



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL**

**UTILIZAÇÃO DE REATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO AERÓBIO
EM SISTEMA DE TRATAMENTO COMBINADO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS**

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina como requisito final à obtenção do título de Mestre.
Orientadora: Prof^a. Rejane Helena Ribeiro da Costa, Dra.

ROSANE HEIN DE CAMPOS

**Florianópolis
2001**

“UTILIZAÇÃO DE REATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO AERÓBIO EM SISTEMA DE TRATAMENTO COMBINADO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS.”

ROSANE HEIN DE CAMPOS

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós - Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de

MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL

na Área de Tecnologias de Saneamento Ambiental

Aprovado por:

Prof.ª Célia Regina Granhen Tavares, Dr.ª

Prof. Paulo Belli Filho, Dr.

Prof. Flávio Rubens Lapolli, Dr.

Prof. Flávio Rubens Lapolli, Dr.
(Coordenador)

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

FLORIANÓPOLIS, SC – BRASIL
MARÇO/2001

*Dedico esta dissertação
à minha família e a meu marido,
pelo apoio em todos os momentos*

AGRADECIMENTOS

À orientadora Rejane Helena Ribeiro da Costa, pela competência, amizade, orientação e apoio na realização deste trabalho.

À amiga Delmira pelo apoio, compreensão, amizade, necessários durante a pesquisa e por sua ajuda nas soluções de problemas.

Aos bolsistas Àlvis Fabiula, Daniela, Leonardo, Saule, Rodrigo e ao técnico Américo, pelo companheirismo, compreensão e apoio durante toda a pesquisa, incluindo finais de semana.

Aos professores Flávio Rubens Lapolli e Paulo Belli Filho, pelo auxílio durante a realização deste trabalho.

Aos colegas de mestrado que sempre me apoiaram, em especial Cleide.

À Dra. Heike Hoffmann, pela captura de imagens e auxílio nas análises microbiológicas.

À Dra. Rosângela Bergamasco, da UEM, pelo auxílio prestado.

Ao Laboratório de Meio Ambiente (LIMA), pelos equipamentos utilizados na realização deste trabalho. Ao supervisor e ao técnico Nico, pelo auxílio na realização das análises.

À Kelli Cristina pelos esclarecimentos na realização deste trabalho.

À Coordenação, biblioteca setorial e departamento, pelo apoio prestado.

Às Indústrias Tigre e COPLASUL, pela doação do material suporte.

À FINEP (Agência de Financiamento Nacional de Estudos e Projetos) e ao CNPq (Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico) e CEF, financiadores do Projeto PROSAB – Edital 2.

À CAPES, pela concessão da bolsa de estudos para realização desta pesquisa.

Enfim, a todos, que direta ou indiretamente, contribuíram para a realização desta pesquisa.

*“ Para triunfar é necessário vencer,
para vencer é necessário lutar, para lutar é
necessário estar preparado, para estar
preparado é necessário prover-se de uma grande
inteireza de ânimo e de paciência a toda prova.
Isto requer, por sua vez, levar constantemente ao íntimo
da vida o incentivo da suprema esperança de alcançar
aquilo que se quer como culminação feliz da existência.”*

Da Sabedoria Logosófica

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS	ix
LISTA DE TABELAS	xi
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS	xii
RESUMO	xv
ABSTRACT	xvi
1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS	3
2.1. OBJETIVO GERAL.....	3
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	3
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	4
3.1. SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ESGOTO.....	4
3.2. SITUAÇÃO ATUAL DO ESGOTAMENTO SANITÁRIO NO BRASIL.....	5
3.3. TRATAMENTO DE ESGOTO NUM SISTEMA COMBINADO AERÓBIO/ANAERÓBIO.....	5
3.4. REATORES ANAERÓBIOS.....	7
3.4.1. Decanto-Digestor (Tanque Séptico).....	8
3.5. REATOR AERÓBIO.....	10
3.5.1. Reator Biológico de Leito Fluidizado.....	10
3.5.2. Vantagens e Desvantagens dos reatores biológicos de leito fluidizado..	13
3.6. ASPECTOS HIDRODINÂMICOS.....	14
3.6.1. Altura de leito.....	14
3.6.2. Retenção (<i>holdup</i>) das fases sólida, líquida e gasosa.....	16
3.6.3. Velocidade Mínima de Fluidização.....	19
3.6.4. Queda de Pressão.....	20
3.6.5. Velocidade Superficial do Gás e do Líquido.....	21
3.7. SISTEMAS BIOLÓGICOS DE CULTURA FIXA - BIOFILME.....	25
4 MATERIAIS E MÉTODOS	35
4.1. LOCAL E PERÍODO DE ESTUDO.....	35
4.2. SISTEMAS DE TRATAMENTO.....	35

4.2.1. Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio.....	36
4.2.2. Materiais Suportes Empregados.....	38
4.2.2.1 Caracterização Superficial do Suporte.....	39
4.2.3. Substrato.....	39
4.2.4. Inóculo utilizado e Partida do Reator.....	40
4.2.5. Condições Experimentais e Métodos Analíticos	40
4.2.6. Parâmetros Hidrodinâmicos.....	42
4.2.6.1. Velocidade mínima de fluidização.	42
4.2.6.2. Altura do leito (H).....	42
4.2.6.3. Queda de pressão (ΔP).....	42
4.2.6.3.1. Retenções (<i>holdups</i>) individuais das fases (ϵ).....	43
4.2.7. Técnicas Analíticas.....	44
4.3. MÉTODOS DE CÁLCULO.....	46
4.3.1. Eficiência de Remoção (DQO e COT).....	47
4.3.2. Produção Específica de Lodo.....	48
4.3.3. Coeficiente Específico de Desprendimento (<i>bs</i>).....	47
5 RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	50
5.1. PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS.....	50
5.2. TRATAMENTO BIOLÓGICO.....	52
5.2.1. Etapa 1- Efluente Doméstico do R.U e Poliestireno como material suporte.....	52
5.2.2. Etapa 2 – Esgoto Urbano da Estação Elevatória de Coqueiros e do R.U e o PVC.....	55
5.2.2.1. Evolução do pH, temperatura e Oxigênio Dissolvido.....	58
5.2.2.2. Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Carbono Orgânico Total Dissolvido (COT_D)	59
5.2.2.3. Estudo do biofilme.....	64
5.2.2.3.1. Colonização do Suporte e Desenvolvimento do Biofilme.....	67
5.2.2.3.2. Produção Específica de Lodo (Y).....	78
5.2.2.3.3. Coeficiente Específico de Desprendimento (<i>bs</i>).....	80
5.2.2.4. Sólidos em Suspensão (SS).....	83
5.2.3. Comportamento do Sistema Combinado Anaeróbio/Aeróbio.....	84

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	87
6.1. TRATAMENTO BIOLÓGICO EM LEITO FLUIDIZADO.....	87
6.1.1. Etapa 1 – Efluente Doméstico do R.U. e Poliestireno como Material Suporte.....	87
6.1.2. Etapa 2 – Esgoto Urbano da Estação Elevatória de Coqueiros e do R.U. e o PVC como Material Suporte.....	88
6.2. SISTEMA COMBINADO ANAERÓBIO/AERÓBIO.....	90
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	92
ANEXOS.....	102

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 - Diagrama esquemático do regime de fluxo	23
Figura 3.2 - Síntese de uma ligação peptídica.....	28
Figura 3.3 - Crescimento do biofilme sob condições aeróbias.....	34
Figura 4.1 - Esquema do sistema de tratamento.....	36
Figura 4.2 - Esquema da instalação piloto	37
Figura 4.3 - Fotografia da unidade piloto.....	38
Figura 4.4 - Determinação de ε_G pelo método da queda livre.....	44
Figura 5.1 - Perda de carga em função da velocidade ascensional do líquido (poliestireno).....	51
Figura 5.2 - Perda de carga em função da velocidade ascensional do líquido (PVC).....	51
Figura 5.3 - Poliestireno antes e depois do tratamento ácido - aumento 20x....	52
Figura 5.4 - Poliestireno antes (a) e depois (b) do tratamento ácido - aumento 2000x.....	53
Figura 5.5 - Valores da evolução do oxigênio dissolvido ao longo do tempo....	58
Figura 5.6 - DQO afluente e efluente (mg/L) e η (%), ensaio I	59
Figura 5.7 - COT_D afluente e efluente (mg/L) e η (%), ensaio I.....	60
Figura 5.8 - DQO afluente e efluente (mg/L) e η (%), ensaio II.....	61
Figura 5.9 - COT_D afluente e efluente (mg/L) e η (%), ensaio II	61
Figura 5.10 - Evolução das concentrações de PN e PS aderidas e suspensas, ensaio I.....	64
Figura 5.11 - Evolução das concentrações de PN e PS aderidas e suspensas, ensaio II.....	65
Figura 5.12 - Evolução da relação PS/PN aderidos e suspensos no ensaio I...66	
Figura 5.13 - Evolução da relação PS/PN aderidos e suspensos no ensaio II..66	
Figura 5.14 - Superfície do PVC antes do tratamento - aumento 250x.....	67
Figura 5.15 - Superfície do PVC depois do tratamento - aumento 250x.....	68
Figura 5.16 - Superfície do MEV do PVC colonizado (ensaio I) - aumento 20x.....	69

Figura 5.17 - Superfície do MEV do PVC colonizado (ensaio I) - aumento 2000 x.....	69
Figura 5.18 - Flocos em suspensão com <i>Zooglea. ssp</i> (x100)	70
Figura 5.19 - Ciliado fixo, <i>Vorticella . ssp.</i> na superfície do floco (x400).....	70
Figura 5.20 - Ciliado livre, <i>Metopus. ssp.</i> na superfície (x400).....	71
Figura 5.21 - Ciliado livre, <i>Uronema. ssp.</i> na superfície (x400).....	71
Figura 5.22 - Coloração gram, interior do reator (x1000).....	71
Figura 5.23 - Coloração gram, afluente do reator (x1000).....	72
Figura 5.24 - População microbiana no interior do reator (2º dia de operação 19/09).....	73
Figura 5.25 - Destruição dos flocos no interior do reator (17º dia de operação 04/10).....	73
Figura 5.26 - Presença de <i>Philodinavus</i> (26º dia de operação - 13/10).....	74
Figura 5.27 - Desenvolvimento de bactérias filamentosas (33º dia de operação - 20/10).....	74
Figura 5.28 - Desenvolvimento de bactérias filamentosas (37º dia de operação - 24/10).....	74
Figura 5.29 a e b - 40º dia de ensaio (27/10).....	75
Figura 5.30 - Síntese dos microorganismos presentes durante o ensaio.II, ao longo do tempo.....	76
Figura 5.31 - Produção específica de lodo ao longo do tempo, ensaio I.....	78
Figura 5.32 - Produção específica de lodo ao longo do tempo, ensaio II.....	78
Figura 5.33 - Coeficiente específico de desprendimento, bs.....	80
Figura 5.34 - Concentração de PS aderido em função de bs – Ensaio I.....	82
Figura 5.35 - Concentração de PS aderido em função de bs – Ensaio II.....	82
Figura 5.36 - Evolução dos sólidos suspensos ao longo do tempo.....	83

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1 - Características do material suporte.....	38
Tabela 4.2 - Condições operacionais do reator.....	41
Tabela 4.3 - Acompanhamento analítico do sistema de tratamento.....	47
Tabela 5.1 - Resultados dos ensaio hidrodinâmicos.....	50
Tabela 5.2 - Valores médios obtidos durante o ensaio realizado na etapa 1....	53
Tabela 5.3 - Valores médios do efluente de saída do tanque séptico 2.....	55
Tabela 5.4 - Valores médios e desvio padrão dos parâmetros analisados.....	57
Tabela 5.5 - Produção de lodo (Y) e COVap.....	79
Tabela 5.6 - Valores de bs.....	81
Tabela 5.7 - Concentrações médias afluente e efluente dos SS e CVSSap.....	84
Tabela 5.8 - Parâmetros analisados do sistema combinado anaeróbio/aeróbio.....	85

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

- A = Área superficial
APL = Assessoria de Planejamento
bs = Coeficiente específico de desprendimento
BSA = Soro de Albumina Bovina
COD = Carbono Orgânico Dissolvido
COVap. = Carga Orgânica Volumétrica aplicada
CVSSap. = Carga Volumétrica de Sólidos aplicada
C_{SS} = Concentração de sólidos suspensos no efluente
DBO = Demanda Bioquímica de Oxigênio
dc = Tamanho do suporte descoberto
de = Tamanho da partícula coberta com biofilme
dm/dZ = Gradiente da massa de sólidos
dp/dZ = Gradiente da pressão dinâmica
dP/dZ = Gradiente da pressão axial total
DQO = Demanda Química de Oxigênio
ens. = Ensaio
g = Aceleração da gravidade
H = Altura do leito fluidizado
H_i = Altura inicial
H_f = Altura final
HP = Perda de carga
LIMA = Laboratório Integrado de Meio Ambiente
MES = Matéria em Suspensão
MEV = Microscópio Eletrônico de Varredura
MS = Massa total de partículas suporte
N = Número de partículas no leito
NPOC = Carbono Orgânico Não Purgável
NO₂ = Nitrito
NO₃ = Nitrato

NTK = Nitrogênio Orgânico Total

OD = Oxigênio Dissolvido

OSBG = Optimized Support for Biological Growth

PN = Proteínas

PS = Polissacarídeos

PS/PN = Polissacarídeos/Proteínas

PVC + DOP = Cloreto de polivinil com tratamento "DOP Plasticizer"

Q = Vazão de alimentação

Q_{ar} = Vazão do ar

Q_G = Vazão do gás

S_{cons.} = Variação da Concentração do substrato

Sép. = Séptico

S_o = Concentração (DQO, COD) do afluente

S_s = Concentração (DQO, COD) do efluente

SS = Sólidos Suspensos

ST = Sólidos Totais

STF = Sólidos Totais Fixos

STV = Sólidos Totais Voláteis

T_{dh} = Tempo de detenção hidráulico

UFSC = Universidade Federal de Santa Catarina

U_G = Velocidade ascensional do gás

U_L = Velocidade ascensional do líquido

U_{mf} = Velocidade mínima de fluidização

v = Velocidade do fluido

VT = Volume Total do reator

X_e = Teor de proteína do material em suspensão

X_{pt} = Biomassa aderida ao suporte

Y = Produção específica de lodo

LETRAS GREGAS

ΔP = Variação da pressão

ΔZ = Variação da altura

ε = Porosidade do leito

ε_G = *Holdup* do gás

ε_L = *Holdup* do líquido

ε_S = *Holdup* do sólido

μ = Viscosidade do fluido

ρ_C = Densidade

ρ_G = Massa específica do gás

ρ_l = Densidade líquida

ρ_L = Massa específica do líquido

ρ_S = Massa específica do sólido

ρ_X = Densidade da biomassa

η = Eficiência de remoção

η_P = Concentração da partícula

RESUMO

Neste trabalho, foram desenvolvidos estudos em um sistema de tratamento combinando reator anaeróbio (tanque séptico) com reator aeróbio (leito fluidizado trifásico), tendo como objetivo avaliar o comportamento do reator aeróbio no tratamento de esgoto sanitário e do restaurante universitário (RU), da UFSC. Utilizou-se um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio com volume de 62,80 L e foram testados dois tipos de materiais suportes, o poliestireno e o PVC, com densidades de 1065 kg/m³ e 1329 kg/m³ e diâmetro médio de 2,7 mm e 4,02 mm, respectivamente. Trabalhou-se em duas etapas. Na primeira etapa, foram realizados estudos hidrodinâmicos do reator e o tratamento biológico, com efluente doméstico do RU, utilizando o poliestireno como material suporte. A segunda etapa consistiu de estudos hidrodinâmicos do reator e o tratamento biológico, com efluentes domésticos do RU e esgoto urbano, utilizando o PVC como material suporte. O acompanhamento analítico do controle do processo foi efetuado pelos seguintes parâmetros: pH, temperatura, oxigênio dissolvido, sólidos suspensos, produção de lodo, polissacarídeos (PS) aderidos ao suporte e suspensos no efluente e proteínas (PN) aderidas ao suporte e suspensas no efluente.

Os resultados mostraram que o poliestireno não se apresentou como uma boa alternativa para o tratamento biológico, para as condições operacionais utilizadas. Com a utilização do PVC, obtiveram-se eficiências médias de remoção de DQO filtrada, foram de 36% e 78% para cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COVap.) de 17 kgDQO/m³d e 36 kgDQO/m³d, respectivamente. Observações feitas através do microscópio eletrônico de varredura mostraram um biofilme fino, com colonização no interior da matriz polissacarídica. A relação PS/PN aderida (entre 2,7 e 16,7) indicou a existência de um biofilme mais coeso e como consequência baixa produção específica de lodo (1,45 mg de biomassa/mg de DQO removida e 0,19 mg de biomassa/mg de DQO removida). O acompanhamento através do microscópio ótico revelou as condições microbiológicas do efluente. Observaram-se pequenos focos ricos em *Zoogleas*, *Zooflagelados*, Ciliados fixos (*Epystilis*, *Vorticellas*) e livres (*Uronemas*, *Metopus* e outros), bactérias filamentosas e bactérias livres em suspensão. O coeficiente de desprendimento (bs), mostrou-se elevado, indicando um grande desprendimento do biofilme em meio líquido, devido ao cisalhamento pela passagem do líquido no reator, influenciando na concentração de sólidos suspensos na saída do reator. A combinação de reatores anaeróbios e reator de leito fluidizado trifásico aeróbio apresenta-se como uma alternativa interessante pela eficiência de remoção da matéria carbonácea, aplicando-se elevadas cargas volumétricas orgânicas (>10kgDQO/m³.dia).

Palavras-chaves: sistema combinado, tanque séptico, leito fluidizado trifásico aeróbio, esgoto doméstico

ABSTRACT

In this work studies on a treatment system combining an anaerobic reactor (septic tank) with an aerobic reactor (three-phase aerobic fluidized bed reactor) were developed, with the aim of evaluating the behavior of the aerobic reactor in the treatment of sanitary waste and waste from the university restaurant (RU) of the Federal University of Santa Catarina. A three-phase aerobic fluidized bed reactor with a volume of 62.80 L was utilized and two types of support material were tested, polystyrene and PVC, with densities of 1065 kg/m³ and 1329 kg/m³ and average diameters of 2.7 mm and 4.02 mm, respectively. The work was carried out in two stages. In the first stage hydrodynamic studies of the reactor and the biological treatment were carried out with domestic effluents from RU, utilizing polystyrene as a support material. The second stage consisted of hydrodynamic studies of the reactor and biological treatment, with domestic effluent from RU and urban waste, utilizing PVC as support material. Analytical determination of the following parameters was carried out to monitor the process: pH, temperature, dissolved oxygen, suspended solids, sludge production, polysaccharides (PS) attached to the support and suspended in the effluent and proteins (PN) attached to the support and suspended in the effluent.

The results showed that the polystyrene was not a good alternative for biological treatment, for the operational conditions utilized. With the utilization of PVC average removal efficiencies of filtered COD, were 36% and 78% for applied volumetric organic loadings of 17 kg COD/m³/d and 36 kgCOD/m³/d, respectively. Observations made with a scanning electron microscope showed a thin biofilm with colonization inside the polysaccharide matrix. The adhered PS/PN ratio (between 2.7 and 16.7) indicated the existence of a more cohesive biofilm, and as a consequence there was low specific production of sludge (1.45 mg biomass/mg COD removed and 0.19 mg biomass/mg COD removed). The monitoring with an optical microscope revealed the microbiological conditions of the effluent. Small flocs rich in Zoogloas, Zooflagellates, fixed ciliates (Epystilis, Vorticellas) and free ciliates (Uronemas, Metopus and others), filamentous bacteria and free bacteria in suspension were observed. The detachment coefficient (b_s) was high, indicating a high level of detachment of the biofilm in the liquid medium due to the shearing by the passing of the liquid through the reactor, influencing the concentration of suspended solids at the reactor outlet. The combination of the anaerobic reactor and the three-phase aerobic fluidized bed reactor is an interesting alternative for the removal efficiency of carbonaceous material, applied to high volumetric organic loads (>10kg COD/m³.d).

Keywords: combined system, septic tank, three-phase aerobic fluidized bed reactor, domestic waste.

1 INTRODUÇÃO

Os processos de tratamento biológicos convencionais, tais como: lodos ativados (e suas variantes), filtros biológicos e lagoas de estabilização, têm sido utilizados no mundo inteiro. Apesar de apresentarem vantagens como eficiência na redução da poluição carbonácea e nitrogenada e flexibilidade de operação, esses processos apresentam: operação complexa, geração de grandes quantidades de lodos (lodos ativados), grandes áreas para sua instalação (lagoas de estabilização), cargas aplicadas e desenvolvimento de vetores (filtros biológicos).

Por outro lado, o processo de tratamento de efluentes, através de filtros anaeróbios, tem sido mostrado com grande potencial, tanto pela facilidade construtiva como operacional. Embora seja eficiente na remoção de carga orgânica, este tratamento não é eficiente para atender os padrões da Legislação Ambiental (CONAMA, 20/1986).

As preocupações com o cumprimento dos padrões de lançamento de efluentes presentes na Legislação Ambiental, vêm crescendo entre os pesquisadores, surgindo os sistemas de tratamentos combinados/avançados, que buscam atingir um compromisso entre a eficiência de tratamento e a redução do espaço físico das instalações, combinando, por exemplo, biofiltração com a microfiltração tangencial (LAPOLLI, 1998) ou processos utilizando biomassa fixa (LAZAROVA e MANEM, 1995).

O tratamento biológico através da biomassa fixa, de nova geração, como os biofiltros submersos e os filtros de leito fluidizados oferecem vantagens quando comparados aos processos convencionais: entrada rápida em regime, aplicação de cargas orgânicas duas a três vezes superiores, estabilidade do processo e compactidade dos reatores biológicos e das instalações secundárias (decantadores).

Dentre esses, destacam-se os reatores biológicos de leito fluidizado trifásico, que podem ser traduzidos como uma combinação dos processos de lodo ativado e de filtro biológico. A imobilização dos microorganismos em

pequenos suportes fluidizados, na forma de biofilmes, possibilitam ao reator biológico: reter uma grande concentração de biomassa no seu interior devido a maior área superficial; melhorar o contato da biomassa com o substrato; operar em tempos de retenção hidráulica significativamente reduzidos; melhorar a eficiência na remoção da matéria orgânica dissolvida; diminuir a produção de lodo e reduzir a área necessária às instalações de tratamento.

A fluidização supera problemas de operação como colmatação do leito e queda de pressão, que poderão ocorrer se o suporte, muito pequeno, for operado em reatores de biofilme com leito fixo (biofiltros submersos). A introdução da fase gasosa permite um melhor controle do biofilme e melhora a oxigenação do meio.

A operação adequada do reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, porém, só é atingida quando a colonização do suporte em regime permanente é assegurada e se o biofilme é mantido fino. Para chegar a estas condições, a escolha do material suporte é fundamental, bem como o controle das variáveis que afetam o funcionamento do reator. A velocidade superficial do líquido e do gás são importantes variáveis operacionais para o controle da densidade do biofilme e a acumulação da biomassa nesse tipo de reator (LERTPOCASOMBUT, 1991 e TAVARES, 1992).

Com os objetivos de tratar elevadas cargas orgânicas em menor tempo/espço, produzindo um efluente que se enquadre dentro dos padrões de lançamento, surgiu o interesse em pesquisar o desempenho de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, combinado a um tratamento com reator anaeróbio (tanque séptico). Esta pesquisa é parte integrante dos projetos figurantes no Programa de Pesquisa de Saneamento Básico- PROSAB (Edital 2).

2 OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GERAL

- Estudar o comportamento do reator de leito fluidizado trifásico aeróbio no pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Avaliar o desempenho do reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, quanto à degradação da matéria orgânica remanescente do tratamento anaeróbio, para cargas orgânicas aplicadas superiores a $10\text{kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{dia}$;
- Testar materiais suportes poliméricos nacionais;
- Estudar a hidrodinâmica do reator;
- Estudar o biofilme desenvolvido e seu controle para as condições operacionais testadas;
- Estudar a microbiologia do meio líquido e os organismos indicadores do grau de eficiência do processo.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. SISTEMAS DE TRATAMENTO DE ESGOTOS

As referências relativas ao esgotamento sanitário consideram a “Cloaca Máxima de Roma”, construída no século 6 antes de Cristo, como o primeiro sistema de esgoto planejado e implantado no mundo (SOBRINHO & TSUTIYA, 1999). O sistema de esgotos sanitários foi praticamente desconhecido durante a Idade Média e somente nos tempos modernos reiniciou-se a construção de coletores de esgotos (STEEL, 1978).

Os primeiros sistemas comunitários de tratamento de esgotos foram projetados para remover a parte mais visível dos constituintes poluentes: os sólidos sedimentáveis. A remoção era realizada através de sedimentação simples, hoje, também, conhecida como tratamento primário. Logo tornou-se óbvio que a mera remoção dos sólidos sedimentáveis era insuficiente para uma proteção adequada dos corpos de água receptores de esgoto, isto se devia principalmente à presença de material orgânico no esgoto após a sedimentação. Este material orgânico era usado por microorganismos presentes no esgoto ou na água do corpo receptor. Para reduzir o teor de material orgânico, foram desenvolvidos vários sistemas de tratamento, chamado tratamento secundário e, para esse tratamento usaram somente métodos biológicos (van HAANDEL & LETTINGA, 1994). Os sistemas de tratamento biológico removem a matéria orgânica particulada e dissolvida (KATO et al., 1999). Distinguem-se dois mecanismos básicos para a remoção de material orgânico: o *mecanismo aeróbio*, quando o material é oxidado para produtos minerais, e o *mecanismo anaeróbio* que se pode desenvolver quando não há disponibilidade de um oxidante adequado para o material orgânico.

Entretanto, via de regra, os sistemas de tratamento biológico convencionais não são adequados à remoção dos agentes patogênicos e de outros constituintes, tais como nitrogênio e fósforo. Daí a necessidade, muitas vezes, da combinação de reatores biológicos com diferentes combinações para

atender aos requisitos da qualidade do efluente o que usualmente se tem denominado de sistemas combinados para polimento ou pós-tratamento de esgotos (KATO et al., 1999).

3.2. SITUAÇÃO ATUAL DO ESGOTAMENTO SANITÁRIO NO BRASIL

O Brasil, com população total de cerca de 160 milhões de habitantes, apresenta um imenso déficit de atendimento no que se refere ao esgotamento sanitário. No Norte, tem-se apenas 3% de esgoto coletado e desses 39% são tratados; no Nordeste são aproximadamente 20% de esgoto coletado e praticamente 100% é tratado, isto porque grande parte desses sistemas estão concentrados na orla marítima, cuja disposição é oceânica; no Sudeste dos 59% coletados, 53% são tratados e no Sul, dos 21% coletados, 81% são tratados (CARMIGNANI e THAME, 2001).

Outros estudos têm demonstrado similar situação nas áreas rurais onde somente 2% do total de residências têm disponível serviços de tratamento de esgoto, enquanto outros 5% dispõem seus esgotos em tanques sépticos (LOBO e SANTOS 1993 citados por PHILIPPI et al., 1999).

No Estado de Santa Catarina, o atendimento por sistemas de coleta e tratamento de esgotos ainda é deficitário. Algumas cidades apresentam menos de 4% de esgoto tratado. Por outro lado, em Florianópolis a população atendida com esgoto, no ano de 2000 foi de 43,21% (Assessoria de Planejamento – APL – CASAN).

3.3. TRATAMENTO DE ESGOTO NUM SISTEMA COMBINADO ANAERÓBIO/AERÓBIO

Os sistemas combinados anaeróbios e aeróbios vêm sendo muito utilizados na prática no tratamento direto de esgotos das mais variadas características, incluindo o esgoto sanitário. Recentemente, vem-se

generalizando a idéia de que ambos possuem vantagens e desvantagens e poderão ser utilizados em combinação, aproveitando o melhor que cada um oferece (KATO et al., 1999).

