecidas na competição com as bactérias heterotróficas por espaço no biofilme, o que compromete a eficiência global do sistema na oxidação do N-NH₃ (CARVALHO JUNIOR, 2008).

Polanco et al. (2000) investigaram a influência da relação DQO/N na competição entre bactérias autótrofas e heterótrofas em biofiltro aerado submerso utilizado no tratamento de efluente industrial e mostraram que para relação DQO/N superior a 4 a nitrificação foi inibida pela competição entre elas. Parâmetros como pH, temperatura, alcalinidade, carga de nitrogênio afluente e oxigênio dissolvido (OD) também podem ser limitantes à nitrificação.

3.6.2 Denitrificação

É importante que biotecnologias desenvolvidas para remoção de nitrogênio amoniacal prevejam sua completa oxidação até a forma de nitrogênio gasoso (N₂). De acordo com Carvalho Junior (2008), atualmente há propostas visando somente a redução do nitrogênio amoniacal a nitrato. No entanto, a presença destes em corpos receptores associa-se a doenças, tornando a remoção de nitratos de efluente uma necessidade imperativa.

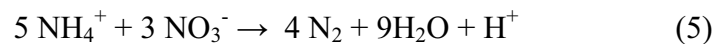
Segundo Barber e Stuckey (2000), existem três tipos de redução biológica do nitrato, a denitrificação (que pode ser heterotrófica e/ou autotrófica), a assimilação biológica do nitrato e a redução dissimilativa do nitrato para íon amônio. De acordo com Aun (2007) a redução biológica do nitrato ocorre basicamente em quatro etapas como apresentado nas equações de 1 a 4, sendo o elétron fornecido pela matéria orgânica presente no efluente.



Pode ocorrer também a desnitrificação via curta, através de uma via metabólica onde o nitrito é reduzido diretamente a N₂ em condições anóxicas, que ocorre quando há acúmulo de nitrito no sistema. Este tipo de denitrificação tem como vantagens a redução de 25% da quantidade de oxigênio necessária para nitrificação, 40% de redução de fonte de carbono para

desnitrificação, 30 a 40% de redução no volume dos reatores utilizados, alta taxa de desnitrificação e menor produção de lodo (CARVALHO JUNIOR, 2008).

O nitrogênio amoniacal na forma iônica (NH_4^+) também pode ser convertido a nitrogênio gasoso (N_2), em meio anóxico, por processo denominado ANAMMOX (*Anaerobic ammonium oxidation*), como mostrado na equação 5 (MULDER et al, 1995). Esse processo ocorre em nível de biofilme através de um mecanismo ainda não muito bem conhecido, onde o íon amônio é utilizado como doador de elétrons ao aceitor final de elétrons na cadeia respiratória, que pode ser nitrito e/ou nitrato. Dentre as principais vantagens deste processo estão: o alto potencial para tratamento de águas residuárias com altas concentrações de nitrogênio amoniacal, redução do consumo de oxigênio dissolvido e ausência da necessidade de adição externa de fontes de carbono (CARVALHO JUNIOR, 2008).



A desnitrificação também pode ocorrer simultaneamente ao processo de nitrificação, por meio de processo denominado SND (*simultaneous nitrification/denitrification*), e ocorre devido à estratificação das camadas de um biofilme, como pode ser observado na figura 3.20

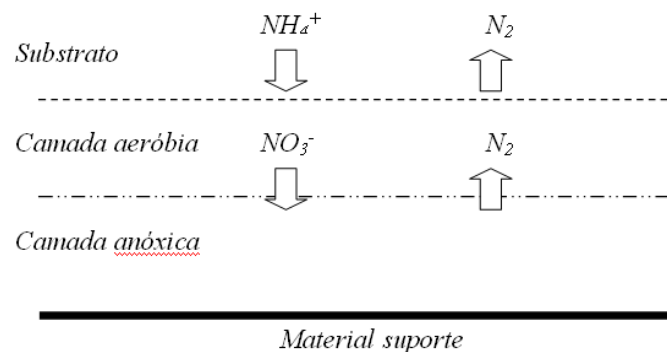


Figura 3.20. Estratificação das camadas do biofilme no processo SND. Fonte: Carvalho Junior (2008)

A eficiência deste processo depende, principalmente, de três fatores: fonte de carbono suficiente, concentração de oxigênio dissolvido no substrato (menor que 2,0 mg/L) e espessura das camadas, sendo que as mais espessas favorecem o processo (CARVALHO JUNIOR, 2008).

De acordo com Third et al. (2005) para o processo SND ser completo é necessário que a taxa de oxidação do nitrogênio amoniacal seja aproximadamente igual à taxa de desnitrificação, pois isso pode promover crescimento equilibrado entre as bactérias autótrofas e heterótrofas sem problemas de competição entre elas.

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Esgoto doméstico utilizado no experimento

O substrato utilizado neste trabalho foi o esgoto doméstico captado do poço de sucção da estação elevatória da cidade de Ilha Solteira, SP, submetido a peneira estática com abertura de 0,5 mm.

4.2 Reator

Foram utilizados dois reatores de leito fluidizado com circulação (R1 e R2), ambos construídos de PVC e com altura nominal de 2,6 m e diâmetro interno de 250 mm. A diferença construtiva entre os reatores é o diâmetro do tubo interno, sendo 125 mm (R1) e 150 mm (R2). Um esquema geral dos reatores pode ser observado na Figura 4.1.

Por meio de um tubo de PVC (½”) fixado na parede interna do tubo externo do reator, o afluente é inserido no fundo do mesmo, cujo formato é arredondado, para facilitar a suspensão das partículas de areia. O efluente sai pela parte superior, a aproximadamente 2,6 m da base do reator. O reator conta com três amostradores sendo que dois coletam amostra do tubo interno (superior e inferior) e um do externo. Por estes foram retiradas as amostras para as análises do biofilme.

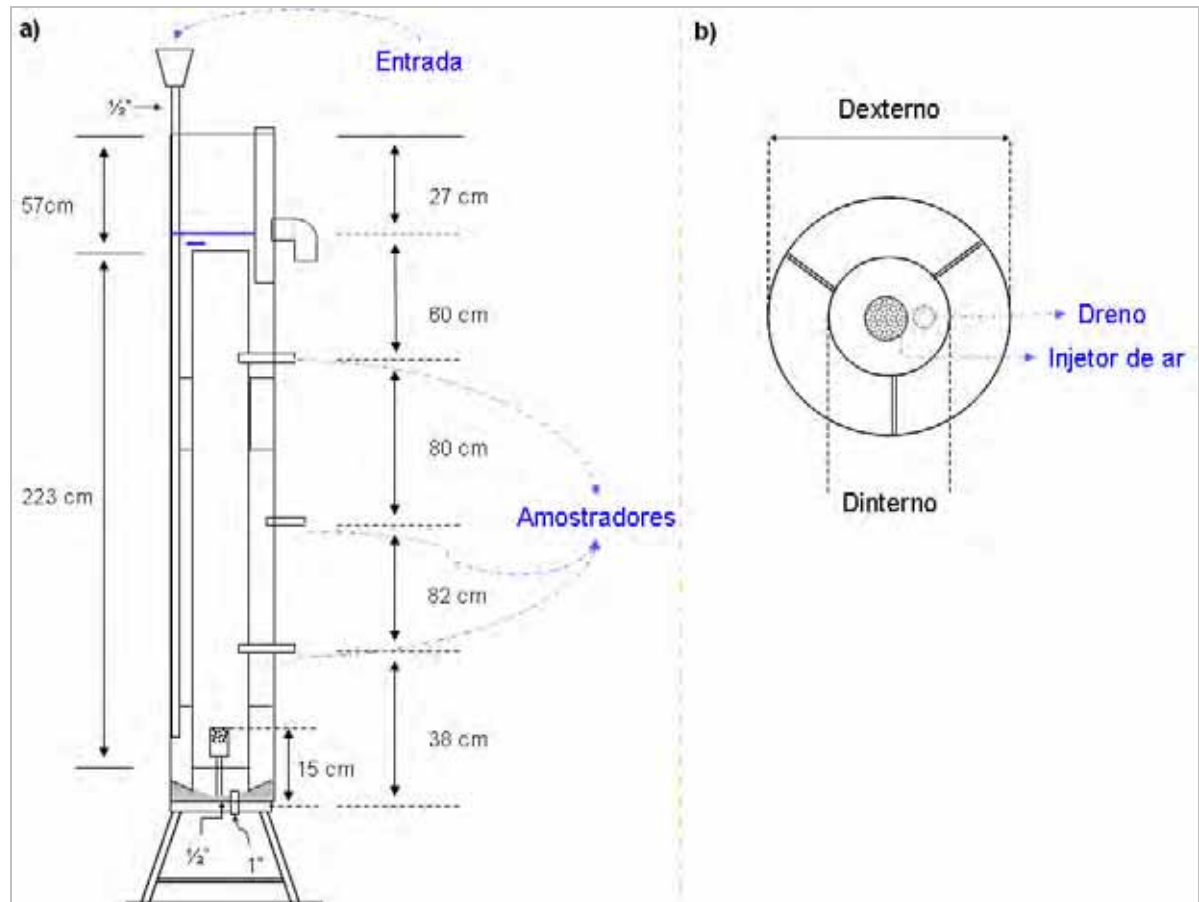


Figura 4.1. (a) Esquema geral e **(b)** visão superior do reator

O meio foi fluidizado por ar comprimido, utilizando injetor de PVC com 15 cm de altura e 40 mm de diâmetro. O controle da vazão de ar injetado era feito por rotâmetro instalado após válvula reguladora de pressão. A Figura 4.2 mostra detalhes do fundo do reator (dreno e injetor).

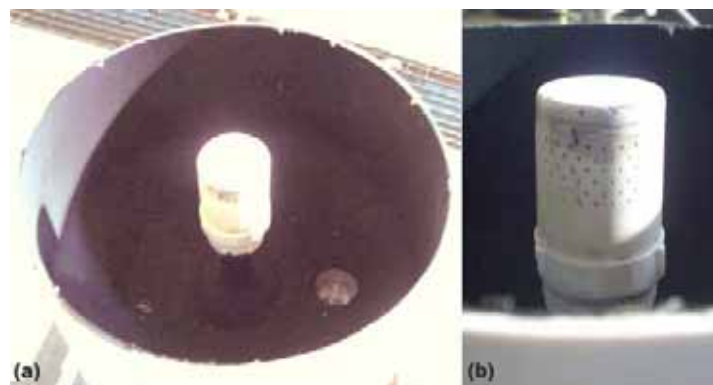


Figura 4.2. Detalhe (a) do fundo do reator e **(b)** do injetor de ar

Após ser retirado do poço de sucção da estação elevatória, o afluyente submetia-se a peneiramento estático, onde ocorria a remoção dos sólidos grosseiros que seriam indesejáveis no interior do reator. Em seguida, o afluyente encaminhava-se para a caixa de nível constante, e desta, por meio de bomba peristáltica, conduzido ao fundo do reator. O esquema descrito pode ser observado na Figura 4.3.

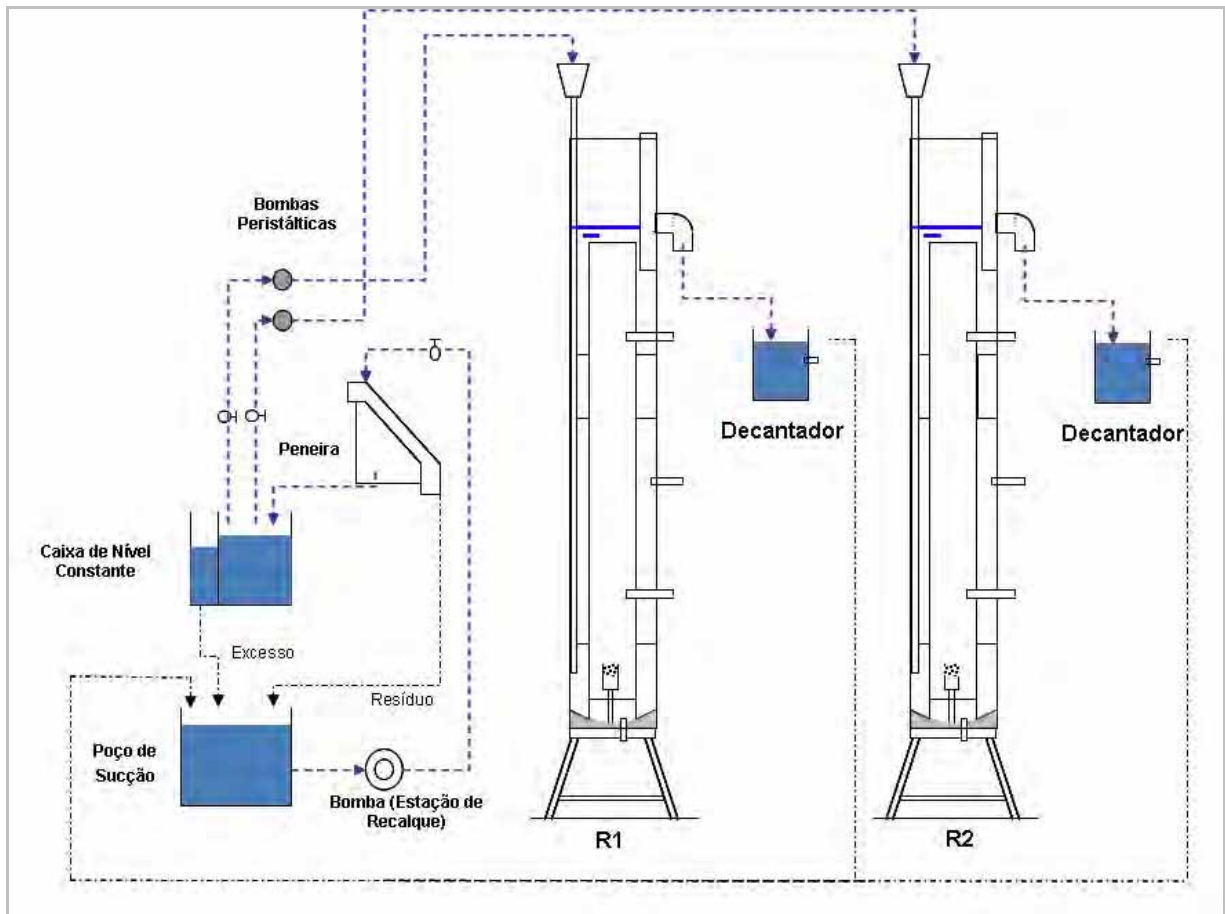


Figura 4.3 Esquema geral da bancada experimental

4.3 Meio suporte

4.3.1 Caracterização

A caracterização da areia utilizada foi feita por ensaio de granulometria conjunta como descrita na NBR 7181 recomendada pela Associação Brasileira de Normas Técnicas - ABNT (1984). Com este ensaio foi possível determinar a massa específica e a curva granulométrica da areia utilizada.

4.3.2 Curva de calibração da proveta para determinação do volume de areia

Uma curva de volume de areia foi feita para ser utilizada como curva de calibração nas análises de biofilme. Para a construção da curva foram pesadas diferentes massas de areia (de 10 a 200 g) e medido o volume que cada massa ocupava em 500 mL de água.

4.4 Ensaios hidrodinâmicos

Os ensaios hidrodinâmicos foram feitos com água limpa no Laboratório de Hidrologia e Hidrometria da Faculdade de Engenharia de Ilha Solteira (FEIS) – UNESP.

4.4.1 Velocidade de circulação do fluido

O ensaio de velocidade de circulação do meio foi feito com o auxílio de um sistema de sondas medidoras de condutividade elétrica. Foi utilizado um sistema de quatro sondas, duas no tubo interno e duas no tubo externo. As sondas detectavam a presença de traçador (NaCl) e emitiam sinais elétricos a um condicionador de sinais. Um programa de aquisição de dados, baseado no programa desenvolvido por Guardia Filho (2001), gera uma curva.

A curva, exemplificada na figura 4.4, obtida para cada sonda apresenta picos, que representam o instante em que a maior concentração de traçador passou pela sonda, diminuindo a tensão.

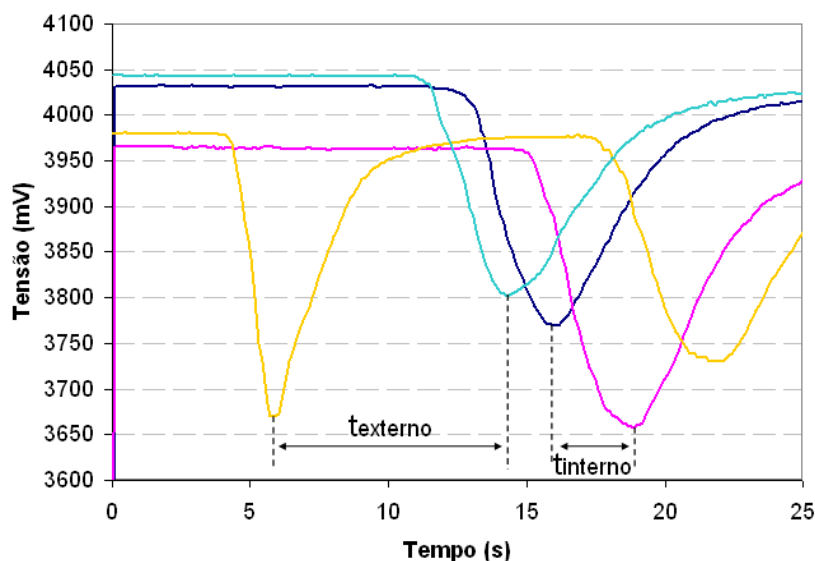


Figura 4.4. Exemplo de gráfico de tensão em função do tempo durante ensaio com traçador, utilizando vazão de 1600 L/h

A linha azul escura e a rosa representam as sondas do tubo interno, inferior e superior, respectivamente e a linha amarela e a azul clara representam as sondas do tubo externo, superior e inferior, respectivamente.

Tendo, pelo gráfico, os tempos de pico em cada sonda e sabendo que a distância entre as sondas é de 150 cm, o R1 tem diâmetro interno de 125 mm e o R2 de 150 mm, tem-se a velocidade de circulação do líquido nas diferentes vazões de ar aplicadas.

Em pressão constante de 25kgf.cm^{-2} foram aplicadas vazões crescentes de ar (800, 1200, 1600, 2000, 3000, 4000, 5000, 6000 L.h^{-1}) e adicionada, à água limpa, uma quantidade fixa de traçador (NaCl) (150 g.L^{-1}) em cada análise. Foram feitos, no mínimo, três ensaios para cada vazão utilizada.

4.5 Ensaios Físico-Químicos

Durante o período de operação do reator foram feitas análises de DBO, DQO, N_{Total} , N_{am} , NO_2 , NO_3 , sólidos totais e suspensos, espessura do biofilme, temperatura, pH, OD e ensaios microbiológicos no biofilme (coloração Gram e de esporos, teste da catalase e caracterização genômica). Os métodos utilizados para as análises estão apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1. Métodos utilizados para as análises que serão realizadas

Determinação Analítica	Método Utilizado
Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO)	Método Winkler ¹
Demanda Química de Oxigênio (DQO)	Método colorimétrico, utilizando espectrofotômetro ¹
Nitrogênio Total (N_{Total})	Método da digestão do persulfato, utilizando espectrofotômetro ¹
Nitrogênio Amoniacal	Método do salicilato, utilizando espectrofotômetro ¹
Nitrito	Método da diazotização, utilizando espectrofotômetro ¹
Nitrato	Método da redução de cádmio, utilizando espectrofotômetro ¹
Sólidos Totais e Suspensos	Método gravimétrico ¹
Espessura do Biofilme	Método proposto por Gebara (2006)

¹ APHA, AWWA e WPCF (1998). O espectrofotômetro utilizado nas análises foi o Hach DR/2500

4.5.1 Espessura do Biofilme

A espessura do biofilme foi avaliada por um método proposto por Gebara (2006). De cada um dos três amostradores do reator foi coletado 500 mL de amostra em proveta graduada (V_T), e determinado o volume de biopartícula (areia + biofilme) decantada (V_{a+b}).

As amostras de biopartícula eram levadas ao banho-maria para secar, e em seguida à estufa e pesagem (m_1). Após este procedimento, as amostras eram levadas à mufla e pesadas novamente (m_2). A areia seca era, então, transferida para proveta graduada e completada para 500 mL com água. Após agitação e decantação, tinha-se o volume de areia seca (V_a).

Com estes dados aplicados na Equação 4.1, tem-se o volume estimado do biofilme. Supondo espessura uniforme do biofilme sobre toda a área superficial, e que esta seja esférica, tem-se a espessura do biofilme (σ) (Equação 4.2).

A massa específica seca do biofilme pode ser determinada pela Equação 4.4 e a massa específica da biopartícula pela Equação 4.5.

$$V_{bf} = \frac{V_{a+b} \times 1000}{V_{Total}} - V_a \quad (4.1)$$

$$\sigma = \frac{V_{bf}}{n \cdot \pi \cdot d_p^2} \quad (4.2)$$

$$n = \frac{m_2 / \rho_s}{\frac{1}{3} \pi ((d_p)^3 / 2)} \quad (4.3)$$

$$\rho_b = \frac{m_1 - m_2}{V_{bf}} \quad (4.4)$$

$$\rho_{bp} = \frac{m_1 - m_2 + \rho_L V_{bf}}{m_2 / \rho_s + V_{bf} / \rho_L} \quad (4.5)$$

Onde

d_p = diâmetro médio das partículas

m_1 = massa inicial seco (após estufa)

m_2 = massa seca

n = número de partículas

V_a = volume de areia seca (após mufla)

V_{a+b} = volume de areia inicialmente decantada

V_{bf} = volume aproximado do biofilme

V_{total} = volume total de amostra (areia + líquido)

σ = espessura do biofilme

ρ_b = massa específica seca do biofilme

ρ_{bp} = massa específica da biopartícula

ρ_L = massa específica do leite

ρ_s = massa específica do meio suporte

4.6 Ensaio Microbiológicos

4.6.1 Isolamento dos microrganismos

Antes dos testes microbiológicos, era necessário que os microrganismos presentes no biofilme fossem isolados. Para isto, foi utilizado meio PCA composto por 5,0 g.L⁻¹ de peptona, 2,5 g.L⁻¹ de extrato de levedura, 1,0 g.L⁻¹ de glicose e 20 g.L⁻¹ de agar.

As amostras retiradas dos reatores eram homogeneizadas e diluídas em meio peptonado (10³). Então, 100 µL eram transferidos para placas de petri contendo PCA, distribuídos com alça de Drigalski. Estas eram incubadas a uma temperatura próxima à média observada no reator e, após o crescimento das colônias (aproximadamente 48 hs), as diferenciadas eram isoladas em tubos contendo PCA inclinado.

Nestas colônias isoladas foram realizados os procedimentos de coloração diferencial de Gram, coloração de esporo, teste de catalase e caracterização genômica. O intuito destes ensaios é o máximo de informação possível sobre alguns dos grupos microbianos que compõem o biofilme formado no sistema em estudo.

4.6.2 Teste da Catalase

Este teste detecta a presença da enzima catalase nas bactérias, distinguindo, principalmente, em estafilococos e estreptococos. Em lâmina limpa era adicionada uma gota de peróxido de hidrogênio e em seguida uma parcela do material. Ocorrendo formação de bolhas significa que o teste foi positivo para catalase (estafilococos), caso contrário o teste foi negativo (estreptococos).

4.6.3 Coloração diferencial de Gram

No esfregaço com a cultura a ser estudada adicionava-se solução de cristal violeta (CV) por um minuto, seguida de solução de Lugol (I_2 (1%) em equilíbrio com KI (2%)) por mais um minuto. Estes eram, então, retirados com solução decolorante, e em seguida adicionava-se o corante vermelho (safranina) por trinta segundos.

Depois de seca a lâmina era observada em microscópio e a coloração era verificada. As bactérias capazes de reter o complexo formado pelo cristal violeta (CV) com o iodo ficam púrpuras (Gram positivas), e as que não retêm o complexo ficam vermelhas (Gram negativas).

4.6.4 Coloração de esporo

Neste método, adicionava-se solução de verde malaquita ao esfregaço contendo a cultura a ser analisada, o fundo da lâmina era aquecido, em bico de Bunsen, até que toda água fosse eliminada, sem deixar o corante ferver. Em seguida, era adicionado o corante safranina por um minuto, e lavada com jato de água. Depois de seca a lâmina era observada em microscópio para verificar a presença ou não de esporos. Os esporos ficavam corados de verde e as células vegetativas de rosa.

4.6.5 Caracterização Genômica

O material isolado foi transferido para tubos falcon estéreis contendo 20 mL de meio PCA sem ágar. Estes foram mantidos em agitação (100 rpm) por 24 h e encaminhados para a Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinária – UNESP campus de Jaboticabal.

Para a identificação genômica, o DNA das bactérias primeiramente deve ser extraído, para então ser seqüenciado e comparado com um banco de dados existente. Os procedimentos necessários para a identificação foram desenvolvidos no Laboratório de Bioquímica de Microorganismos e Plantas – FCAV/UNESP.

Preparação para a extração: os tubos falcon contendo as culturas foram centrifugados (formação de pelets), lavados com solução salina (NaCl – 0,85%), centrifugados novamente e congelados.

Extração do DNA: feita por meio da utilização de um kit de extração de DNA, o *FastDNA Spin Kit for Soil*. No final da extração restou uma solução de 100 μ L contendo o DNA das bactérias em estudo.

Para verificar se a quantidade de DNA extraída foi satisfatória, faz-se eletroforese, onde a amostra é aplicada em gel de agarose 1% em TBE (Tampão Trisborato EDTA). A leitura do gel foi feita em câmara de raios UV (GelDoc), que é ligada a um computador, onde o programa Quantifity One gera fotografias, e por observação sabe-se se a quantidade de DNA ali presente foi satisfatória.

A próxima etapa, antes da realização da PCR é a quantificação do DNA, foi feita utilizando o aparelho NanoDrop, que com o auxílio do programa ND-1000 v 3.3.0 quantifica os ácidos nucléicos presentes na amostra (em ng/ μ L). Esta quantificação é importante para que se faça a solução trabalho da PCR.

Para a PCR é necessário utilizar amostras cuja concentração de ácidos nucléicos seja de 20 ng/ μ L. Após fazer a PCR utilizando o primer 16S, e para verificar se a duplicação da fita de DNA ocorreu satisfatoriamente fez-se a eletroforese.

Então, fez--se uma nova PCR, agora para o sequenciamento. Os dados do sequenciamento são analisados em programa de computador para verificar se o DNA foi bem seqüenciado, em seguida são comparadas com seqüências de organismos depositadas nos banco de dados RDP (Ribossomal Database Project, Wisconsin, USA) e GenBank, sendo identificadas, na maioria das vezes, até o gênero.

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Caracterização do meio suporte

No ensaio de granulometria, inicialmente, foi calculada a umidade (w) natural da areia utilizada (9,44%). Para facilitar o ensaio de peneiramento, a areia foi seca e a umidade recalculada, atingindo 0,04% ($w \approx 0\%$).

Em seguida determinou-se a massa específica (ρ_s), utilizando 60 g da areia previamente seca, obtendo um valor de $2,6 \text{ g.cm}^{-3}$.

Pela curva granulométrica (Figura 5.1) pode-se observar que a areia, utilizada neste experimento como meio suporte, apresentou granulometria bastante uniforme com coeficiente de desuniformidade ($U = D_{60}/D_{10}$) igual a 1,8.

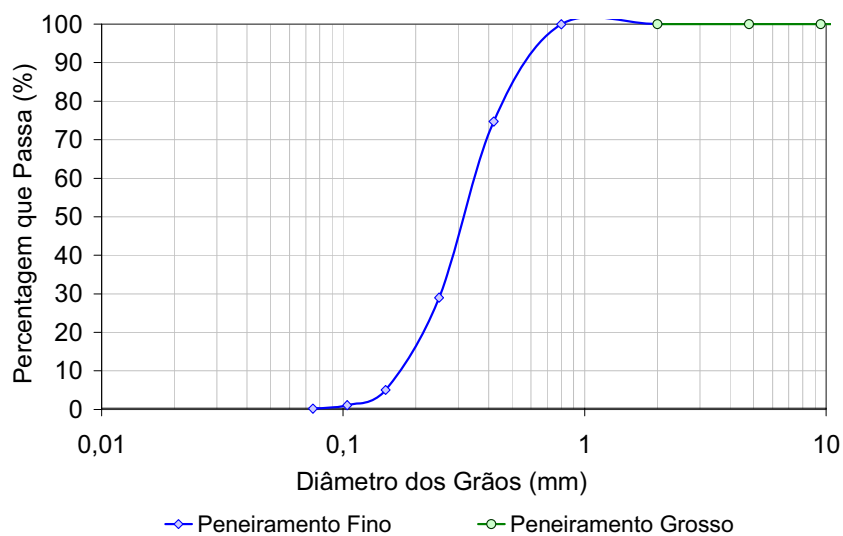


Figura 5.1. Curva granulométrica da areia utilizada

Observa-se que os grãos, em geral, são menores que 0,8 mm, sendo a grande maioria (cerca de 80%) com granulometria entre 0,1 e 0,5 mm. O diâmetro efetivo dos grãos (D_{10}) é de 0,19 mm

5.2 Curva de volume de areia sedimentada

O ensaio para verificar o volume de areia a fim de gerar a curva da Figura 5.2 foi feito utilizando massas de 10 a 200 g de areia em 500 mL de água, utilizando proveta graduada.

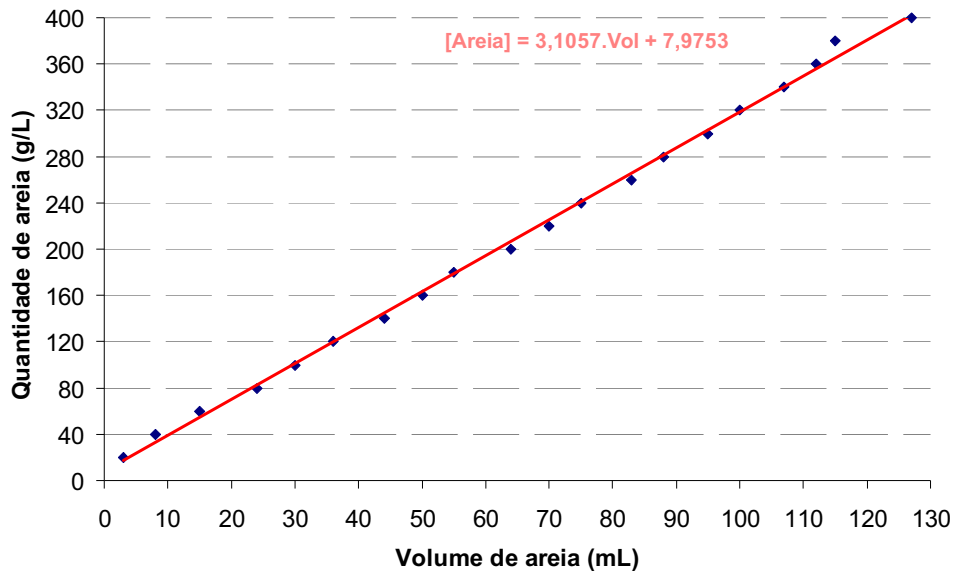


Figura 5.2. Curva de calibração da areia utilizada no experimento

O intuito da construção desta curva foi utilizá-la como curva de calibração nos ensaios de determinação da espessura do biofilme. Durante as fases experimentais dos reatores, foram retiradas amostras de biopartículas, que após secas e agitadas em 500 mL de água tem-se o volume observado de areia.

Então, aplicando-se o valor obtido na equação - $[Areia] = 3,1057.Vol + 7,9753$ (onde: $[Areia]$ = concentração de areia e Vol = volume de areia observado em 500 mL) - gerada a partir da curva da figura 5.2, tem-se a concentração de areia presente no reator. Além de monitorar a concentração de areia presente nos reatores este valor foi utilizado na determinação da massa específica do biofilme.

5.3 Velocidade de circulação do fluido

Por meio das curvas (tensão versus tempo) geradas à partir das sondas medidoras de condutividade elétrica, obteve-se os tempos de pico em cada sonda e sabendo a distância entre as sondas (150 cm) calculou-se a velocidade de circulação do líquido nas diferentes vazões de ar aplicadas (Figura 5.3).

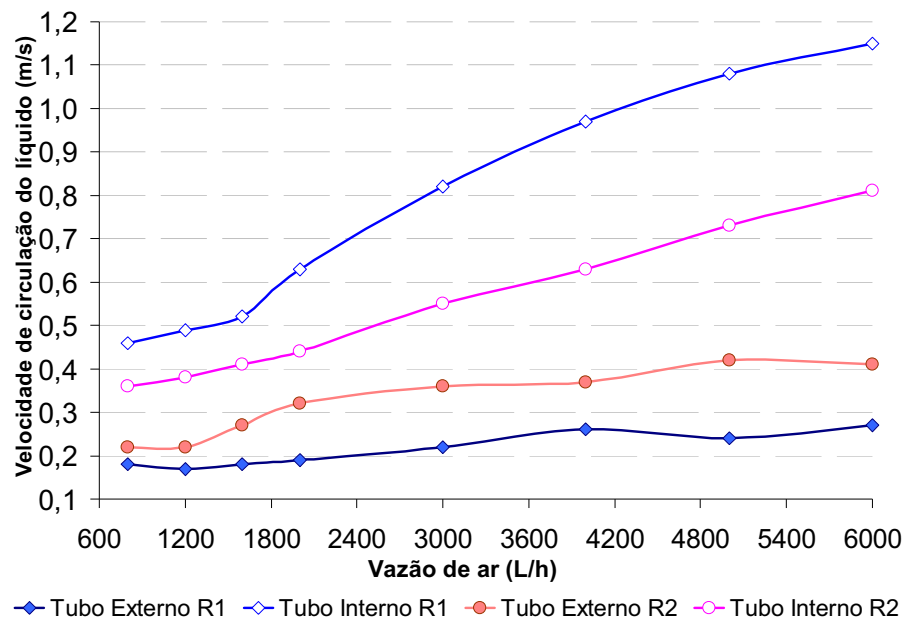


Figura 5.3. Velocidade de circulação nas vazões de ar aplicadas nos dois reatores

Pode-se observar que as velocidades médias no tubo interno (subida) - 0,77 m/s no R1 e 0,54 m/s no R2 - são maiores que no externo (descida) - 0,21 m/s no R1 e 0,32 m/s no R2 - o que ocorre devido a sua menor área. Nas vazões próximas às que foram aplicadas neste experimento (entre 2000 e 3000 L.h⁻¹) as velocidades são maiores que 0,2 m.s⁻¹ e suficientes para suspender o meio suporte.

Estes valores são semelhantes aos observados em trabalhos que estudaram o mesmo tipo de reator, como de Ruggeri Junior (2002) que, utilizando reator de 6 m de altura com diâmetro externo de 200 mm e interno de 150 mm, obteve valores de velocidade do líquido de 0,19 a 0,32 m/s no tubo de subida e de 0,24 a 0,40 m/s no de descida com vazões de ar entre 300 e 2000 L/h.

É possível observar também que, no reator de maior diâmetro interno (150 mm) comparando com o reator de 125 mm, as velocidades obtidas foram maiores no tubo interno e

menores no externo. Com isto, a diferença de velocidade entre o tubo interno e o externo são maiores no R1 que no R2.

De acordo com Heijnen et al. (1997) utilizando-se areia de aproximadamente 0,2 mm de diâmetro, é recomendada velocidade superficial do gás de pelo menos $0,05 \text{ m.s}^{-1}$, abaixo do qual a circulação das partículas não pode ser mantida.

A velocidade de circulação é importante para que o material particulado permaneça em suspensão. Com velocidade baixa de gás a velocidade de circulação é maior que a de ascensão de uma bolha ($0,25 \text{ m.s}^{-1}$) (GEBARA, 2006).

5.4 Fases de operação dos reatores

A diferença entre os reatores utilizados neste experimento era o diâmetro interno, sendo o reator 1 (R1) com 125 mm e o reator 2 (R2) com 150 mm. O diâmetro externo de ambos era 250 mm.

Os dois reatores passaram pelas fases 1 e 2 de operação, caracterizadas pela adição de meio suporte (areia) aos reatores. Na fase 1 a concentração foi de 100 mg.L^{-1} e na fase 2 foi de 125 mg.L^{-1} . Devido a problemas durante a construção e implantação dos reatores, o R2 demorou mais tempo para entrar em operação, com isto, somente o R1 operou com a fase 3 (150 g.L^{-1}).

5.4.1 Fase 1

Nesta fase, os dados obtidos de R1 e R2 foram comparados quanto à influência do diâmetro interno na eficiência do sistema operando com concentração de meio suporte de 100 g.L^{-1} .

Foram aplicadas, inicialmente, as vazões médias de ar de 2700 e 2900 L.h^{-1} no R1 e R2, respectivamente. Estes valores foram aplicados durante período de 15 dias para que o meio suporte permanecesse em suspensão até o desenvolvimento do biofilme.

Com o crescimento do biofilme, a massa específica da biopartícula (areia + biofilme) diminui, e requer vazão de ar menor para que o meio permaneça em suspensão. Então o ar foi aplicado, após este período, com vazões de 2300 L.h^{-1} no R1 e 2700 L.h^{-1} no R2.

A vazão de esgoto afluyente do R1 foi de 41 L.h^{-1} e no R2 de 46 L.h^{-1} . O tempo de detenção hidráulica (TDH) nos dois reatores foi de aproximadamente 3 h.

Em ambos os reatores os valores de pH mantiveram-se entre 6,7 e 8,2, indicando boas condições para a nitrificação, pois de acordo com Metcalf e Eddy (1991) e Paul e Clark (1996) o pH ótimo para a ocorrência da nitrificação está compreendido entre 6,5 e 8,0.

O mesmo foi observado por Ferreira (2002), relatando que para fins de projeto deve-se levar em consideração que a taxa de nitrificação pode cair significativamente com valores de pH abaixo da zona neutra, e que para desempenho ótimo a melhor opção é manter o pH na faixa citada (entre 6,5 e 8,0), pois, nesta, a aclimatação das bactérias nitrificadoras atenua os efeitos do pH.

De acordo com van Haandel e Marais (1999) a velocidade de desnitrificação é máxima para faixa de pH entre 7,0 e 7,5, e para valores abaixo de 6,0 e acima de 8,5 há diminuição considerável na atividade desnitrificante.

De acordo com Jordão e Pessoa (1995), em reações biológicas, a velocidade de decomposição do esgoto aumenta de acordo com a temperatura, sendo que a faixa ideal para atividade biológica é entre 25 e 35 °C.

Pode-se dizer que durante o período experimental a temperatura dos reatores manteve-se nesta faixa, sendo que as temperaturas observadas tanto no afluente, como no efluente ou no interior dos reatores, variaram entre 19 e 28 °C, de acordo com o clima.

Devido a problemas ocorridos durante a instalação dos sistemas, as fases foram estudadas em períodos diferentes nos dois reatores, sendo que o R1 operou em período um pouco mais frio (julho, agosto e setembro) que o R2 (setembro, outubro, novembro).

Quanto ao oxigênio dissolvido, segundo Ferreira (2002), numa faixa entre 0,5 a 2,5 mg.L⁻¹ de OD, a nitrificação é limitada tanto em sistemas de crescimento de biofilme suspenso quanto em agregado, em condições de equilíbrio e dependendo do tempo de retenção dos sólidos.

O mesmo autor considera que a taxa de crescimento das *Nitrossomonas*, bactérias responsáveis pela transformação da amônia a nitrito (nitritação), não está limitada em níveis de OD acima de 1,0 mg.L⁻¹, mas, na prática, é requerido OD maior do que 2,0 mg.L⁻¹.

Neste experimento, o efluente apresentou valores de OD entre 2,0 e 3,5 mg.L⁻¹. No interior dos reatores foram observados valores bastante acima dos necessários (6,1 mg.L⁻¹ no R1 e 5,3 mg.L⁻¹ no R2), o que ocorreu devido ao excesso de oxigênio existente, causado pela injeção de ar comprimido. Apesar disto, não foi possível diminuir a vazão de ar, pois com a diminuição desta as biopartículas sedimentavam, prejudicando todo o funcionamento do sistema.

A turbidez indica a presença de pequenas partículas suspensas, matéria orgânica e inorgânica, além de microorganismos. No esgoto afluente varia de acordo com diversos fatores, tais como horário da coleta, comportamento da população, clima, etc. Nos dois reatores variou entre 130 e 300 uT, durante a operação da fase 1.

Segundo Von Sperling (1996) a turbidez é um parâmetro que indica a necessidade ou não de coagulação química no sistema de tratamento. De acordo com o autor, valores inferiores a 20 uT dispensam coagulação química, e o oposto ocorre com os valores superiores a 50 uT.

No caso deste experimento os valores do efluente filtrado estavam abaixo dos 20 uT, apresentando média de 10 uT nos dois reatores, enquanto que no efluente bruto os valores ultrapassavam 100 uT, mostrando a necessidade de um sistema de separação das partículas (floculação ou sedimentação), após o tratamento do esgoto feito no reator.

5.4.1.1 DQO

No R1 a concentração média de DQO observada foi de 704 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, e no efluente bruto e filtrado foi de 280 e 97 mg.L⁻¹, respectivamente, correspondendo a eficiências de remoção de 60% no efluente bruto e 86% no filtrado.

Como pode ser observado na figura 5.4(a), os pontos 5/8, 28/8, 8/9 e 11/9 apresentaram valores discrepantes de DQO (> 950 mg.L⁻¹) no esgoto afluente, em relação aos outros valores. Estes pontos coincidiram com dias, cujas vésperas apresentaram condições adversas. Apesar disto, tais valores não prejudicaram significativamente a eficiência na remoção de DQO, pois os valores médios não sofreram alterações significativas.

No R2 as concentrações médias foram de 680 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, 312 mg.L⁻¹ no efluente bruto e 97 mg.L⁻¹ no efluente filtrado, ou seja, a eficiência média foi de 54% no efluente bruto e 86% no filtrado. Os dados obtidos na operação deste reator podem ser observados na figura 5.4(b), onde, considerando-se os dados do afluente, teve-se somente dois dados discrepantes (> 850 mg.L⁻¹) - 2/10 e 26/10, que também não influenciaram significativamente na média geral dos dados nem prejudicaram a eficiência de remoção de DQO.