O tratamento anaeróbio de águas residuárias sob condições favoráveis, pode levar a uma redução importante dos custos operacionais e devido a remoção de parte do material orgânico, a capacidade de oxigenação no sistema complementar para a remoção do material orgânico remanescente, deverá ser muito menor que aquela necessária para o tratamento de esgoto sem o pré- tratamento (van HAANDEL & MARAIS, 1999).

Os sistemas combinados promovem, além da remoção da matéria orgânica carbonácea, a remoção de nutrientes, gerando efluentes mais estabilizados e compatíveis com os padrões ambientais. Segundo COLETTI et al. (1997) citados por GONÇALVES et al. (2000), a associação desses reatores apresentam algumas vantagens, se comparados aos reatores de estações de tratamento convencionais, tais como:

- compacidade;
- economia de energia;
- redução significativa da produção de lodo.

Os sistemas combinados de reatores anaeróbios como primeira etapa, associados a outros reatores biológicos para polimento ou pós-tratamento, ainda se encontram em estágio de desenvolvimento, exceto talvez o caso da lagoa anaeróbia com outras lagoas de estabilização. Entretanto, há vários casos em escala real, de sistemas de reator UASB seguido de lagoas de polimento, e de casos clássicos de decanto-digestor seguido de filtro anaeróbio (KATO et al., 1999).

No Japão, segundo NAKAJIMA et al. (1999), foram construídas várias instalações, para tratamento de esgoto em hospedarias, restaurantes, hotéis, condomínios com as seguintes combinações:

- como processo anaeróbio: filtros ou tanque de separação e sedimentação;
- como processo aeróbio: aeração por contato, lodo ativado e aeração expandida.

PASSIG, VILLELA e FERREIRA (1999) utilizaram sistemas combinados de reatores anaeróbios de manta de lodo – UASB, seguidos de lagoa aerada com decantador secundário com sistema de recirculação de lodo na ETE de Piracicamirim, na cidade de Piracicaba -SP, e obtiveram eficiências médias de remoção de DBO acima de 80%.

COURA e van HAANDEL (1999), utilizaram sistemas integrados de reatores anaeróbios de fluxo ascendente (UASB), como unidade de pré-tratamento e de digestor de lodo em sistemas anaeróbios/aeróbios. Obtiveram uma remoção de DQO de 60% para o UASB e de 83% para o sistema anaeróbio/aeróbio. O balanço de massa do sistema anaeróbio/aeróbio mostrou que a energia utilizada na aeração é 50% inferior à dos sistemas convencionais de lodo ativado.

O uso combinado de reatores anaeróbios e aeróbios apresentam-se com grande potencial para polimento ou pós-tratamento de esgoto, incluindo não somente o tratamento complementar da matéria orgânica, como também a remoção de outros poluentes, quando necessário. Em linhas gerais, quando se faz necessário obter um efluente de alta qualidade, os processos aeróbios podem ser utilizados, por suas características e vantagens para a remoção de matéria orgânica com baixas concentrações. A maior parte da remoção caberia ao reator anaeróbio, ficando o remanescente para o reator aeróbio (KATO et al., 1999).

3.4. REATORES ANAERÓBIOS

Os reatores anaeróbios são reatores biológicos nos quais o esgoto é tratado na ausência do oxigênio livre (ambiente anaeróbio), ocorrendo a formação de uma biomassa anaeróbia (lodo anaeróbio) e, apresenta como um dos subprodutos principais do processamento da matéria orgânica, o biogás, que é composto principalmente de metano e gás carbônico.

Os principais tipos de reatores que vêm sendo utilizados na prática, em maior escala, no Brasil são: lagoas anaeróbias, decanto-digestores, filtros

anaeróbios, reatores anaeróbios de manto de lodo (UASB) e, mais recentemente, os reatores anaeróbios de leito expandido ou fluidizado. Esses reatores podem se apresentar individuais ou em combinação com outros reatores (KATO et al., 1999). Dentre os reatores anaeróbios evidenciam-se os decanto-digestores.

3.4.1. Decanto-Digestor (Tanque Séptico)

Os tanques sépticos são unidades de tratamento primário de esgotos domésticos e têm sido os precursores do tratamento anaeróbio de esgotos. Segundo a NBR 7229/93 os tanques sépticos são unidades cilíndricas ou prismáticas retangulares de fluxo horizontal, para tratamento de esgoto por processos de sedimentação, flotação e digestão. ANDRADE NETO et al., (1999) define que os tanques sépticos são basicamente tanques simples ou divididos em compartimentos horizontais (câmaras em série) ou verticais (câmaras sobrepostas), de construção e operação muito simples e utilizados com o objetivo de reter por decantação os sólidos contidos nos esgotos, propiciar a decomposição dos sólidos orgânicos decantados no seu próprio interior e acumular temporariamente os resíduos, com volume reduzido pela digestão anaeróbia, até que sejam removidos em períodos de meses ou anos e vêm sendo muito empregado em áreas rurais ou urbanas desprovidas de rede coletora pública de esgoto sanitário e mesmo em situações com a existência de rede, para atender vilas, conjuntos residenciais e comunidades que gerem vazões relativamente pequenas (KATO et al., 1999).

Os tanques sépticos são reatores muito resistentes às variações dos afluentes e adequados para tratamentos de esgotos que chegam à unidade de tratamento com grande parcela de sólidos sedimentáveis. Tem partida imediata, sem inóculo; requer operações apenas esporádicas para remoção do lodo acumulado; absorve choques tóxicos e de sobrecarga com rápida recuperação e não perde eficiência a longo prazo, com o “envelhecimento” do lodo, porque nele os sólidos inertes não causam maiores inferências no

processo e são facilmente removidos sem prejuízos para o sistema (ANDRADE NETO et al., 1999).

Apresentam uma eficiência relativamente baixa de remoção do material orgânico e dos sólidos em suspensão (van HAANDEL & MARAIS, 1999), eficiência relativamente boa da DBO particulada, mesmo depois do desenvolvimento e retenção da biomassa anaeróbia (KATO et al., 1999) e produzem efluentes de qualidade razoável, que podem, no entanto, ser mais facilmente encaminhado a um pós-tratamento complementar. Em geral, são utilizados em combinações com outras unidades de tratamento, sendo muito comum o uso de filtros anaeróbios.

Os microorganismos, no caso as bactérias aeróbias, anaeróbias e facultativas, que se encontram sempre nos esgotos cloacais, retiram o oxigênio do ar ou das substâncias orgânicas existentes nos esgotos e decompõem a matéria orgânica numa ação de oxidação. Nessa ação, o nitrogênio existente no esgoto fresco, nas proteínas e na uréia combina-se com o hidrogênio, formando amônia e compostos amoniacais. A matéria resultante apresenta-se sob a forma de lodo, no fundo do tanque séptico. Fenômeno análogo ocorre com relação ao carbono, ao enxofre e ao fósforo, com a formação de carbonatos, sulfetos e sulfatos e fosfatos (MACINTYRE, 1990).

Uma outra parte constituída por gorduras (óleos e graxas), adquire a forma de espuma ou crosta que flutua sobre o líquido cloacal do tanque, entretanto, essa camada é formada, preponderantemente, por produtos orgânicos biodegradáveis e será decomposta de forma progressiva, não sendo, portanto, necessário o impedimento da matéria graxa nos tanques sépticos.

Uma terceira parcela é constituída de hidrogênio, o qual é libertado dos ácidos graxos e, sob ação de microorganismos combina-se com o oxigênio formando água. Ocorre também o processo de formação do metano (CH_4) e gás carbônico (CO_2) (MACINTYRE, 1990).

3.5. REATORES AERÓBIOS

Os reatores aeróbios são reatores biológicos em que o esgoto é tratado em função das bactérias que necessitam de oxigênio (livre ou molecular) dissolvido por meio do seu metabolismo. Nestes reatores, existe alguma forma de aeração, artificial ou natural, para processar a matéria orgânica (KATO et al., 1999).

Os processos de tratamentos biológicos aeróbios, como as lagoas aeradas e processos convencionais de lodo ativado, são freqüentemente utilizados após sistemas de tratamento anaeróbio para tratar efluentes domésticos. Porém, exigem grande área de instalação e reagem com dificuldades a altas variações de carga orgânica. Os reatores de biomassa fixa têm sido aplicados com o objetivo de se obter estações de tratamento mais compacta (RYHINER et al., 1992). Dentre os reatores de biomassa fixa destacam-se os reatores biológicos de leito fluidizado.

3.5.1. Reator Biológico de Leito Fluidizado

Os reatores biológicos de leitos fluidizados têm recebido bastante atenção como uma tecnologia efetiva de tratamento de águas e água residuária. A literatura é rica em informações bem sucedidas a respeito desta tecnologia (MISHRA & SUTTON, 1990; TANAKA et al., 2001). Desde a instalação dos primeiros reatores, em escala comercial, para tratamento de águas residuárias municipal e industrial em meados dos anos 70 e início dos anos 80, os sistemas de reator biológico de leito fluidizado (RLF), têm sido instalados em muitos países para uma extensa variedades de aplicações (SUTTON et al., 1999), como, por exemplo, nas indústrias química, petroquímica, bioquímica e ambiental (YU e RITTMANN, 1997), no tratamento aeróbio e tratamento anaeróbio, tal como desnitrificação e digestão anaeróbia (BUFFIÈRE et al., 2000) e (FITCH et al., 1999).

Nos RLFs a biomassa adere e cresce fixada ao suporte inerte, tal como areia, material polimérico, etc. O efluente passa pelo reator, onde simultaneamente ocorrem os processos físicos (remoção de sólidos suspensos) e biológicos (transformação da matéria orgânica) (ROVATTI et al., 1995, citados por BARTHEL, 1998).

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

As vantagens de reatores de biofilmes têm estimulado considerável progresso em tratamento biológico de água residuária. A nova geração de bioreatores de leito fixo turbulento, fluidizados e expandidos utiliza materiais granulares com partículas pequenas de baixa densidade. Os mecanismos, que determinam a estrutura e propriedades do biofilme, têm conseqüência direta no seu desempenho. A manutenção de biomassa fixa ativa, no reator, através de operação com biofilme fino, favorece à eficiência do processo de tratamento (LAZAROVA et al., 1998).

Os reatores biológicos de leitos fluidizados para tratamento aeróbio, podem ser de dois tipos:

- Reator biológico aeróbio de leito fluidizado bifásico;
- Reator biológico aeróbio de leito fluidizado trifásico.

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

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

O processo de leito fluidizado trifásico, por sua vez, utiliza simultaneamente a injeção de gás e líquido, o que melhora a transferência líquido/biofilme e induz alta força de cisalhamento que controla a espessura do biofilme (CHANG e RITTMANN, 1993), além disso, minimiza problemas com a limitação da altura útil do reator para transferência de oxigênio e crescente perda de carga que pode levar à colmatagem do leito, freqüentes em reatores bifásicos (TAVARES, 1992).

A passagem do líquido, no reator, também promove o atrito partícula-partícula, contribuindo para a manutenção de um biofilme fino; eliminando possíveis instabilidades causada pelo crescimento desordenado do biofilme (COSTA, 1989; LERTPOCASOMBUT, 1991).

DISTLER et al. (1995), utilizaram um bioreator de leito fluidizado trifásico para tratamento de esgoto doméstico do efluente dos decantadores primários da Estação de Tratamento de Esgotos da Penha (CEDAE/RJ), os resultados mostraram que foram obtidos biofilmes finos e ativos com eficiência de remoção de 74% para DQO_T, 86% de DBO e 85% de SS.

Vários estudos, em escala real de reatores de leito fluidizado, têm sido relatados na literatura e implantados em vários países (MARIET, 1997; GONÇALVES et al., 2001). No Brasil, já existe reator de leito fluidizado trifásico, em escala real. Duas séries de quatro reatores (linhas 1 e 2), com 8 m de altura e 35 m² de seção transversal, com areia como meio suporte, estão funcionando na ETE da FIASA, um dos maiores fabricantes de automóveis do país, situada em Betim- 25 Km ao Sul de Belo Horizonte. Os objetivos do tratamento são: remoção de elevada carga orgânica em pequeno espaço (linha 1) e reutilização de efluentes com baixos teores de sais (linha 2). Os resultados obtidos foram satisfatórios: Na linha 1, 3 dos 4 leitos fluidizados tratam efluentes com elevada condutividade (1500 a 2500 $\mu\text{s}/\text{cm}$) e carga média de 3900 kg DQO/dia, 200% a mais do que a carga prevista de 1600 kg DQO/dia,

mesmo assim é capaz de produzir um efluente final com concentração inferior a 90 mg/L de DQO solúvel, cumprindo com o estabelecido na legislação para descarga de efluentes. Na linha 2, cujo objetivo é a reutilização dos efluentes com baixa condutividade (350 a 500 $\mu\text{s}/\text{cm}$), 3 dos 4 leitos fluidizados são utilizados em série, tratando uma carga de 2600 kg DQO/dia. O efluente final possui concentrações de DQO variando entre 80 a 100 mg/L, sendo em seguida tratado em filtro de areia/biofiltro. A qualidade da água que sai do sistema de filtração é adequada para reutilização nas instalações de produção (BARRA e MASTAW, 1999).

3.5.2. Vantagens e Desvantagens dos Reatores Biológicos de Leito Fluidizado

O interesse pelos reatores biológicos de leito fluidizado surgiu devido ao crescente rigor dos padrões de lançamento dos efluentes e problemas como o de espaço disponível para instalação do sistema (BERGAMASCO, 1996).

As vantagens dos reatores biológicos de leito fluidizado com relação a outros processos biológicos são:

- alta concentração de biomassa ativa aderida, permitindo significativa retenção de microorganismos e grande eficiência na conversão de substratos orgânicos biodegradáveis;
- baixo custo de implantação, em função da pequena área necessária e volumes menores de reator;
- biofilmes menos espessos, facilitando a difusão do substrato;
- grande área específica da biopartícula, ocasionando boas condições de transferência de massa;
- capacidade de substituição parcial das partículas do leito fluidizado, durante operações contínuas.

Os reatores de leito fluidizados apresentam, no entanto, algumas desvantagens, tais como:

- o número de reatores operando em escala real, é limitado. Segundo MISHRA e SUTTON (1990), isto ocorre devido a inúmeros problemas de controle de expansão do leito, espessura do biofilme, bem como no sistema de distribuição e saturação do oxigênio;
- o crescimento não uniforme do biofilme ocasiona estratificação do leito, prejudicando a fluidização. Essas variações na espessura do biofilme levam a alterações do funcionamento do reator, tanto na parte hidrodinâmica como no desempenho operacional (TAVARES, 1992).

3.6. ASPECTOS HIDRODINÂMICOS DOS LEITOS FLUIDIZADOS

A viabilidade dos reatores de leitos fluidizados, depende do seu comportamento hidrodinâmico. Este é mais complexo em reatores de leitos fluidizados trifásicos que em reatores de leitos fluidizados bifásicos e pode ser caracterizado pelos seguintes parâmetros:

- altura do leito;
- retenção (*holdup*) das fases sólida, líquida e gasosa;
- velocidade mínima de fluidização;
- queda de pressão;
- velocidade superficial do gás e do líquido.

3.6.1. Altura do Leito

A altura do leito fluidizado pode ser determinada por dois métodos:

- método de observação visual do leito;
- método de gradiente de pressão.

O método de observação visual, consiste em medir diretamente a altura do leito, no caso de coluna transparente, utilizando uma escala colocada junto

ao leite, que permite uma leitura visual, uma vez que a interface leite trifásico ou bifásico é bastante nítida na parte superior. A utilização deste método é mais apropriado para partículas grandes e/ou pesadas.

O método de gradiente de pressão tem sido sugerido pelos pesquisadores quando a altura do leite não pode ser obtida visualmente, e é mais indicado para partículas leves e/ou pequenas, pois a interface não é bem definida, prejudicando a leitura direta da altura do leite. Segundo TAVARES (1992), isto é, devido principalmente ao arraste, causado seja por altas velocidades, ou seja, pela coalescência¹ de bolhas que provocam turbulência e flutuações no nível do leite. O método de gradiente de pressão baseia-se no fato da densidade do sólido ser maior do que a do líquido, a pressão varia mais rapidamente na seção trifásica do que na seção bifásica (líquido-gás), que fica acima do leite fluidizado (HERNANDEZ-ROCHA, 1992). Segundo BEGOVICH e WATSON (1978), citados por BERGAMASCO (1996), este método não é adequado, já que o gradiente de pressão medido produz um valor da altura baseado num leite homogêneo irreal.

Para YU e RITTMANN (1997), é necessário ter informações confiáveis sobre a altura de fluidização porque esta estabiliza o tempo de residência e a área superficial específica do biofilme na zona biologicamente ativa.

Em leitos fluidizados trifásicos, é típico ocorrer a contração do leite ou às vezes a expansão do leite, observado quando o gás é introduzido. LEE e DE LASA (1987), citados por BUFFIÈRE et al. (1998), observaram que a contração do leite aconteceu em leitos com partículas pequenas, e com baixa taxa de fluxo de gás. Por outro lado, aumentando o fluxo de gás há novamente a expansão do leite, que pode ser ampliado pela alta velocidade líquida (baixa retenção sólida). Em leitos com partículas grandes/pesadas, este fenômeno é menos observado.

A expansão do leite trifásico é observada, via de regra, quando se trabalha com partículas de densidade mais baixa, independente das vazões de

¹ Coalescência : É o aumento da tamanho das bolhas de gás, no caso de leitos de partículas pequenas e a desintegração das bolhas no caso de leitos de partículas de tamanho grande (Epstein, 1981; Wild et al., 1984, citados por Hernandez-Rocha, 1992)

gás e líquido, válido também para expansão do leito bifásico (BERGAMASCO, 1996).

3.6.2. Retenção (*holdup*) das fases sólida, líquida e gasosa.

A retenção das fases sólida, líquida e gasosa é afetada pela velocidade do gás e do líquido, e pelas propriedades do sólido, tais como diâmetro e densidade.

Os *holdups* individuais de cada fase são de grande importância, pois revelam as quantidades de cada fase em suas respectivas frações volumétricas (RIEDEL, 1995). A fração volumétrica de sólidos ou *holdup* de sólidos (ε_s), refere-se à quantidade de material sólido que será fluidizado no volume do leito. No caso de tratamento biológico de efluentes, o *holdup* de sólidos refere-se à quantidade de partículas sólidas usadas como suporte e a massa de biofilme presente no interior do reator.

A fração volumétrica de sólidos é definida para cada posição ao longo do leito, como:

$$\varepsilon_s = \frac{dm / dz}{\rho_s A} \quad (3.1)$$

Em que:

ε_s = *holdup* do sólido [%]

dm/dz = gradiente da massa de sólidos [M.L⁻¹]

ρ_s = massa específica do sólido [M.L⁻³]

A = área da seção transversal da coluna [L²]

e para o total do leito:

$$\varepsilon_s = \frac{dm / dz}{\rho_s AH} \quad (3.2)$$

Em que:

M_s = massa total da partícula suporte [M]

H = altura do leito fluidizado [L]

A equação (3.1) permite o cálculo do *holdup* do sólido local, podendo ser feito um perfil de *holdup* do sólido em relação à altura (RIEDEL, 1992) e à equação (3.2) refere-se ao valor médio do *holdup* do sólido, considerando este homogêneo em todo o leito, supõem-se que a coluna tem seção transversal de área A constante, que os sólidos são todos da mesma massa específica ρ_s , e que existe uma altura do leito definida (H) e que M_s é a massa total de partículas suporte.

Segundo COMTE et al., (1997), o *holdup* sólido (ε_s) local, pode ser medido através da altura do leito, na direção axial, se várias válvulas de amostragem forem montadas ao longo da parede da coluna, usando a seguinte relação:

$$\varepsilon_s = \frac{V_{sól} (1 - \varepsilon_g)}{V_{amostra}} \quad (3.3)$$

Em que:

$V_{sól}$ = volume de sólidos $[L^3]$

$V_{amostra}$ = volume da amostra $[L^3]$

As frações volumétricas do gás (ε_g) e do líquido (ε_L) são definidas simplesmente como a razão do volume de cada um desses fluidos retidos na coluna, e o volume do leito (daí os nomes de retenção ou *holdups* que também recebem esses parâmetros) (HERNANDEZ-ROCHA, 1992).

As equações 3.4 e 3.5 mostradas a seguir e a equação 3.2 são utilizadas por diferentes pesquisadores para determinar as frações volumétricas de cada fase:

$$-\frac{dp}{dZ} = g(\rho_L \varepsilon_L + \rho_G \varepsilon_G + \rho_S \varepsilon_S) \quad (3.4)$$

$$\varepsilon_L + \varepsilon_G + \varepsilon_S = 1 \quad (3.5)$$

Em que:

dP/ dZ = gradiente de pressão axial total	$[L.L^{-1}]$
g = aceleração da gravidade	$[L.T^{-1}]$
ρ_L = massa específica do líquido	$[M.L^{-3}]$
ρ_G = massa específica do gás	$[M.L^{-3}]$
ρ_S = massa específica do sólido	$[M.L^{-3}]$

É através da determinação das três fases que se obtém a porosidade do leito, que é definida como a fração do volume do leito ocupado pelas fases líquida e gasosa.

$$\varepsilon = \varepsilon_L + \varepsilon_G = 1 - \varepsilon_S \quad (3.6)$$

Em que:

ε = porosidade do leito [%]

Geralmente, o leito fluidizado apresenta no topo uma zona bifásica, onde as partículas sólidas não são encontradas. Estimativas das frações líquida e gasosa em um leito fluidizado trifásico podem ser feitas adaptando-se relações que caracterizam um leito fluidizado bifásico, considerando-se a fase líquida mais a fase sólida (material suporte) como “ líquido mais viscoso”.

$$\varepsilon_L + \varepsilon_G = 1 \quad (3.7)$$

A retenção gasosa pode ser considerada, sem levar a grandes erros, retenção gasosa global, quando se trabalha com vazões de líquido e de gás suficientes para que o leito trifásico ocupe praticamente a totalidade do reator, diminuindo ou anulando a zona bifásica das retenções gasosa, líquida e sólida em leitos fluidizados trifásicos (BERGAMASCO, 1996).

O método é baseado no perfil de pressão, e interrompe-se simultaneamente as vazões de gás e de líquido à entrada e à saída do reator, medindo-se a altura de água dentro do reator, antes e depois de interromper-se as alimentações do gás e do líquido (TAVARES, 1992).

A retenção gasosa global é determinada pela expressão:

$$\varepsilon_G = \frac{HS_2}{H_i S_i} = \frac{H_i - H_f}{H_i} \times \frac{S_2}{S_1} \quad (3.8)$$

Em que:

$$H = H_i - H_f \quad [L]$$

$$H_i = \text{altura inicial} \quad [L]$$

$$H_f = \text{altura final} \quad [L]$$

$$S_2 = \text{seção transversal do topo da coluna} \quad [L^2]$$

$$S_1 = \text{seção transversal da coluna} \quad [L^2]$$

3.6.3. Velocidade Mínima de Fluidização

A velocidade mínima de fluidização (U_{mf}), é definida como sendo a velocidade do fluido no qual as partículas começam a fluidizar, determinando o limite inferior da velocidade de operação do leito fluidizado.

A velocidade mínima de fluidização depende da densidade e tamanho das partículas e das propriedades do líquido, tais como densidade e viscosidade. Como estas últimas são funções da temperatura, a velocidade mínima de fluidização será também função da temperatura. Um aumento da temperatura torna o líquido menos viscoso e facilita a fluidização, mesmo para baixas velocidades superficiais do líquido.

A velocidade mínima de fluidização, em meio bifásico pode ser estimada a partir de correlações teóricas (HATZIFOTIADOU, 1989). Experimentalmente a velocidade mínima de fluidização é determinada em leito bifásico pela medida da variação da perda de carga (ΔH_p) através do leito em função da velocidade ascensional do líquido (U_L).

A perda de carga através do leito aumenta com a velocidade do líquido enquanto o leito é fixo, após o que ela permanece constante, caracterizando o leito fluidizado. Sua determinação pode ser feita graficamente pela curva de $\ln(\Delta H_p)$ versus $\ln(U_L)$.

3.6.4. Queda de Pressão (ΔP)

A queda de pressão determina a quantidade de energia envolvida na promoção do contato gás-líquido, por meio do qual ocorre a transferência de massa requerida no processo (RIEDEL, 1995).

O gradiente axial total da pressão (dP/dZ), para fluidização gás-líquido, no nível do leito, é simplesmente o peso do leito por unidade de volume, conforme a equação 3.4, apresentada anteriormente.

$$-\frac{dp}{dZ} = g(\rho_L \varepsilon_L + \rho_G \varepsilon_G + \rho_S \varepsilon_S)$$

Onde as frações volumétricas (*holdups*) individuais das fases estão inter-relacionadas pela equação (3.5), então:

a queda total de pressão (ΔP) ao longo do leito de altura H é dada por:

$$-\Delta P = g \int_0^H (\rho_L \varepsilon_L + \rho_G \varepsilon_G + \rho_S \varepsilon_S) dZ$$

ou seja:

$$\Delta P = -g \int_0^H (\rho_L \varepsilon_L + \rho_G \varepsilon_G + \rho_S \varepsilon_S) dZ \quad (3.9)$$

O produto ($\rho_G \varepsilon_G$) da equação (3.9), por ser muito menor que os demais termos, pode ser desprezado, pois a massa específica do ar é muito menor que as massas específicas da água e da partícula (RIEDEL, 1995).

Quando o líquido é a fase contínua, o gradiente de pressão dinâmica (dp/dZ), que pode ser medido por um manômetro diferencial, é o gradiente de pressão total (dP/dZ) corrigido pela altura hidrostática do líquido.

$$-\frac{dp}{dZ} = -\frac{dP}{dZ} - \rho_L g \quad (3.10)$$

Substituindo as equações (3.9) e (3.5) na equação (3.10), tem-se:

$$-\frac{dp}{dZ} = [\varepsilon_S(\rho_L - \rho_S) - \varepsilon_G(\rho_L - \rho_G)]g \quad (3.11)$$

Se for considerado o sistema sem a presença de gás $\varepsilon_G = 0$, então: $\varepsilon_S = 1 - \varepsilon_L$, a equação (3.11) reduzir-se-á a relação para leitos fluidizados líquido-sólido já conhecida.

$$-\frac{dp}{dZ} = \varepsilon_S(\rho_S - \rho_L)g \quad (3.12)$$

como: $\varepsilon_S = 1 - \varepsilon_L$, tem-se:

$$-\frac{dp}{dZ} = (1 - \varepsilon_L)(\rho_S - \rho_L)g \quad (3.13)$$

Segundo EPSTEIN (1981), citado por HERNANDEZ-ROCHA (1992), as equações (3.9) e (3.11) assumem que o peso das partículas sólidas no líquido é suportado pela força de arraste dos fluidos sobre essas partículas, que as perdas adicionais por fricção causadas pelo fluxo de gás são desprezíveis, e que as perdas por fricção nas paredes também são desprezadas.

3.6.5. Velocidade Superficial do Gás e do Líquido

As velocidades superficiais do líquido e do gás são parâmetros muito importantes, tanto na caracterização como na concepção de leito fluidizado trifásico.

Em leitos fluidizados trifásicos, a velocidade superficial do gás pode ser definida como a razão da velocidade de fluxo do gás total pela área da seção transversal da coluna (BUFFIÈRE et al., 1998).

Dependendo da velocidade superficial do gás e do líquido, um leito fluidizado trifásico apresenta um dos três tipos de regime de fluxo: (1) fluxo de bolha dispersa ou regime borbulhante uniforme; (2) o fluxo de coalescência de bolha ou regime de agitação turbulento, e (3) o regime de fluxo *slugs*. Em

aplicações da engenharia ambiental, leitos fluidizados são mais freqüentemente operados dentro do regime de fluxo de bolha dispersa (YU e RITTMANN, 1997).