Embora a remoção de DQO bruta tenha sido relativamente baixa, a remoção de DQO filtrada foi similar à observada por autores como Distler et al. (1995), Wolff et al. (2001) e Gebara (2006). O primeiro obteve eficiências entre 55 e 76%, o segundo remoção de 78%,

com valor máximo de 90% e o terceiro, utilizando reatores com 12 e 6 m de altura, 100 g.L⁻¹ de meio suporte e 3 h de TDH, obteve remoção de 94% DQO filtrada.

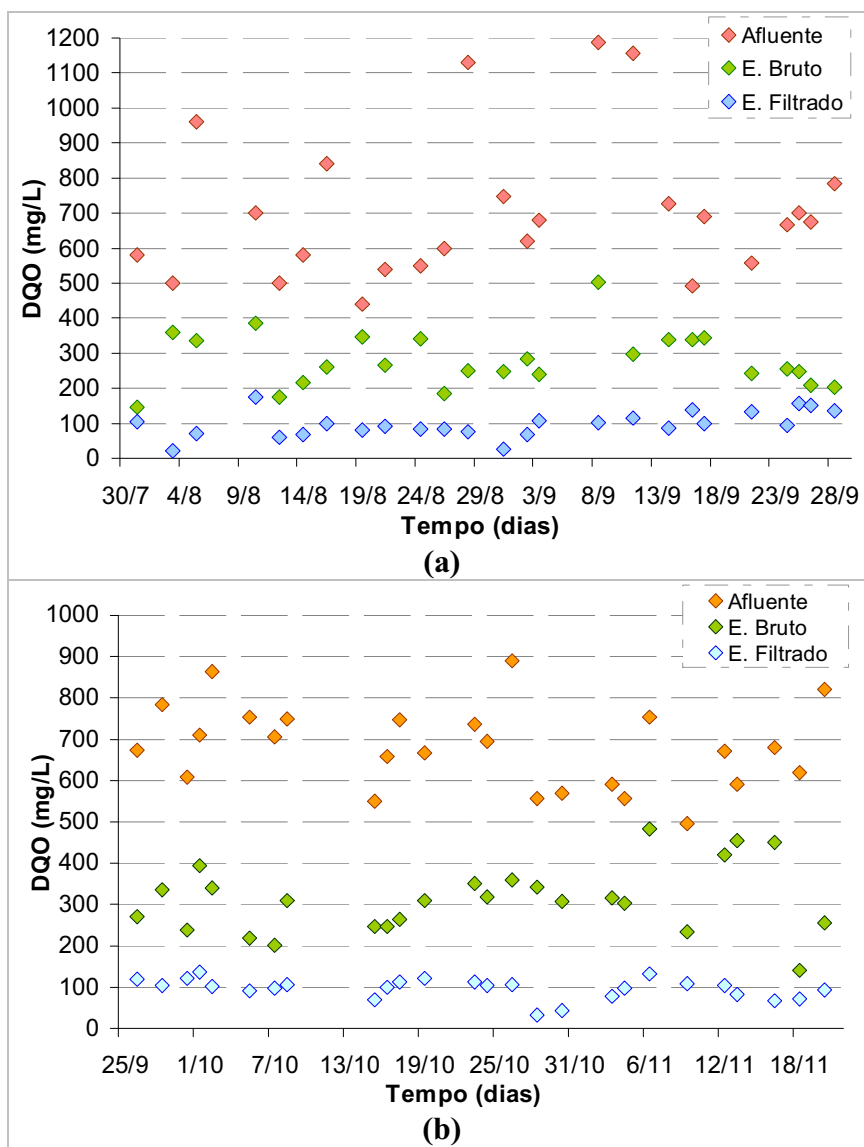


Figura 5.4. Concentrações de DQO obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2

5.4.1.2 DBO

As concentrações médias de DBO no R1 foram 445, 184 e 30 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, efluente bruto e filtrado, respectivamente. No R2 foram de 295 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, 148 mg.L⁻¹ no efluente bruto e 32 mg.L⁻¹ no efluente filtrado. Os dados obtidos ao longo da fase de operação destes reatores podem ser observados na figura 5.5.

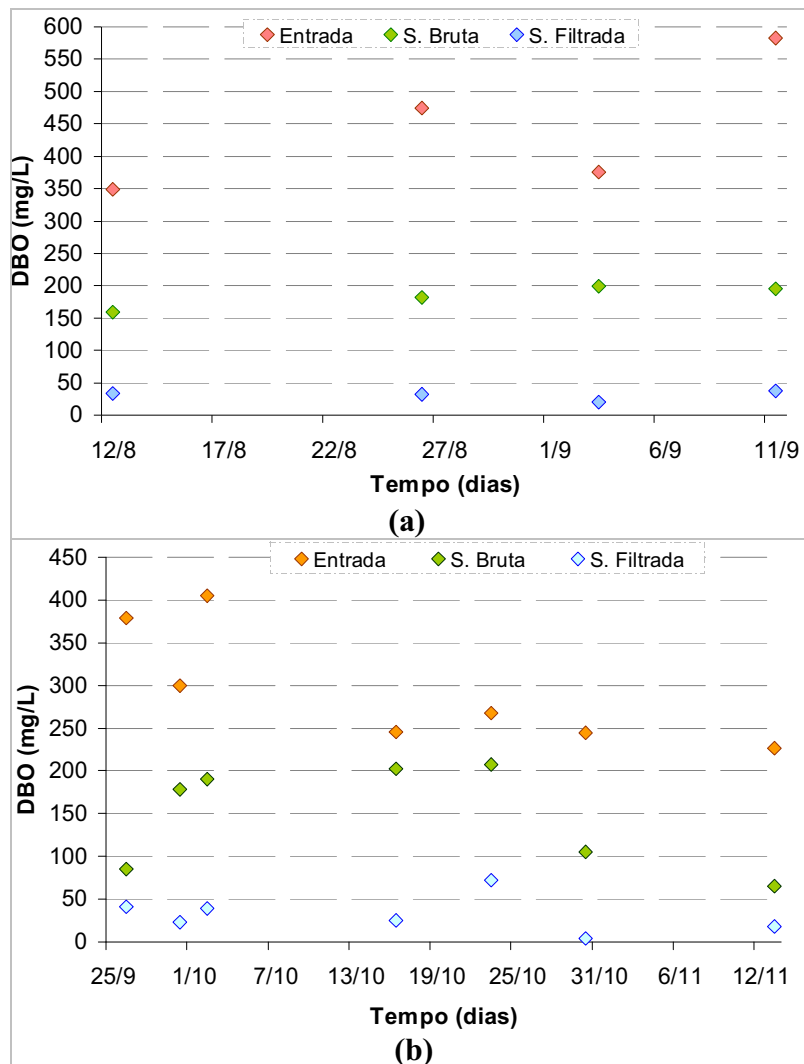


Figura 5.5. Concentrações de DBO obtidas na fase 1 de operação do (a) R1 e (b) R2

No R1 a variação dos dados no efluente foi pequena, mantendo-se inferior a 50 mg.L⁻¹ no efluente filtrado e entre 150 e 200 mg.L⁻¹ no efluente bruto. E no R2, os valores de DBO filtrada ficaram abaixo de 75 mg.L⁻¹, enquanto que a DBO bruta manteve-se entre 65 e 210 mg.L⁻¹.

O Decreto 8468 (1976) estabelece, em sua seção II, os padrões de lançamento de efluentes para o Estado de São Paulo, a DBO_{5,20} deve apresentar uma concentração máxima

de 60 mg/L, podendo ter este limite ultrapassado nos casos onde o sistema de tratamento reduza a carga poluidora em no mínimo 80%.

As remoções de DBO bruta foram de 59 e 50% no R1 e R2, respectivamente, ficando aquém da preconizada pela legislação, entretanto a remoção de DBO filtrada apresentou valores satisfatórios, em média, 90% nos dois reatores.

Utilizando o mesmo tipo de reator e substrato, Hirata et al. (2000) observaram eficiências entre 70 e 90% na remoção de DBO₅.

A grande diferença entre a remoção de DBO e DQO do efluente bruto e filtrado observada corrobora com o que Nicolella et al. (2000) relataram sobre a necessidade de dispositivos de redução da quantidade de sólidos suspensos no efluente final.

5.4.1.3 Nitrogênio

As concentrações médias de nitrogênio total no R1 foram de 78 e 49 mg.L⁻¹ no esgoto afluente e efluente, respectivamente. O R2 apresentou médias parecidas, sendo 67 mg.L⁻¹ no esgoto afluente e 46 mg.L⁻¹ no efluente.

Nos dois reatores a concentração de NT no esgoto afluente variou entre 40 e 110 mg.L⁻¹ e no efluente entre 30 e 60 mg.L⁻¹, como pode ser observado na figura 5.6.

A remoção de nitrogênio total no R1 foi de 38% e no R2 foi 32%. Esta diferença pode ter ocorrido devido à diferença entre os tubos internos, ou pelo fato de o R1 estar operando a mais tempo que o R2, ou seja, o biofilme presente no R1 poderia estar mais adaptado e com melhores condições de fazer a transformação do nitrogênio.

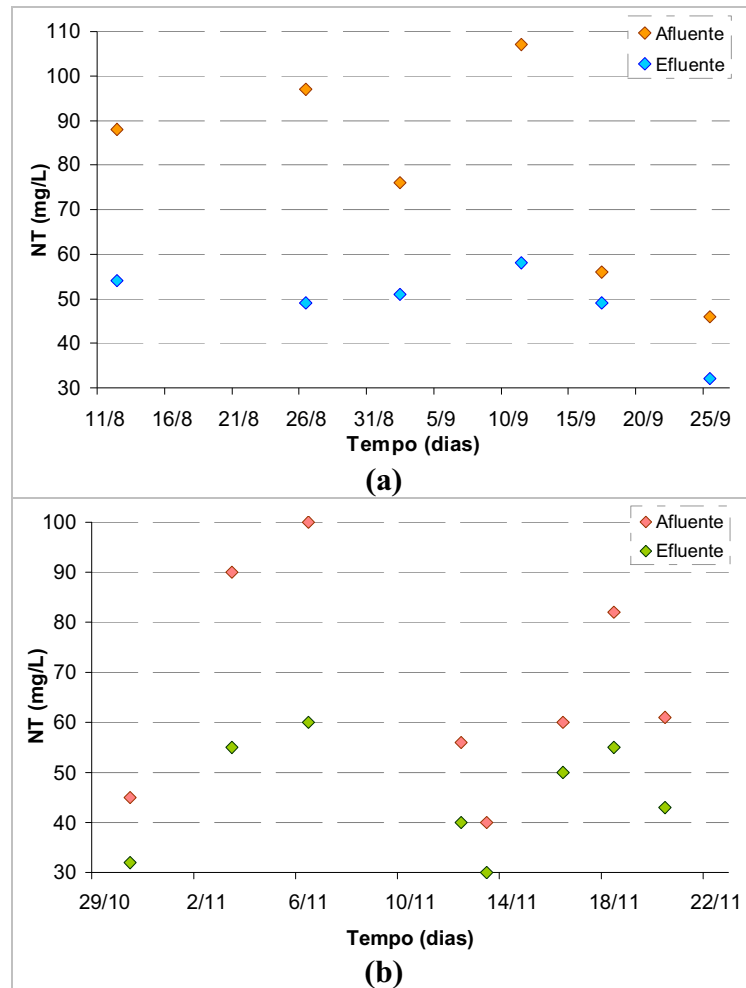


Figura 5.6. Concentrações de nitrogênio total obtidas na fase 1 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

Quanto ao nitrogênio amoniacal, as concentrações médias foram de 57 e 34 mg.L⁻¹ no afluente e efluente, respectivamente, do R1. No R2 foram de 49 mg.L⁻¹ no afluente e 23 mg.L⁻¹ no efluente.

No R1 a concentração de N_{Amon} no afluente variou entre 35 e 80 mg.L⁻¹ e no efluente entre 15 e 50 mg.L⁻¹, enquanto que no R2 a concentração no afluente variou entre 15 e 70 mg.L⁻¹ e no efluente entre 10 e 40 mg.L⁻¹, como pode ser observado na figuras 5.7. A remoção de nitrogênio amoniacal no R1 foi de 42% e no R2 foi de 53%.

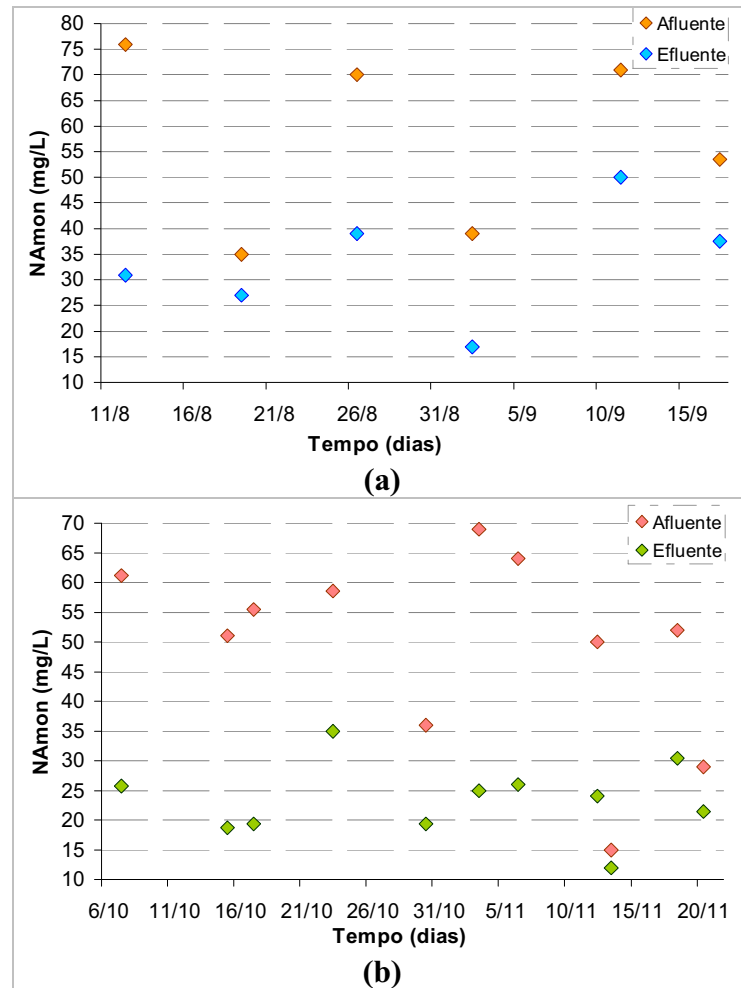


Figura 5.7. Concentrações de nitrogênio amoniacal obtidas na fase 1 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

Pode-se observar que nesta fase de operação o R1 teve maior eficiência na remoção de NT, porém o R2 apresentou melhor desempenho na remoção de N_{Amon} .

As figuras 5.8 e 5.9 mostram, respectivamente, os dados de concentração de nitrito e nitrato obtidos nos dois reatores durante a operação da fase 1.

O processo de nitrificação é a conversão do nitrogênio amoniacal em nitrito e posteriormente a nitrato, possibilitando a ocorrência da desnitrificação, que é a conversão de nitrato a nitrogênio gasoso.

O nitrito, após o tratamento, apresentou concentrações médias de $3,2 \text{ mg.L}^{-1}$ no R1 e $8,6 \text{ mg.L}^{-1}$ no R2. Se os valores discrepantes, 2/9 no R1 e, 15/10 e 17/10 no R2, forem retirados, as médias passam a $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$ no R1 e $7,8$ no R2.

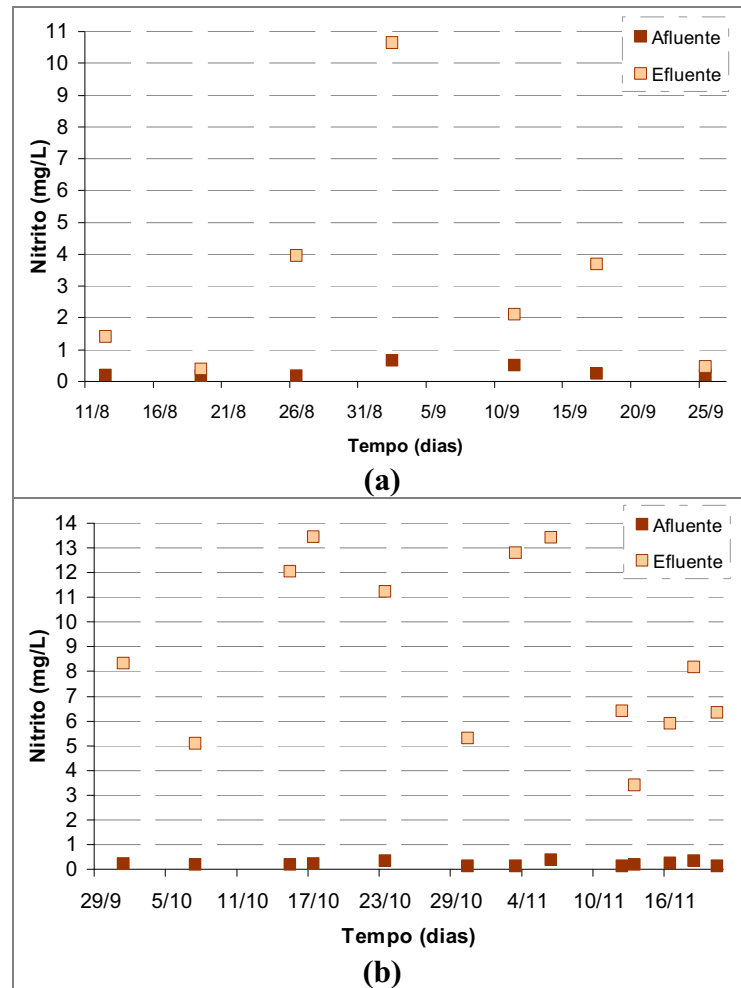


Figura 5.8. Concentrações de nitrito obtidas na fase 1 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

O nitrato mostrou concentrações médias de $4,2 \text{ mg.L}^{-1}$ no R1 e $13,0 \text{ mg.L}^{-1}$ no reator 2 e se os mesmos pontos discrepantes forem retirados, a média do R1 cai para $2,6 \text{ mg.L}^{-1}$ e a do R2 fica $11,4 \text{ mg.L}^{-1}$.

Após o tratamento, no R2 foram observadas concentrações significativas de nitrito e nitrato, o que indica que ocorreu nitrificação, porém não ocorreu desnitrificação. Isto pode estar relacionado ao pH próximo de 8,0, que favorece a formação de nitrito.

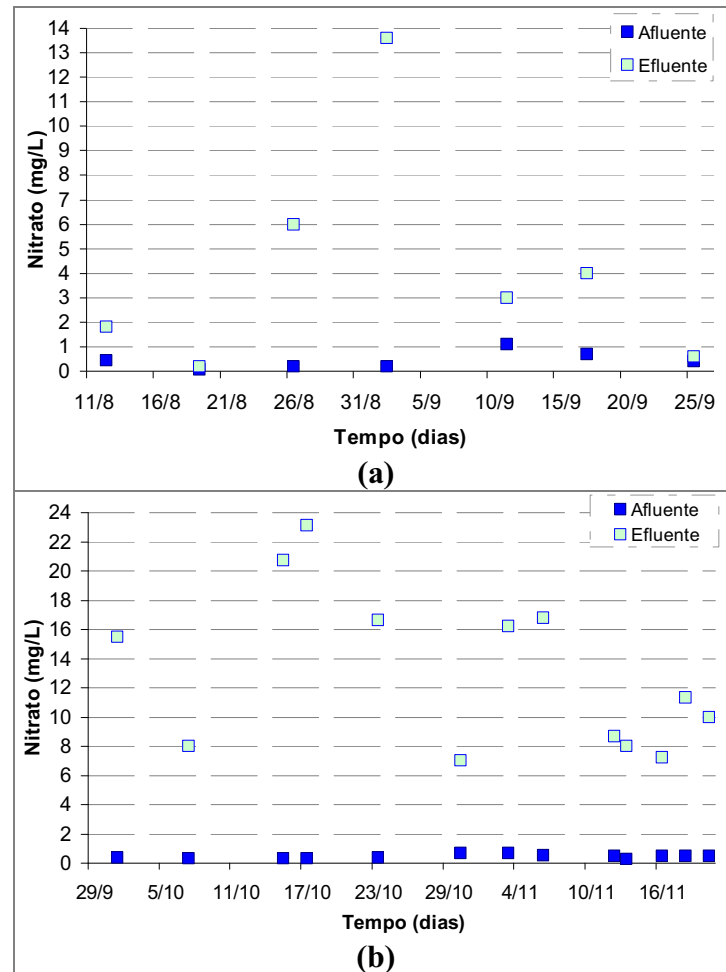


Figura 5.9. Concentrações de nitrato obtidas na fase 1 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

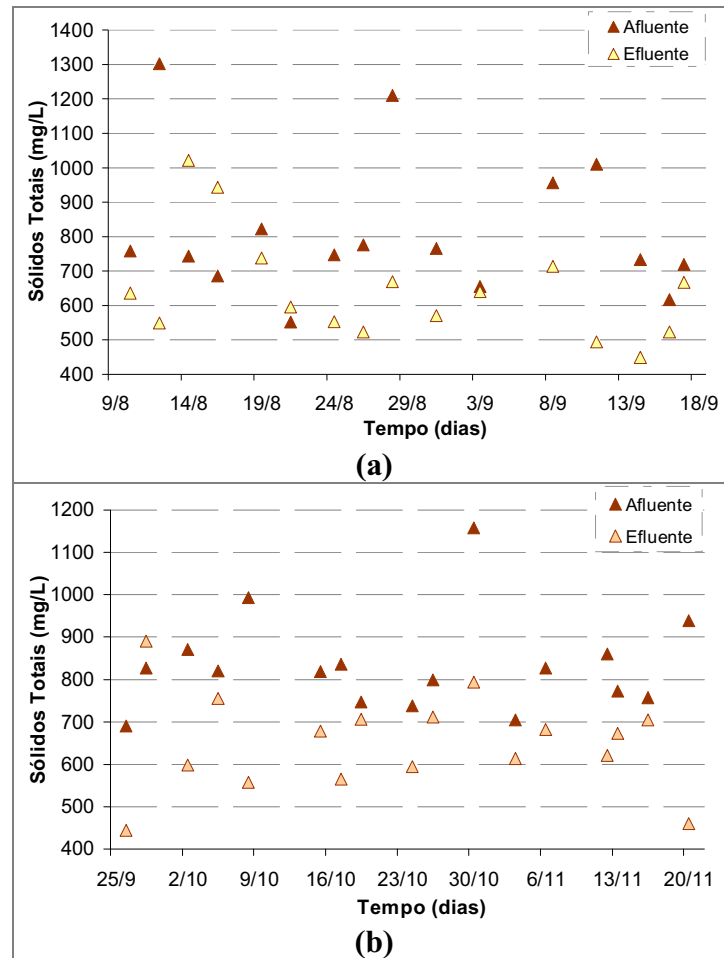
No caso do R1, as concentrações de nitrito e nitrato também foram altas, contudo após a retirada do ponto discrepante, os valores diminuem muito.

Segundo Ferreira (2002) em sistemas biológicos operando em condições normais, a eficiência da nitrificação oscila entre 85 e 99%, ocorrendo eficiências menores fora das faixas adequadas de pH, O.D. e idade do lodo. De acordo com o autor, o controle de pH é um dos fatores mais decisivos na eficácia do processo devido a possíveis flutuações do teor de nitrogênio introduzidas pelos efluentes, gerando variações de pH a ponto de causarem inibição, enquanto que os demais fatores apresentam respostas mais lentas e mais controláveis. A oscilação nos valores de pH pode ter sido um fator importante na baixa eficiência na nitrificação observada neste experimento.

Além disso, algumas substâncias inorgânicas, que podem estar presentes nos esgotos, são inibitórias para as bactérias nitrificadoras. Exemplo destas são zinco, cianetos, percloratos, cobre, mercúrio, cromo, níquel, prata, cobalto, tiocianatos, azida de sódio, hidrazina, cromato de potássio, cádmio, arsênico trivalente, fluoretos e chumbo (FERREIRA, 2002).

5.4.1.4 Sólidos

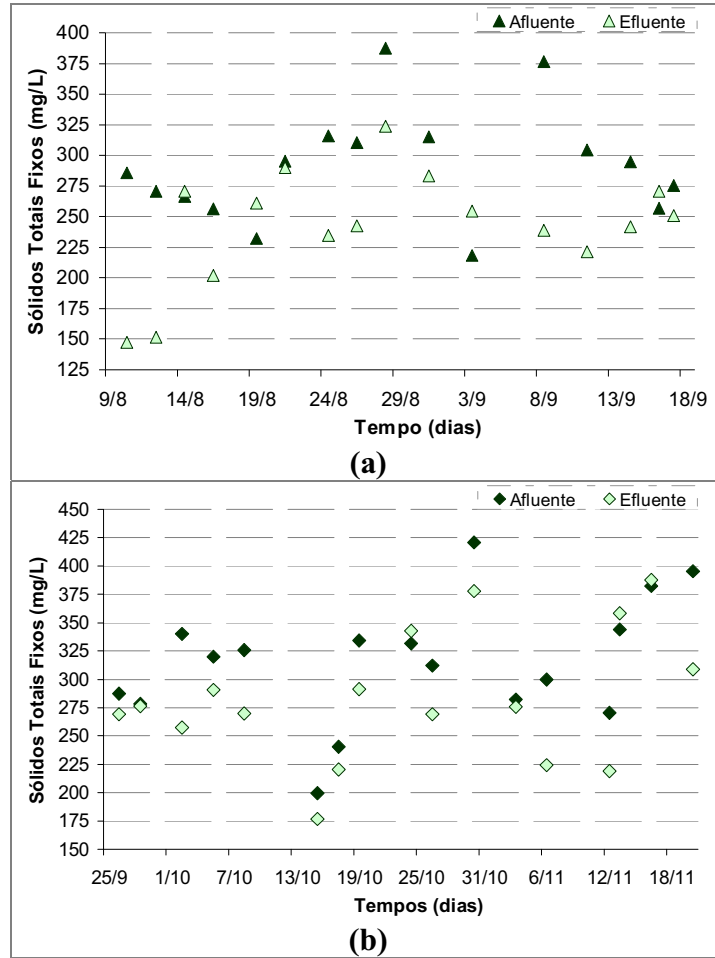
As concentrações de sólidos totais obtidas nos dois reatores são apresentadas na figura 5.10. O valor médio de ST nos esgoto afluente foi de 825 mg.L⁻¹ e no efluente dos reatores, em média, 650 mg.L⁻¹.



Figuras 5.10. Concentrações de sólidos totais no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1

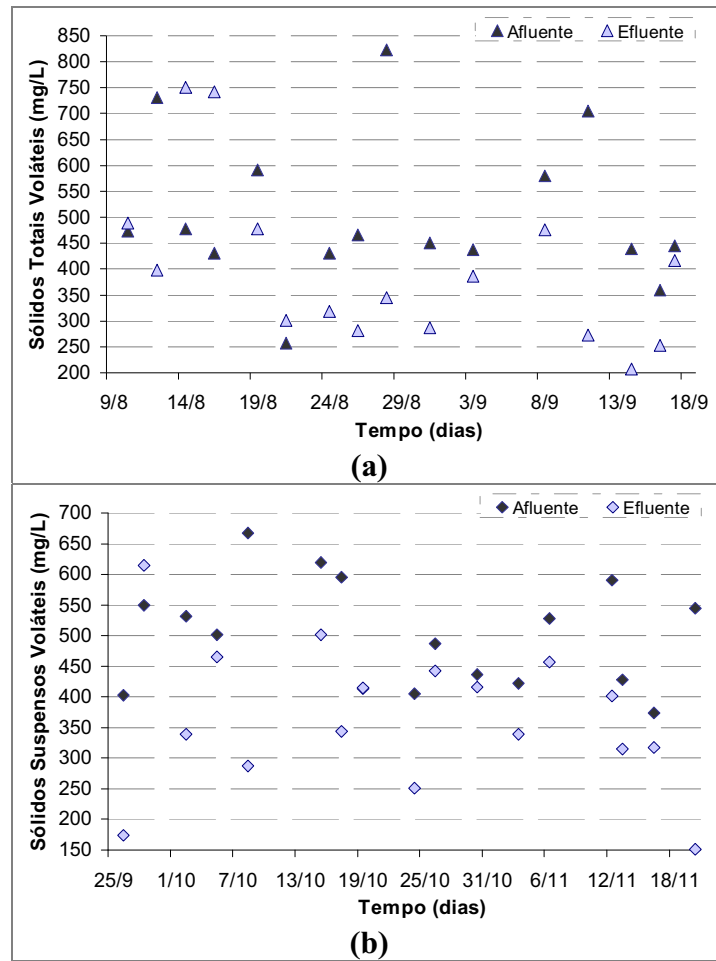
A concentração dos sólidos totais fixos (Figura 5.11) no esgoto afluente foi, em média, 290 mg.L⁻¹, e no efluente foi de 240 mg.L⁻¹ no R1 e 280 mg.L⁻¹ no R2.

Os sólidos totais voláteis (Figura 5.12) foram 515 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, 400 e 380 mg.L⁻¹ no efluente do R1 e R2, respectivamente.



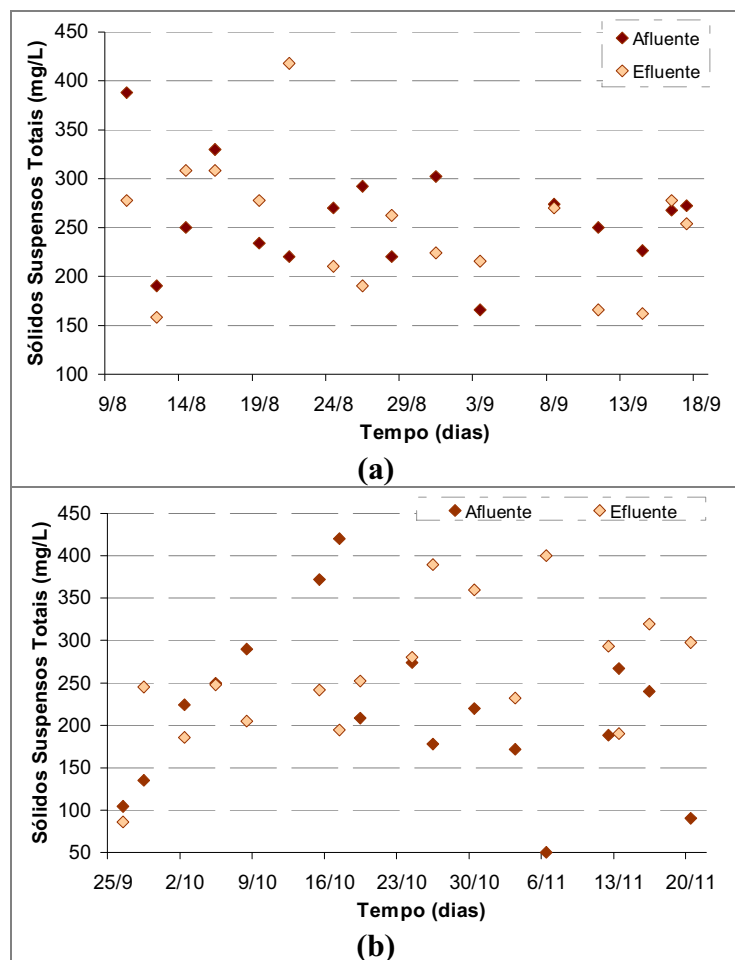
Figuras 5.11. Concentrações de sólidos totais fixos no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 1

As diminuições dos valores do afluente para a o efluente foram, em média, 18% de ST, 14% de STF e de STV foram 17% no R1 e 26% no R2. Tanto no afluente quanto no efluente os sólidos totais mostraram-se compostos por cerca de 40% de sólidos fixos e 60% de sólidos voláteis.



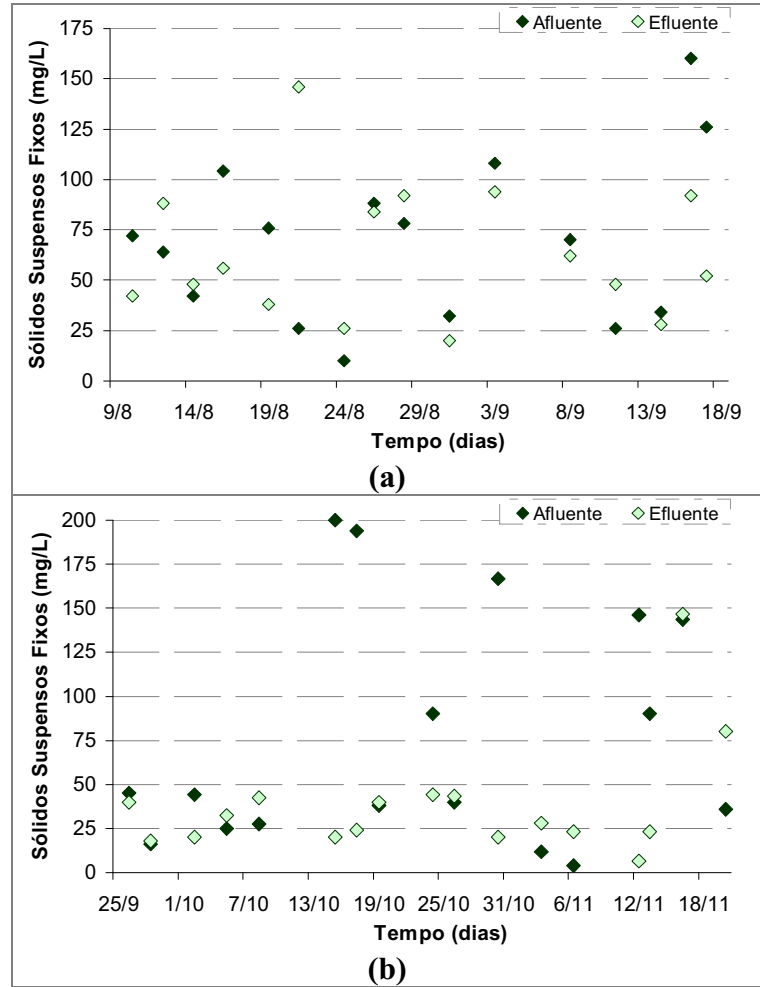
Figuras 5.12. Concentrações de sólidos totais voláteis no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 1

As concentrações de sólidos suspensos totais (Figura 5.13) foram 240 mg.L^{-1} , em média, no esgoto afluente, e 250 mg.L^{-1} no efluente dos dois reatores.



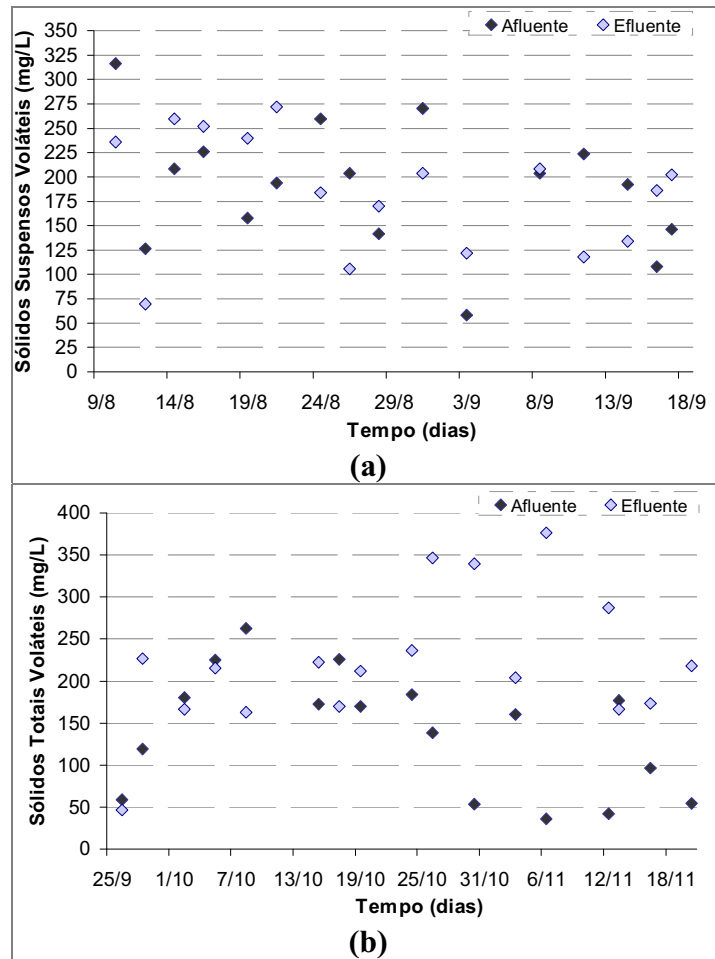
Figuras 5.13. Concentrações de sólidos suspensos totais no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 1

As concentrações de sólidos suspensos fixos (Figura 5.14) foram, em média, 75 mg.L^{-1} no esgoto afluente, 63 mg.L^{-1} no efluente do R1 e 36 mg.L^{-1} no R2.



Figuras 5.14. Concentrações de sólidos suspensos fixos no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 1

Os sólidos suspensos voláteis (Figura 5.15) apresentaram-se com os valores médios de 170 mg.L^{-1} no esgoto afluente, e no efluente de 185 e 222 mg.L^{-1} no R1 e R2, respectivamente.



Figuras 5.15. Concentrações de sólidos suspensos voláteis no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 1

A concentração média de sólidos suspensos no afluente dos dois reatores apresentou composição de cerca de 30% sólidos fixos e 70% voláteis. No efluente dos reatores a composição foi, em média, de 33% sólidos fixos e 67% voláteis no R1 e 15% sólidos fixos e 85% voláteis no R2.

Foram observados, ao longo de toda a fase experimental, valores bastante similares entre os sólidos no afluente e efluente, indicando necessidade de um sistema para remoção de sólidos na saída do reator (decantação, flotação), reforçando o que foi observado com a diferença entre as eficiências de remoção de DQO e DBO no efluente bruto e filtrado.

5.4.1.5 Biofilme

As amostras para análise do biofilme foram retiradas de três pontos do reator, dois deles na zona de subida próximos às zonas superior (Amostrador Interno Superior – AIS) e inferior (Amostrador Interno Inferior – AII) e um na zona de descida na região mediana do reator (Amostrador Externo – AE).

Devido à menor velocidade no tubo externo, a espessura do biofilme no AE é menor que nos outros pontos, já nos pontos de amostragem internos, a espessura seguiu comportamento similar. Ao longo do experimento os dados obtidos no AII apresentaram menor variação em relação aos outros dois pontos, por este motivo, somente este ponto será considerado.

Durante a partida dos reatores a espessura média do biofilme era de 0,07 mm, e foi aumentando ao longo da operação da fase. Na fase 1 a espessura média do biofilme no R1 foi 0,12 mm e no R2 foi 0,27 mm, praticamente o dobro. Esta maior espessura observada no R2 esta ligada à maior eficiência de conversão do nitrogênio em nitrito e nitrato neste reator foi maior.

Nos pontos 31/8 e 16/9 do R1 (Figura 5.16(a)) a espessura do biofilme diminuía em relação ao observado anteriormente, o que pode ser devido a paradas no sistema de injeção de ar que pode ter prejudicado o desenvolvimento do biofilme. O mesmo ocorreu no ponto 19/10 do R2 (Figura 5.16(b)). Pode-se observar que após a condição adversa a espessura do biofilme aumenta novamente, ou seja, o biofilme volta a se desenvolver.

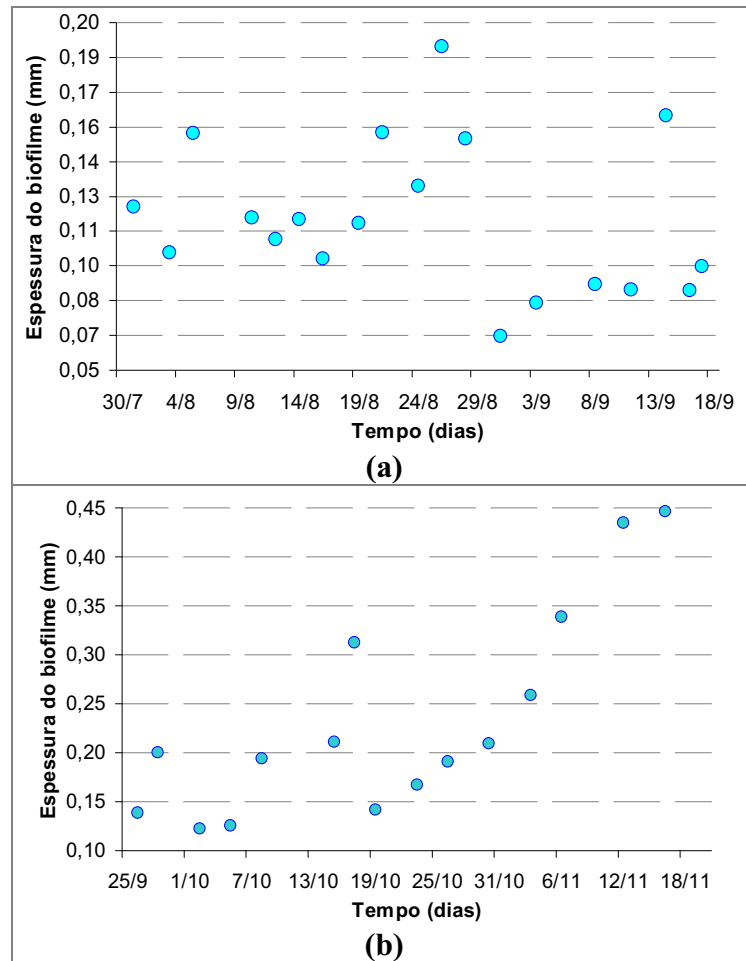


Figura 5.16. Espessura do biofilme no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 1

A massa específica da areia utilizada como meio suporte era $2,57 \text{ g.cm}^{-3}$ e a da biopartícula na etapa de partida dos reatores de $2,88 \text{ g.cm}^{-3}$ no R1 e de $2,47 \text{ g.cm}^{-3}$ no R2. Com o crescimento do biofilme na partícula de areia a massa específica da biopartícula (areia + biofilme) diminui.

Durante a fase 1 de operação, no R1 a massa específica média da biopartícula foi $2,10 \text{ g.cm}^{-3}$, e de $1,44 \text{ g.cm}^{-3}$ no R2. Os valores de massa específica observados no R1 e R2 são mostrados na figura 5.17.