Segundo ZHANG et al. (1997), além destes três tipos de regimes de fluxo, existem outros tipos, tais como: (4) regime de fluxo de bolha descontínuo; (5) regime de fluxo agitado; (6) regime de fluxo suporte; e (7) regime de fluxo anelar. Observados, tanto em leitos bifásicos como em leitos trifásicos, mas somente os regimes com mais baixas velocidades de gás, têm recebido atenção em leitos fluidizados trifásicos.

As velocidades das fases gasosa e líquida e o tamanho das partículas fluidizantes tem efeito no tamanho das bolhas, definindo regimes de fluxo (FAN, 1989 citado por RIEDEL, 1995).

Para melhor entendimento dos regimes de fluxo, se faz necessário explicar sobre fluxos de gás e líquido.

Os fluxos de gás e líquido na fluidização podem ser cocorrentes ou contracorrentes e em cada um deles pode-se ter como fase contínua o líquido ou o gás. Quando a fase contínua é o líquido, tem-se o chamado fluxo de bolhas e quando esta fase é o gás, tem-se o leito de percolação (*"trickle bed"*). Para fluxos de bolhas, pode-se ter a fluidização das partículas sendo promovida pelo líquido, quando a velocidade do líquido for maior que a velocidade mínima de fluidização das partículas.

Pode-se também ter a fluidização das partículas promovido pelo gás quando a velocidade do líquido for menor que a velocidade mínima de fluidização (RIEDEL, 1995). A função do líquido neste caso é principalmente a transmissão de energia e quantidades de movimento do gás ao sólido, produzindo assim a suspensão das partículas (EPSTEIN, 1981, citado por HERNANDEZ-ROCHA, 1992).

Segundo COMTE et al., (1997), no caso do fluxo de bolhas, as partículas com densidade maior do que a do líquido são fluidizadas pelo fluxo ascendente do gás e líquido contra um conjunto de forças gravitacionais das partículas.

O fluxo de bolhas em contracorrente com sólidos suportados pelo líquido só é possível no caso de uma fluidização pelo líquido descendente de

partículas menos densas do que o líquido. Esse tipo de fluxo é chamado de “fluidização inversa” (EPTEIN, 1981; NIKOLOV et al., 1987, citados por HERNANDEZ-ROCHA, 1992). Neste caso, o fluxo descendente do líquido pode ser operado contra o conjunto de forças de flutuação ascendente das partículas (COMTE et al., 1997).

Apresenta-se então, quatro tipos de regimes, que estão representados na Figura 3.1.

- fluxo de bolha dispersa;
- fluxo de bolha descontínuo;
- fluxo de coalescência de bolha;
- fluxo “slug” .

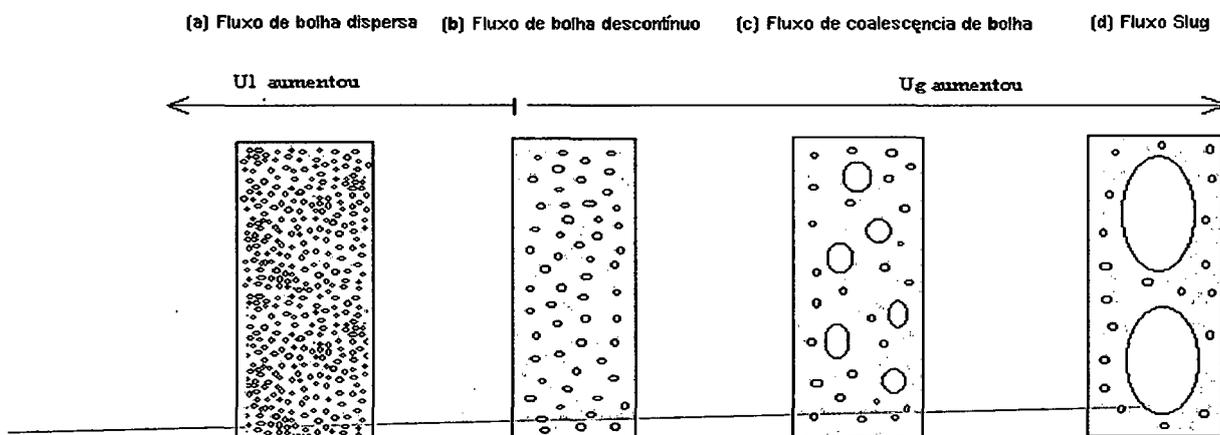


Figura 3.1: Diagrama esquemático de regimes de fluxo

Fonte: ZHANG et al (1997)

- O regime de bolhas dispersas ou regime borbulhante uniforme, refere-se às condições em que as bolhas são quebradas e permanecem dispersas no meio líquido como bolhas menores ou às condições em que ocorra a coalescência com outras bolhas (RIEDEL, 1995). Para ZHANG et al., (1997) esse regime ocorre quando o fluxo do líquido é aumentado e a taxa do fluxo de gás é constante e baixa, as bolhas tornam-se menores e sua distribuição de tamanho é mais estrito. Nestas condições, o líquido arrastando uma bolha em alta velocidade não permite que a bolha sucessiva alcance a primeira, não

ocorrendo dessa forma a coalescência (FAN, 1989 citado por RIEDEL, 1995). Neste regime, predominam altas velocidades de líquido e baixas ou intermediárias velocidades do gás.

➤ No fluxo de bolhas descontínuas, a frequência da bolha aumenta linearmente com a velocidade do gás. Quando a frequência é desviada de sua relação linear, acontece a transição para o fluxo de coalescência de bolhas (ZHANG et al., 1997).

➤ O fluxo de coalescência de bolhas pode ocorrer com o mecanismo similar a sistemas de contato gás-líquido sem fluidização. Quando duas bolhas sucessivas sobem dentro de uma suspensão sólido-líquido, a segunda é acelerada, devido a menor pressão causada pela anterior, até chocar-se com a outra formando uma bolha maior. Além deste mecanismo, a coalescência de bolhas em leito fluidizado trifásico pode ocorrer também pela obstrução do escoamento oferecida pelas partículas (FAN, 1989 citado por RIEDEL, 1995).

O fenômeno da coalescência tem sido atribuído ao fato de que quando as partículas sólidas são muito menores do que as bolhas, o leito fluidizado age como meio pseudo-homogêneo de densidade e viscosidade maiores do que aquelas do líquido puro (EPSTEIN, 1981 citado por HERNANDEZ-ROCHA, 1992).

Para ZHANG et al., (1997) com o aumento da velocidade do gás, uma grande quantidade de bolhas maiores são encontradas. À medida que seu número aumenta, a distância entre as bolhas diminuem. O comportamento total da mistura é então categorizada como fluxo de coalescência de bolhas.

De acordo com GRASMICK et al., (1981), os reatores de leito fluidizados trifásicos podem ser limitados pela transferência insuficiente de oxigênio para a fase líquida, devido à rápida coalescência das bolhas que, por sua vez, é consequência de fluidização ineficiente.

O regime de bolhas coalescentes predomina para baixas velocidades do líquido e altas velocidades ou vazões do gás.

➤ regime de fluxo *slugs*, refere-se a ocorrência de bolhas de grande tamanho. Essas bolhas podem surgir do “crescimento” da bolha devido à coalescência ou mesmo devido a uma má distribuição do gás a altas vazões (FAN, 1989

citado por RIEDEL , 1995). Na ocorrência do *slug*, a velocidade do gás é aumentada e as bolhas tornam-se maiores e mais alongadas, a seção transversal da bolha chega a igualar-se com a da coluna (ZHANG et al., 1997). Sob essas circunstâncias a bolha de gás sobe através do leito como um pistão oferecendo pouco contato com as demais fases. Este regime ocorre para vazões de gás elevadas não sendo influenciada pela velocidade do líquido.

A velocidade do gás (U_G) influencia no biofilme aderido às partículas. Resultados experimentais de COSTA (1991) e TAVARES (1992), citados por BERGAMASCO (1996), demonstraram que para o regime de maior U_G , foram obtidos biofilmes mais finos e ativos.

3.7. SISTEMAS BIOLÓGICOS DE CULTURA FIXA - BIOFILME

Os sistemas de tratamentos doméstico e industriais de águas residuárias, baseados em biomassa fixa, como os filtros biológicos, têm sido utilizado por décadas (METCALF & EDDY, 1991). Para compreender o processo biológico de tratamento de efluentes, um maior entendimento sobre os processos de crescimento e desprendimento do biofilme são necessários.

O biofilme têm sido definido como uma matriz gelatinosa formada em meio superficial e composto de carboidratos que são polimerizados para produzir ramificações ou polissacarídeos linear (SHIEH e KEENAN, 1986). Os exopolímeros são responsáveis principalmente pela integridade estrutural e funcional do biofilme e são considerados como o elemento chave que determina as propriedades físico-químicas e biológicas do biofilme (FLEMMING & WINGENDER , 2001).

TANYLAC e BEYENAL (1997), definem que os biofilmes são agregações de microorganismos fixados em superfícies sólidas e freqüentemente encontrados em plantas aquáticas, animais, aquíferos de água subterrânea, canalizações de água, cascos de embarcações, lagos bentos (fauna, flora do fundo do mar), molhes de cais e leitos de águas. Os processos que utilizam

biofilme incluem sistemas de tratamento de solo, filtros submersos, filtros biológicos, discos biológicos e reatores de leito fluidizados.

Um outro conceito, porém baseado na difusão convencional, considera que o biofilme consiste em células vivas, células mortas e células fragmentadas em uma matriz de polissacarídeos extracelular (*glicocalix*), fixados na superfície do suporte. Os substratos nutrientes, inibidores e aceptores de elétrons difuso da fase líquida através da camada líquida limite com a superfície do filme, são utilizados por células no crescimento do filme (BISHOP et al., 1995).

A matriz extracelular do biofilme é freqüentemente chamada de “biopolímeros” ou “polissacarídeos”. Os polissacarídeos representam 65% de material extracelular (HORAN e ECCLES, 1986 citados por ZHANG et al., 1998). Segundo FLEMMING & WINGENDER (2001) o percentual de polissacarídeos dos biofilmes está entre 40 e 95%, mas outras substâncias estão também presentes, tais como proteínas (<1-60%), ácidos nucleicos (<1-10%) e lipídios (1-40%).

Os materiais polissacarídicos em biofilmes são considerados secreções ou excreções microbianas não viáveis, tendendo a compactar as áreas adjacentes aos microorganismos. Secretados pelos microorganismos, eles possuem altas propriedades absorventes, que permitem aos biofilmes crescerem em meio nutriente extremamente diluído (SHIEH e KEENAN, 1986).

A adesão microbiana é promovida pela ação de exopolímeros, que desempenham um papel importante no crescimento e formação do biofilme. As fibras polissacarídeas são constituídas de moléculas glucídicas e são produzidas graças as enzimas bacterianas denominadas polimerases. Uma massa destes polímeros adere a superfícies vizinhas, drenando para as bactérias diversos nutrientes: açúcares, aminoácidos e sais minerais. Segundo TAVARES (1992), acredita-se que os polímeros extracelulares, em especial os exopolissacarídeos, atuam como agentes de cimentação para reforçar a ligação dos microorganismos à superfície sólida.

Outra distinção importante dos polissacarídeos está baseada na sua carga, o que os classifica como aniônicos, neutros ou catiônicos. Alguns exopolissacarídeos microbianos aniônicos são os seguintes: xantana,

fosfomanona e alginato. Exemplos de exopolissacarídeos neutros incluem: curdlana, escleroglucana, pululana, dextrana e levana. Alguns polissacarídeos têm propriedades aniônicas e contêm grupos ácidos como carboxilas, fosfatos ou sulfatos. Outros podem ter, em seu estado natural, alguns grupos amino livres e como resultado estes biopolímeros possuem propriedades catiônicas (MARGARITIS e PACE, 1985, citados por CAMMAROTA, 1999).

COSTERTON et al, (1981) citados por COSTA (1989) observaram uma diminuição na produção de polissacarídeos quando o meio de cultura é rico e energeticamente favorável ao desenvolvimento das bactérias. Assim, num ambiente natural no qual a competição pela sobrevivência é grande, as bactérias que conseguem encontrar os elementos nutrientes mais facilmente e que melhor se adaptam ao meio ambiente, são as bactérias produtoras de exopolímeros. CAMMAROTA (1999) obteve resultados que conduzem a conclusão de que a adesão seria uma tática de sobrevivência das bactérias presentes em uma população mista empregada sob condições de limitação nutricional, porém o acúmulo de biofilme sobre o material suporte é maior mediante uma maior concentração afluyente do substrato, uma menor razão C/N e uma composição orgânica mais complexa do meio de cultivo.

Os sólidos secos das bactérias são compostos dos seguintes biopolímeros: proteína (50%), parede celular (15%), RNA (10-20%), DNA (3%) e lipídios (10%). A maior fração desses polímeros é das proteínas, variando de 30% para culturas puras de *Escherichia coli* em média de 50% para várias culturas bacterianas (SPERANDIO e PUCHNER, 1993, citados por GRANDO-ALVES, 2000).

As proteínas são seqüências lineares de aminoácidos ligados entre eles através de ligações peptídicas, estas constituem-se em uma ligação covalente formada entre o agrupamento α -amina de um aminoácido e o agrupamento α -carboxílico de um outro aminoácido. A seqüência de aminoácidos é característica de uma dada proteína. Longas cadeias lineares de aminoácidos podem se formar através de ligações peptídicas, constituindo os oligopeptídeos (até 25 aminoácidos) e os polipeptídicos (mais de 25 aminoácidos). Ressalva-se que mesmo um polipeptídico possui também um grupo α -amina livre e um

um reator de leito fluidizado. Diferentes fatores têm sido mencionados em afetar a formação e o crescimento do biofilme, como, por exemplo, características e concentração de água residuária, tipo de meio suporte, hidrodinâmica do reator, condições operacionais e adição de nutrientes, etc. (CHENG et al., 1997). As condições de crescimento afetam a estrutura do biofilme (porosidade, distribuição da densidade, distribuição de microorganismos), e a estrutura do biofilme por sua vez influencia na taxa e nos mecanismos do transporte de massa entre biofilmes (BEYENA e LEWANDOWSKI, 2000).

A acumulação do biofilme é o resultado da junção de vários processos, tais como: adsorção, desorção, fixação, crescimento bacteriano e desprendimento (NICOLELLA, 1997).

Segundo (SHIEH e KEENAN, 1986), o desenvolvimento do biofilme em uma superfície inerte ocorre em cinco fases distintas:

- Na 1ª fase, os microorganismos suspensos em meio nutriente são transportados à superfície do meio suporte via diferentes mecanismos, tais como: movimento Browniano, atração eletrostática, força *Van der Waals*, entre outras. Uma vez fixados, os microorganismos requerem tempo para aclimatar-se em seu novo ambiente, antes utilizam os substratos já adsorvidos em meio superficial. Então, existe uma fase entre a fixação inicial de microorganismos e a acumulação subsequente de biofilmes em meio superficial.
- A 2ª fase (logarítmica) é a que os microorganismos crescem em uma determinada taxa para seu tempo de geração e sua capacidade de processar o substrato. No final desta fase, a superfície total está coberta pelo biofilme e a espessura do biofilme é alcançada.
- Na 3ª fase o crescimento do biofilme, é essencialmente linear e o biofilme continua a se acumular somente sobre o suporte.
- Na 4ª fase os microorganismos dentro do biofilme, têm o substrato circundando-os e o crescimento de novas células é compensado pela morte das velhas. Porções de biofilmes são desprendidos do meio superficial e levados no fluxo fluido.

➤ A 5ª fase é representada pelo período em que a taxa de desprendimento do biofilme é substancial, resultando em decréscimo de massa e espessura do biofilme.

O desprendimento do biofilme é o arrastamento de células microbianas e células produtoras de biofilme junto ao líquido e é o processo primário que equilibra o crescimento de célula no biofilme. O desprendimento é causado por processos contínuos e descontínuos e distinguem-se: abrasão; erosão e tombamento (NICOLELLA et al., 1997).

A abrasão e a erosão referem-se à remoção de pequenos grupos de células da superfície do biofilme, mas são diferenciadas por seus mecanismos.

- A abrasão (ou atrito) é causada pela colisão de partículas suporte de biofilme. Esta colisão freqüentemente depende da concentração da partícula, diâmetro da partícula e da força de entrada no sistema (SPIELMAN, 1978, citado por GJALTEMA et al., 1997). O impacto da colisão dependerá primeiramente da força da colisão. É presumido que as forças de colisão, ou energia que é liberada, são proporcionais à energia cinética das partículas, que é função da massa da partícula, tamanho da partícula e da força de entrada (FUN e DINGER, 1994 citados por GJALTEMA, 1997). A intensidade de choques depende do tamanho e da densidade do material.

- A erosão é causada pelas forças de cisalhamento do fluido em movimento em contato com a superfície do biofilme (NICOLELLA et al., 1997). As perdas por cisalhamento são devidas às forças de cisalhamento causadas pela velocidade superficial do gás e do líquido. COSTA (1989), observou que o biofilme se desenvolvendo sob condições de forte cisalhamento, adere mais fortemente ao material suporte, devido a uma maior produção de exopolímeros.

- O tombamento, refere-se à separação de porções relativamente grandes do biofilme, cujo tamanho característico é comparável, ou maior, do que a espessura do próprio biofilme. Durante o tombamento, apenas uma fração de biofilme é removida do suporte. Em contraste, a erosão e a abrasão são eficientes para removerem a superfície inteira do biofilme. Entretanto, as bactérias na base do biofilme não são removidas através da erosão ou abrasão (MORGENROTH e WILDERER, 2000).

Segundo NICOLELLA et al., (1997), as variáveis a ser consideradas para descrição do desprendimento são: densidade do líquido (ρ_l), viscosidade (μ), aceleração da gravidade (g), tamanho do suporte descoberto (d_c) e densidade do suporte (ρ_c), densidade da biomassa (ρ_x), velocidade do fluido (v), tamanho da partícula coberta com biofilme (d_e) e taxa de desprendimento (b_s).

Ainda, segundo esses autores, a taxa de desprendimento de biomassa de uma partícula fluidizada (b_s), é dependente das propriedades da própria biomassa fixada ao suporte inerte (tal como densidade e porosidade), e pode ser expressa pela equação 3.14.

$$b_s = \frac{Q \cdot C_{ss}}{N \cdot \pi \cdot d_e^2} \quad (3.14)$$

Em que:

b_s = taxa de desprendimento	[mg/mm ² .s]
Q = taxa de fluxo volumétrica líquida	[L ³ .T ⁻¹]
C_{ss} = concentração de sólidos suspensos no efluente	[M.L ⁻³]
d_e = diâmetro da partícula	[L]
N = número de partículas no leito	

Vários pesquisadores, porém, utilizaram outra expressão para calcular b_s . RITTMAN (1982), por exemplo, definiu o coeficiente específico de desprendimento do biofilme (b_s), como a relação entre o fluxo de biomassa não aderida e perdida no efluente de saída e a biomassa aderida às partículas. BERGAMASCO (1996), utilizou os teores de proteína (PN) como parâmetro de medida de biomassa. Desta forma o coeficiente específico de desprendimento é expressado pela equação 3.15.

$$b_s = \frac{Q \cdot X_e}{M_S \cdot X_p} \quad (3.15)$$

Em que:

b_s = desprendimento do biofilme	[T ⁻¹]
------------------------------------	--------------------

Q = vazão de alimentação	$[L^3.T^{-1}]$
Xe = teor de proteína do material em suspensão	$[M.L^{-3}]$
Ms = massa total do suporte	$[M]$
Xpt = biomassa aderida ao suporte	$[M.M^{-1}]$

Segundo CHENG et al., (1997), as condições hidrodinâmicas são importantes fatores da acumulação do biofilme em um bioreator de leito fluidizado trifásico. TRINET et al., (1991), salientou que a taxa de desprendimento específica do biofilme aumentaria pelo aumento da velocidade superficial do gás. Para LAZAROVA et al., (1993), a tensão de cisalhamento é o fator determinante para a essência de vida das células e a composição de comunidade microbiana do biofilme. TAVARES et al. (1995), também reportou que as características do biofilme são afetadas pela velocidade superficial do gás.

O crescimento e o desprendimento do biofilme são interdependentes. O efeito do desprendimento na acumulação do biofilme pode ser considerável. Vários autores têm relatado que cerca de 33% da biomassa, separa-se durante a formação inicial do biofilme, dependendo do tipo de microorganismos, do substrato utilizado, das características do suporte e das condições hidrodinâmicas. Um entendimento próprio do que é desprendimento e seu mecanismo de ação é, entretanto, importante para a operação inicial e a fase estacionária de reatores de biofilmes (laboratorial ou em escala real), incluindo prognóstico e controle da quantidade de biomassa no estado estacionário. Sob condições dinâmicas, tem sido observado que a taxa de desprendimento aumenta com o aumento da taxa de crescimento, enquanto o desprendimento e o crescimento no estado estacionário são equilibrados e governados pela taxa de carga do substrato (GJALTEMA et al., 1997). Os estudos de CAMMAROTA (1999) mostram também que a predominância dos diversos mecanismos envolvidos no processo de adesão/remoção do biofilme está relacionada com o número de Reynolds (turbulência) aplicado no reator. Para Reynolds menores (231) existe baixa transferência de massa na interface

biofilme-meio, facilitando a deposição das células sobre a superfície devido às baixas taxas de cisalhamento. Com Reynolds intermediário (462) há um equilíbrio entre as taxas de produção e o desprendimento do biofilme. Em situações de elevado Reynolds (924 e 1848) há um aumento de taxa de produção do biofilme que com o decorrer do tempo é superada pela taxa de cisalhamento. Neste caso a deposição de células na superfície é insignificante e o processo dominante é a transferência de massa do meio para o biofilme.

A técnica de microscopia eletrônica vem sendo utilizada por muitos pesquisadores para investigar a estrutura do biofilme em leito fluidizado trifásico.

O microscópio eletrônico tem mostrado que o biofilme não é formado de simples camada de bactérias, mas de células envolvidas na matriz de exopolímeros.

LERTPOCASOMBUT (1991) mostrou que um biofilme fino, constituído de uma população mista de bactérias em forma de bastão e de cocos, assim como de bactérias filamentosas, recobria toda a superfície do suporte (OSBG).

BERGAMASCO (1996), utilizou o microscópio eletrônico de varredura para observar a rugosidade do material suporte, bem como a adesão microbiana.

WOLFF (1997), BARTHEL (1998) e SALES (1999), observaram um biofilme colonizado de forma intensa, com uma grande coabitação de bactérias na superfície do meio suporte.

A microscopia ótica também tem sido utilizada para observações qualitativas do biofilme e do material biológico (flocos) despreendido da biopartícula, permitindo uma interpretação dos efeitos físicos e biológicos na evolução do processo de tratamento em biomassa fixa. A Figura 3.3 ilustra o crescimento de um biofilme, sob condições aeróbias, desenvolvido em reator turbular com material suporte PVC. Observa-se que em uma fração de 2 horas do experimento entre 33 e 35 horas, o biofilme duplicou sua espessura e

começa a sofrer a ação de cisalhamento oriundas da passagem do líquido no reator (COSTA, 1989).

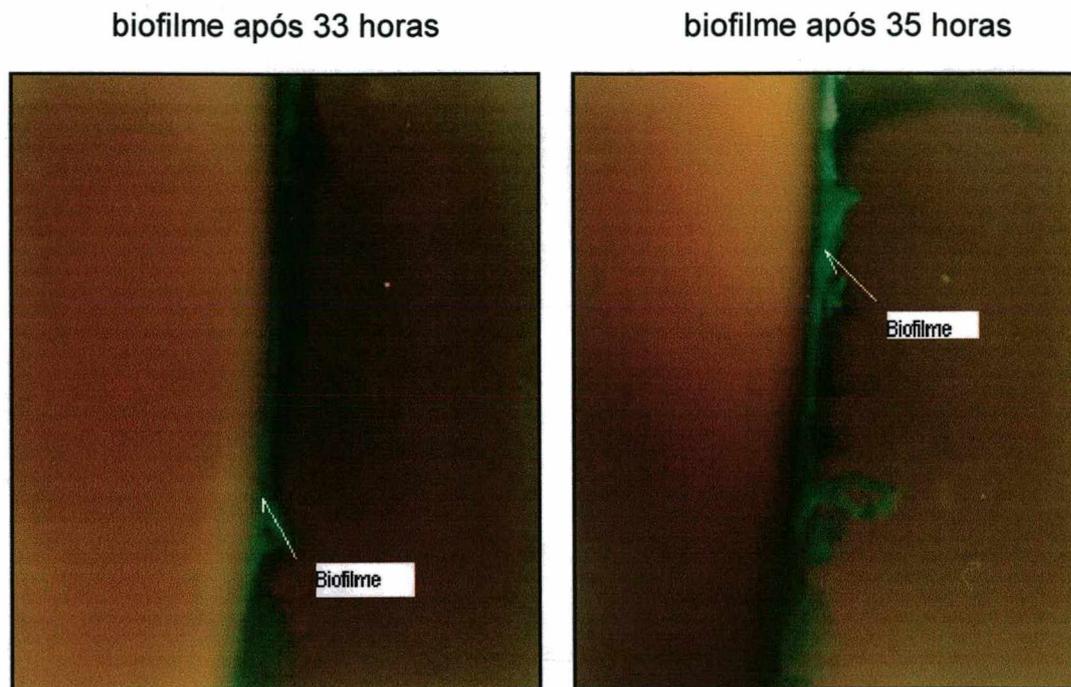


Figura 3.3 – Crescimento do biofilme sob condições aeróbias.

Fonte: COSTA (1989)

4 MATERIAIS E MÉTODOS

4.1. LOCAL E PERÍODO DE ESTUDO

O trabalho foi desenvolvido no Laboratório Integrado de Meio Ambiente (LIMA), do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). A instalação experimental piloto situa-se próximo ao restaurante universitário, em espaço construído para o estudo. O trabalho foi realizado em duas etapas: a primeira etapa consistiu em realizar estudos hidrodinâmicos do reator, em sistema fechado (“batch”), e estudos de tratamento biológico, com efluente doméstico, proveniente do tanque séptico do restaurante universitário (RU) da UFSC, utilizando como material suporte o poliestireno pré-expandido. A segunda etapa, consistiu em estudos hidrodinâmicos, em sistema fechado (“batch”), e no tratamento biológico de efluentes domésticos, utilizando dois tipos de efluentes: no ensaio I, o esgoto urbano era proveniente da estação elevatória existente no bairro Coqueiros – Florianópolis- SC e no ensaio II, o esgoto proveniente do tanque séptico do RU; nesta etapa, foi utilizado como material suporte o PVC. O referido estudo estendeu-se de janeiro a novembro de 2000 e está inserido no Programa de Pesquisa de Saneamento Básico (PROSAB)- Edital 2.

4.2. SISTEMAS DE TRATAMENTO

O sistema de tratamento é constituído de dois tanques sépticos em série, com volumes respectivamente de 25 m³ e de 10 m³, um tanque de equalização de vazão com capacidade de 4 m³ e uma unidade piloto composta de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, tanque de recirculação (5 m³) e decantador secundário (1 m³).

O primeiro tanque séptico (25 m³) funciona como uma unidade de passagem, com o objetivo de retenção da gordura; o segundo tanque séptico

(10 m³), serve para tratar uma fração da vazão do primeiro tanque séptico. O esquema do sistema de tratamento é mostrado na Figura 4.1.

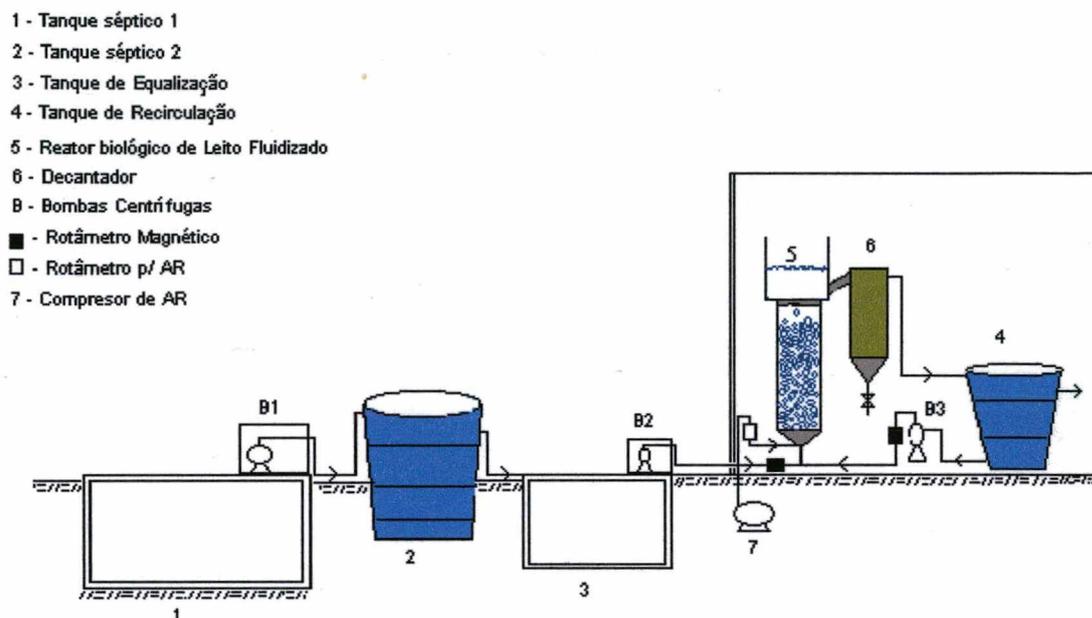


Fig. 4.1 – Esquema do Sistema de Tratamento:

4.2.1. Reator de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio

O reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, com fluxo ascendente, é constituído de uma coluna cilíndrica em acrílico transparente de 300 cm de altura total e 20 cm de diâmetro interno, com volume total de 62,80 L. Na parte superior, situa-se um dispositivo de saída, onde ocorre a separação parcial das fases líquida e gasosa (câmara de tranquilização), com 100 cm de altura e 30 cm de diâmetro interno. Na parte inferior, existe um dispositivo tronco cônico de ferro, com 20 cm de altura e 20 cm de diâmetro interno, com aberturas para a entrada do efluente líquido e do ar. A linha de ar comprimido é provida de filtro, válvula reguladora de pressão e rotâmetro para medição de vazão de gás, marca OMEL.

O efluente do tanque séptico 1 vai para o tanque séptico 2, através de uma bomba centrífuga - marca Schneider. No tanque de equalização, fica estocado o efluente proveniente do tanque séptico 2 e bombeado para o reator

através de bomba centrífuga, marca Schneider, cuja vazão é medida por meio de rotâmetro para esgoto com acoplamento magnético, marca CONAUT.

Na saída do reator, o efluente tratado, passa pelo decantador, com volume de 1 m^3 , para recolher o lodo produzido. Do decantador, o efluente segue para o tanque de recirculação de 5 m^3 , e uma parte deste para o reator biológico através de bomba centrífuga. A recirculação tem o objetivo de manter o suporte em fluidização. A vazão afluyente é medida por meio de rotâmetro para esgoto com acoplamento magnético, marca CONAUT. A Figura 4.2 apresenta o esquema da instalação piloto e a Figura 4.3 mostra uma fotografia da unidade piloto.

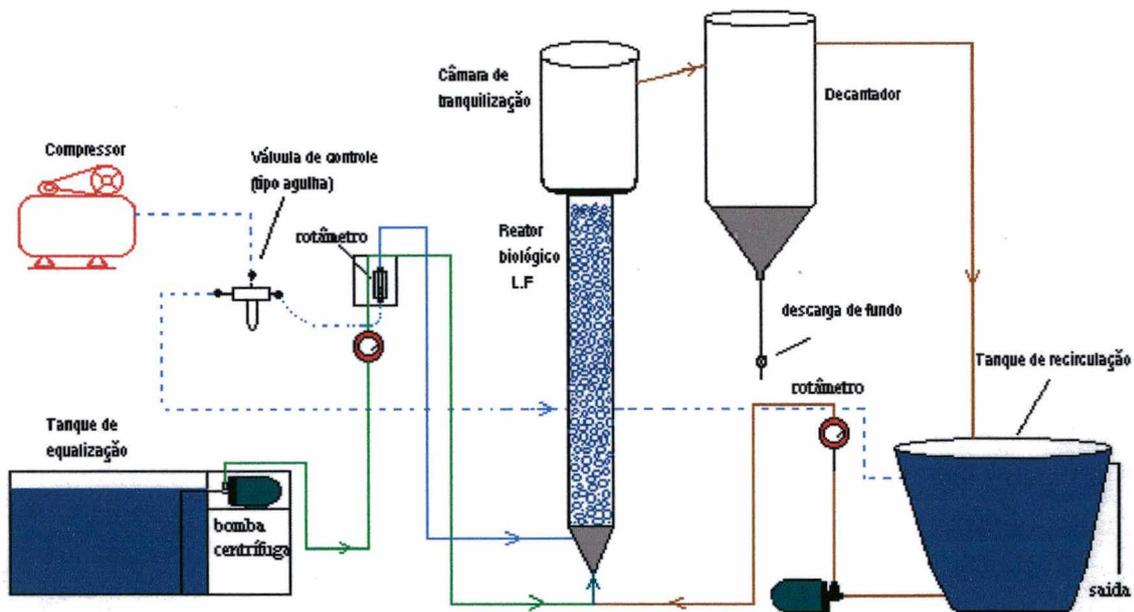


Figura 4.2 – Esquema da instalação piloto



Figura 4.3 - Fotografia da unidade piloto

4.2.2. Materiais Suportes Empregados

Os materiais suportes utilizados no estudo foram o poliestireno (fornecido pela COPLASUL) e o PVC (fornecidos pelas indústrias Tigre). Esses materiais receberam tratamento na sua superfície, com solução de ácido nítrico concentrado (Anexo I), com a finalidade de promover maior rugosidade, conferir carga positiva e melhorar a aderência do biofilme. A Tabela 4.1, apresenta as características das partículas.

Tabela 4.1. Características do material suporte

ETAPAS	MATERIAL	diâmetro médio (mm)	densidade (kg/m ³)
Etapa 1	Poliestireno	2,7	1065,0
Etapa 2	PVC	4,02	1329,0

4.2.2.1. Caracterização Superficial do Suporte

A caracterização superficial do suporte foi feita através da microscopia eletrônica de varredura (MEV).

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

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

4.2.3. Substrato

O reator de leito fluidizado trifásico aeróbio foi alimentado, na etapa 1 e na etapa 2 (ensaio II), com o substrato proveniente do restaurante universitário da UFSC, misturados com esgoto doméstico, tratados nos tanques sépticos 1 e 2. Na etapa 2 (ensaio I), o substrato de alimentação era proveniente de uma estação elevatória, situada no bairro Coqueiros- Florianópolis – SC. O esgoto era trazido por meio de caminhão limpa fossa, numa quantia de 10000 L, em média 2 vezes por semana, era depositado no tanque séptico 1, e daí encaminhado até o reator, seguindo a linha em série do sistema de tratamento descrito no item 4.2.1.

Salienta-se que no período da realização do ensaio I (etapa 2), o tanque séptico 1 não captava os despejos do restaurante universitário, devido a problemas técnicos.

4.2.4. Inóculo utilizado e Partida do reator

Antes de cada ensaio foi realizada a inoculação do reator com lodo ativado, proveniente da ETE – Insular (CASAN) – Florianópolis –SC.

Na etapa 1, o inóculo foi mantido por um período de 12 horas em contato com as partículas poliméricas (poliestireno), com baixa aeração (30 L/h), de modo a conduzir as bactérias à fixação no meio suporte. A partida do reator se deu com baixa vazão do substrato, por um período de 12 horas, aumentando, assim, a vazão desejada. Os resultados compreendem um período de ensaio de 5 dias.

Na etapa 2 (ensaio I), o inóculo foi mantido por um período de 5 horas em contato com as partículas poliméricas (PVC), também com baixa aeração (30 L/h). Da mesma maneira que na etapa 1, utilizou-se baixa vazão do substrato para dar partida ao reator, porém neste ensaio o período foi de 24 horas, com posterior aumento da vazão do afluente. Os resultados do ensaio I, compreendem um período de 38 dias.

No ensaio II, o inóculo foi mantido por um período de 5 horas em contato com as partículas poliméricas com baixa aeração (30 L/h), após foi adicionado o substrato com vazão de operação, deixando o sistema funcionando por 6 dias, para a partir desse período realizar as coletas. Os resultados do ensaio II, compreendem um período de 41 dias.

4.2.5. Condições Experimentais e Métodos Analíticos

Inicialmente, tanto na etapa 1 como na etapa 2 foram realizados ensaios em sistema fechado (*batch*), para determinar os parâmetros hidrodinâmicos do reator, para ambos os materiais. Após, realizou-se o estudo sobre o tratamento biológico.

Na 1ª etapa, o reator funcionou em regime intermitente, ou seja, em turnos de 12 horas. Das 19 h às 7 h não havendo alimentação de esgoto, apenas a recirculação funcionava, isto devido aos problemas de entupimento da bomba

centrífuga, causado pela grande quantidade de gorduras no tanque séptico 1. Neste período de ensaio, o tanque séptico 2 não fazia parte do sistema de tratamento.

Na 2ª etapa, os ensaios I e II foram efetuados, com todo o sistema de tratamento, apresentado no item 3.2, em funcionamento contínuo, variando-se as cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COVap.). Estabeleceu-se, porém, trabalhar com COVap. superiores a 10 kgDQO/m³.d, no interesse de verificar as limitações do processo.

O reator foi preenchido, na 1ª etapa, até uma altura de 100 cm com poliestireno pré-expandido, correspondendo a 50% da coluna e na 2ª etapa, com 83,5 cm (ensaio I) e 90,00 cm (ensaio II) com o PVC, correspondendo a 42% (ensaio I) e 45% (ensaio II) da coluna. A expansão do leito foi determinada pela vazão de recirculação, procurando mantê-la em 80% na 1ª etapa e na 2ª etapa com 80% (ensaio I) e 100% (ensaio II), porém ocorreram variações, devido às condições operacionais. Por um período de 10 dias, a expansão do leito, no ensaio II, foi superior aos 100%.

A vazão de ar na 1ª etapa manteve-se na faixa de 40 a 60 L/h e na 2ª etapa, manteve-se na faixa de 100 a 110 L/h, no ensaio I e na faixa de 80 a 100 L/h, no ensaio II. Neste último ensaio, a vazão de ar era aumentada para 120 L/h, quando o oxigênio dissolvido no interior do reator, atingia concentrações próximas de zero. A Tabela 4.2 apresenta as condições operacionais do reator.

Tabela 4.2. Condições operacionais do reator.

ETAPAS	Q _{ENTRADA} (L/min)	Q _{AR} (L/h)	Q _{REC.} (L/s)	COV _{APLICADA} (kg DQO/m ³ .d)	tdh (min)	U _L (m/h)	H leito (cm)	Exp. (%)	OBS.
1ª	5,0	40-60	72	42	21	38,22	100	80	tanque sép.1
2ª (ens. I)	3,0	100-110	72	17	21	143,3	83,5	80	-
2ª (ens. II)	1,5	80-120	72	36	42	140,4	90	100	-

4.2.6. Parâmetros hidrodinâmicos

4.2.6.1. Velocidade mínima de fluidização

A velocidade mínima de fluidização foi determinada em leito bifásico, pelo método da altura e o método da queda de pressão, apresentados anteriormente nos itens 3.6.3 e 3.6.4, respectivamente. Utilizou-se valores através da perda de carga (H_p) versus velocidade ascensional do líquido (U_L), em forma de gráfico. O valor da velocidade mínima de fluidização é aquele correspondente à perda de carga constante em função da velocidade ascensional aplicada, ou seja, quando o leito passa de fixo para fluidizado.

4.2.6.2. Altura do leito (H)

A altura do leito foi medida visualmente através de uma escala colocada no lado externo da coluna (conforme item 3.6.1.). Quando ocorreram oscilações na altura do leito, esta foi determinada pela média aritmética dos valores das alturas máximas e mínimas observadas.

4.2.6.3. Queda de Pressão (ΔP)

A queda de pressão foi medida por meio de manômetro vertical do tipo "U", utilizando como fluido manométrico, o mercúrio sólido. A queda de pressão quando apresentava oscilações foi determinada também pela média aritmética dos valores máximos e mínimos observados na escala manométrica (item 3.6.4).

4.2.6.4. Retenções (*holdups*) individual das fases (ε)

Foram determinados os *holdups* individuais das fases ε_s , ε_G e ε_L (item 3.6.2.) em reator de leito fluidizado trifásico, através dos seguintes métodos:

- Retenção do sólido (ε_s)

Foi determinado pelo deslocamento do volume de água. Coloca-se no reator um volume conhecido de água e adiciona-se a este uma quantia de sólidos, mede-se, assim, a nova altura de líquido no reator. A diferença entre o volume final e o volume do líquido inicial, é o volume de sólido adicionado.

- Retenção do gás (ε_G)

Foi determinado pelo método da queda de nível conforme mostra a Figura 4.4. Com o reator operando nas condições de vazões de gás e líquido desejadas, fecha-se simultaneamente as alimentações do gás e do líquido e mede-se a queda de nível de líquido na coluna. A diferença das alturas multiplicada pela área da seção da coluna é o volume total de gás retido. Conhecendo-se o volume total do sistema, calcula-se a fração de gás retido utilizando-se uma adaptação da retenção gasosa global (equação 3.8), descrita no item 3.6.2 (VISWANATHAN et al., 1970; RAZUMOV et al., 1973; WILD et al., 1984; citados por HERNANDEZ-ROCHA, 1992).

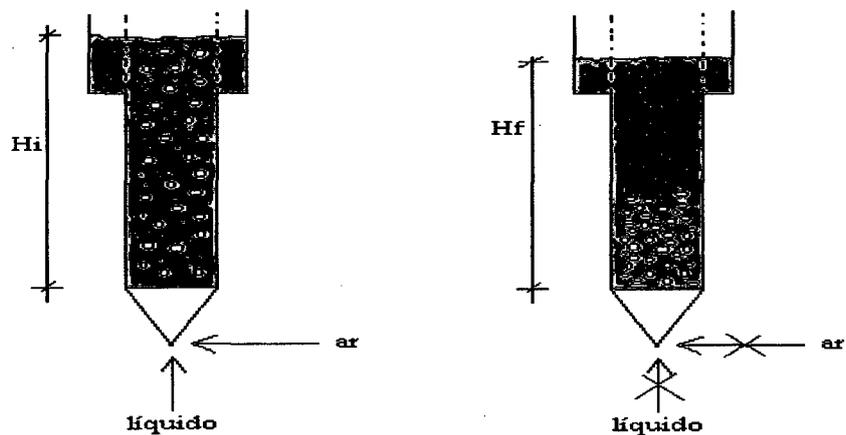


Fig. 4.4 – Determinação de ε_G pelo método da queda livre

$$\varepsilon_G = \frac{(H_i - H_f) A}{V_T}$$

Em que:

H_i = altura inicial

H_f = altura final

V_T = volume total do reator

A = área da seção transversal

- Retenção do líquido (ε_L)

Foi medido pela diferença dos *holdups* gasoso e líquido, através da equação 3.6, apresentada no item 3.6.2.

4.2.7. Técnicas Analíticas

As amostras de entrada do reator biológico foram coletadas, no ponto de coleta situado entre o tanque de equalização e o reator e as amostras de saída foram coletadas, diretamente na saída do reator e no decantador. As coletas

das amostras foram realizadas sempre pela manhã entre 8 h e 9 h, a fim de padronizar o horário das coletas.

A metodologia utilizada, nas análises, seguiu os padrões do “Standard Methods” (APHA, AWWA, WEF, 1992), com exceção das proteínas e polissacarídeos.

Foram medidos os seguintes parâmetros:

- pH, temperatura e oxigênio dissolvido, medidos na entrada, saída e interior do reator. As medições do pH, temperatura e oxigênio dissolvido foram realizadas com pHmetro e oxímetro digital, marca ORION modelo 1230.
- As amostras para Demanda Química de Oxigênio, [DQO_T (total) e DQO_F (filtrada)], foram preservadas com ácido sulfúrico, mantendo o pH ≤ 2 e estocadas sob refrigeração para posterior análise pelo método colorimétrico, em refluxo fechado, utilizando um espectrofotômetro HACH DR/4000 U (para o ensaio I) e um espectrofotômetro, marca VARIAN e modelo Cary 1E - UV - Visible (ensaio II). As amostras para a DQO_F, eram filtradas em papel filtro, marca Whatmann 40 com diâmetro dos poros de 125 μm .
- A Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO) foi determinada pela método manométrico, por um período de incubação de 5 dias a 20°C, utilizando para leitura o aparelho HACH, modelo TRACK.
- Carbono Orgânico Total Dissolvido (COT_D), entende-se como uma fração do COT (Carbono Orgânico Total) que passa através de filtragem a vácuo em filtro de membrana de acetato de celulose de 0,45 μm . As amostras foram preservadas com ácido clorídrico, mantendo o pH ≤ 2 e estocadas sob refrigeração, em frasco âmbar, para posterior análise. As análises foram realizadas no aparelho TOC-5000A, marca SHIMADZU, através de NPOC (Carbono Orgânico Não Purgável).
- Os Sólidos Totais (ST) estão presentes em corpos d'água e representam o conjunto de substâncias orgânicas e inorgânicas dissolvidas (resíduos fixos) e em suspensão (sedimentáveis ou não). Foram determinados além dos sólidos totais (ST), os sólidos totais fixos (STF) e os sólidos totais voláteis (STV). Utilizou-se o método gravimétrico, com prévia secagem das amostras após

evaporação em banho-maria a vapor e estufa (103°C a 105°C). Para obtenção dos STV, os resíduos dos ST foram calcinados em mufla a 500°C \pm 50°C.

- Os Sólidos Sedimentáveis foram medidos através do cone Imhoff, das frações de sólidos orgânicos e inorgânicos, sedimentados por um período de 1 (uma) hora, medidos em mL/L.
- Os Sólidos Suspensos (SS) foram determinados através de filtração a vácuo em filtro de membrana de acetato de celulose (0,45 μ m) e posterior pesagem do filtro com o resíduo seco em estufa de 103 °C a 105 °C.
- O Nitrogênio Orgânico Total (NTK), foi determinado por digestão em meio fortemente ácido numa temperatura elevada, e é auxiliada pela ação catalizadora do mercúrio e do selênio. A amostra digerida é redissolvida em água destilada e deionizada, alcalinizada para em seguida passar por destilação com arraste de amônia. O aparelho utilizado na leitura é o de marca VELP – modelo Scientific UDK 130 A.
- O Nitrito e o Nitrato foram determinados através do aparelho DIONEX - 120 de cromatografia líquida de troca iônica .
- As proteínas e os polissacarídeos do biofilme no meio suporte e suspensos no meio líquido, foram determinados de acordo com os métodos de LOWRY et al., (1951) e DUBOIS et al., (1956), respectivamente, conforme descrito nos anexos II e III. O aparelho para efetuar as leituras foi o espectrofotômetro marca VARIAN e modelo Cary 1E - UV – Visible.

A Tabela 4.3. apresenta o acompanhamento analítico dos experimentos, indicando os parâmetros analisados, a frequência analítica e o número de amostras.

Tabela 4.3 – Acompanhamento analítico do sistema de tratamento.

PARÂMETROS	FREQÜÊNCIA ANALÍTICA	NÚMERO DE AMOSTRAS
pH	Diária	-
OD	Diária	-
Temperatura	Diária	-
DQO	Diária	Duplicata
DBO	Semanal	Única
COT _D	Diária	Duplicata
NTK	Semanal	Única
NO ₂	Semanal	Única
NO ₃	Semanal	Única
Série Sólidos	Semanal	Única
SS	Diária	Única
Proteínas (aderidas/suspensas)	Diária	Triplicata
Polissacarídeos (aderidos/suspensos)	Diária	Triplicata

4.3. MÉTODOS DE CÁLCULOS

4.3.1. Eficiência de Remoção (DQO e COT)

➤ As eficiências de remoção (η_1) para os parâmetros DQO filtrada e COT dissolvido, foram calculadas através da equação 4.1.

$$\eta_1(\%) = \frac{(S_a - S_e)}{S_a} \times 100 \quad (4.1)$$

Em que:

η_1 = eficiência (%)

S_a = concentração (DQO, COT) do afluente (mg/L)

S_e = concentração (DQO, COT) do efluente (mg/L)

➤ A eficiência de remoção (η_2) para os parâmetros DQO bruta, foi calculada através da equação 4.2.

$$\eta_2(\%) = \frac{(S_a - S_e)}{S_o} \times 100 \quad (4.2)$$

Em que:

η_2 = eficiência (%)

S_o = concentração (DQO total) do afluente (mg/L)

S_s = concentração (DQO filtrada) do efluente (mg/L)

4.3.2. Produção Específica de Lodo

No presente trabalho, a produção específica de lodo foi definida como a quantidade de biomassa produzida, expressada em termos de teor de proteína (PN) do material em suspensão, em relação à quantidade de substrato consumido em termos de DQO, que pode ser calculada pela equação 4.3.

$$Y = \frac{X_e}{S_{cons}} \quad (4.3)$$

Em que:

Y = produção específica de lodo (mgPN/ mg DQO_{consumida})

X_e = teor de proteína do material em suspensão (mg PN /L).

$S_{cons.}$ = concentração do substrato consumido (mg DQO/ L).

4.3.3. Coeficiente Específico de Desprendimento

O coeficiente específico de desprendimento foi calculado pela equação 4.4, desenvolvido nos trabalhos de RITTMANN (1982).

$$b_s = \frac{Q \cdot X_e}{M_s \cdot X_{pt}} \quad (4.4)$$

Em que:

b_s = coeficiente específico de desprendimento (dia^{-1})

Q = vazão de alimentação (L/dia)

M_s = massa total do suporte (g)

X_e = teor de proteína do material em suspensão (mgPN/ L)

X_{pt} = biomassa aderida ao suporte (mgPN/g suporte).

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. PARÂMETROS HIDRODINÂMICOS

As retenções das fases sólida, líquida e gasosa (ε_S , ε_L e ε_G) e a velocidade mínima de fluidização U_{mf} , foram determinadas de acordo com o capítulo 3 (itens 3.6.3 e 3.6.4, respectivamente).

Os resultados obtidos, nos ensaios hidrodinâmicos, para as partículas poliméricas de poliestireno e PVC, são apresentados na Tabela 5.1.

Tabela 5.1. Resultados dos ensaios hidrodinâmicos.

Material	1ª Etapa	2ª Etapa		ε_S	ε_L	ε_G	$(1-\varepsilon_S)$	U_{mf} (cm/s)
	U_L (m/h)	ensaio I U_L (m/h)	ensaio II U_L (m/h)					
Poliestireno	38,22	-	-	0,624	0,363	0,013	0,376	0,22
PVC	-	143,3	140,4	0,53	0,44	0,03	0,47	0,96

Os resultados revelam que as retenções sólida (ε_S), líquida (ε_L) e gasosa (ε_G) apresentam um maior equilíbrio entre as fases sólida e líquida para o PVC, do que o Poliestireno.

As Figuras 5.1 e 5.2 mostram a velocidade mínima de fluidização para o poliestireno e para o PVC, respectivamente.

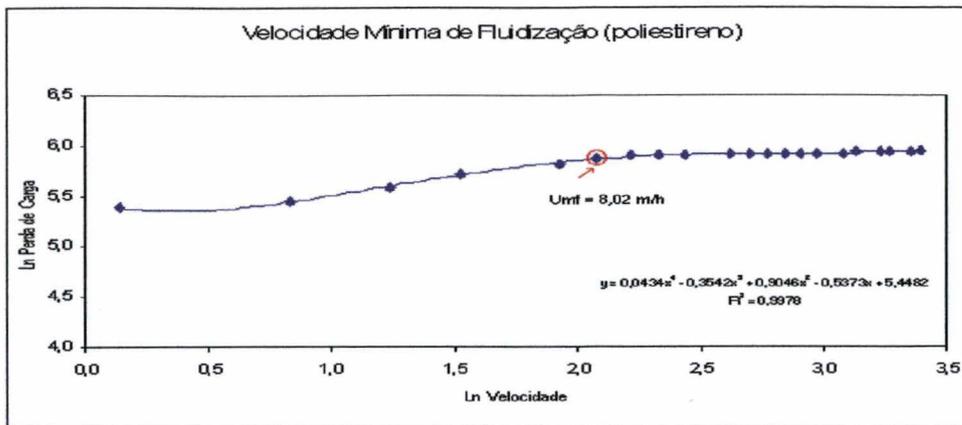


Fig. 5.1. Perda de carga em função da velocidade ascensional do líquido.

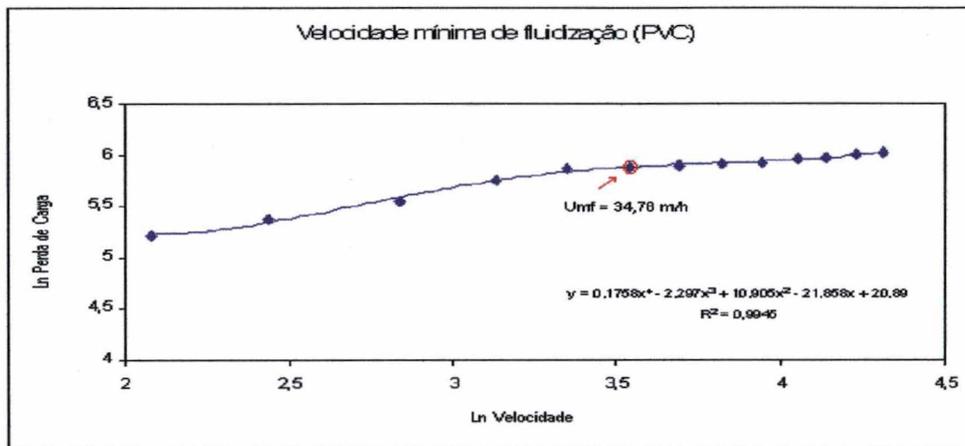


Figura 5.2 – Perda de carga em função da velocidade ascensional do líquido.

A velocidade mínima de fluidização obtida foi de 0,22 cm/s ou 8,02 m/h para o poliestireno e 0,96 cm/s ou 34,78 m/h para o PVC. Nota-se que este último, com densidade 20% superior ao poliestireno, apresenta uma U_{mf} quatro vezes maior.

DISTLER (1995) obteve uma U_{mf} de 8,3 m/h para partículas esféricas de poliestireno, com densidade específica de 1010 kg/m³ e diâmetro médio de 2,5 mm. RIEDEL (1995) obteve uma velocidade de 1,11cm/s para partículas cilíndricas de PVC com densidade de 1,3789 g/cm³. Os resultados encontrados, neste trabalho, são semelhantes aos obtidos por estes autores.

Na determinação da velocidade mínima de fluidização (2ª etapa), trabalhou-se com a velocidade ascensional do líquido até 80 m/h, devido às limitações no rotâmetro e na pressão de água na entrada do reator. Os anexos 4 e 5 contêm os dados utilizados na determinação da U_{mf} para o poliestireno e o PVC, respectivamente.

5.2. TRATAMENTO BIOLÓGICO

5.2.1. Etapa 1 – Efluente doméstico do RU e Poliestireno como material suporte.

As características da rugosidade do material, foram analisadas antes e depois do tratamento com ácido nítrico. A Figura 5.3 mostra foto da partícula de poliestireno tratado e a Figura 5.4 apresenta detalhe deste material antes e depois do tratamento químico, observadas através do MEV – Microscópio Eletrônico de Varredura.