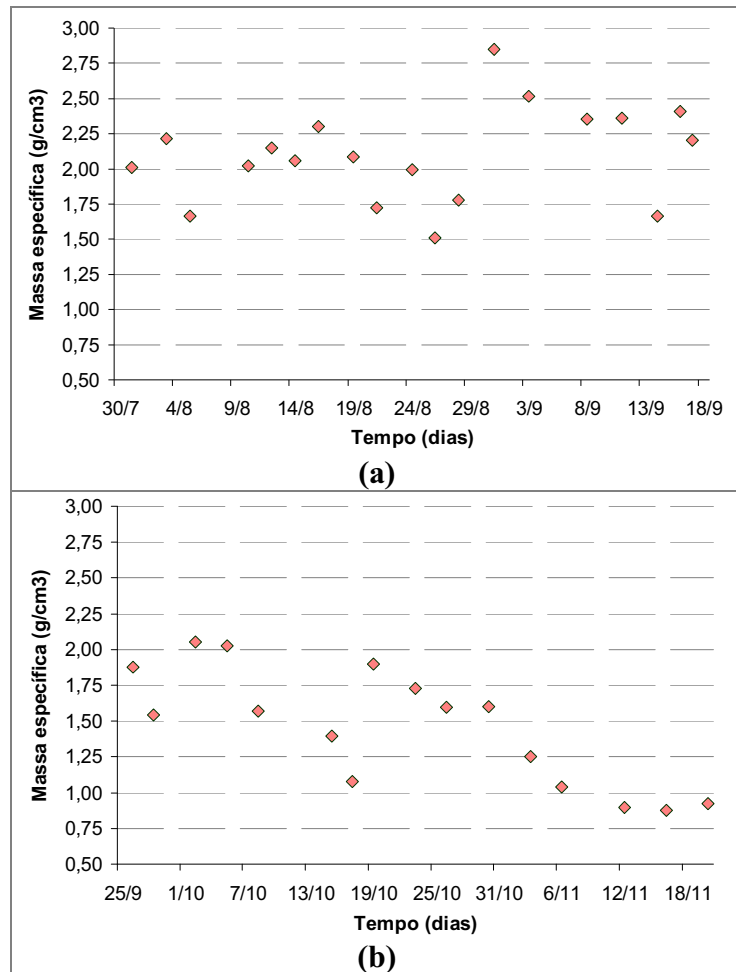


Figura 5.17. Massa específica da biopartícula no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 1

5.4.1.6 Resumo comparativo entre R1 e R2 durante a operação da fase 1

A tabela 5.1 apresenta, resumidamente, os demais resultados obtidos durante a operação da fase 1 no R1 e R2.

Tabela 5.1. Resumo dos dados obtidos durante a fase 1

	REATOR 1			REATOR 2		
	Afluente	Efluente	Eficiência	Afluente	Efluente	Eficiência
DQO Bruta	704	280	60%	680	312	54%
DQO Filtrada		97	86%		97	86%
DBO Bruta	445	184	59%	295	148	50%
DBO Filtrada		30	93%		32	89%
NT	78	49	38%	67	46	32%
N_{Amon}	57	34	42%	49	23	53%
Nitrito	<1	3,2	---	<1	8,6	---
Nitrato	<1	4,2	---	<1	13,0	---
Espessura	0,12 mm			0,27 mm		
Massa específica	2,10 g.cm ⁻³			1,44 g.cm ⁻³		

Operando com 100 g.L^{-1} a remoção de DQO e DBO bruta e filtrada foram semelhantes nos dois reatores, ou seja, a remoção de matéria carbonácea não sofreu alterações significativas com a diferença de diâmetro interno dos reatores. Além disso, ocorreu diferença significativa entre as remoções no efluente bruto e filtrado, indicando a necessidade de um sistema de retenção de sólidos no esgoto efluente.

No que diz respeito à remoção de matéria nitrogenada, a remoção de NT foi semelhante nos dois reatores (cerca de 30%) enquanto que a de remoção de N_{Amon} foi superior no R2. Apesar disto, pode-se dizer que a diferença de diâmetros internos não influenciou significativamente na remoção de nitrogênio.

Observando as concentrações de nitrito e nitrato no efluente dos reatores, tem-se que, provavelmente, ocorreu o processo de nitrificação, porém com eficiência ainda baixa, nos dois reatores.

5.4.2 Fase 2

Nesta fase, os dois reatores foram comparados observando a influência do diâmetro interno na eficiência do sistema operando com concentração de meio suporte de 125 g.L^{-1} .

Com a adição de areia, houve a necessidade de aumento na vazão de ar, para que o meio mantenha-se em suspensão e recirculação. Assim, na fase 2 a vazão média de ar aplicada foi de 3200 L.h^{-1} no R1 e 2700 L.h^{-1} no R2.

A vazão de esgoto e o TDH mantiveram-se praticamente com os mesmos valores da fase 1, sendo 45 L.h^{-1} com TDH 3 h nos dois reatores.

Os valores de pH mantiveram-se na faixa entre 6,5 e 8,0. No afluente dos reatores, a média de pH foi de 7,4, e no efluente foi de aproximadamente 7,5.

As temperaturas observadas, tanto no afluente, quanto no efluente ou no interior dos reatores, variaram entre 21 e 28 °C, sofrendo pequenas alterações de acordo com o clima. As médias, nos dois reatores, foram 26 °C no afluente e 24 °C no efluente.

Como na fase 1, durante a fase 2 os reatores operaram em períodos diferentes. No entanto, em relação ao período climático, nesta fase os dois reatores operaram em períodos relativamente parecidos, sendo setembro, outubro e novembro para o R1 e; novembro e dezembro para o R2.

Os valores médios de OD no interior dos reatores foram de $3,8 \text{ mg.L}^{-1}$ no R1 e $6,4 \text{ mg.L}^{-1}$ no R2. No esgoto afluente foi de aproximadamente $2,0 \text{ mg.L}^{-1}$.

A turbidez variou entre 90 e 350 uT, nos dois reatores. Os valores médios no efluente bruto foram de 97 uT no R1 e 62 uT no R2. E no efluente filtrado foram de aproximadamente 15 e 5 uT no R1 e R2, respectivamente.

5.4.2.1 DQO

Na fase 2, a concentração média de DQO obtida para o R1 foi de 687 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, 317 mg.L⁻¹ no efluente bruto e 109 mg.L⁻¹ no efluente filtrado, cujos dados são apresentados na figura 5.18(a).

No R2 (Figura 5.18(b)), estas concentrações foram de 591 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, 235 mg.L⁻¹ no efluente bruto e 71 mg.L⁻¹ no efluente filtrado. Retirando-se os dados dos pontos 30/11 e 2/12, cujas remoções foram de apenas 16% e 30%, respectivamente, devido a paradas no sistema de fornecimento de ar, o valor médio na DQO bruta passa de 235 para 172 mg.L⁻¹ e a DQO filtrada praticamente não se altera (passa a 70 mg.L⁻¹).

Nos dois reatores, os valores de DQO bruta mantiveram-se entre 100 e 500 mg.L⁻¹ e a filtrada em até 140 mg.L⁻¹. As remoções médias foram de 54% no efluente bruto do R1 e 60% na do R2. No entanto, retirando os pontos citados anteriormente, esta eficiência passa a 71%.

No efluente filtrado, a remoção média foi de 84% no R1 e 88% no R2, ou seja, apresentaram eficiências bastante próximas.

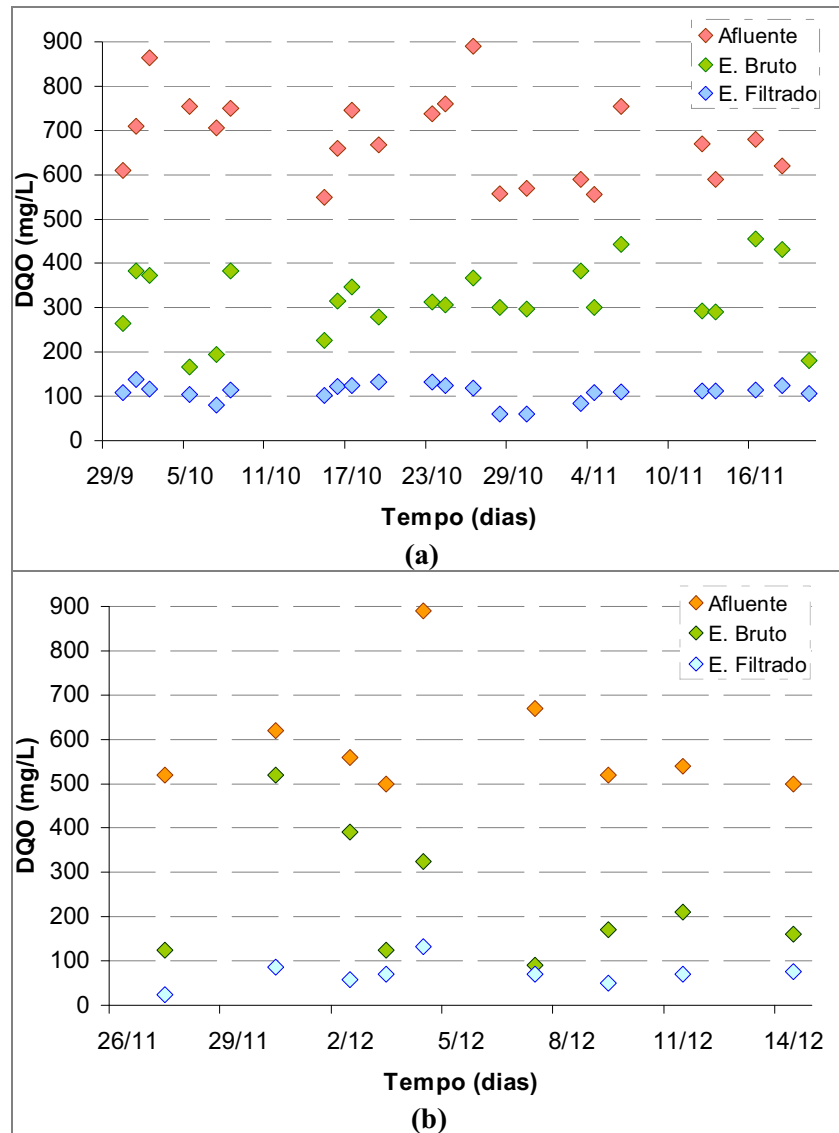


Figura 5.18. Concentrações de DQO obtidas na fase 2 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

Nesta fase, a diferença entre o diâmetro interno dos reatores pode ter influenciado no desempenho do sistema, devido à menor diferença entre as velocidades de subida e descida que ocorre no R2, mantendo o sistema mais homogêneo que no R1.

A concentração de areia pode ter influenciado, sensivelmente, na remoção de DQO do R2, cujas velocidades de circulação são mais próximas entre si que no R1. Já no R1, as duas fases comportaram-se de maneira similar.

5.4.2.2 DBO

As concentrações médias de DBO para o R1 foram de 304 mg.L^{-1} no esgoto afluente, 140 mg.L^{-1} no efluente bruto e 41 mg.L^{-1} no efluente filtrado. E para o R2, foram 337 , 146 e 27 mg.L^{-1} no esgoto afluente, efluente bruto e filtrado, respectivamente. Os dados obtidos durante a operação da fase 2, nos dois reatores, podem ser observados na figura 5.19.

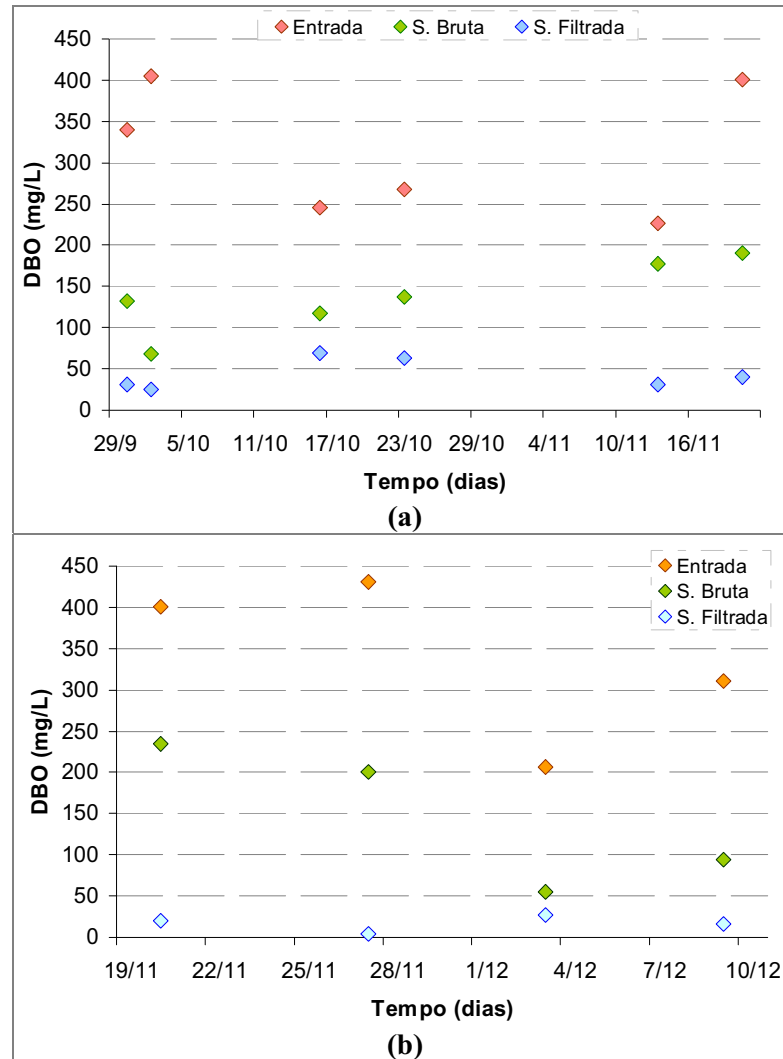


Figura 5.19. Concentrações de DBO obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2

No R1, a remoção média foi de 54% no efluente bruto e 87% no efluente filtrado, no R2 de 57% no efluente bruto e 95% no filtrado.

5.4.2.3 Nitrogênio

No R1, as concentrações de nitrogênio total foram de 67 e 40 mg.L⁻¹ no afluente e efluente, respectivamente, e no R2 foram 90 mg.L⁻¹ no afluente e 37 mg.L⁻¹ no efluente. Assim, as eficiências de remoção foram de 40 e 59% no reator 1 e reator 2, respectivamente.

As concentrações obtidas no efluente dos reatores variaram entre 30 e 50 mg.L⁻¹ no R1 e entre 10 e 60 mg.L⁻¹ no R2, como é possível observar nas figura 5.20.

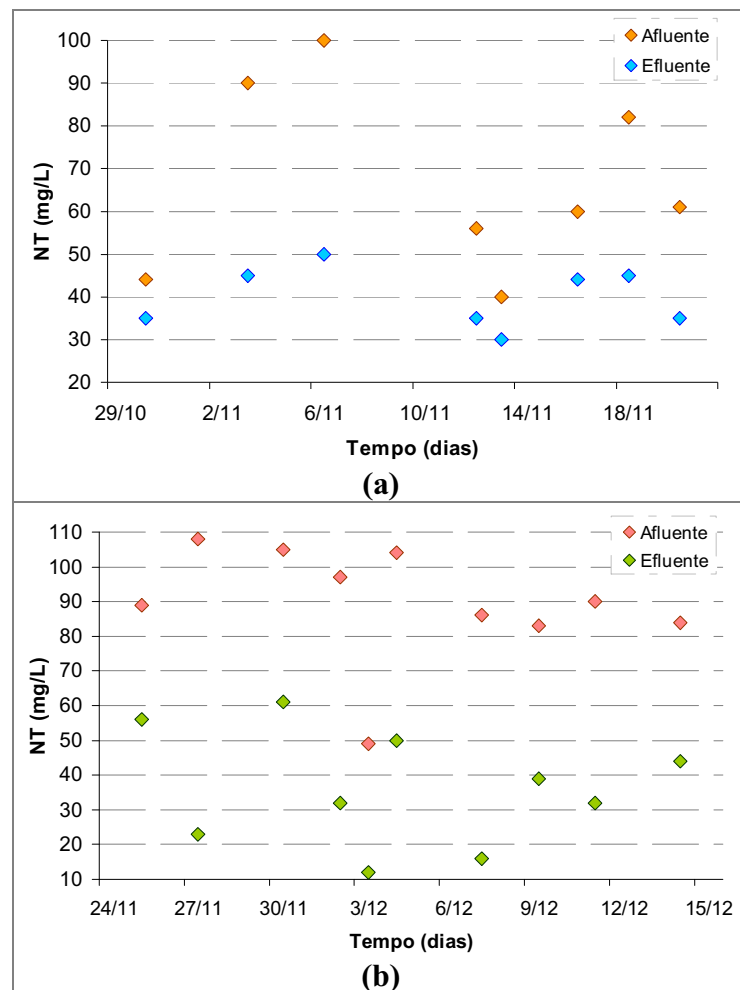


Figura 5.20. Concentrações de nitrogênio total obtidas na fase 2 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

Como observado anteriormente para a remoção de matéria carbonácea, o R2 também apresentou melhor eficiência na remoção de nitrogênio.

Em relação ao nitrogênio amoniacal, a eficiência foi 46% no R1 e 65% no R2. Em termo de concentrações, as médias obtidas foram de 48 e 26 mg.L⁻¹ no afluente e efluente do R1, respectivamente. E no R2, foram de 58 mg.L⁻¹ no afluente e 20 mg.L⁻¹ no efluente. Os dados podem ser observados nas figuras 5.21.

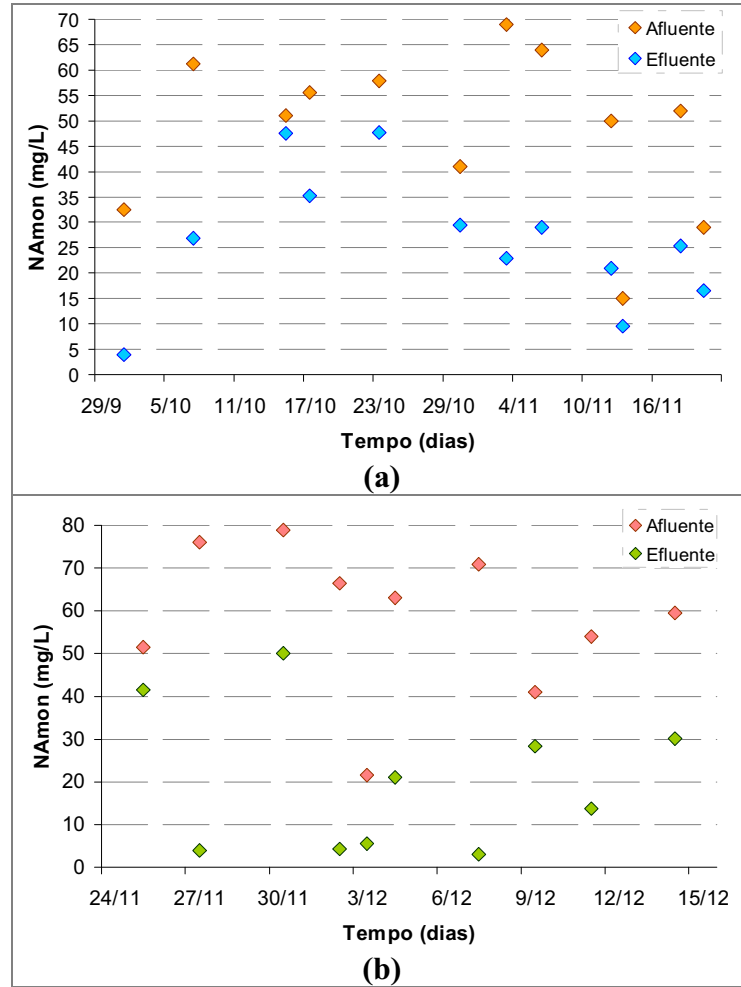


Figura 5.21. Concentrações de nitrogênio amoniacal obtidas na fase 2 de operação do (a) R1 e (b) R2

No R1, a concentração média de nitrito foi de $3,6 \text{ mg.L}^{-1}$. Retirando os dados discrepantes (16/11 e 18/11) observados no gráfico da figura 5.22(a), este valor cai para $2,8 \text{ mg.L}^{-1}$. No R2 (figura 5.22(b)), a concentração média foi de $2,5 \text{ mg.L}^{-1}$, e não foram observados dados discrepantes significativos.