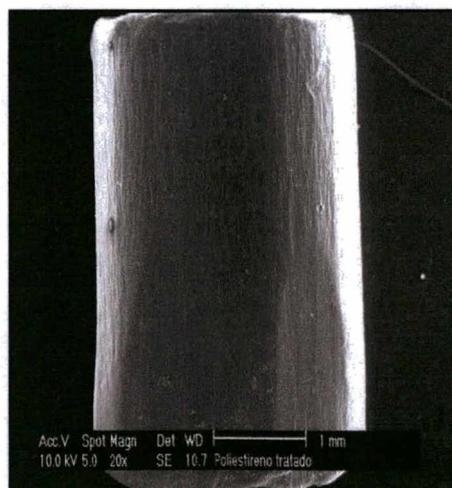


Figura 5.3 – Poliestireno antes e depois do tratamento ácido- aumento 20x

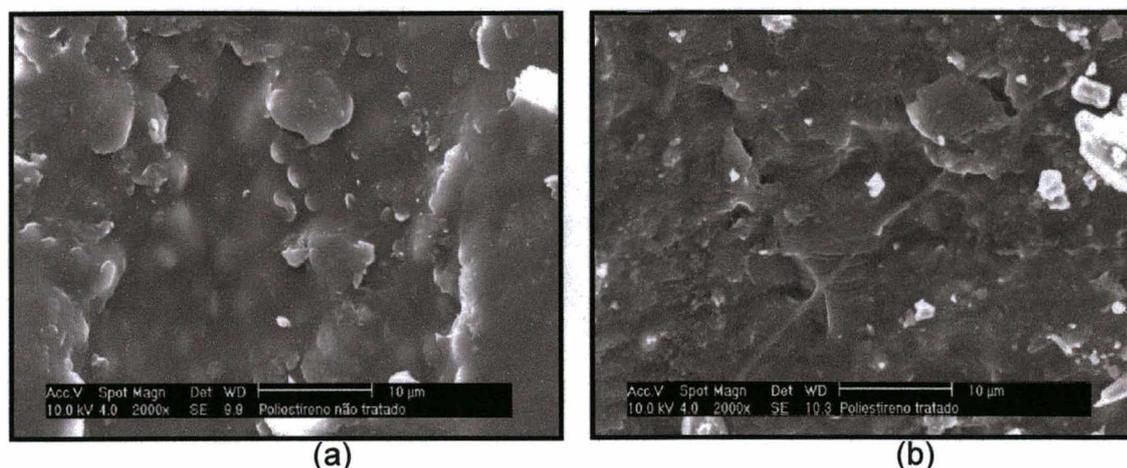


Figura 5.4 – Poliestireno antes (a) e depois (b) do tratamento ácido - aumento 2000x.

Pode-se observar que após o tratamento químico, as partículas de poliestireno, apresentaram um aumento da rugosidade do material, que permite melhorar a adesão microbiana no material suporte.

A Tabela 5.2 apresenta os resultados obtidos para alguns parâmetros de controle de processo biológico, durante o ensaio realizado na etapa I, cujo efluente era proveniente do restaurante universitário (RU) e esgoto doméstico.

Tabela 5.2 – Valores médios obtidos durante o ensaio realizado na etapa I.

PARÂMETROS	VALORES OBTIDOS n* = 5
OD _{SAÍDA} (mg/L)	1,06 ± 0,1
TEMPERATURA (°C)	26,5 ± 1,6
pH _{SAÍDA}	4,86 – 5,1
DQO _F (ENTRADA) (mg/L)	414 ± 84
DQO _F (SAÍDA) (mg/L)	363 ± 84
COT _D (ENTRADA) (mg/L)	181 ± 5
COT _D (SAÍDA) (mg/L)	161 ± 8

n* = 5 amostras

Durante os 5 dias de ensaio, obteve-se uma eficiência média de DQO_F de apenas 12,32%, o que não é normal neste tipo de reator, que em boas condições de operação, apresenta taxa de remoção superiores a 80% (BERGAMASCO, 1996). Essa baixa eficiência, foi ocasionada por vários fatores que interferiram no processo. Observou-se, durante o ensaio, a ocorrência de grande perda de material, para fora da zona de reação, devido a densidade das partículas (1065 kg/m^3) ser muito próxima à da água. No início do processo, o arraste das partículas correspondeu a 30% do leito, num período de 10 min, chegando ao final do dia em 60% de arraste do leito, impossibilitando assim o tratamento. Outro fator importante que interferiu nos resultados foi a baixa vazão de ar (faixa de 40 a 60 L/h), prejudicando a transferência do oxigênio ao meio líquido. A concentração média em oxigênio dissolvido (OD) obtido foi de 1,06 mg/L. Segundo WOLFF (1997) o funcionamento do reator com OD menor do que 2 mg/L, indica que, de forma similar ao que sucede com leitos bifásicos, trabalha-se com limitação de oxigênio. Tendo o oxigênio como fator limitante, reduz-se a atividade bacteriana e em consequência a eficiência do processo.

A eficiência encontrada, nesta etapa do estudo (12,32%), pode-se igualmente ser atribuída ao fato de que as condições operacionais não foram as ideais para este tipo de sistema, pois além das limitações em OD, o reator trabalhou em regime intermitente, ou seja, o biofilme foi submetido a momentos sem alimentação, limitando a atividade bacteriana e consequentemente o processo de biodegradação. Outro fator negativo, para o desenvolvimento do biofilme, relacionam-se as perdas do material suporte na ordem de 60% ao dia.

DISTLER (1995), trabalhou com poliestireno pré-expandido, no tratamento de esgoto doméstico e obteve eficiências médias de remoção de 41% a 57% em termos de DQO solúvel. Ocorreu também, em seu estudo, o arraste das partículas de poliestireno, prejudicando o desempenho e desestabilizando o processo.

Em nosso estudo, este tipo específico de material não foi adequado para o processo de tratamento em reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, nas

condições em que foi operado. Decidiu-se, então, por suspender o ensaio e testar um outro tipo de material suporte (PVC).

5.2.2. Etapa 2 – Esgoto Urbano da Estação Elevatória de Coqueiros e do RU e o PVC como material suporte.

A Tabela 5.3 apresenta as características do efluente de saída do tanque séptico 2, proveniente da estação elevatória de esgoto e do RU, os quais alimentaram o reator de leito fluidizado trifásico nos ensaios I e II, respectivamente.

Tabela 5.3 – Valores médios do efluente de saída do tanque séptico 2.

PARÂMETROS	ESGOTO BRUTO	
	ENSAIO I	ENSAIO II
pH	6,19 - 7,7	4,84 – 6,03
OD (mg/L)	0,53 ± 0,35 ⁽⁴⁾	0,92 ± 0,8 ⁽⁵⁾
T (°C)	20,5 ± 1,65 ⁽⁴⁾	23,8 ± 2,7 ⁽⁶⁾
DQO _T (mg/L)	449 ± 92 ⁽³⁾	1122 ± 591 ⁽⁴⁾
DQO _F (mg/L)	250 ± 45 ⁽⁵⁾	569 ± 199 ⁽⁵⁾
DBO _T (mg/L)	264 ± 113 ⁽⁵⁾	431 ± 21 ⁽³⁾
DBO _F (mg/L)	156 ± 6 ⁽³⁾	395 ± 177 ⁽⁴⁾
COT _D (mg/L)	36 ± 10 ⁽⁶⁾	183 ± 71 ⁽⁵⁾
ST (mg/L)	668 ± 260 ⁽⁵⁾	1466 ± 796 ⁽⁶⁾
STV (mg/L)	321 ± 145 ⁽⁵⁾	1062 ± 823 ⁽⁶⁾
STF (mg/L)	347 ± 230 ⁽⁵⁾	424 ± 161 ⁽⁶⁾
SS (mg/L)	199 ± 108 ⁽⁶⁾	214 ± 76 ⁽⁵⁾
NTK _T (mg/L –NTK)	37,89 ± 24 ⁽³⁾	29,45 ± 9 ⁽⁵⁾
NITRITO (mg/L)	0,05 ± 0,01 ⁽³⁾	NR
NITRATO (mg/L)	0,27 ± 0,1 ⁽³⁾	NR
ÓLEOS E GRAXAS	22,5 ± 18,2 ⁽⁴⁾	15,4 ± 4,5 ⁽⁴⁾

Obs.: Os valores entre parênteses representam o número de amostras e NR significa não realizados.

Nota-se que com exceção do NTK_T , as concentrações da matéria poluente, em termos de DQO, DBO, COT_D e sólidos, foram duas vezes maiores no ensaio II do que no ensaio I resultando em cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COVap.) de $17 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ (para o ensaio I) e de $36 \text{ kgDQO/m}^3\cdot\text{d}$ (para o ensaio II).

O efluente proveniente do restaurante universitário mais esgoto sanitário também apresentou elevados teores de gorduras, resultantes da atividade industrial (cozinha). Enquanto que no ensaio I as características obtidas para óleos e graxas, para 4 análises realizadas, variaram entre $5,5 \text{ mg/L}$ a 42 mg/L , no ensaio II as concentrações variaram entre 10 mg/L e 18 mg/L .

A Tabela 5.4 apresenta resultados (médios e desvio padrão) dos parâmetros analisados nos ensaios I e II realizados com efluente doméstico, provenientes da rede de esgoto urbano (elevatória) e do restaurante universitário (RU), no reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, respectivamente.

Tabela 5.4 – Valores médios e desvio padrão dos parâmetros analisados.

PARÂMETROS	ENSAIO I		ENSAIO II	
	Média ± Desvio Padrão		Média ± Desvio Padrão	
	Entrada	Saída	Entrada	Saída
pH	7,40 ± 0,36 ⁽³¹⁾	7,52 ± 0,59 ⁽³¹⁾	6,17 ± 0,83 ⁽³⁸⁾	7,18 ± 0,39 ⁽³⁸⁾
Temperatura (°C)	NR	19,3 ± 3,9 ⁽³¹⁾	NR	23,1 ± 1,1 ⁽³⁸⁾
DBO ₅ filtrada (mg/L)	NR	NR	352 ⁽²⁾	28 ⁽²⁾
DQO total (mg/L)	NR	NR	1033±477 ⁽²³⁾	529±316 ⁽²³⁾
DQO filtrada (mg/L)	171 ± 77 ⁽³¹⁾	112 ± 55 ⁽³¹⁾	511 ± 270 ⁽³⁸⁾	104 ± 53 ⁽³⁸⁾
COT _D (mg/L)	25 ± 17 ⁽³¹⁾	14 ± 10 ⁽³¹⁾	114 ± 46 ⁽³⁸⁾	21 ± 9 ⁽³⁸⁾
ST (mg/L)	823 ± 248 ⁽¹⁶⁾	879 ± 370 ⁽¹⁶⁾	1094 ± 377 ⁽¹⁰⁾	1023 ± 484 ⁽⁹⁾
STV (mg/L)	445 ± 153 ⁽¹⁶⁾	540 ± 355 ⁽¹⁶⁾	794 ± 375 ⁽¹⁰⁾	588 ± 483 ⁽⁹⁾
STF (mg/L)	338 ± 178 ⁽¹⁶⁾	345 ± 205 ⁽¹⁶⁾	300 ± 160 ⁽¹⁰⁾	434 ± 94 ⁽⁹⁾
SS (mg/l)	242 ± 100 ⁽³¹⁾	247 ± 112 ⁽³¹⁾	218 ± 66 ⁽³⁸⁾	203 ± 103 ⁽³⁸⁾
S sed. (mL/L) – decantador	NR	196 ± 170 ⁽³¹⁾	NR	187 ± 171 ⁽³⁸⁾
NTK TOTAL (mg/L-NTK)	26,74±7,10 ⁽¹¹⁾	33,88±12,08 ⁽¹¹⁾	23,38± 5,37 ⁽⁴⁾	17,89± 4,97 ⁽⁴⁾
NTK Solúvel (mg/L-NTK)	NR	NR	17,81 ± 1,12 ⁽²⁾	3,10 ± 0,20 ⁽²⁾
NITRITO (mg/L)	0,09 ± 0,03 ⁽²⁾	0,12 ± 0,05 ⁽²⁾	NR	NR
NITRATO (mg/L)	0,64 ± 0,85 ⁽²⁾	0,53 ± 0,69 ⁽²⁾	NR	NR
Coliformes Fecais	2,3x10 ⁴	0,5x10 ³	NR	NR
PN ADERIDA (mg/g)	0,2 ± 0,1 ⁽³¹⁾		0,1 ± 0,1 ⁽³⁸⁾	
PN SUSPENSA (mg/L)	54,7 ± 23,3 ⁽³¹⁾		65,7 ± 26,7 ⁽³⁸⁾	
PS ADERIDO (mg/g)	0,7 ± 0,2 ⁽³¹⁾		1,1 ± 0,5 ⁽³⁸⁾	
PS SUSPENSO (mg/L)	25,8 ± 6,7 ⁽³¹⁾		29,8 ± 17,5 ⁽³⁸⁾	
PS/PN ADERIDO (mg/g)	3,7 ± 0,6 ⁽³¹⁾		6,9 ± 2,7 ⁽³⁸⁾	
PS/PN SUSPENSO (mg/L)	0,6 ± 0,3 ⁽³¹⁾		0,5 ± 0,2 ⁽³⁸⁾	
Y(mgPNsusp/mgDQOcons)	1,45 ± 1,55 ⁽³¹⁾		0,19 ± 0,25 ⁽³⁸⁾	
bs (d ⁻¹)	42 ⁽³¹⁾		26 ⁽³⁸⁾	

Obs.: Os valores entre parênteses representam o número de amostras e NR significa não realizados.

Analisando-se a Tabela, pode-se observar que no ensaio I não ocorreu o processo de nitrificação. Por problemas ocorridos com o aparelho dionex-120, não foi possível, obter os resultados de nitrito e nitrato, para o ensaio II.

Observa-se, ainda, que não ocorreu remoção de sólidos suspensos e não houve redução dos coliformes fecais.

5.2.2.1. Evolução do pH, Temperatura e Oxigênio dissolvido

Durante o ensaio I, o pH de entrada manteve-se na faixa de 6,39 a 7,96 e o de saída na faixa de 6,37 a 10,34; a temperatura oscilou entre 12,3 e 24,3 °C e a concentração de oxigênio dissolvido no reator variou de 0,47 a 6,73 mg/L e manteve-se uma concentração média de 4,30 mg/L.

No ensaio II, o pH de entrada manteve-se na faixa de 4,84 a 7,38 e o de saída na faixa de 5,37 a 7,73; a temperatura de saída oscilou entre 15,1 e 28,8°C e a concentração de oxigênio dissolvido no reator variou de 0,02 a 3,89 mg/L e manteve-se uma concentração média de 2,23 mg/L. A Figura 5.5 apresenta a evolução do OD, para os ensaios I e II. O anexo 6 mostra a evolução do pH e temperatura para os ensaios I e II.

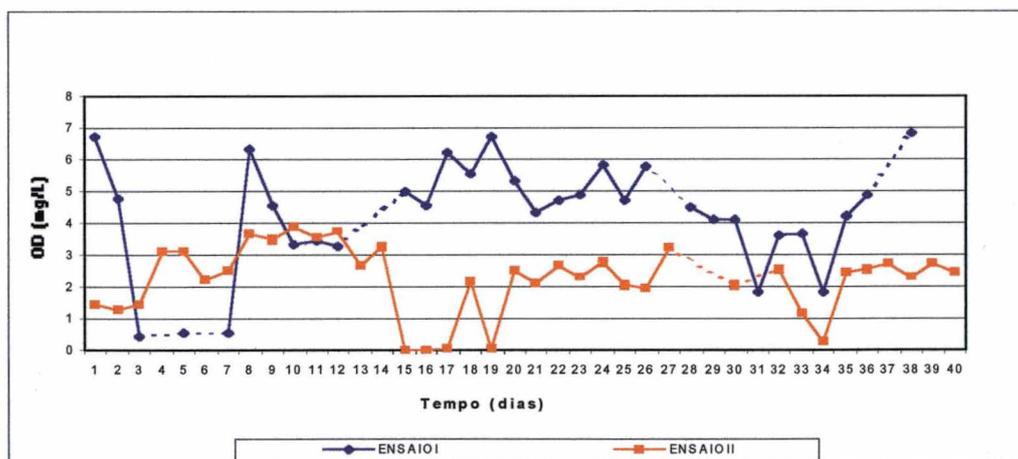


Fig.5.5 – Valores da evolução do oxigênio dissolvido ao longo do tempo.

Pode-se observar que praticamente durante todo o ensaio I, as concentrações de OD, mantiveram-se acima de 3,0 mg/L. Para o ensaio II, as concentrações de OD mantiveram-se entre 2,0 e 4,0 mg/L, porém ocorreram maiores quedas na concentração do oxigênio dissolvido, chegando a valores

próximos de zero mg/L (tempo = 15 a 19 dias e tempo = 34 dias), sendo necessário aumentar a vazão de entrada de ar para deixar o reator funcionando em aerobiose. Isto está de acordo com o observado por BARTHEL (1998), onde segundo este a concentração de OD no reator superior a 3 mg/L, garante condições ideais para o desenvolvimento microbiano.

5.2.2.2.Demanda Química de Oxigênio (DQO) e Carbono Orgânico Total Dissolvido (COT_D).

As figuras 5.6-5.7 e 5.8-5.9 apresentam a evolução da matéria orgânica e a eficiência de remoção (η) em termos de DQO_F e COT_D para o ensaio I, e para o ensaio II, respectivamente.

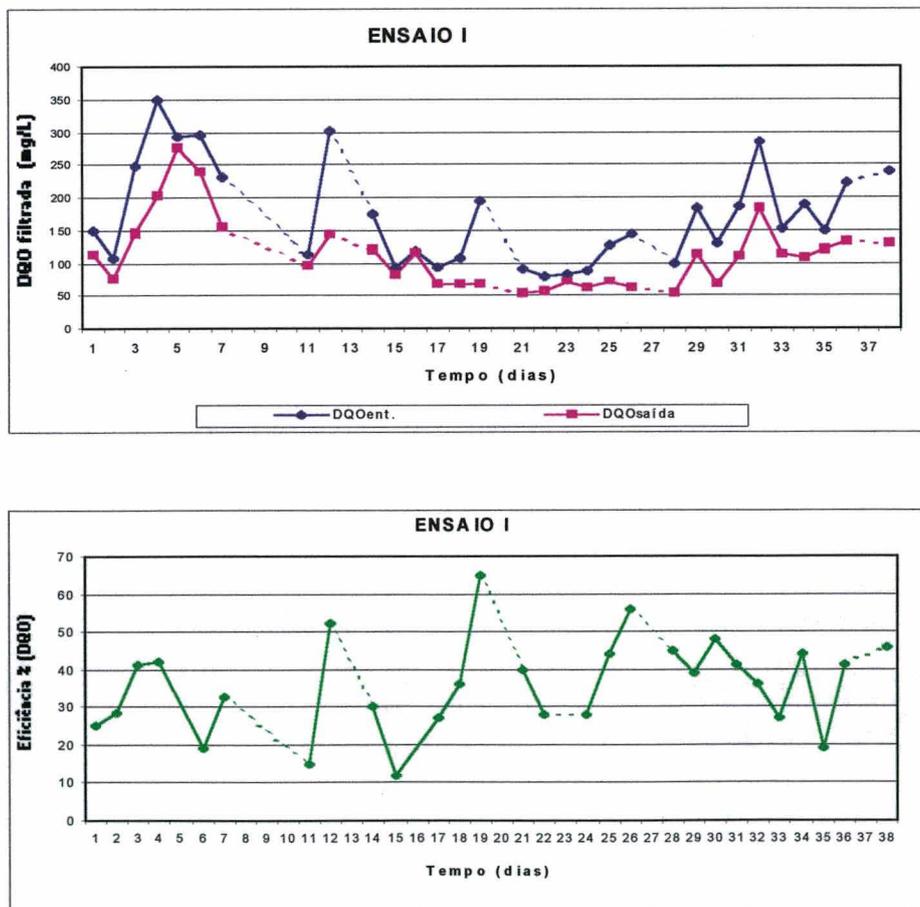


Figura 5.6. DQO afluyente e efluente (mg/L) e η (%) - ensaio I.

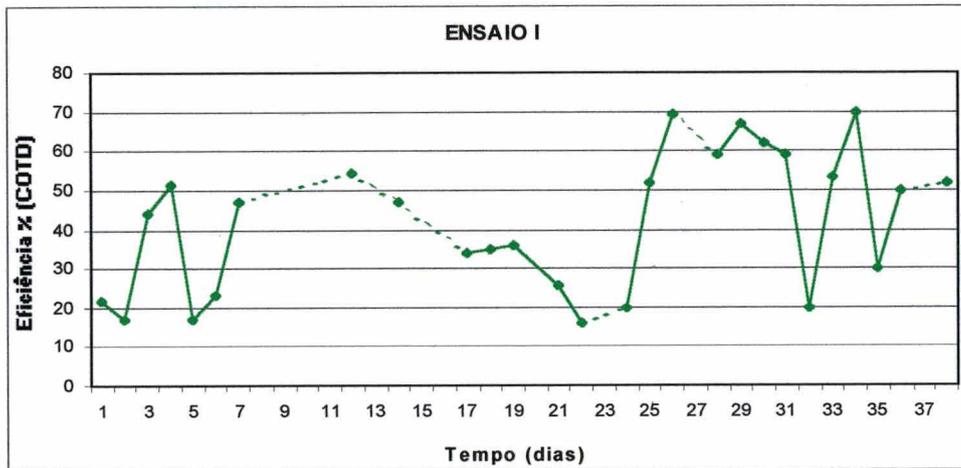
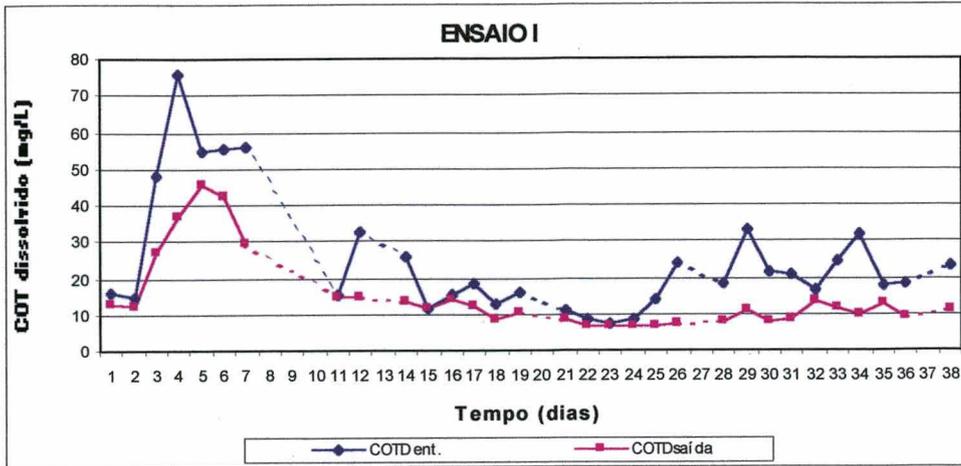
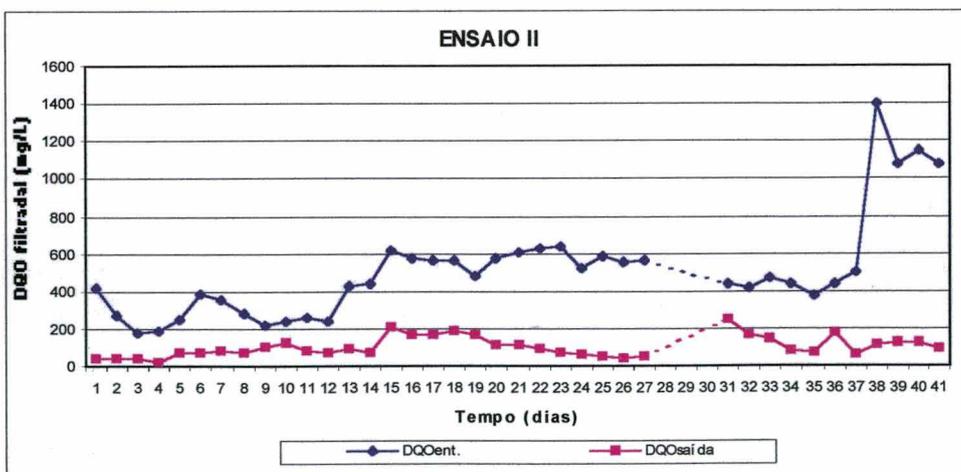


Figura 5.7 - COT_D afluente e efluente (mg/L) e η (%)- ensaio I.



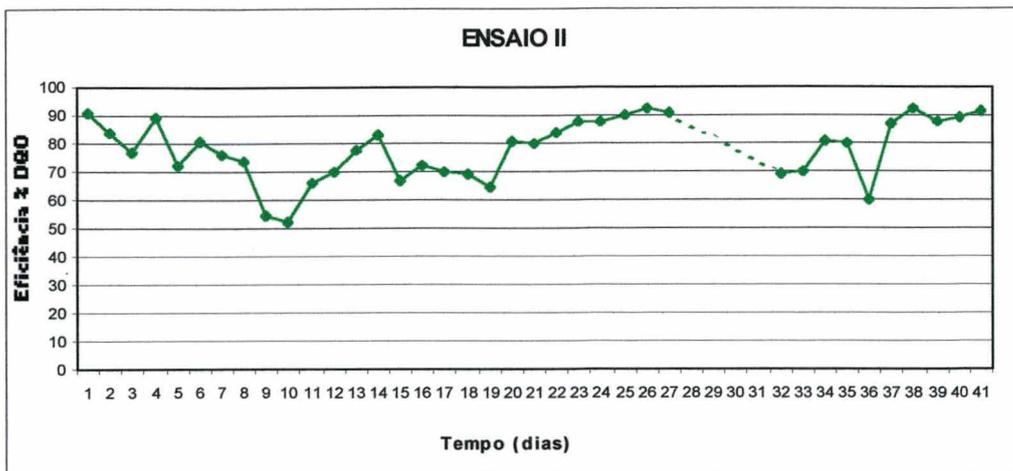


Figura 5.8 – DQO afluente e efluente (mg/L) e η (%) - ensaio II.

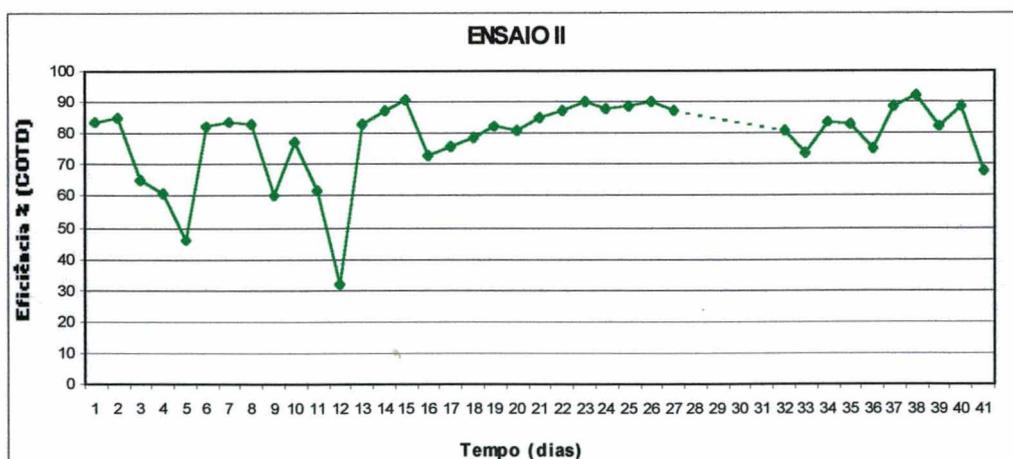
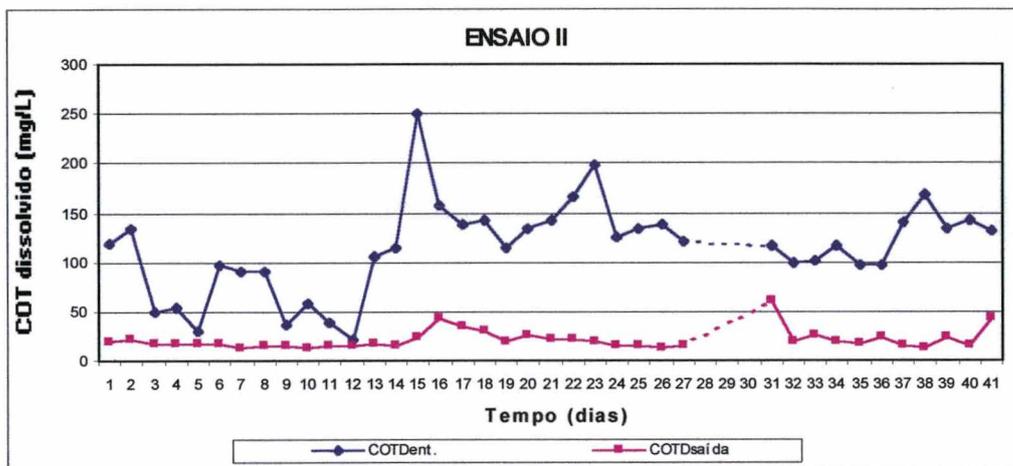


Figura 5.9 – COT_D afluente e efluente (mg/L) e η (%), ensaio II.

As concentrações de DQO filtrada, no afluente, apresentaram variações ao longo dos ensaios. No ensaio I (Figura 5.6), ocorreram maiores variações do que no ensaio II (Figura 5.8), isto pode ser explicado pelo fato de que no ensaio I o tanque séptico 1 foi alimentado por esgoto urbano fresco somente duas vezes por semana, ficando estocado no mesmo sem recarga, submetido às reações microbiológicas, neste período, e também, devido a problemas ocorridos no sistema. Diariamente, era necessário desligar a recirculação para coletar amostras do afluente, pois o ponto de coleta situava-se após a mistura do afluente com o líquido que vinha da recirculação. Deixava-se esta desligada por um período de 30 minutos para posterior coleta do afluente. Essas paradas diárias, dificultaram a entrada do sistema em regime permanente.

Verifica-se, quanto à remoção de DQO_F de saída, que do 17º dia ao 28º dia, o sistema permaneceu em regime permanente. Neste período a eficiência média de remoção de DQO foi de 41%, e a eficiência máxima observada foi de 65%. No período compreendido entre o 29º dia até o 38º dia, o reator comportou-se de dois modos: durante 6 dias (do 29º dia até o 34º dia) a qualidade do efluente tratado variou em função da concentração de DQO_F afluente, e o processo de tratamento não se apresentou estável. A partir do 34º dia, e durante os 5 dias consecutivos de ensaio, a qualidade do efluente mostrou-se com pequenas variações, na faixa compreendida entre 100 mg/L e 132 mg/L, independente das variações na qualidade da DQO_F afluente. Comparando-se a Figura 5.6 (evolução da DQO_F) com a Figura 5.5 (evolução do OD), verifica-se que os períodos de melhor estabilidade do tratamento, quanto à remoção de DQO_F , correspondem àqueles em que a concentração de OD é superior a 4 mg/L. Para todo o período de ensaio (38 dias), a eficiência média de remoção de DQO foi de 36%.

No ensaio II, o problema com a coleta afluente foi resolvido, não tendo mais a necessidade de parar o sistema. Verifica-se assim, quanto a DQO_F de saída, que a partir do 1º dia, há uma tendência de entrar em regime permanente, chegando a obter eficiência máxima acima de 90%, e obtendo durante todo o período de ensaio (41 dias) uma eficiência média de remoção de 78%. Adrianna et al., (2000), têm calculado a eficiência de remoção filtrada

através da concentração (DQO) bruta afluente e a concentração (DQO) filtrada efluente. Através deste cálculo a eficiência média de remoção filtrada obtida, neste ensaio, foi de 88%. As variações na concentração de OD não interferiram no comportamento do reator quanto à remoção de DQO_F , devido provavelmente a uma operação mais estável do reator.

DISTLER et al. (1995), trabalharam com esgoto doméstico e obtiveram eficiência de remoção de DQO solúvel de 55% a 76% (com COV_{ap} variando de 2,8 a 5,4 $kgDQO/m^3.d$), com tempos de retenção hidráulica variando de 1 a 2 h.

TAVARES (1992), trabalhando com efluente sintético de fácil degradabilidade, obteve eficiência de remoção de DQO solúvel de 55% (COV_{ap} 24,5 $kgDQO/m^3.d$) a 76% (COV_{ap} 6,8 e 7,6 $kgDQO/m^3.d$), com tempos de retenção hidráulica de 10 a 30 min.

Os resultados conseguidos, neste trabalho, assemelham-se muito aos obtidos por estes autores, tendo-se a eficiência média de remoção de DQO filtrada de 78%, no ensaio II, com um tempo de retenção hidráulica de 42 min, confirmando que as maiores eficiências correspondem ao maior tempo de retenção hidráulica.

Verifica-se ainda, que o leito fluidizado trifásico aeróbio, apresentou uma boa eficiência média de remoção, no ensaio II, operando com carga volumétrica elevada (36 $kgDQO/m^3.d$), confirmando uma das vantagens deste tipo de reator.

NASCIMENTO et al. (2000), utilizaram filtros biológicos (FBs) como pós-tratamento de reatores anaeróbios UASB, para tratamento de esgoto doméstico e obtiveram eficiência média de remoção de DQO para os FBs de 77% a 88%, utilizando $COVs$ aplicada de 0,7 a 5,6 $kgDQO/m^3.d$.

GONÇALVES et. al. (2000) utilizaram biofiltros aerados submersos como pós-tratamento de reator anaeróbio (UASB), para tratamento de esgoto doméstico e obtiveram eficiência média de remoção de 77% a 87%, utilizando $COVs$ ap. de 4,4 e 6,5 $kgDQO/m^3.d$.

As Figuras 5.7 e 5.9 mostram a evolução do COT_D para os ensaios I e II. Verifica-se que a remoção de COT_D foi semelhante a remoção da DQO_F para ambos ensaios. Foram obtidas eficiências médias de remoção de 42% para o ensaio I e de 78,5% para o ensaio II, chegando a obter eficiência acima de 90% em algumas ocasiões do ensaio.

5.2.2.3. Estudo do Biofilme

As Figuras 5.10 e 5.11 apresentam a evolução das proteínas (PN) e polissacarídeos (PS) ao longo do tempo, para os ensaios I e II, respectivamente.

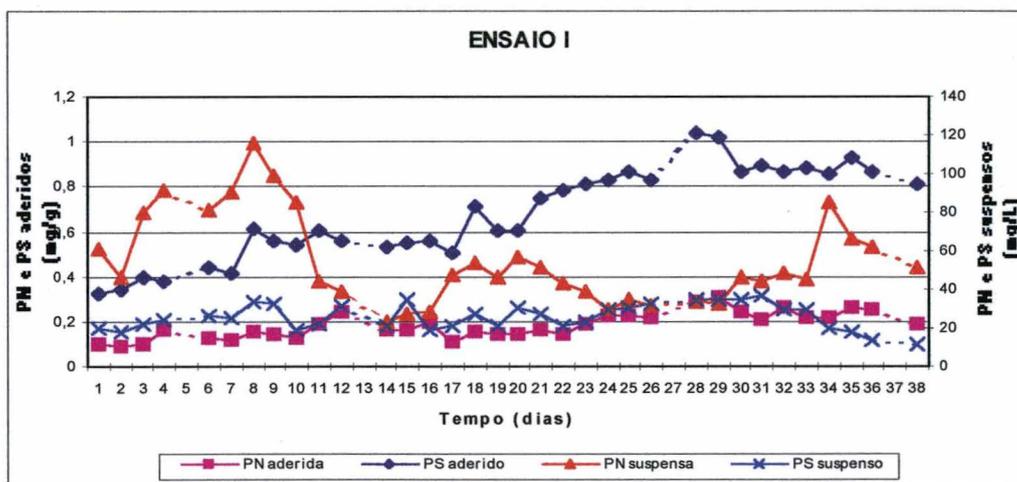


Fig. 5.10 – Evolução das concentrações de PN e PS aderidos e suspensos - ensaio I.

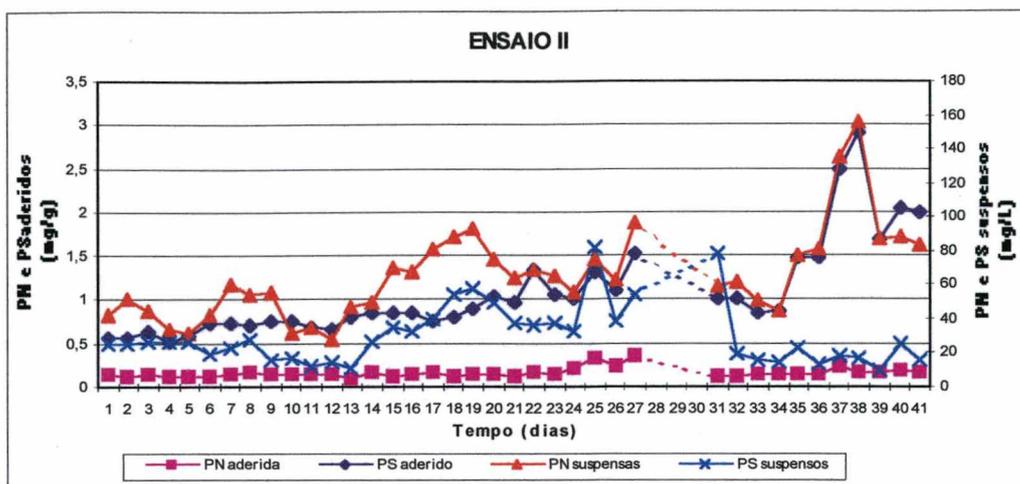


Fig. 5.11 – Evolução das concentrações de PN e PS aderidos e suspensos - ensaio II.

Observa-se nas Figuras 5.10 e 5.11 que tanto no ensaio I quanto no ensaio II, a concentração de polissacarídeos aderidos foi superior às concentrações de polissacarídeos em suspensão, indicando boa adesão microbiana. Constatou-se, também, que a concentração de proteínas em suspensão é maior do que a concentração de proteínas aderidas, caracterizando maior desprendimento do biofilme, concordando com os resultados encontrados por TAVARES (1992) e WOLFF (1997).

TAVARES (1992) relata que o processo de tratamento em reatores de leite fluidizado trifásico parece indicar um aumento na produção de polissacarídeos com o tempo, para atingir um máximo entre 15-25 dias, e depois atenuar com o tempo, e que estas observações podem ser feitas também para o teor de proteínas. Neste estudo, pode-se observar, que tanto no ensaio I quanto no ensaio II, ocorreu um aumento da concentração de polissacarídeos aderidos ao suporte ao longo do tempo, havendo uma estabilização destes a partir de tempo de 30 dias para o ensaio I. No ensaio II os polissacarídeos mantiveram-se relativamente estáveis, havendo instabilidade nos 5 últimos dias do ensaios. As proteínas aderidas apresentaram relativa constância, tendendo a estabilização.

Os resultados podem ser expressos ainda, em termos da relação de PS/PN aderidos ao suporte e da biomassa em suspensão. As Figuras 5.12 e 5.13 apresentam a evolução dessa relação ao longo do tempo, para os ensaios I e II, respectivamente.

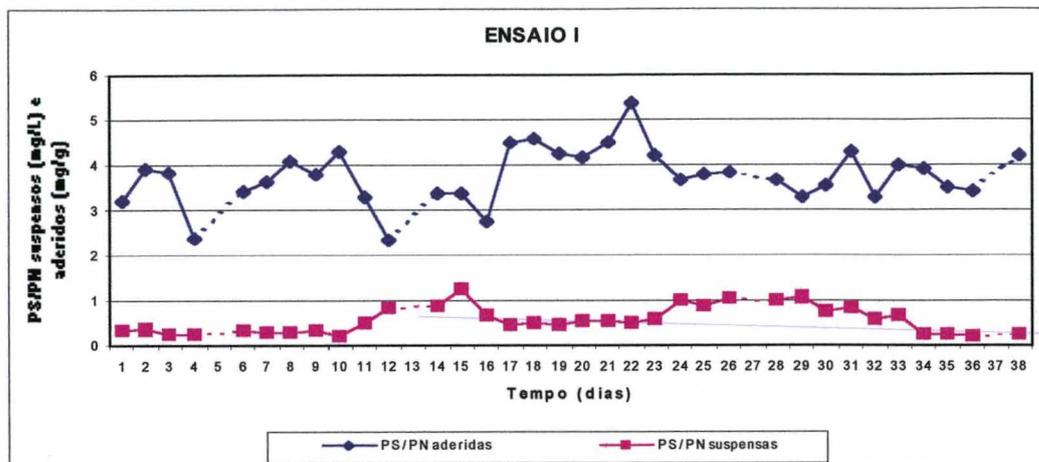


Fig. 5.12 – Evolução da relação PS/PN aderidos e suspensos no ensaio I.

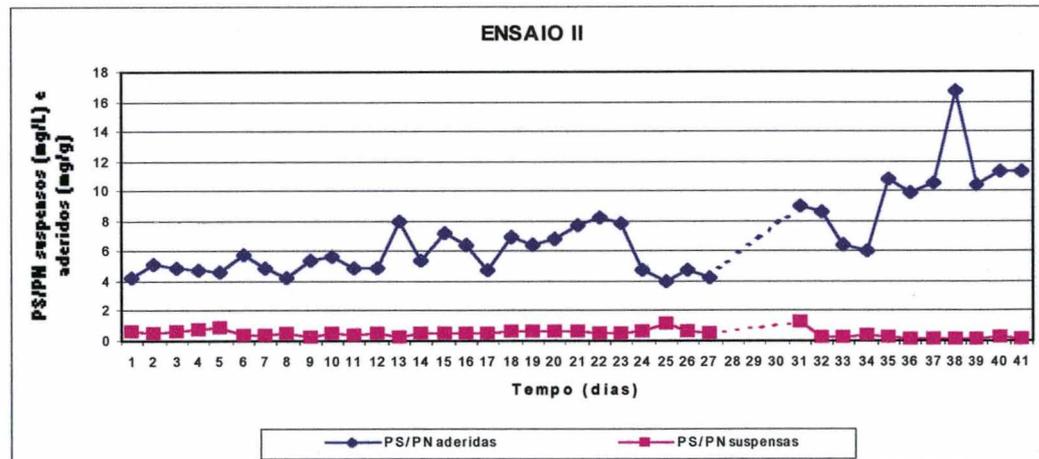


Fig. 5.13 – Evolução da relação PS/PN aderidos e suspensos no ensaio II.

Analisando-se as Figuras 5.12 e 5.13, pode-se observar que a relação PS/PN aderida foi maior do que a relação PS/PN em suspensão, tanto no ensaio I quanto no ensaio II, indicando a existência de um biofilme mais coeso.

No ensaio I, a relação PS/PN aderida variou de 2,32 a 4,59 (com pico de 5,37) e a relação PS/PN suspensa variou de 0,22 a 1,24. No ensaio II, a relação PS/PN aderida variou de 3,97 a 11,32 (com pico de 16,74) e a relação PS/PN suspensa variou de 0,13 a 1,1.

TAVARES (1992) mostrou que a relação PS/PN do biofilme, foi cerca de duas vezes maior que a da biomassa em suspensão, destacando a importância dos polissacarídeos no fenômeno de adesão célula-suporte. DORAN e BAYLEY (1986) citados por TAVARES (1992) e LERTPOCASOMBUT (1991), mostram que a relação PS/PN do biofilme é de 2 a 4 vezes maior do que a biomassa em suspensão.

Neste estudo, verifica-se que a relação PS/PN do biofilme foi cerca de 6 vezes maior que a relação PS/PN em suspensão no ensaio I, e no ensaio II foi cerca de 13 vezes maior.

5.2.2.3.1. Colonização do Suporte e Desenvolvimento do Biofilme

As características de rugosidade do material suporte, antes e depois do tratamento químico com ácido nítrico, foram analisadas através do MEV (Figuras 5.14 e 5.15).



Figura 5.14- Superfície do PVC antes do tratamento – aumento 250x

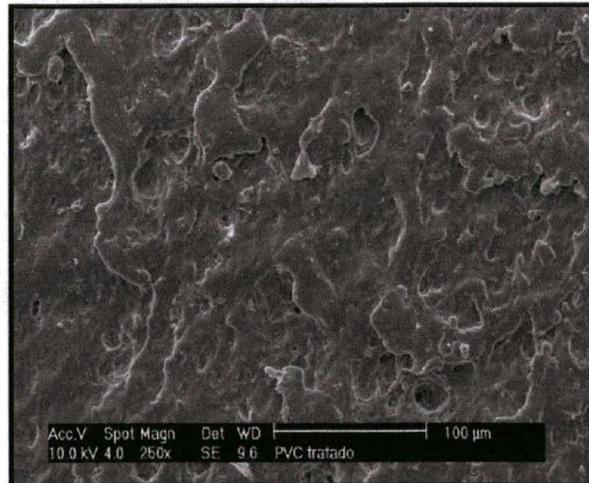


Figura 5.15- Superfície do PVC depois do tratamento – aumento 250x

Pode-se observar na Figura 5.14, que o PVC apresenta características de rugosidade mesmo antes de passar pelo tratamento químico. Com o tratamento superficial (Figura 5.15), observa-se um aumento de rugosidade, que permitiu uma boa colonização do material suporte. Esses resultados são semelhantes aos encontrados por BERGAMASCO (1996), que utilizou partículas de PVC+DOP e constatou que o tratamento superficial com ácido nítrico modificou as características superficiais do suporte. Se for comparado o PVC com o poliestireno, pode-se dizer que o PVC apresenta melhores condições superficiais, quanto à rugosidade, que o poliestireno.

As Figuras (5.16 e 5.17) apresentam as observações no microscópio eletrônico de varredura, do biofilme aderido à partícula de PVC, no 17º dia do ensaio I. Devido a problemas técnicos não foi possível fazer a observação no microscópio eletrônico de varredura para o ensaio II.

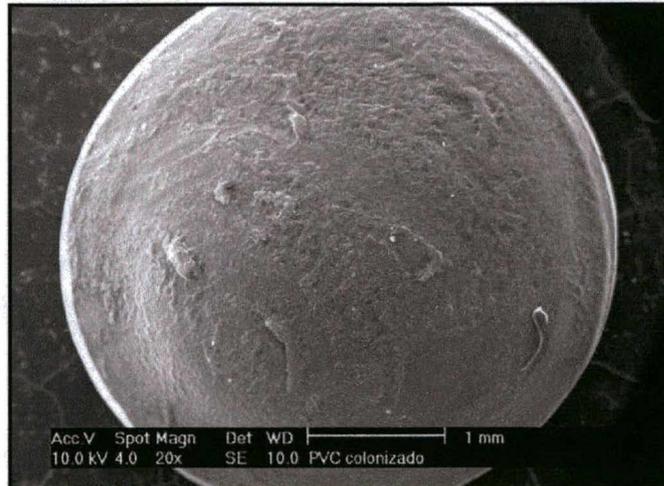


Figura 5.16- Superfície do MEV do PVC colonizado (ensaio I)- aumento 20x.



Figura 5.17- Superfície do PVC colonizado (ensaio I)- aumento 2000x

As fotos ao microscópio eletrônico de varredura mostraram um biofilme fino, com colonização no interior da matriz polissacarídica. Isto ocorreu devido ao fato dos microorganismos estarem submetidos a condições hidrodinâmicas do reator, como elevado cisalhamento, devido à passagem de líquido e de gás a altas velocidades superficiais, necessárias para manter o suporte em fluidização. Esta condição levou a maior produção de polissacarídeos, conforme já observado por COSTA (1989) e CAMMAROTA (1999).

As observações no microscópio ótico do biofilme desprendido presente na fase líquida, efetuadas durante o ensaio I, estão apresentadas nas Figuras 5.18 a 5.21. Não foi possível analisar o biofilme diretamente sobre a biopartícula devido ao mal contraste entre as fases (partícula e biofilme). Foi efetuada coloração gram do interior do reator (Figura 5.22) e do afluente (Figura 5.23).



Figura 5.18 – Flocos em suspensão com *Zooglea* spp (x 100)



Figura 5.19 – Ciliado fixo, *Vorticella* spp. na superfície do floco (x 400)



Figura 5.20 – Ciliado livre, *Metopus* ssp. na suspensão (x 400)



Figura 5.21 – Ciliado livre, *Uronema* spp. na suspensão (x 400)

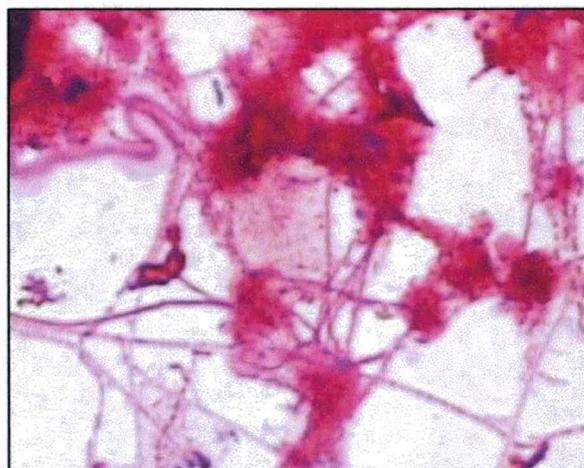


Figura 5.22 – Coloração Gram, interior do reator (x 1000)

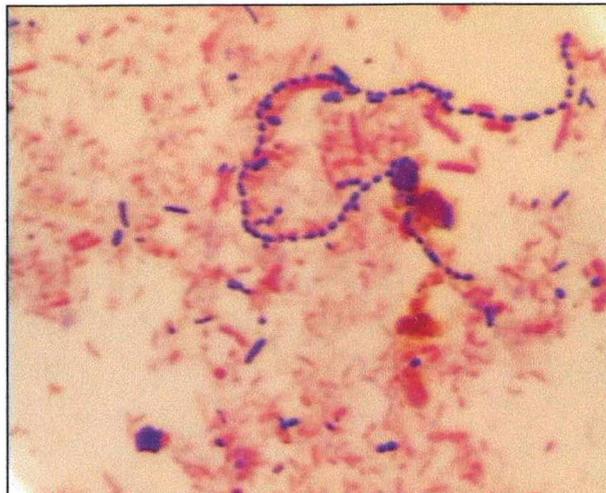


Figura 5.23- Coloração Gram , afluente do reator (x 1000)

As Figuras 5.18 a 5.21 mostram que a fase líquida contém focos pequenos, ricos em *Zooglea*, *Zooflagelados*, Ciliados livres (*Uronema*, *Metopus*) e Ciliado fixo (*Vorticella*), contém, ainda, algumas bactérias filamentosas e muitas bactérias livres em suspensão como também microfocos. Esses microorganismos apresentam-se em efluentes com boa aeração. Os Ciliados fixos (*Vorticella*), Figura 5.19, por exemplo, são espécies relativamente frágeis à introdução de compostos tóxicos e à falta de oxigênio. É um indicador de uma correta eficiência depuradora e de um modo geral o comprimento do pendúculo está relacionado ao grau de tratamento, ou seja, quanto mais ele é longo, melhor é o tratamento (CANLER et. al., 1999). Já os ciliados livres como as *Uronemas* (Figura 5.21), são encontradas em instalações cuja qualidade do tratamento é moderado-fraco. Observou-se, ainda, a presença de bactérias grandes (*Spirillum* e *Spirochaeta*), que se desenvolvem em efluentes com pouca aeração, provavelmente proveniente do lodo que entrava no interior do reator, através do tanque de recirculação.

A coloração gram apresentada na Figura 5.22, mostra que o líquido do interior do reator, é constituído em quase toda sua totalidade por bactérias gram negativas. Na Figura 5.23, observa-se que o líquido afluente também é constituído na sua maioria, por bactérias gram negativas. Estes resultados eram esperados. Nota-se que o afluente já é constituído em sua maioria por

bactérias gram negativas e esta quantidade aumenta substancialmente, no interior do reator, pois o material suporte foi carregado positivamente, através do tratamento superficial, com ácido nítrico, afim de promover maior adesão microbiana.

As Figuras de 5.24 a 5.29, apresentam a evolução da população microbiana em suspensão no interior do reator, durante o ensaio II, feitas através de observações em microscópio ótico.



Figura 5.24 – População microbiana no interior do reator (2^o dia de operação-19/09)

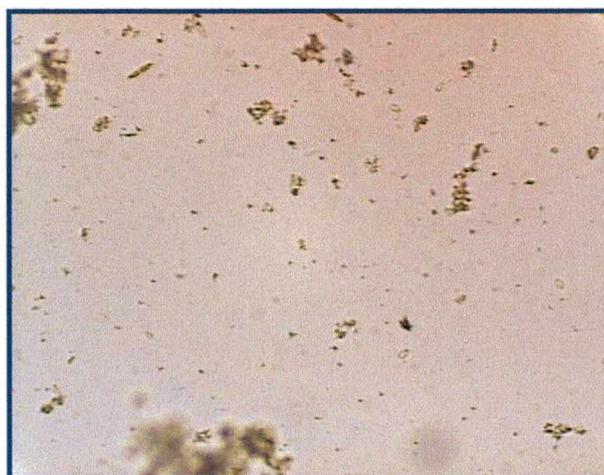


Figura 5.25 – Destruição dos flocos no interior do reator (17^o dia de operação-04/10)

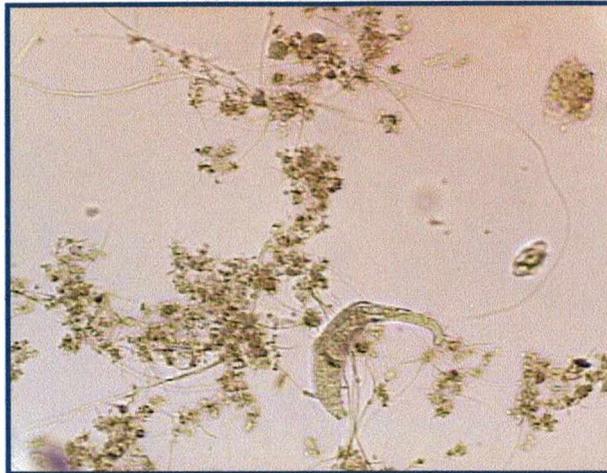


Figura 5.26 – Presença de *Philodinaevus* (26º dia de operação- 13/10)



Figura 5.27 – Desenvolvimento de bactérias filamentosas (33º dia de operação- 20/10).

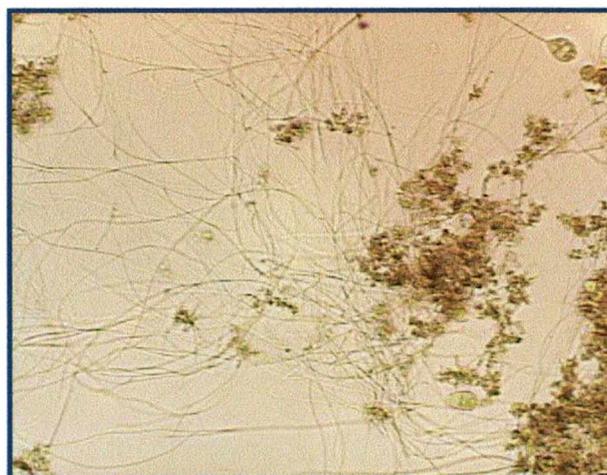
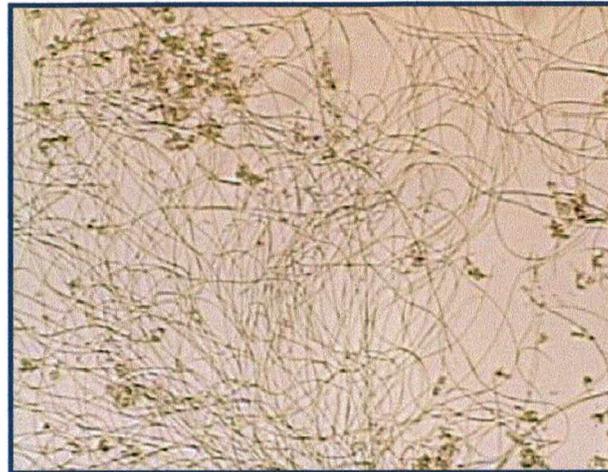


Figura 5.28 – Desenvolvimento de bactérias filamentosas (37º dia de operação- 24/10).