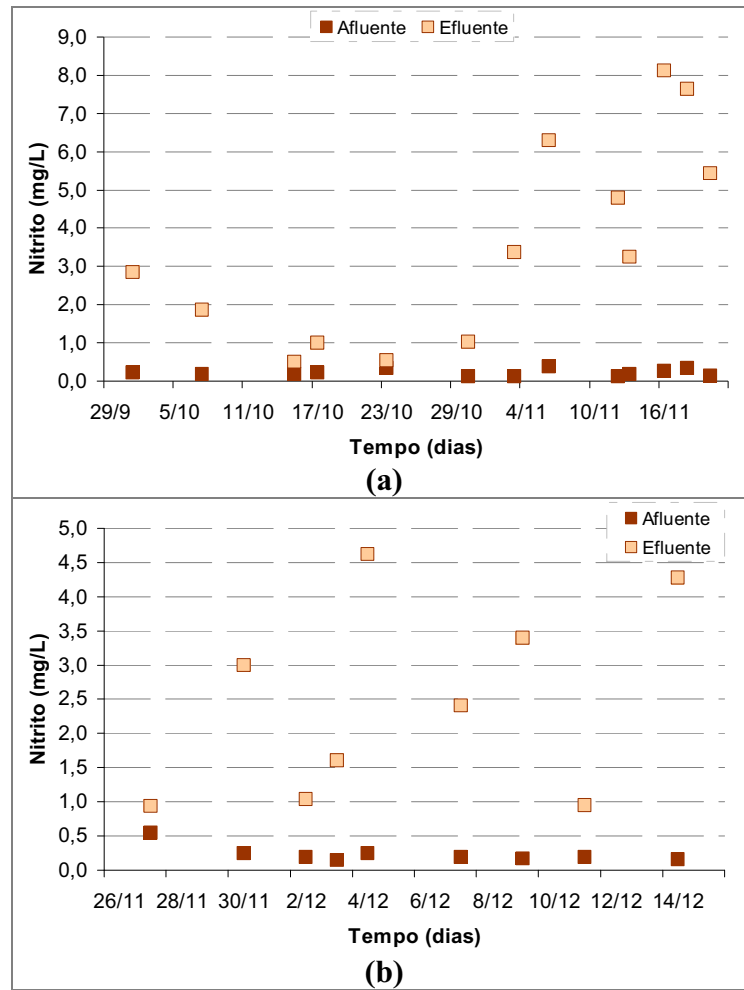


Figura 5.22. Concentrações de nitrito obtidas na fase 2 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

As concentrações médias de nitrito foram próximas nos dois reatores, aproximadamente $5,7 \text{ mg.L}^{-1}$. Houve nitrificação mais intensa com o aumento de concentração de meio suporte, constatado com o aumento da concentração de nitrito. Os dados podem ser observados na figura 5.23.

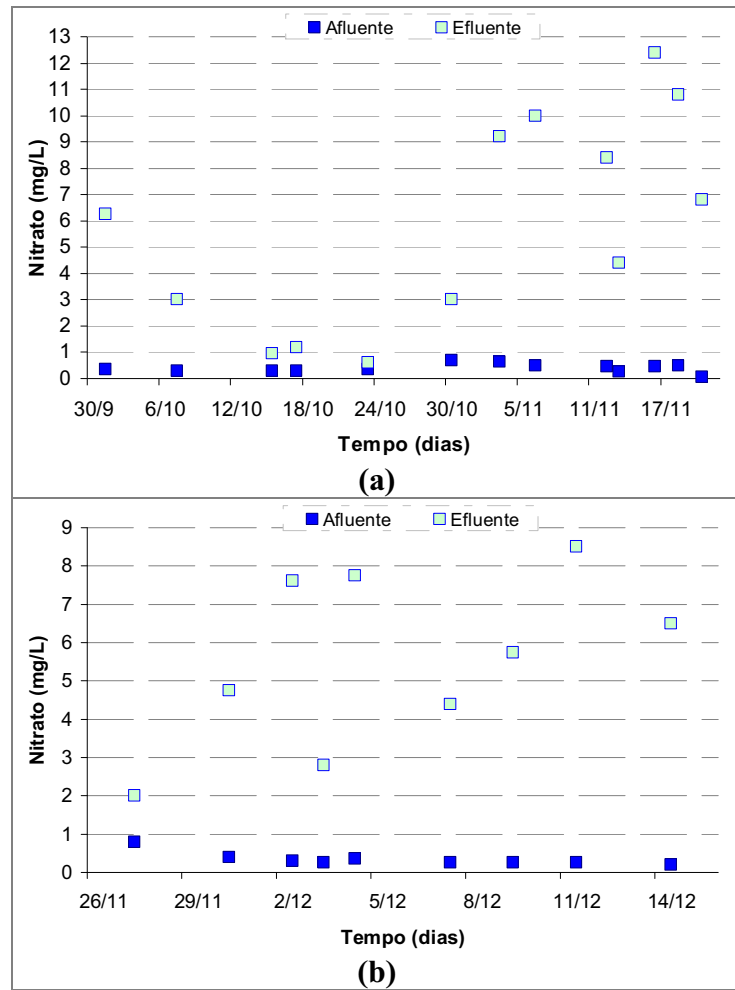
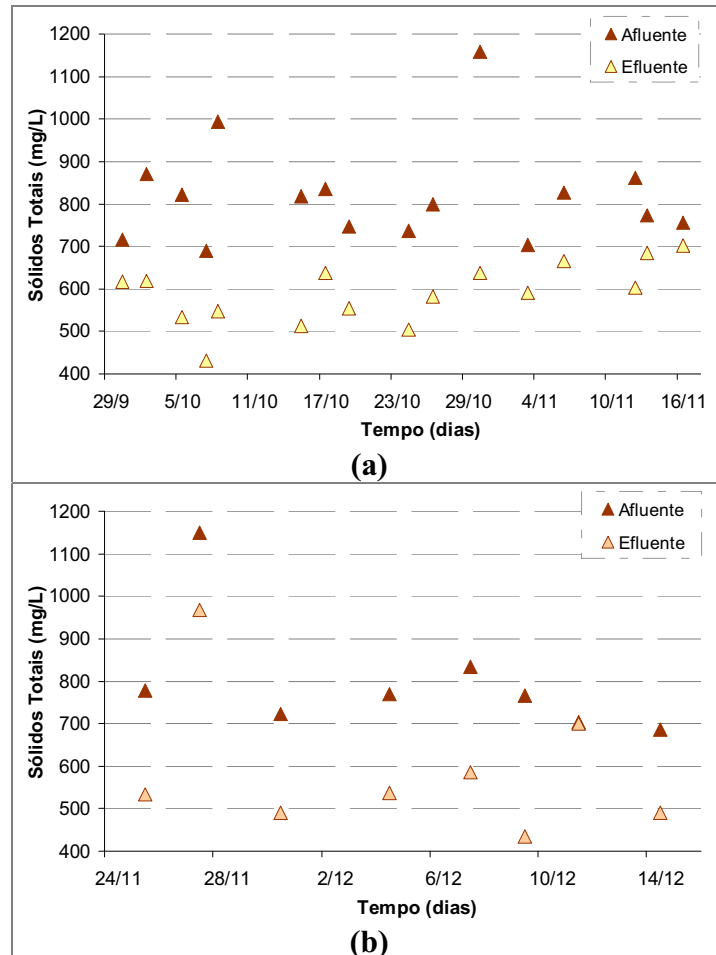


Figura 5.23. Concentrações de nitrato obtidas na fase 2 de operação do **(a)** R1 e **(b)** R2

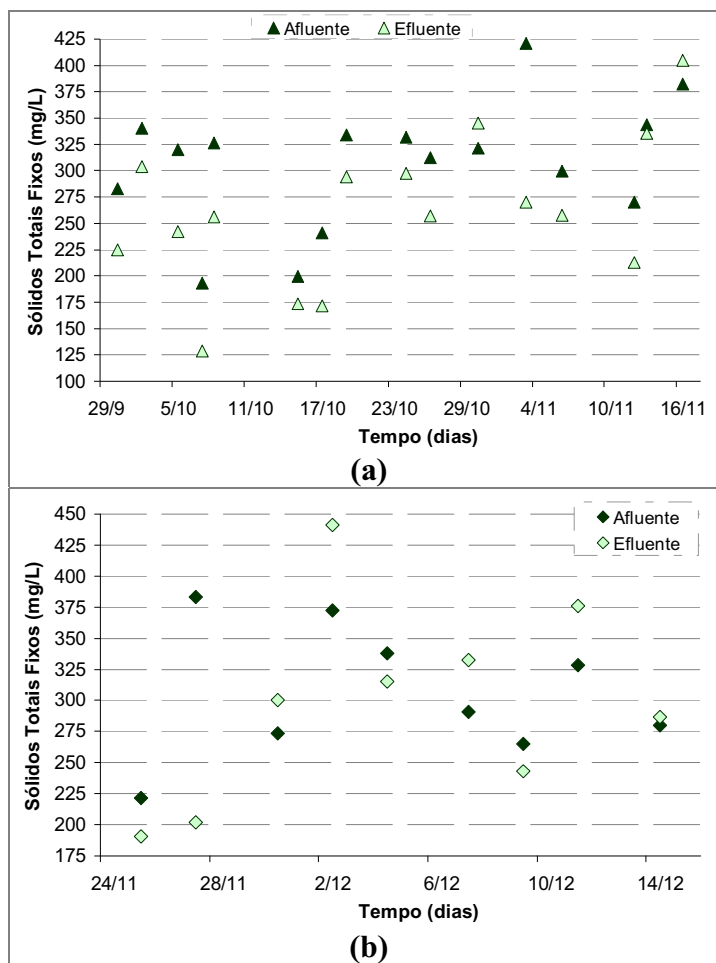
5.4.2.4 Sólidos

A concentração de sólidos totais (Figura 5.24) foi de 810 mg.L^{-1} no esgoto afluente e de 590 mg.L^{-1} no efluente do R1 e 670 mg.L^{-1} do R2.



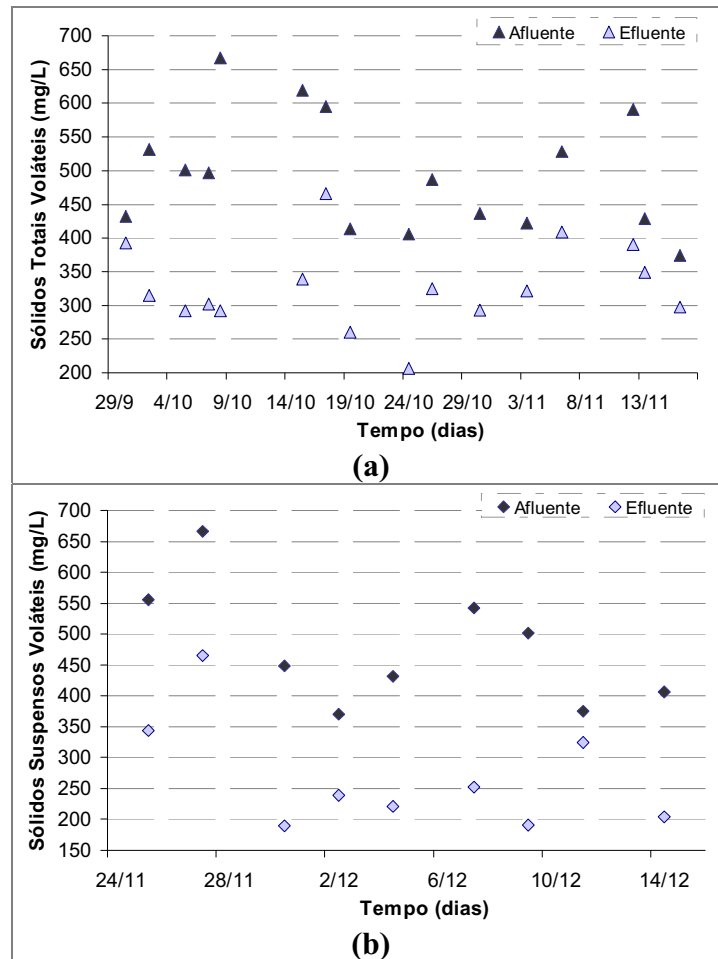
Figuras 5.24. Concentrações de sólidos totais no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 2

As concentrações de sólidos totais fixos (Figura 5.25) no esgoto afluente foi, em média, 320 mg.L^{-1} , e no efluente foi de 260 mg.L^{-1} no R1 e 298 mg.L^{-1} no R2.



Figuras 5.25 Concentrações de sólidos totais fixos no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 2

As concentrações de sólidos totais voláteis (Figura 5.26) foram, em média, 490 mg.L^{-1} no esgoto afluente, 330 e 380 mg.L^{-1} no efluente do R1 e R2, respectivamente.

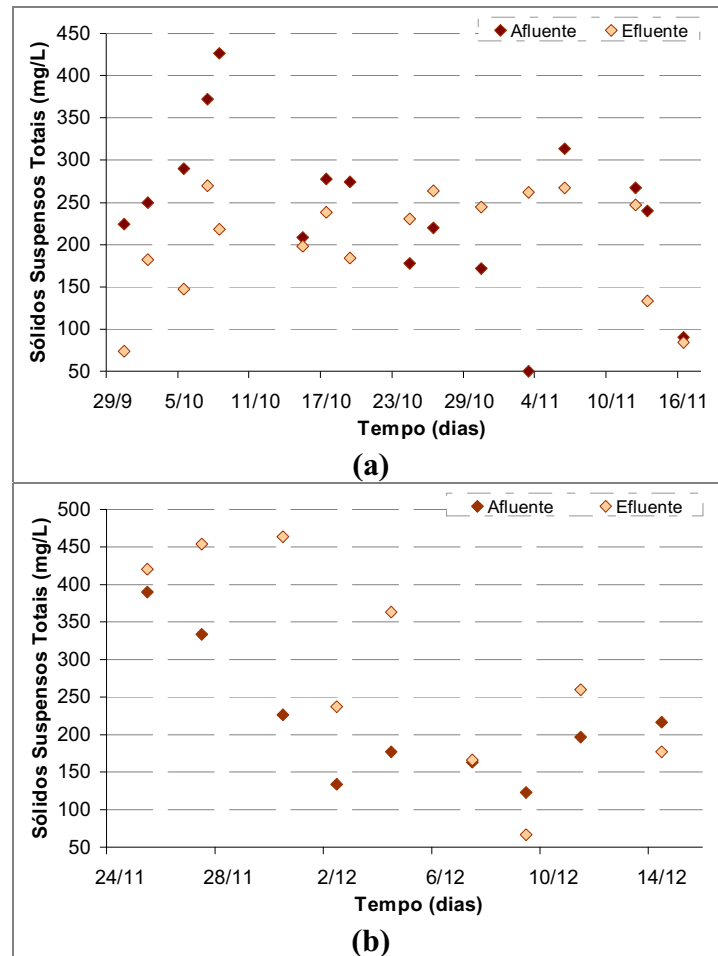


Figuras 5.26. Concentrações de sólidos totais voláteis no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 2

A diminuição das concentrações após a passagem pelo reator foi, em média, 26% de ST nos dois reatores, 18 e 5% de STF no R1 e R2, respectivamente, e 35% de STV nos dois reatores.

No afluente dos dois reatores os sólidos totais mostraram-se compostos por cerca de 40% sólidos fixos e 60% voláteis, e no efluente dos dois reatores esta composição foi, em média, 46% sólidos fixos e 54% voláteis.

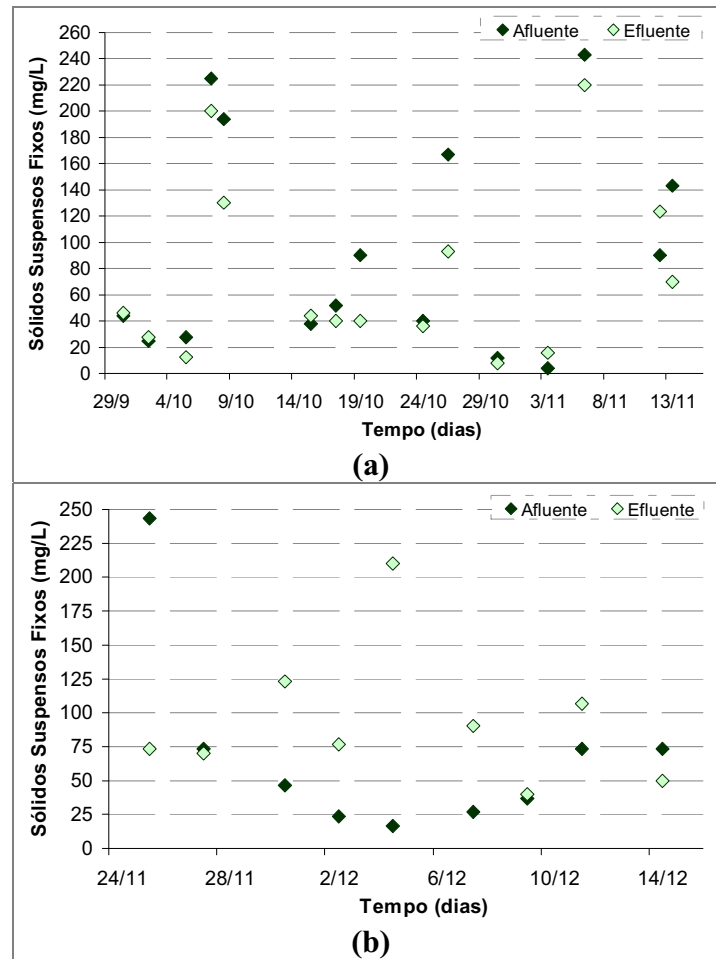
As concentrações de sólidos suspensos totais (Figura 5.27) foram, em média, 230 mg.L^{-1} no esgoto afluente, e 200 mg.L^{-1} no efluente do R1 e 290 mg.L^{-1} no R2.



Figuras 5.27. Concentrações de sólidos suspensos totais no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 2

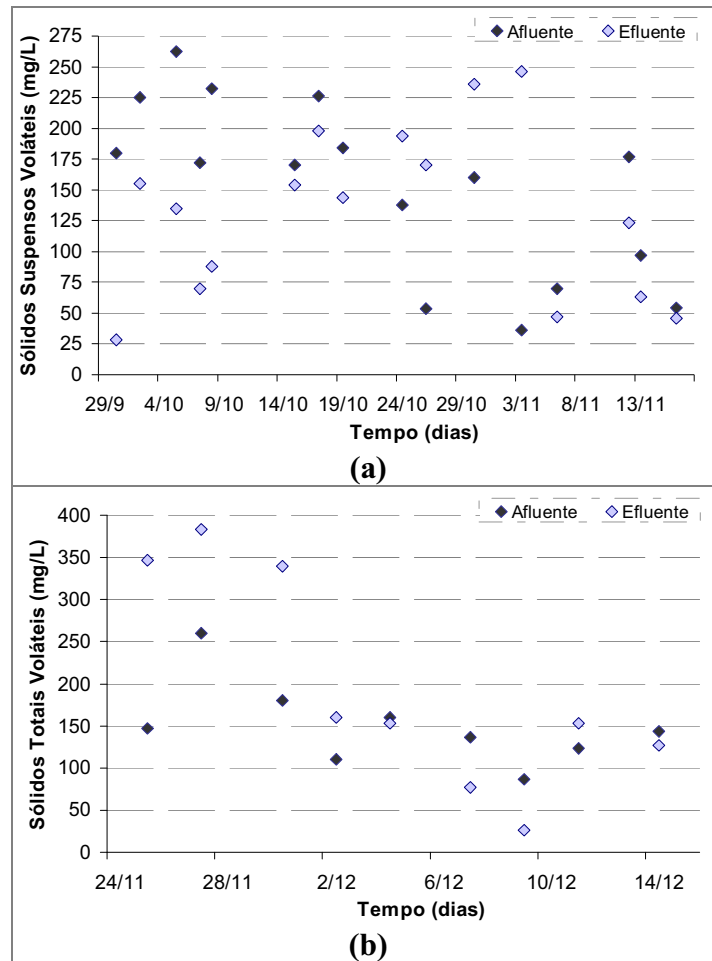
As concentrações de sólidos suspensos fixos (Figura 5.28) foram de 89 mg.L^{-1} no esgoto afluente, 72 mg.L^{-1} no efluente do R1 e 93 mg.L^{-1} no efluente do R2.

Os sólidos suspensos voláteis (Figura 5.29) apresentaram concentrações médias de 150 mg.L^{-1} no esgoto afluente, e no efluente foi de 131 mg.L^{-1} no R1 e 195 mg.L^{-1} no R2.



Figuras 5.28 Concentrações de sólidos suspensos fixos no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 2

A concentração de sólidos suspensos no afluente dos dois reatores apresentou composição de 35% de sólidos fixos e 65% de voláteis. No efluente dos reatores, a composição foi, em média, de 28% de sólidos fixos e 72% de voláteis no R1 e de 37% de sólidos fixos e 63% de voláteis no R2.



Figuras 5.29. Concentrações de sólidos suspensos voláteis no **(a)** R1 e **(b)** R2 durante a fase 2

5.4.2.5 Biofilme

Logo após a adição de areia, para o início da fase 2, a espessura média do biofilme foi de 0,07 mm no R1 e de 0,24 mm no R2 e a massa específica da biopartícula foi 1,59 e 0,65 g.cm⁻³ no R1 e R2, respectivamente.

As espessuras médias obtidas durante a operação da fase 2 foram de 0,10 mm no R1 e 0,15 mm no R2. Na figura 5.30, pode-se observar os valores de espessura do biofilme obtidos ao longo da operação da fase 2.