(a) Flocos bacterianos filamentosos

(b) Flocos de *Epystillis*

Figura 5.29 a e b - 40º dia de ensaio (27/10).

Pode-se observar pelas fotos do microscópio ótico, que no início do ensaio (Figura 5.24), já havia a presença de pequenos flocos com *zoogleas* em sua superfície e algumas bactérias unicelulares. No 17º dia de ensaio (Figura 5.25), verifica-se que ocorreu a destruição dos flocos no meio líquido, provavelmente causado pela falta de oxigênio no interior do reator, que manteve-se durante 3 dias com concentrações nulas (Figura 5.5). A partir daí, ocorre um aumento progressivo de organismos unicelulares e multicelulares, bactérias filamentosas e no tamanho dos flocos, que são mostrados nas Figuras 5.26 a 5.29.

Na Figura 5.26, observa-se a presença de *Philodinavus*, características de lodo com alta idade e em condições estáveis. As Figuras 5.27 e 5.28 mostram o desenvolvimento das bactérias filamentosas e aumento do tamanho dos flocos. A Figura 5.29(a) apresenta o aumento excessivo das bactérias filamentosas e a Figura 5.29(b) mostra a presença de *Epystilis* que apresentam-se em instalações sob condições estáveis e possuem boa capacidade depuradora de poluição carbonácea; é um indicador de efluente tratado de boa a muito boa qualidade, e ocorre em aeração permanente (CANLER et al., 1999). O anexo 7 apresenta uma Tabela com os tipos de microorganismos presentes no meio líquido.

A Figura 5.30, apresenta uma síntese dos microorganismos presentes no ensaio II, expressado por grau de aparecimento de 0 a 8, limitando a sua interpretação até o grau 6.

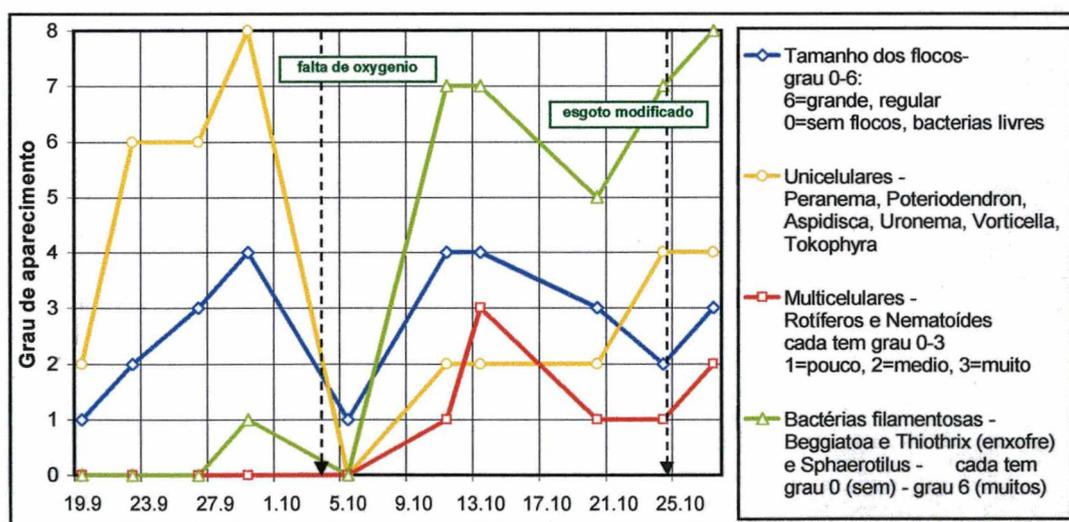


Figura 5.30 – Síntese dos microorganismos presentes durante o ensaio II, ao longo do tempo.

A Figura 5.30 vem ao encontro do apresentado pelas Figuras 5.24 a 5.29. Observa-se pela Figura 5.30 que do 2º dia (19/09) de ensaio até o 12º dia

(29/09), ocorreu um aumento no tamanho dos flocos, bastante organismos unicelulares e algumas bactérias filamentosas, estando de acordo com a figura 5.24. A partir daí, ocorre o início da destruição dos flocos, chegando ao 17º dia (04/10) com praticamente tudo destruído, conforme apresentado na Figura 5.25. Com o passar do tempo, ocorreu o aumento das bactérias filamentosas, tamanho dos flocos, organismos multicelulares e unicelulares, chegando ao 40º dia (27/10 -Figura 5.29a) com muitas bactérias filamentosas.

As condições em que se apresentou o meio líquido, podem ter sido originadas pelos seguintes fatores:

- a falta de oxigênio no meio líquido, propiciou o crescimento de organismos multicelulares e de bactérias filamentosas;
- a reposição do oxigênio em meio líquido, propiciou o crescimento de organismos unicelulares e do tamanho dos flocos.
- com o aumento da concentração de DQO, pode ter ocorrido sobrecarga do lodo e uma diminuição na concentração de nutrientes (fósforo e nitrogênio) e com isto, proporcionado o crescimento de bactérias filamentosas. Esse aumento das filamentosas, provavelmente favoreceu o arraste das biopartículas, observadas nos últimos 10 dias de ensaio, embora os valores de PS estivessem elevados. Para evitar problemas operacionais, a causa do aparecimento das bactérias filamentosas deveria ser investigada. Observou-se a existência de bactérias quimiotróficas sulfato-redutoras, que provavelmente desenvolveram-se no tanque séptico. A concentração afluente de DQO (Figura 5.8) passou de 600 mg/L para 1400 mg/L no tempo de 37 dias de ensaio, ficando entre 1000 e 1200 mg/L nos últimos dias de ensaio (39 a 41 dias), favorecendo um aumento excessivo das bactérias filamentosas observadas na Figura 5.29a.

As bactérias filamentosas, presentes tanto em forma de flocos como livres, igualmente degradam a matéria orgânica, mas seu crescimento deve ser controlado, pois podem causar problemas na decantação do lodo (PIPES, 1967 citado por BERGAMASCO, 1996).

Embora tenham ocorridos vários fatores que propiciaram o desenvolvimento de vários tipos de microorganismos no interior do reator, os

mesmos não influenciaram no processo de tratamento biológico com o reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, em relação à eficiência de remoção carbonácea.

5.2.2.3.2. Produção Específica de Lodo (Y)

Neste estudo a produção específica de lodo (Y), foi determinada pela quantidade de biomassa perdida em suspensão e a do substrato consumida. As Figuras 5.31 e 5.32 mostram a evolução da produção específica de lodo nos ensaios I e II, ao longo do tempo, respectivamente.

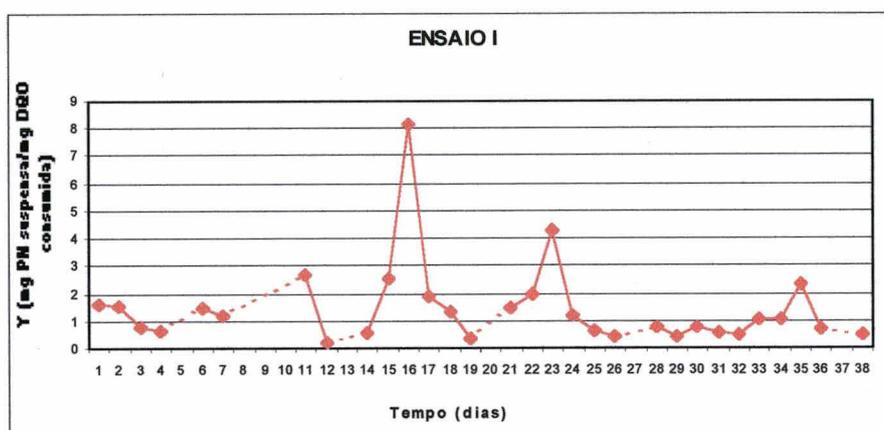


Figura 5.31- Produção específica de lodo ao longo do tempo, ensaio I.

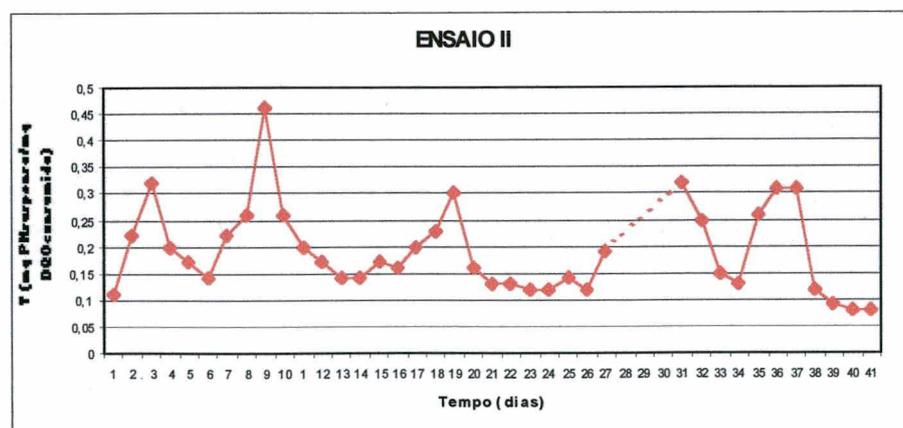


Figura 5.32 – Produção específica de lodo ao longo do tempo, ensaio II.

Os valores médios obtidos no decorrer dos ensaios foram, para o ensaio I, 1,45 (mgPN suspensa/mg de DQO removida) e para o ensaio II, 0,19 (mgPN suspensa/mg de DQO removida). Observam-se oscilações em ambos os ensaios, entretanto, no ensaio I a produção de lodo biológico foi mais elevada, indicando um maior desprendimento de biofilme e conseqüentemente, menor eficiência em termos de remoção de DQO.

A Tabela 5.5 apresenta a título de comparação, os valores de Y e da carga orgânica volumétrica aplicada (COVap.), obtidos neste trabalho e por outros pesquisadores.

Tabela 5.5 – Produção de lodo (Y) e COVap.

AUTOR	TIPO DE REATOR COM BIOMASSA FIXA	COVap. (kg/m ³ .d)	Y
GILLES (1989)	BF aerado submerso de fluxo descendente.	5 à 8	0,4 gST/gDQOrem.
PUJOL et. al. (1992)	BF aerado submerso de fluxo ascendente	0,2 à 10	0,4 gST/gDQOrem.
GONÇALVES et.al. (2000)	BF aerado submerso de fluxo ascendente.	4	0,36 gST/gDQOrem.
TAVARES (1992)	LFTA (OSBG)	9	0,32 kgMES/kgDQOrem
GRANDO-ALVES (2000)	LFTA (OSBG)	28	0,12 mgPN/mgDQOrem.
NESTE TRABALHO	LFTA (PVC)	36	0,19 mgPN/mgDQOrem.

Observa-se que os reatores de leito fluidizado trifásico aeróbio (LFTA) apresentam uma produção específica de lodo cerca de duas vezes menor, se comparados com os biofiltros, mesmo trabalhando com maiores cargas volumétricas aplicadas.

5.2.2.3.3. Coeficiente Específico de Desprendimento (bs)

O desprendimento do biofilme pode ser determinado pelo coeficiente específico de desprendimento (bs). Conforme foi mencionado no item 3.7, este coeficiente é considerado dependente das propriedades da própria biomassa fixada ao suporte inerte (NICOLELLA, 1997). A Figura 5.33 apresenta os resultados obtidos para o bs ao longo dos ensaios.

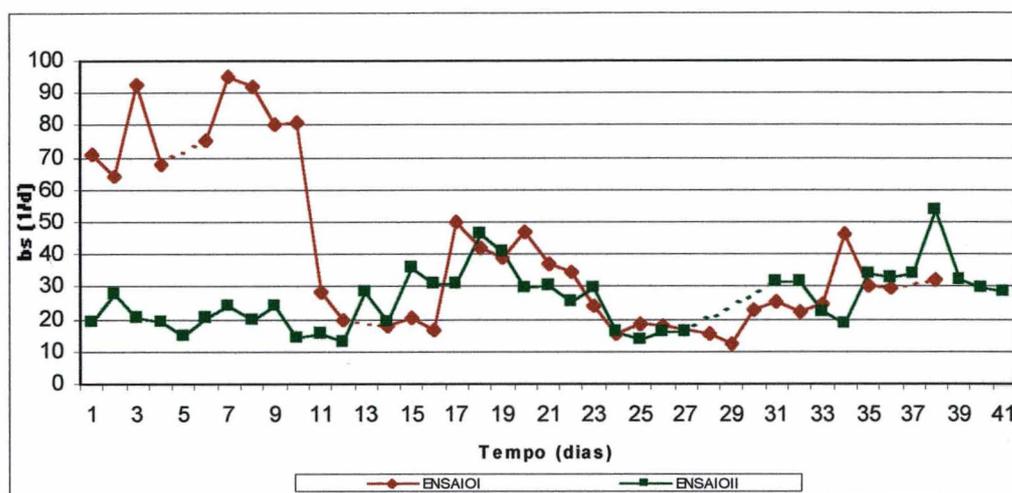


Figura 5.33 – Coeficiente específico de desprendimento, bs.

O coeficiente médio específico de desprendimento (bs), obtido no ensaio I foi de 42 d^{-1} e no ensaio II foi de 26 d^{-1} .

Observando a Figura 5.33, pode-se verificar que, no ensaio I, o maior desprendimento do biofilme ocorreu no início de experimento (60 a 95 d^{-1}), quando as proteínas em suspensão apresentavam-se em concentrações elevadas (maiores que 60 mg/L), conforme apresentado na figura 5.10. Resultados semelhantes foram obtidos por CAMMAROTA (1999). A partir do 11º dia do ensaio, os valores de bs variaram entre 10 e 50 d^{-1} . No ensaio II, observa-se a evolução do bs, variando entre 20 e 55 d^{-1} . A Tabela 5.6 apresenta valores de bs obtidos por alguns pesquisadores:

Tabela 5.6 – Valores de bs

Autor	bs (d ⁻¹)	Material suporte	Efluente
COSTA (1989)	0,4 a 79,42	Vidro	Sintético
TAVARES (1992)	0,50	Poliestireno	Sintético 1
	1,40	OSBG	Sintético 2
DISTLER (1995)	9	Poliestireno	Doméstico
BERGAMASCO (1996)	34,2	Poliestireno+ácido	Sintético de indústrias de laticíneos
	6,1 e 8,8	PVC	
	1,1 a 1,9	PVC+DOP+ácido	
	8,8	PVC+ácido	

RITTMANN (1982) observou que valores muito altos de bs reduziram a colonização e causariam, por outro lado, baixa taxa volumétrica de remoção da matéria orgânica. CAMMAROTA (1999) observou que em condições de alta taxa de cisalhamento ($R=924$ a 1848), a desposição de células na superfície do suporte é insignificante e o processo dominante é a transferência de massa do meio para o biofilme, isto é, elevados valores de bs conduzem a uma alta taxa volumétrica de remoção da matéria orgânica. Neste trabalho, obteve-se valores elevados de bs e alta taxa volumétrica de remoção da matéria orgânica (ensaio II), estando em conformidade com os resultados obtidos por CAMMAROTA (1999).

Comparando-se a produção de PS e o desprendimento do biofilme nos dois ensaios, obteve-se a concentração média de PS aderidos ($0,67\text{mg/g}$) no ensaio I menor do que no ensaio II ($1,67\text{mg/g}$). Por outro lado, no ensaio I o bs (42d^{-1}) foi maior do que no ensaio II (26d^{-1}); vindo ao encontro dos resultados obtidos por TAVARES (1992) de que o bs é tanto maior quanto menor o teor de polissacarídeos aderidos ao suporte.

Porém, para compreender melhor a fixação do biofilme (em termos de PS) e seu desprendimento (bs), foi traçada a curva de concentração de PS em função de bs, apresentadas nas Figuras 5.34 (ensaio I) e 5.35 (ensaio II).

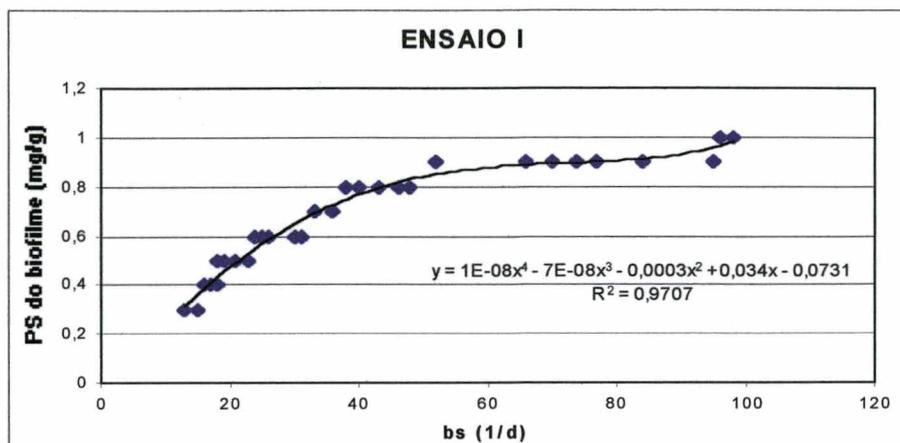


Figura 5.34- Concentração de PS aderidos em função de bs

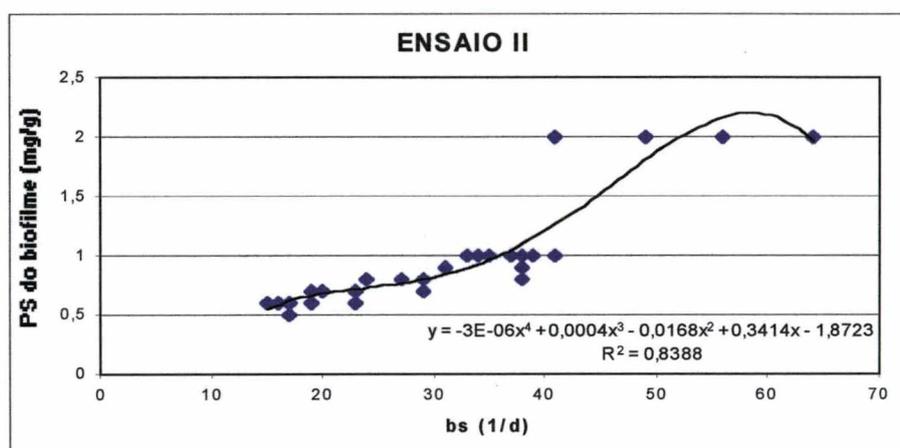


Figura 5.35- Concentração de PS aderidos em função de bs

Observa-se nas Figuras 5.34 e 5.35 que a concentração de PS tendem a aumentar em função do aumento de bs, tendendo a uma estabilização nos valores mais elevados de bs (superiores a 40 d⁻¹). Este comportamento pode ser atribuído a uma maior produção de polissacarídeos pelo biofilme sob condições de grande cisalhamento, causado pela passagem do líquido (U_L), conforme demonstrado por COSTA (1989).

Observou-se ainda, que os valores de bs influenciaram na concentração dos sólidos suspensos que se apresentaram elevados (conforme figura 5.36). Para minimizar esses efeitos, é necessário o ajuste das condições operacionais do reator.

5.2.2.4. Sólidos em Suspensão (SS)

A Figura 5.36 apresenta a evolução dos sólidos suspensos de saída dos ensaios I e II ao longo do tempo.

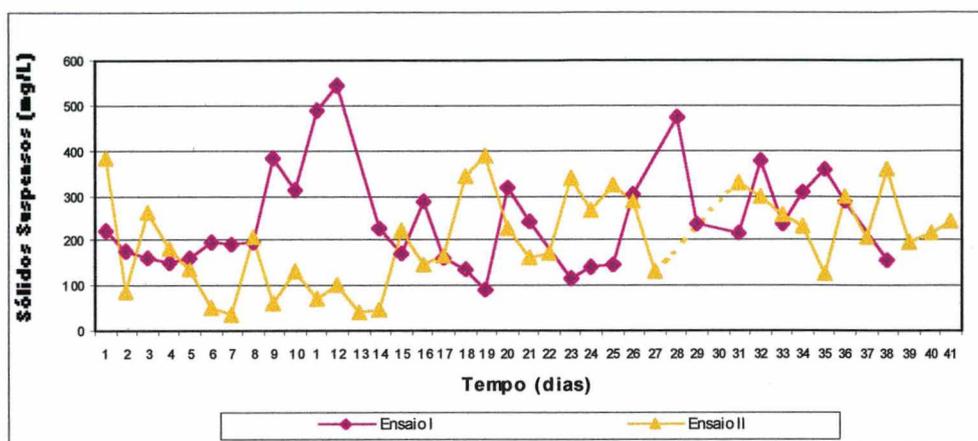


Figura 5.36 – Evolução dos sólidos suspensos ao longo do tempo.

Analisando-se a Figura, pode-se observar o comportamento um pouco diferente dos dois ensaios. No ensaio I, verifica-se no início do experimento uma maior concentração média de sólidos suspensos, isto não ocorreu no início do ensaio II, provavelmente devido a um maior período de aclimação neste último.

Segundo LERTPOCASOMBUT (1991), ocorre inicialmente um forte acúmulo do material em suspensão, na fase líquida, que pode ser causada pelo aumento da turbulência do meio, e tende a atenuar-se com o decorrer do tempo, significando uma estabilidade na quantidade de microorganismos fixos.

Observa-se na Figura 5.36 que a partir do 15º dia, para ambos ensaios, os valores de sólidos suspensos variaram entre 100 e 500 mg/L, em função das condições operacionais (aplicadas) no reator. Este comportamento também é observado pela instabilidade na quantidade de microorganismos, no meio líquido (Figura 5.30). A Tabela 5.7 apresenta as concentrações médias dos sólidos suspensos e as CVSS aplicadas neste trabalho.

Tabela 5.7 – Concentrações médias afluente e efluente dos SS e CVSS ap.

ENSAIOS	SS AFLUENTE (mg/L)	SS EFLUENTE (mg/L)	CVSSap. (KgSS/m ³ .d)
I	242 ± 100	247 ± 112	8,3
II	218 ± 66	203 ± 103	15

Verifica-se que não houve remoção dos sólidos suspensos, sendo a entrada praticamente igual à saída nos dois ensaios. Isto provavelmente é devido ao alto coeficiente de arraste no interior do reator, conforme igualmente observado por CAMMAROTA (1999).

Observa-se ainda, que as cargas volumétricas dos sólidos suspensos aplicadas (CVSS ap.) são elevadas, se comparadas com outros pesquisadores. GILLES (1989) utilizando biofiltro de fluxo descendente trabalhou com CVSSap. de 4,6 kgSST/m³.d. PUJOL et al. (1992) utilizando biofiltro de fluxo ascendente trabalhou com com CVSSap. de 0,8 kgSST/m³.d.

5.2.3. Comportamento do Sistema Combinado anaeróbio/aeróbio:

Tendo em vista as dificuldades de coleta das amostras na entrada do tanque séptico 1, optou-se em considerar o sistema combinado a partir do tanque séptico 2 e considerá-lo como a entrada do sistema combinado (EB) e a saída do reator biológico como a saída do sistema combinado (ET). Os resultados dos parâmetros analisados apresentam-se na Tabela 5.8.

Tabela 5.8 – Parâmetros analisados do sistema combinado anaeróbio/aeróbio

PARÂMETROS	ENSAIO I		ENSAIO II	
	Média ± Desvio Padrão		Média ± Desvio Padrão	
	Entrada (EB)	Saída (ET)	Entrada (EB)	Saída (ET)
pH	6,19-7,7	6,37 – 10,34 ⁽³¹⁾	4,84 – 6,03	7,18 ± 0,39 ⁽³⁸⁾
Temperatura (°C)	20,5 ± 1,65 ⁽⁴⁾	19,3 ± 3,9 ⁽³¹⁾	23,8 ± 2,7 ⁽⁶⁾	23,1 ± 1,11 ⁽³⁸⁾
DBO ₅ filtrada (mg/L)	156 ± 6 ⁽³⁾	NR	395 ± 177 ⁽⁴⁾	28 ⁽²⁾
DQO total (mg/L)	449 ± 92 ⁽³⁾	NR	1122 ± 591 ⁽⁴⁾	529±316 ⁽²³⁾
DQO filtrada (mg/L)	250 ± 45 ⁽⁵⁾	112 ± 55 ⁽³¹⁾	569 ± 199 ⁽⁵⁾	104 ± 53 ⁽³⁸⁾
COT _D (mg/L)	36 ± 10 ⁽⁶⁾	14 ± 10 ⁽³¹⁾	183 ± 71 ⁽⁵⁾	21 ± 9 ⁽³⁸⁾
ST (mg/L)	668 ± 260 ⁽⁵⁾	983 ± 558 ⁽⁷⁾	1466 ± 796 ⁽⁶⁾	1023 ± 484 ⁽⁹⁾
STV (mg/L)	321 ± 145 ⁽⁵⁾	647 ± 557 ⁽⁷⁾	1062 ± 823 ⁽⁶⁾	588 ± 483 ⁽⁹⁾
STF(mg/L)	347 ± 230 ⁽⁵⁾	343 ± 199 ⁽⁷⁾	424 ± 161 ⁽⁶⁾	434 ± 94 ⁽⁹⁾
SS (mg/l)	199 ± 108 ⁽⁶⁾	247 ± 112 ⁽³¹⁾	214 ± 76 ⁽⁴⁾	203 ± 103 ⁽³⁸⁾
S sed. (mL/L) – decantador	NR	196 ± 173 ⁽³¹⁾	NR	187 ± 171 ⁽³⁸⁾
NTK TOTAL (mg/L-NTK)	37,89 ± 24 ⁽³⁾	33,88±12,08 ⁽¹¹⁾	29,45 ± 9 ⁽⁵⁾	17,89± 4,97 ⁽⁵⁾
NTK Solúvel (mg/L-NTK)	NR	NR	NR	3,10 ± 0,20 ⁽²⁾
NITRITO (mg/L)	0,05 ± 0,01 ⁽³⁾	0,12 ± 0,05 ⁽²⁾	NR	NR
NITRATO (mg/L)	0,27 ± 0,1 ⁽³⁾	0,53 ± 0,69 ⁽²⁾	NR	NR
Coliformes Totais	NR	0,6x10 ³ ⁽³⁾	NR	NR
Coliformes Fecais	NR	0,5x10 ³ ⁽³⁾	NR	NR

Obs.: Os valores entre parênteses representam o número de amostras e NR significa não realizados.

Verificou-se para o sistema combinado que, no ensaio I a eficiência média de remoção (η_1), em termos da DQO filtrada, foi de 55% e a eficiência média filtrada (η_2), em termos de DQO total (bruta) afluyente e DQO filtrada efluente, obtida foi de 75%. No ensaio II, a eficiência média de remoção (η_1), em termos de DQO filtrada foi de 82% e a eficiência média filtrada (η_2), em termos de DQO total afluyente e DQO filtrada efluente, obtida foi de 91%.

Analisando os coliformes totais e fecais e tomando-se como base que o esgoto do ensaio I é considerado um esgoto médio, segundo METCALF & EDDY (1991), e que para este tipo de esgoto os coliformes totais encontram-se na faixa de 10^6 - 10^7 /100 e para os fecais na faixa de 10^4 - 10^5 /100, verifica-se

que houve uma redução dos coliformes totais na faixa de 3 a 4 unidades de log e dos coliformes fecais na faixa de 1 a 2 log, para o sistema combinado.

As eficiências na remoção dos demais parâmetros (sólidos e nitrogênio) não são significativos. Para verificar melhor quanto à eficiência do sistema combinado é necessário um acompanhamento sistemático de todas as etapas do tratamento com maior frequência nas coletas.