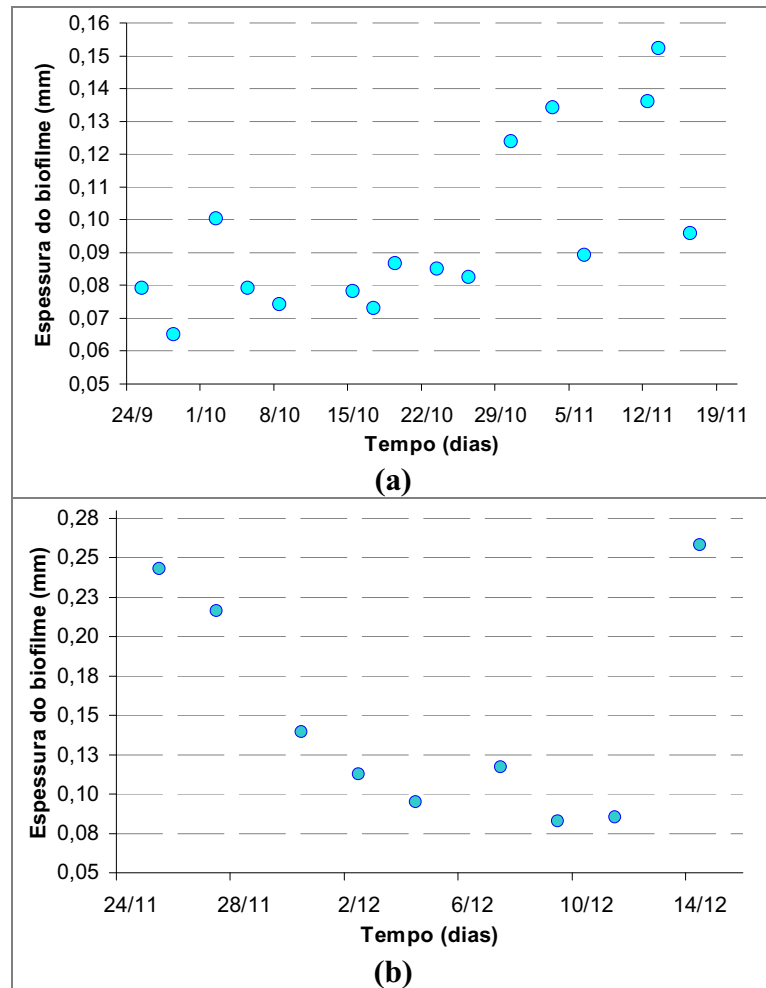


Figura 5.30. Espessura do biofilme no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2

Observando o gráfico pode-se observar que no R1 a espessura do biofilme foi aumentando ao longo do tempo, ou seja, o sistema foi estabilizando, com isto houve aumento na remoção de nitrogênio. A espessura diminuiu no ponto 16/11, ponto no qual se iniciou a adição de areia para a fase 3 de operação, as biopartículas atritam com as novas partículas de areia, diminuindo, assim, a espessura do biofilme e iniciando posteriormente um novo desenvolvimento do biofilme, buscando o equilíbrio.

No R2 a espessura diminuiu, indicando que o biofilme está na fase de desprendimento, aumentando somente no final da fase 2 quando provavelmente o sistema se estabilizou. Mesmo com a espessura diminuindo no R2 e aumentando no R1, o primeiro manteve-se com espessura maior, e a produção de nitrito e nitrato nos dois reatores foi similar.

E os valores médios de massa específica foram $1,85 \text{ g.cm}^{-3}$ no R1 e $1,57 \text{ g.cm}^{-3}$ no R2. Os dados obtidos são apresentados na figura 5.31.

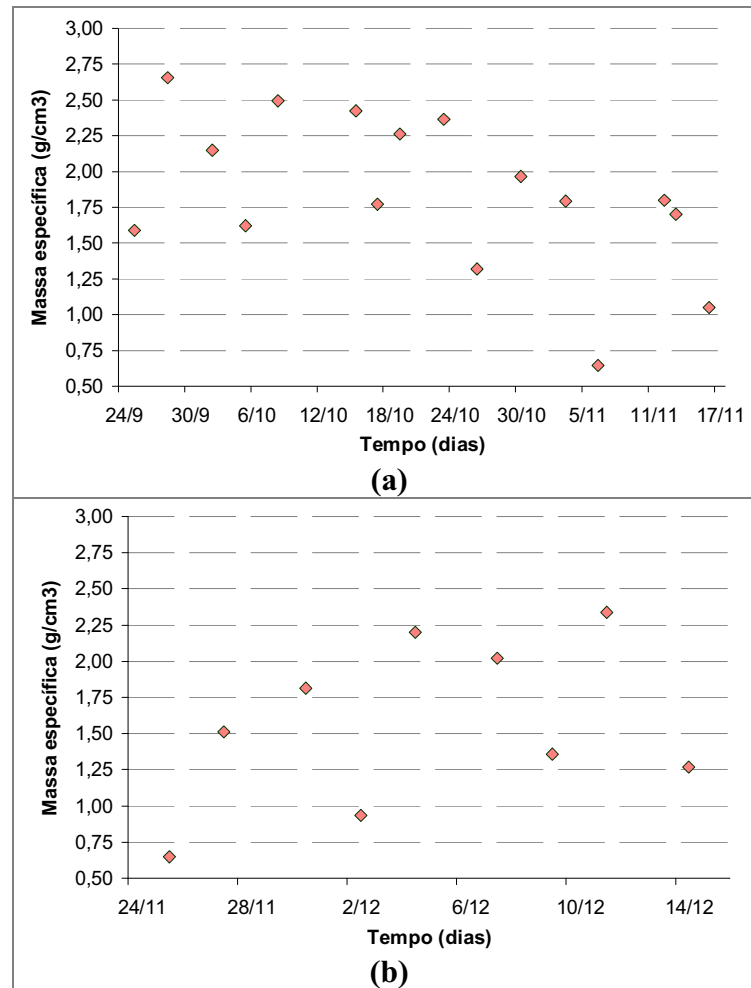


Figura 5.31. Massa específica da biopartícula no (a) R1 e (b) R2 durante a fase 2

5.4.2.6 Resumo comparativo entre R1 e R2 durante a operação da fase 2

Na tabela 5.1 pode-se observar o resumo dos dados obtidos nos dois reatores durante a fase 2 de operação.

Tabela 5.2. Resumo dos dados obtidos durante a fase 2

	REATOR 1			REATOR 2		
	Afluente	Efluente	Eficiência	Afluente	Efluente	Eficiência
DQO Bruta	687	317	54%	591	235	60%
DQO Filtrada		109	84%		71	88%
DBO Bruta	304	140	54%	337	146	57%
DBO Filtrada		41	87%		17	95%
NT	67	40	40%	90	37	59%
N _{Amon}	48	26	46%	58	20	65%
Nitrito	<1	3,6	---	<1	2,5	---
Nitrato	<1	5,9	---	<1	5,6	---
Espessura	0,10 mm			0,15 mm		
Massa específica	1,85 g.cm ⁻³			1,57 g.cm ⁻³		

Operando com 125 g.L^{-1} de meio suporte, o reator com maior diâmetro interno (R2) apresentou comportamento mais eficiente tanto na remoção de matéria carbonácea quanto nitrogenada.

A adição de areia nos dois reatores influenciou no processo de nitrificação, que foi mais eficiente na fase 2. No R2, a melhora foi mais significativa, provavelmente devido a influência da diferença entre as velocidades de subida e descida, que é menor no R2, possibilitando melhor equilíbrio do sistema.

No trabalho de Rufato (2005), onde foram estudadas configurações de reator aeróbio de leito fluidizado com circulação, cuja diferença estava no diâmetro interno destes (100 e 200 mm), o autor observou que a configuração cuja diferença entre as áreas interna/externa era maior apresentou desempenho inferior no que diz respeito à remoção de nitrogênio total e amoniacal.

O R1 apresentou comportamento similar nas duas fases, indicando que caso a concentração de areia tenha influência positiva, o diâmetro interno menor que fez com que a velocidade de subida fosse muito maior que a de descida, não permitiu aumento significativo na eficiência deste reator.

5.4.3 Fase 3

Somente o reator 1 operou nesta fase, portanto os dados obtidos serão utilizados para comparar a influência da concentração de areia no R1.

Nesta fase, foi aplicada vazão de ar média de 3300 L.h^{-1} , e a de esgoto foi de $46,6 \text{ L.h}^{-1}$ com TDH de 2,7h.

Nas análises realizadas, o valor de pH manteve-se entre 6,5 e 7,9. As temperaturas tanto no afluente, efluente ou interior do reator variaram entre 21 e 28 °C, sofrendo pequenas alterações com o clima no dia da coleta dos dados. Os valores de turbidez foram de 180 uT no afluente, 100 uT no efluente bruto e 8 uT no efluente filtrado.

Quanto ao OD, como nas fases 1 e 2, as concentrações de oxigênio dissolvido no interior do reator apresentou valores elevados, variando entre $4,0$ e $7,0 \text{ mg.L}^{-1}$, e no efluente a média de OD foi $1,6 \text{ mg.L}^{-1}$.

A Tabela 5.3 mostra o resumo dos dados obtidos nas três fases de operação deste reator.

Tabela 5.3. Resumo dos dados obtidos no reator 1 durante a fase 3

	FASE 1			FASE 2			FASE 3		
	Afluente	Efluente	Eficiência	Afluente	Efluente	Eficiência	Afluente	Efluente	Eficiência
DQO Bruta	704	280	60%	687	317	54%	591	302	49%
DQO Filtrada		97	86%		109	84%		82	86%
DBO Bruta	445	184	59%	304	140	54%	316	73	77%
DBO Filtrada		30	93%		41	87%		43	86%
NT	78	49	38%	67	40	40%	90	41	54%
N_{Amon}	57	34	42%	48	26	46%	58	21	64%
Nitrito	< 1	3,2	---	< 1	3,6	---	< 1	3,9	---
Nitrato	<1	4,2	---	<1	5,9	---	< 1	8,6	---
Espessura	0,12 mm			0,10 mm			0,13 mm		
M. específica	2,10 g.cm ⁻³			1,85 g.cm ⁻³			1,93 g.cm ⁻³		

A concentração média de DQO foi de 591 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, 302 mg.L⁻¹ no efluente bruto e 82 mg.L⁻¹ no efluente filtrado, sendo as, remoções de 49% no efluente bruto e 86% no filtrado.

As concentrações de DBO foram de 316 mg.L⁻¹ no esgoto afluente, 73 mg.L⁻¹ no efluente bruto e 43 mg.L⁻¹ no efluente filtrado, resultando em eficiências de 77 e 86% no efluente bruto e filtrado, respectivamente.

Comparando as três fases de operação, a remoção de DQO e DBO não sofreu alterações significativas mantendo-se, basicamente, com as mesmas eficiências, mesmo com o aparente aumento na remoção de DBO bruta observada na fase 3.

As concentrações de nitrogênio total obtidos no afluente e efluente do reator foram, respectivamente, 90 e 41 mg.L⁻¹, ou seja, eficiência de remoção de 54%. As de nitrogênio amoniacal foram 58 mg.L⁻¹ no afluente e 21 mg.L⁻¹ no efluente, apresentando eficiência de 64%.

Para nitrito e nitrato, as concentrações médias observadas foram, respectivamente, de 3,9 mg.L⁻¹ e 8,6 mg.L⁻¹.

Com o aumento da concentração de areia, notou-se aumento na remoção de nitrogênio (total e amoniacal), ou seja, a concentração de meio suporte influenciou positivamente a remoção de matéria nitrogenada.

Observando a remoção de nitrogênio amoniacal pode-se dizer que ocorreu nitrificação, no entanto, a presença de altos valores de nitrito e nitrato indica que a desnitrificação não ocorreu adequadamente.

Nesta fase, observou-se que a espessura do biofilme manteve a mesma média das outras fases, 0,13 mm, assim como a massa específica da biopartícula $1,93 \text{ g.cm}^{-3}$.

As concentrações de sólidos totais foram de 795 mg.L^{-1} no esgoto afluente e 580 mg.L^{-1} no efluente, as de sólidos totais fixos, foram de 320 mg.L^{-1} no afluente e 270 mg.L^{-1} no efluente, e de sólidos totais voláteis de 480 e 310 mg.L^{-1} no afluente e efluente, respectivamente.

No afluente, os sólidos totais mostraram-se compostos por cerca de 40% de sólidos fixos e 60% de sólidos voláteis, e no efluente, a composição foi, em média, de 47% sólidos fixos e de 53% sólidos voláteis.

Os sólidos suspensos totais apresentaram concentrações médias de 220 mg.L^{-1} no afluente e 270 mg.L^{-1} no efluente. Os suspensos fixos 50 mg.L^{-1} no afluente e 95 mg.L^{-1} no efluente, os suspensos voláteis 15 mg.L^{-1} no afluente e 171 mg.L^{-1} no efluente.

A concentração de sólidos suspensos no afluente apresentou composição de 28% de sólidos fixos e 72% de voláteis, e no efluente foi, em média, de 40% de sólidos fixos e 60% de voláteis.

De modo geral, a fase 3 apresentou praticamente os mesmos valores observados nas fases 1 e 2, ou seja, a quantidade de areia, assim como o diâmetro interno diferente não causou modificações no comportamento dos sólidos no sistema.

A remoção média de DQO nas três fases de operação foi similar, ou seja, aproximadamente 55% no efluente bruto e 85% no filtrado. Quanto à remoção de DBO, a fase 3 apresentou eficiência pouco maior (77%) no efluente bruto, já no efluente filtrado as médias foram similares (90%). Pode-se dizer, então, que a diferença de meio suporte não influenciou significativamente na remoção de matéria carbonácea, porém influenciou na remoção de matéria nitrogenada, pois a remoção de nitrogênio total e amoniacal aumentou com a adição de meio suporte. Ocorreu aumento no processo de nitrificação com adição de areia e amadurecimento do biofilme, chegando próximo a valores satisfatórios na fase 3 (64%). No entanto, não se pode considerar que houve desnitrificação significativa.

O comportamento dos sólidos e da turbidez não sofreu alterações significativas com a diferença de concentração de meio suporte e nem de diâmetro do tubo interno entre os reatores.

É importante salientar que a grande diferença de remoção de DQO, DBO e turbidez, entre efluente bruto e filtrado indica a necessidade de um sistema de decantação ou flotação após o tratamento no reator, antes que este seja despejado em algum corpo hídrico.

5.5 Ensaio Microbiológicos

Na figura 5.32a tem-se a areia antes desta ser adicionada ao reator, pode-se observar a estrutura irregular dos grãos de areia. Na figura 5.32b, tem-se a biopartícula formada após uma semana de funcionamento do R1. O biofilme está na fase de formação e maturação das microcolônias; observa-se que nas partículas menores o crescimento é mais pronunciado.

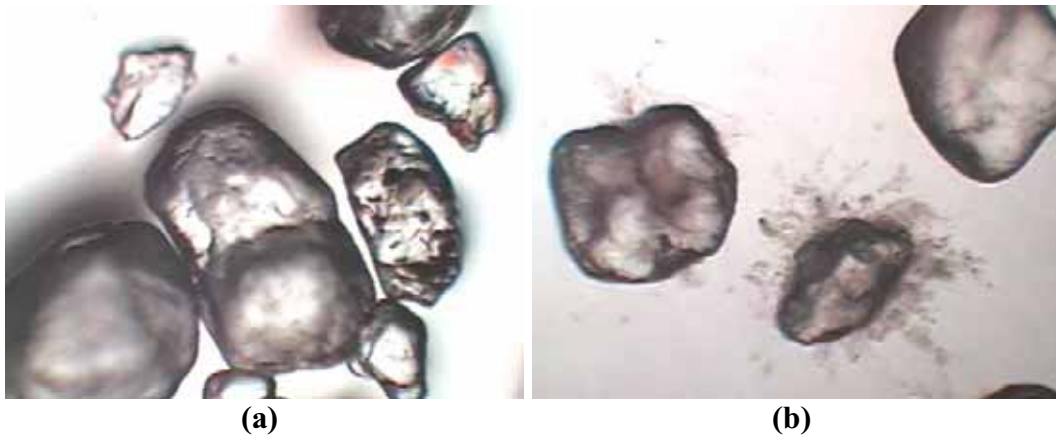


Figura 5.32. Visualização em microscópio ótico (objetiva PL 4-0,1 mm) (a) areia sem biofilme e (b) biopartícula após uma semana de operação do reator

As amostras retiradas durante o funcionamento dos reatores para identificação das bactérias presentes no biofilme foram incubadas em placas de petri com meio PCA, para o crescimento (Figura 5.33a) e isoladas em tubo contendo o mesmo meio inclinado (Figura 5.34). Então, foram feitos esfregaços das bactérias isoladas, e testes de catalase, Gram e esporos.

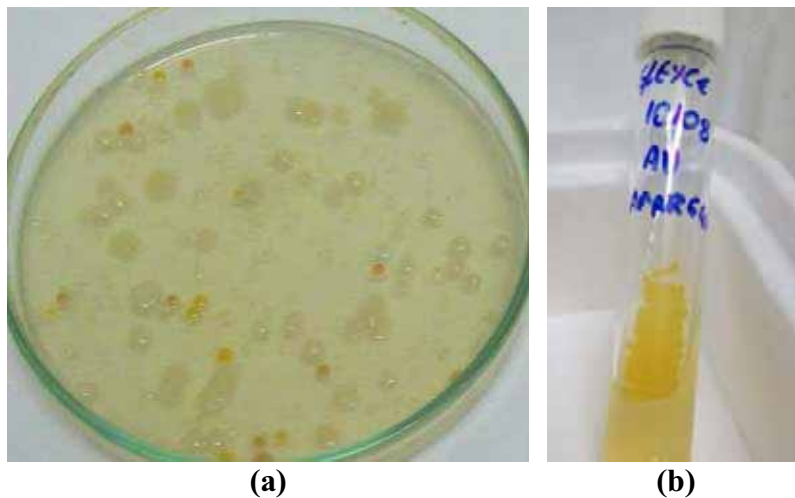


Figura 5.33. Exemplo de uma (a) placa de petri colonizada por uma das amostras retiradas e (b) bactéria isolada em tubo inclinado

Foram encontradas, aproximadamente, trinta bactérias com características distintas, em relação aos três testes realizados e à coloração de suas colônias. Na figura 5.35 podem-se observar exemplos de bactérias Gram positiva, Gram negativa e de esporos.

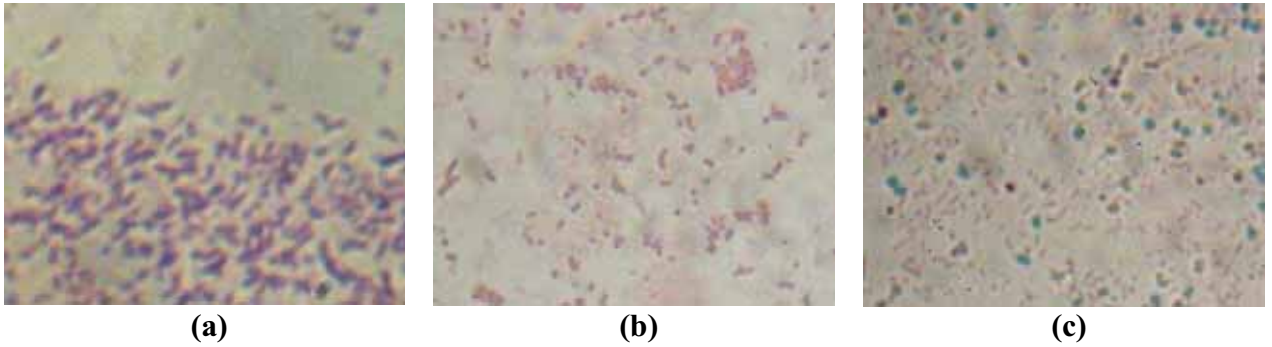


Figura 5.34. Exemplo de bactéria (a) Gram +, (b) Gram – e, (c) esporulada

Das bactérias observadas, cerca de 50% mostraram-se positivas para catalase (estafilococos) e 50% negativas (estreptococos). O mesmo ocorreu com o teste de Gram, e 83% das bactérias isoladas não apresentaram formação de esporos.

Das trinta diferentes bactérias obtidas, foram selecionadas vinte e três delas, as que apareceram com maior frequência, para fazer a caracterização genômica.

Estas bactérias, isoladas, foram encaminhadas para Laboratório de Bioquímica de Microorganismos e Plantas na FCAV/UNESP, para a extração do DNA e posterior identificação dos gêneros das mesmas, utilizando a metodologia PCR.

Após a extração do DNA, as amostras passaram por gel de agarose (eletroforese) e em seguida colocado em câmara de raios UV, para verificar se a quantidade de DNA extraído foi boa o suficiente para fazer a PCR. A figura 5.35 mostra um exemplo de como o DNA é visto nesta câmara de UV.

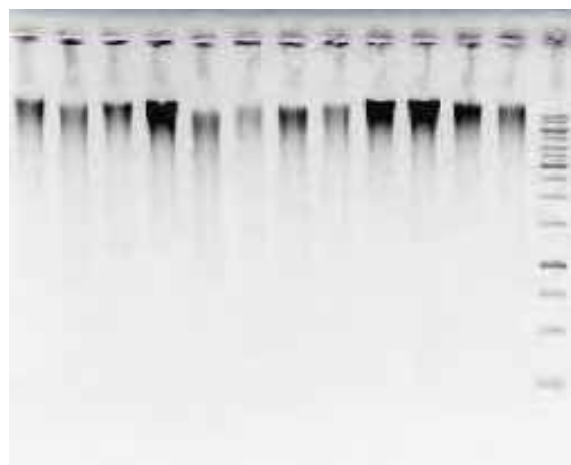


Figura 5.35. DNA observado em câmara de UV após extração e eletroforese

O próximo passo foi diluição das amostras para a realização da PCR, e com os dados desta análise foi possível verificar em um banco de dados, o gênero das bactérias, cujo DNA foi extraído.

5.5.1 Caracterização Genômica

Das vinte e três amostras isoladas e levadas para a caracterização genômica no Laboratório de Bioquímica de Microorganismos e Plantas (FCAV/UNESP) 91% foram identificadas como pertencentes ao filo *Firmicutes*, classe *Bacilli* e ordem *Bacillales*. Destas, 38% foram identificadas como sendo da família *Bacillaceae*, e 48% pertencentes ao gênero *Bacillus*.

Os representantes do filo *Firmicutes* estão descritos como bactérias gram-positivas de rápido desenvolvimento em presença de quantidades suficientes de nutrientes, porém, somente prevalecem em condições de disponibilidade de nutrientes em áreas com baixa competição, ou seja, normalmente são encontrados em ambientes instáveis (VAL-MORAES, 2008).

Como a maioria das bactérias isoladas neste experimento foi identificada como pertencentes a este grupo, pode-se considerar que o sistema ainda não estava estabilizado, o que provavelmente ocorreu devido às paradas no fornecimento de ar, e consequente desestabilização do sistema.

No gênero *Bacillus*, as células têm forma de bastonetes retos, arranjadas aos pares ou cadeias com extremidades arredondadas. São aeróbios ou anaeróbios facultativos e geralmente são catalase positivos. Podem ser encontrados em diversos habitats, principalmente no solo, onde possuem papel importante no ciclo do carbono (GOMES, 2008). Trata-se de um gênero versátil, onde estão tanto bactérias úteis para agricultura no controle biológico de pragas (*Bacillus thuringiensis*) como as causadoras de intoxicação alimentar (*Bacillus cereus*) e lesões na pele (*Bacillus anthracis*) (VAL-MORAES, 2008).

As 9% amostras restantes foram identificadas como pertencentes ao filo *Proteobacteria*, classe *Betaproteobacteria*, ordem *Burkholderiales*, família *Comamonadaceae* e gênero *Comamonas*.

As *Proteobacterias* estão alocadas em cinco subdivisões: *Alfa*, *Beta*, *Gama*, *Delta* e *Epsilonproteobacteria* e desempenham papel importante no ciclo do nitrogênio (VAL-MORAES, 2008).

Esta classe compreende as bactérias púrpuras e suas semelhantes, são predominantemente gram-negativas. As betaproteobacterias são muito heterogêneas em relação a seu metabolismo e morfologia, compreendendo as bactérias fototróficas púrpuras não sulfurosas, várias quimiolitotróficas, algumas metilotróficas, quimiorganotróficas, fixadoras de nitrogênio e algumas patogênicas para plantas, humanos e animais. Alguns membros são de interesse biotecnológico devido a suas propriedades biodegradáveis (RAMOS, 2006).

6 CONCLUSÕES

Pode-se observar que:

Na fase 1

- A diferença entre os diâmetros internos não influenciou significativamente as remoções de nitrogênio e de matéria carbonácea;
- Ocorreu o processo de nitrificação, porém com eficiência ainda baixa.

Na fase 2

- Com aumento de meio suporte ocorreu acréscimo significativo na remoção de nitrogênio total e sensível aumento na remoção de matéria orgânica, ou seja, o aumento da concentração de areia é fator relevante a ser considerado neste tipo de reator;
- Com esta quantidade de areia (125 g.L^{-1}), a diferença entre área interna e externa pode ter começado a influenciar na eficiência do sistema, pois o reator com menor diferença (R2) apresentou comportamento mais eficiente, tanto na remoção de matéria carbonácea quanto nitrogenada;

Na fase 3

- Nesta fase, na qual somente o R1 operou, a diferença na concentração de meio suporte não influenciou significativamente a remoção de matéria carbonácea, no entanto, influenciou positivamente a remoção de matéria nitrogenada, aumentou com a adição de meio suporte;
- Em todo o período experimental, a turbidez apresentou valores muito menores no efluente filtrado que no bruto e os sólidos apresentaram praticamente os mesmos valores antes e depois do tratamento, ressaltando a importância de um sistema de retenção de sólidos na saída dos reatores;
- De acordo com o observado nos dois reatores, a espessura de biofilme interessante para a remoção eficiente e simultânea de matéria carbonácea e nitrogenada é em torno de 0,14 mm;
- A identificação dos microrganismos presentes no biofilme mostrou ser uma ferramenta importante no aprimoramento e conhecimento aprofundado dos sistemas de tratamento de águas residuárias.

7 RECOMENDAÇÕES

- Desenvolvimento de trabalhos que considerem a realização de ensaios microbiológicos como foco principal, pois a identificação e estudo aprofundado das atividades microbiológicas envolvidas irão contribuir muito para o processo de desenvolvimento de sistemas biológicos de tratamento de águas residuárias.
- Ensaios experimentais com reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação interna operando com condições operacionais controladas, como temperatura e pH, por exemplo.
- É importante que, em trabalhos futuros, sejam utilizados sistemas de controle para minimizar os danos causados pelas quedas de energia e/ou interrupções no sistema de aeração.
- Estudos operando com outros tipos de meio suporte e configurações de reator, variando, por exemplo, o diâmetro em relação à altura do reator.

8 Referências

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS- ABNT. **NBR 7181/84**: análise granulométrica: solo. Rio de Janeiro, 1984. 13p.

ALBERTE, T. M. et al. Avaliação do desempenho de um reator “air-lift” de tubos concêntricos no tratamento de manipueira. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE BIOPROCESSOS, 15., 2005, Recife. **Anais...** Recife: UFPE/ABEQ, 2005. 1CD-ROM.

AMANN, R.; FUCHS, B. M.; BEHRENS, S. The identification of microorganisms by fluorescence *in situ* hybridization. **Current Opinion in Microbiology**, Oxford-England, v.12, n.3, p.231-236, 2001.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA); AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION (AWWA); WATER ENVIRONMENT FEDERATION (WEF). **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20.ed. Washington: APHA, 1998. 1368p.

ARAÚJO JUNIOR, M. M. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para remoção de matéria orgânica e nitrogênio de água residuária de indústria produtora de lisina**. 2006. 160 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo - USP, São Carlos, 2006.

ARAÚJO, L. S. **Influência da relação entre diâmetros no desempenho de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos**. 2008. 173 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista - UNESP, Ilha Solteira, 2008.

AUN, M. V. **Estudo da remoção de nitrogênio via nitrito e via nitrato me sistema de lodos ativados alimentos por despejos com alta concentração de fenol**. 2007. 248f. Tese (Doutorado) - Escola Politécnica, Universidade de São Paulo - USP, São Paulo, 2007.

BARBER, W. P.; STUCKEY, D. C. Nitrogen removal in a modified anaerobic baffled reactor (ABR): 1. denitrification. **Water Research**, New York, v.34, n.9, p.2413-2422, 2000.

BASSANI, F. **Diagnóstico da situação atual do sistema de esgoto no campus I da Universidade de Passo Fundo – RS**: parâmetros iniciais para o projeto de uma estação de tratamento compacta. 2005. 140 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia) - Faculdade de Engenharia e Arquitetura, Universidade de Passo Fundo, Passo Fundo, 2005.

BRANDÃO, H. L. **Transferência de massa no processo de biodegradação de efluentes líquidos em reatores com biofilme**. 2002. 192f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC, Florianópolis, 2002.

NETO, C. O. A.; CAMPOS, J. R. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. In: CAMPOS, J. R. (Coord.). **Programa de Pesquisas em Saneamento Básico - PROSAB**. Rio de Janeiro: ABES, 1999. cap.1, p.1-28.

CARVALHO JUNIOR, O. **Nova configuração de biofiltro aerado submerso utilizado no pós-tratamento do efluente de reator UASB**. 2008. 144f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo - USP, São Carlos, 2008.

CODAS, B. V. B.; SCHMIDELL, W.; ALEM, P. Avaliação da transferência de oxigênio em um biorreator aerado submerso com enchimento. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITÁRIA Y AMBIENTAL, 28., 2002, Cancun. **Anais...** Cancun: AIDIS: 2002. 1CD-ROM.

COSTA, R. H. R. et al. Pós-tratamento de efluente anaeróbio utilizando leito fluidizado trifásico aeróbio. Em: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. **Coletânea de Trabalhos Técnicos**, Belo Horizonte, v.2, n.1, p.153-164, 2001.

DISTLER, G. A.; RUSSO, C.; SANT'ANNA JUNIOR, G. L. Tratamento de esgoto em reator aeróbio de leito fluidizado trifásico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 18., 1995, Salvador. **Anais...** Salvador: ABES: 1995.1CD-ROM,

FABIANO, M. **Simulação estacionária e dinâmica do reator anaeróbio horizontal de leito fixo para o tratamento de águas residuárias**. 2005. 125 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Centro de Ciências Exatas e de Tecnologia, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2005.

FEIDEN, A. **Tratamento de águas residuárias de indústria de fécula de mandioca através de biodigestor anaeróbio com separação de fases em escala piloto**. 2001. 80f. Tese (Doutorado em Agronomia/Energia na Agricultura) - Faculdade de Ciências Agrônômicas, Universidade Estadual Paulista - UNESP, Botucatu, 2001.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e desnitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITÁRIA Y AMBIENTAL, 28., 2002, Cancun. **Anais...** Cancun: AIDIS: 2002. 1CD-ROM.

FUNDAÇÃO NACIONAL DE SAÚDE - FUNASA. **Manual de saneamento**. Brasília: Ministério da Saúde, 2004. 90p.

GARCIA-CALVO, A. et al. A fluid dynamic model for three-phase airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, New York, v.54, n.13-14, p.2359-2370, 1999.

GEBARA, D. **Desempenho de um reator aeróbio de leite fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2006. 402 f. Tese (Doutorado em Engenharia) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo - USP, São Paulo, 2006.

GHIGO, J. M. Are there biofilm-specific physiological pathways beyond a reasonable doubt. **Research in Microbiology**, Paris, v.154, n.4, p.1-8, 2003.

GIESEKE, A. et al. Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor and microscale investigations. **Water Research**, New York, v.36, n.2, p.501-509, 2002.

GJALTEMA, A. et al. Detachment of biomass from suspended nongrowing spherical biofilms in airlift reactors. **Biotechnology & Bioengineering**, New York, v.46, n.3, p.258–269, 1995.

GOMES, M. J. P. **Gênero *Bacillus* spp. microbiologia clínica**. Rio Grande do Sul, Universidade Federal do Rio Grande do Sul - UFRGS, 2008. (Notas de Aulas - Veterinária). Disponível em: <http://www.ufrgs.br/labacvet/pdf/bacillus_2008-2.pdf>. Acesso em: 16 jun.2010.

GRUPO DE CIÊNCIAS BIOLÓGICAS – GCB. **Crescimento microbiano em biofilmes. Instituto Superior Técnico**. [S.l.: s.n.], 2008. Disponível em: <<http://www.escola.pt/topico.asp?id=354#areaNameAndNav>>. Acesso em: 22 dez. 2008.

GUARDIA FILHO, L. E. **Sistema de aquisição de dados de condutividade elétrica e software para investigação da hidrodinâmica de reatores FBBR**. Ilha Solteira: UNESP/FE, 2001. 45p. (Relatório Científico ao CNPq-PIBIC).

HAGEDORN-OLSEN, C. et al. Oxygen reduces denitrification in biofilm reactors. **Water Science and Technology**, London, v.29, n.10-11, p.83-91, 1994.

HEIJNEN, J. et al. Formation of biofilms on small suspended particles in air-lift reactors. **Water Science and Technology**, London, v.26, n.9/10, p.2015-2019, 1992.

HEIJNEN, J. et al. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using biofilm reactors. **Water Science and Technology**, London, v.23, n.15, p.1427-1436, 1991.

HEIJNEN, J.J. et al. A simple hydrodynamic model for the liquid circulation velocity in a full-scale two-and three-phase internal airlift reactor operating in the gas recirculation regime. **Chemical Engineering Science**, New York, v.52, n.15, p.2527-2540, 1997.

HENZE, M et al. **Wastewater treatment: biological and chemical processes**. New York: Springer, 1997. 383p.

HERNANDES, T. N. **Coefficiente de transferência de oxigênio em reatores aeróbios de tubos concêntricos e leito fluidizado**. 2002. 137 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) - Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista – UNESP, Ilha Solteira, 2002.

HIRATA, A et al. Evaluation of kinetic parameters of biochemical reaction in three-phase fluidized bed biofilm reactor for wastewater treatment. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v.5, n.2, p.165-171, 2000.

IWAI, S.; KITAO, T. **Wastewater treatment with microbial films**. Lancaster: Technomic Publishing Company, 1994. 183p.

JAVAREZ JUNIOR, A.; DE PAULA JUNIOR, D. R.; GAZZOLA, J. Avaliação do desempenho de dois sistemas modulares no tratamento anaeróbio de esgotos em comunidades rurais. **Engenharia Agrícola**, Sorocaba, v.27, n.3, p.794-803, 2007.

JORDÃO, E. P.; PESSOA, C. A. **Tratamento de esgotos domésticos**. 3.ed. Rio de Janeiro: ABES, 1995. 720p.

KYAW, C. M. **Biofilmes microbianos**. Brasília: Universidade de Brasília – UnB, 2008. Disponível em: <<http://vsites.unb.br/ib/cel/microbiologia/biofilme/biofilme.html>>. Acesso em: 22 dez. 2008. (Notas de Aula – Microbiologia).

LEVENSPIEL, O.; KUNII, D. **Fluidization engineering**. 2.ed. Stoneham: Butterworth-Heinemann, 1991. 491p.

MARTÍN, P. R. **Análisis del flujo y cambio de escala em sistemas líquido-gas**. 2002. 365f. Tese (Doutorado) – Facultad de Ciências Químicas, Universidad Complutense de Madrid - UCM, Madrid, 2002.

MARTÍN, R. D. **Estudio del flujo em reactores com tres fases por simulación**. 2004. 434f. Tese (Doutorado) - Facultad de Ciências Químicas, Universidad Complutense de Madrid - UCM, Madrid, 2004

MARTINS JUNIOR, W. N. **Perdas de carga e velocidades induzidas em reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação**. 2005. 132 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista - UNESP, Ilha Solteira, 2005.

MELLO, J. M. M. **Biodegradação dos compostos btex em um reator com biofilme**. 2007. 152 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) - Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

MELO, L. F.; VIEIRA, M. J. Physical stability and biological activity of biofilms under turbulent flow and low substrate concentration. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, New York, v.20, n.4, p.363-368, 1999.

MERCHUK, J. C.; BERZIN, I. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. **Chemical Engineering Science**, New York, v.50, n.14, p.2225-2233, 1995.

METCALF; EDDY. **Wastewater engineering treatment, disposal and reuse**. 3.ed. New York: Mc Graw Hill, 1991.1334 p.

MITTELMAN, M. W. Structure and functional characteristics of bacterial biofilms in fluid processing operations. **Journal of Dairy Science**, Champaign, v.81, n.10, p.2760-2764, 1998.

MULDER, A. et al. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. **FEMS Microbiology Ecology**, Amsterdam, v.16, n.3, p.177-183, 1995.

NARDI, I. R. et al. Anaerobic packed-bed reactor for bioremediation of gasoline-contaminated aquifers. **Process Biochemistry**, London, v.40, n.2, p.587-592, 2005.

NASCIMENTO, F. M. S. **Aplicação da técnica PCR para detecção de bactérias potencialmente patogênicas em um sistema UASB-lagoas de polimento para tratamento de esgoto doméstico**. 2008. 92 f. Dissertação (Mestrado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais - UFMG, Belo Horizonte, 2008.

NICOLELLA, C.; VAN LOODRESCHT, M. C. C.; HEIJNEN, J. J. Identification of mass transfer parameters in three-phase biofilm reactors. **Chemical Engineering Science**, New York, v.54, n. 13-14, p.3143-3152, 1999.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; HEIJNEN, J. J. Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. **Journal of Biotechnology**, Amsterdam, v.80, n.1, p.1-33, 2000a.

NICOLELLA, C.; VAN LOOSDRECHT.; M. C. M.; HEIJNEN, S. J. Particle-based biofilm reactor technology. **Trends in Biotechnology**, Amsterdam, v.18, n.7, p.312-320, 2000b.

NOGUEIRA, R. et al. Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactors: effect of hydraulic retention time and the presence of organic carbon. **Water Research**, New York, v.36, n.2, p.469-481, 2002.

NUVOLARI, A. **Esgoto sanitário: coleta, transporte, tratamento e reuso agrícola**. São Paulo: Edgard Blucher, 2003, 520p.

ORTEGA, F. S. et al. Aplicação de espumas cerâmicas produzidas via *gelcasting* em biorreator para tratamento anaeróbio de águas residuárias. **Cerâmica**, São Paulo, v. 47, n.304, p.199-203, 2001.

OSHINOWO, T.; CHARLES E. Vertical two-phase flow. Parte I. flow pattern correlations. **Canadian Journal of Chemical Engineering**, Ottawa, v.52, n.1, p.25-35, 1974.

PAUL, E. A.; CLARK, F. E. **Soil microbiology and biochemistry**. San Diego: Academic, 1996. 345 p.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA – IBGE. **Pesquisa Nacional de Saneamento 2000**. Rio de Janeiro: IBGE, 2002. 397p.

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

POLANCO, F. et al. Spatial distribution of heterotrophs and nitrifiers in a submerged biofilter for nitrification. **Water Research**, New York, v.34, n.16, p. 4081-4089, 2000.

RAMOS, C. P. S. **Análise dos padrões de utilização de códons sinônimos no genoma da bactéria *Chromobacterium violaceum***. 2006. 133f. Dissertação (Mestrado em Genética) – Centro de Ciências Biológicas, Universidade Federal de Pernambuco - UFPE, Recife, 2006.

REIS, G. G. **Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR)**. 2007. 153f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa de Engenharia - COPPE, Universidade Federal do Rio De Janeiro - UFRJ, Rio de Janeiro, 2007.

RUFATO, F. H. **Efeito da redução do diâmetro interno sobre o desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 2005. 127 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista - UNESP, Ilha Solteira, 2005.

RUGGERI JUNIOR, H. C. **Hidrodinâmica de reatores aeróbios de leito fluidizado com circulação em tubos concêntricos**. 2002. 122 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Faculdade de Engenharia, Universidade Estadual Paulista – UNESP, Ilha Solteira, 2002.

RYHINER, G.; BIROU, B.; GROS, H. The use of submerged structured packings in biofilm reactors for wastewater treatment. **Water Science and Technology**, London, v.26, n.3-4, p.723-31, 1992.

SÃO PAULO. Decreto Estadual n. 8.468, de 8 de setembro de 1976. Aprova o Regulamento da Lei n. 997, de 31 de maio de 1976.

SILVA, G. H. **Sistema de alta eficiência para tratamento de esgoto residencial – estudo de caso na lagoa da conceição**. 2004. 88f. Monografia (Conclusão do curso de graduação em Engenharia Civil) - Universidade Federal de Santa Catarina - UFSC, Florianópolis, 2004.

SIMÕES, S. D. **Efeito da carga de suporte no desempenho de um bio-reator de leito fluidizado trifásico**. 1994. 143f. Dissertação (Mestrado) - Instituto Alberto Luiz Coimbra de Pós-Graduação e Pesquisa de Engenharia - COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro - UFRJ, Rio de Janeiro, 1994

TAVARES, C. R. G.; SANTANA JUNIOR, G. L.; CAPDEVILLE, B. The effect of air superficial velocity on biofilm accumulation in a threephase fluidized-bed reactor. **Water Research**, New York, v.29, n.10, 1995.

THIRD, K. A. et al. Long-term aeration management for improved N-removal via SND in a sequencing batch reactor. **Water Research**, New York, v.39, n.15, p.3523-3530, 2005.

TYLER, K.D. et al. Factors affecting reliability and reproducibility of amplification-based DNA fingerprint of representative bacterial pathogens. **Journal of Clinical Microbiology**, Washington, v.35, n.2, p.199-214, 1997.

VAL-MORAES, S. P. **Impacto do lodo de esgoto na comunidade bacteriana do solo: avaliação por microarranjo de DNA**. 2008. 171f. Tese (Doutorado em Microbiologia Agropecuária)- Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista - UNESP, Jaboticabal, 2008.

VAN BENTHUM, W. A. J et al. The biofilm airlift suspension extension reactor. Part I: Design and two-phase hydrodynamics. **Chemical Engineering Science**, New York, v.54, n.12, p.1909-1924, 1999.

VAN HAANDEL, A. C.; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodos ativados: teoria e aplicações para projetos e operação**. Campina Grande: EPGRAF, 1999. 471p.

VAN LOODSDRECHT, M. C. M. et al. Mathematical modeling of biofilm structures. **Antonie van Leeuwenhoek**, Amsterdam, v.81, n1-4, p.245-256, 2002.

VAN LOOSDRECHT M. C. M. et al. Biofilm structures. **Water Science and Technology**, London, v.32, n.8. p.35–43, 1995.

VON SPERLING, M. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. 2.ed. Belo Horizonte: UFMG, 1996. v.1, 243 p.

WOLFF, D. B et al. Avaliação do biofilme desenvolvido em reator de leito fluidizado no tratamento de esgotos sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., 2001, João Pessoa. **Anais...** João Pessoa: ABES, 2001. 1CD-ROM.

XAVIER, J. B. et al. Monitorização e modelação da estrutura de biofilmes. **Boletim de Biotecnologia**, São Paulo, n.76, n.1, p.2-13, 2003.

ZAIAT, M. **Desenvolvimento e análise de biorreatores anaeróbios contendo células imobilizadas para tratamento de águas residuárias**. 2003. 135f. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo - USP, São Carlos, 2003.

ZHANG T. C.; BISHOP, P. L. Experimental determination of the dissolved oxygen boundary layer and mass transfer resistance near the fluid-biofilm interface. **Water Science and Technology**, London, v.30, n.11, p.47-58, 1994.