6 CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Neste trabalho estudou-se o comportamento de um reator aeróbio de leito fluidizado trifásico no tratamento de efluentes tratados em tanques sépticos. São apresentadas a seguir as conclusões mais significativas deste estudo.

6.1. TRATAMENTO BIOLÓGICO EM LEITO FLUIDIZADO

6.1.1. Etapa 1- Efluente doméstico do R.U e Poliestireno como Material Suporte.

- O reator de leito fluidizado funcionou com tempo de detenção hidráulica de 21 minutos e apresentou uma eficiência média de 12,32%, na remoção da DQO filtrada. Esta baixa eficiência no processo de tratamento, contradiz resultados obtidos por vários autores que utilizaram este tipo de reator com diferentes tipos de materiais suportes (COSTA, 1989; LEPTPOCASOMBUT, 1991; TAVARES, 1992; BERGAMASCO, 1996; WOLFF, 1997; GRANDO-ALVES, 2000). No entanto, vários fatores operacionais contribuíram para isso: elevada vazão de entrada (5L/min), elevada COVap. (41,68 kgDQO/m³.d), baixa vazão de ar e alimentação do reator em regime intermitente.

Conclui-se, então, que para as condições em que o reator de leito fluidizado trifásico aeróbio foi operado, este tipo específico de material suporte não é recomendado para o processo de tratamento de efluentes em sistema combinado (anaeróbio + aeróbio).

6.1.2. Etapa 2- Esgoto Urbano da Estação Elevatória de Coqueiros e do RU e o PVC como Material Suporte

➤ **Eficiência do Tratamento quanto a DQO**

Ensaio I:

- O reator biológico apresentou uma eficiência média em termos de remoção DQO_F de 36% e COT_D de 42%, para tempo de detenção hidráulica de 21 minutos. Problemas operacionais como: a alimentação intermitente dos tanques anaeróbios e paradas diárias do reator aeróbio (recirculação desligada), por períodos de 30 minutos, contribuíram de forma negativa para o desempenho do reator.

Ensaio II:

- Resolvidos os problemas operacionais, o reator biológico apresentou uma eficiência média em termos de remoção de DQO_F e de COT_D da ordem de 78%, para um tempo de detenção hidráulica de 42 minutos e apresentou boas condições de operação com forte carga orgânica volumétrica aplicada (COV_{ap} . 36kgDQO/m³.d).

➤ **Desenvolvimento do Biofilme:**

Ensaio I e II:

- A relação PS/PN aderido foi superior a relação PS/PN em suspensão, indicando boa adesão microbiana e favorecendo um biofilme mais coeso.
- Os microorganismos presentes no meio líquido no ensaio I, indicaram a qualidade do tratamento como moderado-fraco. Já no ensaio II, a falta de oxigênio dissolvido no meio líquido contribuiu para a destruição dos microorganismos do biofilme. Com o decorrer do tempo, houve um aumento da concentração da DQO afluente, propiciando o aparecimento de bactérias filamentosas. O aumento excessivo dessas bactérias pode ter influenciado no arraste das biopartículas do interior do reator. Apesar das alterações

sofridas, os organismos presentes são indicadores de efluente tratado de boa a muito boa qualidade.

➤ **Produção específica de lodo (Y)**

Ensaio I e II:

- A produção específica de lodo foi superior no ensaio I, indicando um maior desprendimento do biofilme e menor eficiência em termos de remoção de DQO. A produção específica de lodo apresentou-se duas vezes menor do que os valores encontrados na literatura para biofiltros aerados submersos, mesmo trabalhando com maiores cargas orgânicas volumétricas aplicadas.

➤ **Coefficiente específico de desprendimento (bs):**

Ensaio I e II:

- O coeficiente específico de desprendimento apresentou-se elevado tanto no ensaio I quanto no ensaio II, devido ao cisalhamento causado pela passagem do líquido (U_L);
- O bs influenciou diretamente nas concentrações de sólidos suspensos (SS).

O reator de leito fluidizado trifásico aeróbio mostrou-se com grande potencial, para o tratamento de esgoto doméstico uma vez que se obteve boa eficiência média de remoção do material carbonáceo, com baixo tempo de detenção hidráulica, podendo operar com elevadas cargas orgânicas volumétricas aplicadas e com baixa produção de lodo.

6.2. SISTEMA COMBINADO ANAERÓBIO/AERÓBIO

- O sistema combinado apresentou uma eficiência média de remoção, em termos de remoção de DQO filtrada e eficiência média filtrada, em termos de DQO total (bruta) afluente e DQO filtrada efluente, maior no ensaio II; apresentou ainda, boa redução de coliformes totais (3 a 4 log.) e de coliformes fecais (1 a 2 log.).

Apesar de ter-se obtido poucos resultados com o sistema combinado anaeróbio/aeróbio, acredita-se que o mesmo é bastante promissor não apenas na redução da matéria orgânica, mas também na remoção de outros poluentes.

Com base, neste trabalho, apresenta-se alguns tópicos que podem ser explorados para dar continuidade às pesquisas nesta área:

- Continuar os ensaios por períodos mais longos (maiores do que 40 dias), afim de verificar a eficiência do reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, efetuando balanço de massa do sistema de tratamento combinado (anaeróbio/aeróbio);
- Realizar estudos com outros tipos de reatores anaeróbios como tratamento, por exemplo reatores UASB e RALF.
- Testar outros materiais poliméricos nacionais e fazer uma comparação entre os mesmos, verificando qual é o mais indicado para este tipo de reator;
- Melhorar o sistema de decantação após o tratamento biológico de leito fluidizado trifásico aeróbio, para reduzir as concentrações de sólidos suspensos, no efluente final;

-
- Realizar um acompanhamento sistemático de todas as etapas do sistema combinado com maior frequência nas coletas, afim de verificar a contribuição de cada etapa para o sistema de tratamento.
 - Desenvolver a técnica de microscopia ótica para interpretação do comportamento dos microorganismos presentes no interior do reator e no biofilme, afim de identificar os organismos indicadores do grau de eficiência do processo de tratamento;
 - Desenvolver estudos econômicos sobre a implantação de um sistema combinado para o tratamento de efluentes domésticos, em escala real.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- × APHA. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 18th ed, American Public Health Association. Washington DC, 1992. 979p.
- ANDRADE NETO, C. O., CAMPOS, J. R. **Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo – Introdução**. PROSAB. P.1-28. 1999.
- BARRA, R. e MASTAW, K. Los lechos fluidos incrementanel el re-uso de agua en la Fiasa de Brasil. **PC – Revista Prevención de la Contaminación**. Marzo, p.17-19. 1999.
- BARTHEL, L., **Estudo do biofilme desenvolvido em reator de leito fluidizado trifásico aeróbio no tratamento de efluentes têxteis**. Florianópolis, 1998. 80p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina.
- BERGAMASCO, R. **O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos**. Campinas, 1996. 147p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas.
- BEYENA, H. and LEWANDOWSKI, Z. Combined effect of substrate concentration and flow velocity on effective diffusivity in biofilms. **Water Research**, V.34, n.2, p. 528-538, 2000.
- ↘ BISHOP, P.L., ZHANG, T.C. and FU, Y.C. Effects of biofilm structure, microbial distribution and mass transport em biodegradation process. **Water Science & Technology**, V.31, n.1, p.143-152, 1995.

BUFFIÈRE, P., FONADE, C. and MOLETTA, R. Liquid mixing and phase hold-ups in gas producing fluidized bed bioreactors. **Chemical Engineering Science**, V.53, n.4, p.617-627, 1998.

BUFFIÈRE, P., BERGEON, J.P. and MOLETTA, R. The inverse turbulent bed: a novel bioreactor for anaerobic treatment. **Water Environmental Research**, V.71, n.5, p.638-656. 2000.

CAMMAROTA, M.C. **Biofilmes e produção de exopolissacarídeos**. Rio de Janeiro, 1999. Tese de Doutorado, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

CANLER, J.P., PERRET, J.M., DUCHÈRE, P., et COTTEUX, E. **Aide ou diagnostic des stations d'épuration par l'observation microscopique des boues activées**. Edition CEMAGREF, 155p. 1999.

CARMIGNANI, A. e THAME, A.C.M. Saneamento - Que soluções o país deve buscar – A posição da AESBE e do Fórum de Secretários. **Revista Bio**. nº 18, p.12-13. 2001.

CASTILLA, P., MERAZ, M., MONROY, O. and NOYOLA, A. Anaerobic treatment of low concentration waste water in an inverse fluidized bed reactor. In: CONFERENCE ON BIOFILM SYSTEMS, 1999, New York.

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

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

COMTE, M.P., BASTOUL, D., HEBRARD, G., ROUSTAN, M. and LAZAROVA, V. Hydrodynamics of a three-phase fluidized bed –the inverse turbulent bed. **Chemical Engineering Science**, V.52, n.21/22, p.3971-3977, 1997.

COSTA, R.H.R. **Etude du contrôle du biofilm développé dans un lit fluidisé triphasique en épuration carbonée aérobie**. Toulouse. 1989. 265p. Thèse (Doctorat Ingénierie du Traitement et de l' Epuration des Eaux), L' Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse (INSA).

COSTA, R.H.R. Estudo do controle do biofilme desenvolvido em um leito fluidizado tri-fásico em fase carbonácea aeróbia – I – Análise do efeito de parâmetros operacionais sobre as características físicas do biofilme- **16º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental**. (ABES) v.2, p.51-69. 1991.

COURA, M. A., van HAANDEL, A.C. Viabilidade Técnica e econômica do digester anaeróbio de fluxo ascendente (UASB) no sistema. **20º CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA**. ABES. p.973-981. 1999.

DISTLER, G.A., RUSSO, C. e SANT'ANNA Jr., 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: Associação Brasileira de Engenharia Sanitária.

FITCH, M.W., MURPHY, J.B. and SOWELL, S.C. Biological fixed-film systems. **Water Environment Research**, V.71, n.5, p.638-656. 1999.

GILLES, P. Industrial scale application of fixed biomass on the mediterranean seabord. Desing operating results. IAWPRC CONFERENCE "TECHNICAL ADVANCES IN BIOFILM REACTORS", 1989, France.p295-306.

GJALTEMA, A., VINKE, J.L., van LOOSDRECH, M.C.M. and HEIJNEN, J.J. Biofilm abrasion by particle collisions in airlift reactors. **Water Science & Technology**, V.36, n.1, p.221-228. 1997.

GONÇALVES, R.F., PASSAMANI, F.R.F., SALIM, F.P., SILVA, A.L.B., MARTINELLI, G. e BAUER, D.G. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário**. PROSAB (coletânea de artigos técnicos), v.1, p. 119-134. 2000.

GONÇALVES, R.F., CHERNICHARO, C.A.L., ANDRADE NETO, C.O., SOBRINHO, P.A., KATO, M.T, COSTA, R.H.R. AISSE, M.M. e ZAIAT, M. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores de biofilme – Reatores de leito fluidizado ou expandido**. PROSAB, p. 235-254. 2001.

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

GRASMICK, A. Epuration Hydrocarbonne en Couche Fluidisée Triphasique, Étude Expérimentale et Modélisation. **Water Research**, v.15, p.719-727. 1981.

HAMES, B.D., HOOPER, N.M. et HOUGHTON, J.D. **L'Essencial en biochimie**. BERTI editions, Port Royal Livres, Paris. 2000.421p.

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

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

KATO, M.T., ANDRADE NETO, C.O., CHERNICHARO, C.A.L., FORESTI, E., CYBIS, L.F. **Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo – Configurações de reatores anaeróbios**. PROSAB, p.53-99. 1999.

LAPOLLI, F.R. **Biofiltração e Microfiltração tangencial para tratamento de esgotos domésticos**. São Carlos, 1998. 186p. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento). Universidade de São Paulo -USP.

LAZAROVA, V., BELLAHCEN, D., RYBACKI, D., RITTMANN, B. and MANEM, J. Population dynamics and biofilm composition in a new three- phase circulating bed reactor. **Water Science & Technology**, v.37, n.4-5, p.149-158.1998 .

LAZAROVA, V. and MANEM, J. Advance in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. IN: SECOND INTERNATIONAL SPECIALIZED CONFERENCE ON BIOFILM REACTORS, 2, 1993, Paris, France. **Anais....[s.1.:s.n]** , 917p. p.411-420. 1993.

LAZAROVA, V. and MANEM, J. Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. **Water Reserch**, v.29, n. 10, p.2227-2245, 1995.

LERTPOCASOMBUT, K. **Epuration carbonée par film biologique mince dans un réacteur à lit fluidisé triphasique**. Toulouse, 1991. 204 p. Thèse (Doutorat Ingénieur du Traitement et de l' Epuration des Eaux), L' Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse (INSA).

MACINTYRE, A.J. **Manual de instalações hidráulicas e sanitárias**. LTC, 324p. 1990.

MARIET, C. Une station d'épuration de nouvelle génération. **TST- Technique Science et Methode**, n° 4, p.2-4. 1997.

METCALF and EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse**. 3rd ed. Singapore: McGraw-Hill, 1334p. 1991.

MISHA, P.N. e SUTTON, P.M. Biological fluidized beds for water and wastewater treatment: a state-of-the-art review. **Biodeterioration and Biodegradation**. H.W. Rossmore (ed.) Elsevier Science Publishing Company Inc., New York, p.340-357. 1990.

MORGENROTH, E. and WILDERER, P.A. Influence of detachment mechanisms on competition in biofilms. **Water Research**, v.34, n.2, p.417-426, 2000.

NASCIMENTO, M.C.P., CHERNICHARO, C.A.L. e BEJAR, D.O. **Filtros biológicos aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB**. PROSAB (coletânea de trabalhos técnicos), v.1, p.107-118. 2000.

NAKAJIMA, J., FULIMURA, Y. and INAMORI, J. Performance evaluation of on-site treatment facilities for wastewater from households, hotels and restaurants. **Water Science & Technology**, v.39, n.8, p.85-92. 1999.

NORMA BRASILEIRA NBR- 7229. **Projeto, construção e operação de sistemas de tanques sépticos**.p.1-15. 1993.

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

PASSIG, F. H., VILLELA, L.C.H., FERREIRA, O.P. ETE- Piracicamirim – Nova concepção de sistema de tratamento de esgotos sanitários – partida, operação e monitoramento de desempenho. 20^o CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. ABES. p.567-574. 1999.

PELCZAR, M., REID, R., CHAN, E.C.S. **Microbiologia**. Vol.1. Ed. MacGraw-Hill do Brasil, São Paulo. 1980. 566p.

PÊSSOA, C.A., JORDÃO, E.P. **Tratamento de Esgoto Doméstico** – 3^a edição, ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária – Rio de Janeiro.

PHILIPPI, L.S., COSTA, R.H.R and SEZERINO, P.H. Domestic effluent treatment through integrated system of septic tank and root zone. **Water Science & Technology**, v.40, n.3, p.125-131. 1999.

PUJOL, R., CANLER, J.P. and IWEMA, A.. Biological aerated filters: na adapted biological process for wastewater from coastal areas. **Water Science and Technology**, v.25, n.12, p.175-184, 1992.

PUJOL, R. Suivi du fonctionnement d'une station d'épuration associant physico-chimie et biofiltration – Metabief (France). IAWPRC. CONFERENCE "TECHNICAL ADVANCES IN BIOFILM REACTORS". Nice (France), 4-6 april, p.277-285, 1989.

RIEDEL, Y.M.Z. **Transferência de oxigênio e parâmetros hidrodinâmicos de um reator de leito fluidizado trifásico**. Maringá, 1995. 187p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá.

RITTMANN, B.E. Comparative performance of biofilm reactor types. **Biotechnology & Bioengineering**, v.56, p.134. 1982

RYHINER, G. BIROU, B. and GROS, H. The use of submerged structured packings in biofilm reactors for wastewater treatment. **Water Science & Technology**. v.26, n° 3-4, p.723-731. 1002.

SAGBERG, P., DAUTHUILLE, P. and HAMON, M. Biofilm reactors a compact solution for the upgrading of waste water treatment plants. **Water Science & Technology**. v.26, n.3-4, p.733-742, 1992.

SALES, R. **Cinética de degradação de efluentes têxteis por biofilme em leite fluidizado trifásico aeróbio**. Florianópolis, 1999. 63p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina.

SHIEH, W.K. and KEENAN, J.D. Fluidized bed biofilm reactor for wastewater treatment. **Water Science & Technology**, v.15, p.321-332.

SOBRINHO, P.A., MILTON, T.T. **Coleta e transporte de esgoto sanitário**. 1ª edição. Brasil. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 1999. 546p.

STEEL, E.W. **Abastecimento d'água – Sistemas de esgotos**. Sedegra, Rio de Janeiro, 1ª edição, 1978.864p.

SUTTON, P.M., HURVID, J. and HOEKSEMA, M. Biological fluidized-bed treatment of wastewater from byproduct coking operation: full-scale case history. **Water Environment Research**, v.71, n.1, p.5-9. 1999.

TANAKA, T., TSUZUKI, K., NISHIJIMA, N. and TANAGI, T. Algal – Removal performance of a fluidized-bed biofilm reactor system for lake water treatment. **Water Science & Technology**, v.43, n° 1, p.277-283. 2001.

TANILAC, A. and BEYENAL, H. Prediction of Average biofilm density and performance of a spherical bioparticle under substrate inhibition. **Biotechnology and Bioengineering**, v.56, n.3, 1997.

TAVARES, C.R.G. **Tratamento aeróbio de efluentes em bioreatores de leito fluidizado trifásico**. Rio de Janeiro, 1992. 203p. Tese (Doutorado em Ciências em Engenharia Química) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia, Universidade Federal do Rio de Janeiro.

TAVARES, C.R.G., SANT'ANNA JR., G.L. and CAPDEVILLE, B. The effect of air velocity on biofilm accumulation in a three-phase fluidized-bed reactor. **Water Research**, Great Britain, v. 29,10, Elsevier Science Ltda, p.2293-2298.

TRINET, F. **Etude du biofilm d'un réacteur à lif fluidisé triphasique en épuration d'une pollution carbonée**. D.E.A. Université de Technologie de Compiègne, France, 1988.71p.

TRINET, F., HEIM, R., AMAR, D., CHANG, H.T. and RITTMANN, B.E. Study of biofilm and fluidization of bioparticles in a three-phase liquid-fluidized-bed reactor. **Water Science & Technology**, v.23, p.1347-1354, 1991.

van HAANDEL, A.C. & LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para regiões de clima quente**. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande – Universidade Agrícola de Wageningen, Holanda. 1994.

van HAANDEL, A.C. e MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado – Teoria e aplicações para projetos e operação**. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande. 1999.

WOLFF, D.B. **Estudo da tratabilidade de um efluente têxtil por biomassa fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio**. Florianópolis, 1997. 90p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina.

YU, H. and RITTMANN, E.B. Predicting bed expansion and phase holdups for three-phase fluidized-bed reactors with and without biofilm. **Water Research**, v.31, n.10, p.2604-2616, 1997.

ZHANG, J.P., GRACE, J.R., EPSTEIN, N. and LIM, K.S. Flow regime identification in gás-liquid flow and three-phase fluidized beds. **Chemical Engineering Science**, v.52, n.21/22, p.3979-3992, 1997.

ZHANG, X., BISHOP, P.L. and KUPFERLE, M.L. Measurement of polysaccharides and proteins in biofilm extracellular polymers. **Water Science & Technology**, v.37, n.4-5, p. 345-348, 1998.

Anexo 1. Procedimento para o tratamento superficial dos materiais suportes.

Para o tratamento superficial das partículas de poliestireno e PVC, foi utilizado ácido nítrico concentrado 95%, sob agitação magnética, durante 50 minutos, em temperatura ambiente. Em seguida, as partículas eram lavadas com água destilada.

Este procedimento foi realizado com o objetivo de dar maior rugosidade ao material suporte, para uma melhor adesão microbiana.

Anexo 2. Metodologia para dosagem de proteínas – Método de Lowry et al., 1951, modificado por Tavares, 1992.

1. Princípio

O método se baseia na formação de um complexo azul entre as ligações peptídicas e as curvas de sais sobre a redução do reagente de Folin aos agrupamentos fenóis dos constituintes das proteínas (tirosina).

2. Reativos

- Reagente A

2 g Na_2CO_3

+ 0,02 g de tartarato duplo de sódio e potássio em 100 mL de NaOH 0,1N.

- Reagente B

0,5 g de CuSO_4

+ 2 gotas de H_2SO_4 em 100 mL de água destilada.

- Reagente AB (preparar antes da medida)

50 mL de A + 1 mL de B

- Reagente de Folin 1N (conservar ao abrigo da luz)

- Solução padrão de soro de albumina de boi (B.S.A.) (conservar a 4 °C).

3. Extração das proteínas do biofilme com NaOH 1N a 80 °C

• 5 mL de solução padrão de BSA ou de amostra, 5 mL de solução NaOH 1N. Agitar e cobrir com papel alumínio, deixar em banho-maria a 80°C por 30 minutos. Agitar com ultra-som por 10 minutos.

4. Curva padrão

Preparar uma série de soluções de B.S.A. de concentrações variando entre 10 a 100 mg/L, a partir de uma solução de B.S.A. a 100 mg/L.

B.S.A. (mg/L)	volume B.S.A. (mL)	volume de NaOH (mL)
0	0	1,0
10	0,1	0,9
30	0,3	0,7
50	0,5	0,5
80	0,8	0,2
100	1,0	0

5. Protocolo

Em um tubo de ensaio:

- 1 mL de uma solução de proteínas a dosar
- 3 mL do reagente AB
- agitar ao vórtex após 10 minutos exatos ao abrigo da luz
- acrescentar 0,3 mL do reagente de Folin 1N
- agitar imediatamente ao vórtex (a reação não dura mais que alguns segundos)
- deixar 30 minutos ao abrigo da luz
- traçar o espectro da solução B.S.A. entre 600 e 900 nm
- ler a densidade ótica (760 nm) e traçar a curva padrão (efetuar a medida em menos de 30 minutos).

Anexo 3 – Metodologia para dosagem de polissacarídeos – Método de Dubois et al., 1956.

1. Princípio

Este método baseia-se na formação de derivados furfurálicos pelo aquecimento de oses neutras em meio sulfúrico concentrado, os quais juntos com o fenol formam um composto de cor amarela, que pode ser medido por espectrofotometria a 490 nm.

2. Reagentes

- ácido sulfúrico concentrado (95,5% e densidade específica 1,84)
- solução de fenol a 50 g/L
- solução de fosfato de potássio a 10 mM, pH=7: pesar 0,36 g de dihidrogênio fosfato (KH_2PO_4), diluir em 500 mL e ajustar o pH a 7.0 com NaOH 1N. Completar o volume para 1000 mL com água deionizada.

3. Curva Padrão

Preparar uma série de amostras – padrão de glicose, variando de 10 a 100 mg/L, a partir de uma solução de glicose a 100 mg/L. Essas amostras são preparadas usando a solução tampão de fosfato de potássio 10 mM, pH = 7, conforme a tabela:

Glicose (mg/L)	Vol. solução de glicose (mL)	Vol. solução tampão (mL)
0	0,0	1,0
10	0,1	0,9
30	0,3	0,7
50	0,5	0,5
80	0,8	0,2
100	1,0	0,0

4. Protocolo

Em um tubo de ensaio colocar:

- 1 mL de amostra e 1 mL da solução de fenol, agitar vigorosamente;
- 5 mL de ácido sulfúrico (H_2SO_4) concentrado (colocar com cuidado, inclinando o tubo), misturar bem;
- deixar em repouso e no escuro durante 10 minutos;
- agitar ao vórtex e colocar os tubos em banho-maria a 25-30 °C durante 10 a 20 minutos;
- efetuar a leitura a 490 nm e traçar a curva padrão.

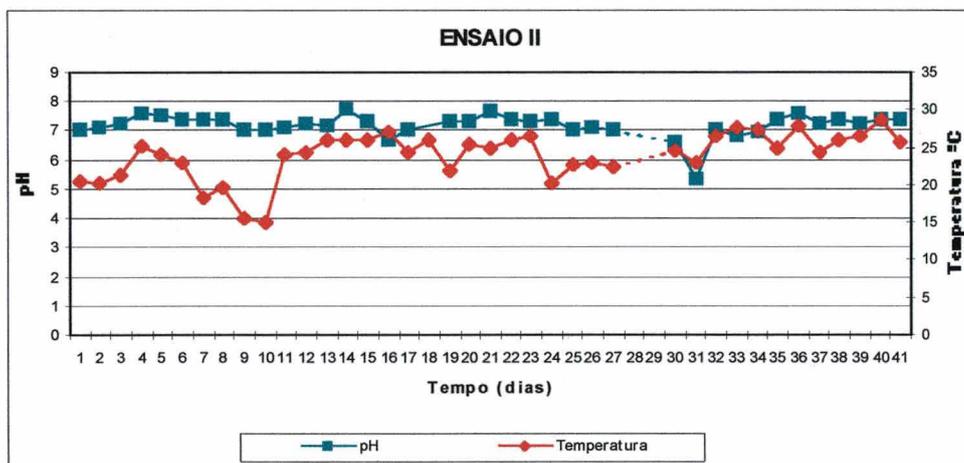
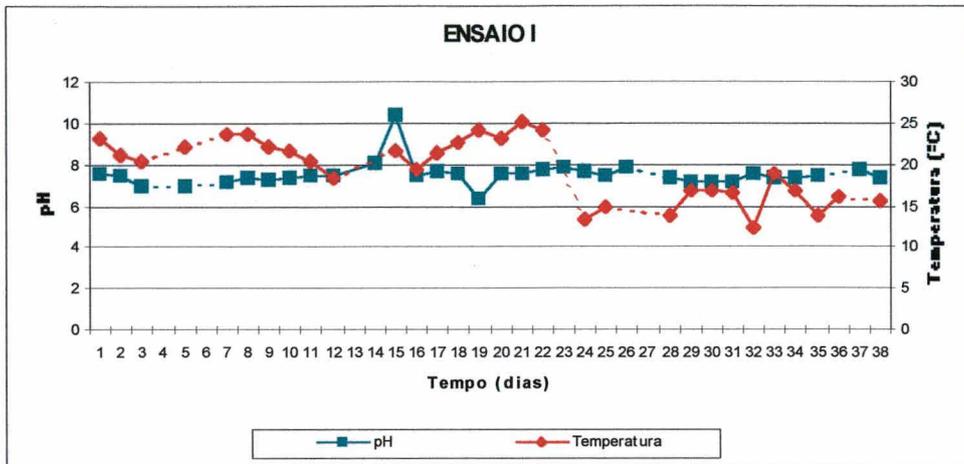
Anexo 4- Tabela de resultados para determinação da U_{mf} – meio suporte – Poliestireno.

Ponto	Q (L/s)	U_L (m/h)	ΔP (cm)	Hp (cm)	ε
1	0,01	1,146	85	102,35	0,378
2	0,02	2,292	95	102,9	0,381
3	0,03	3,438	121	105	0,394
4	0,04	4,584	147	106,8	0,404
5	0,06	6,875	174	113,9	0,441
6	0,07	8,021	191	118	0,461
7	0,08	9,167	200	122,4	0,48
8	0,09	10,313	200	126,4	0,496
9	0,10	11,459	200	129,3	0,501
10	0,12	13,751	202	137,25	0,536
11	0,13	14,897	202	141,7	0,551
12	0,14	16,043	202	144,8	0,560
13	0,15	17,189	202	149,1	0,573
14	0,16	18,335	202	154	0,587
15	0,17	19,481	204	157,5	0,596
16	0,19	21,772	204	164,95	0,614
17	0,20	22,918	206	170,6	0,627
18	0,22	25,210	206	178	0,642
19	0,23	26,356	206	183,3	0,653
20	0,25	28,648	208	195,7	0,677
21	0,26	29,794	210	200	0,681

Anexo 5- Tabela de resultados para determinação da U_{mf} – meio Suporte - PVC

Ponto	Q (L/s)	U_L (m/h)	ΔP (cm)	Hp (cm)	ϵ
1	0,07	8,021	68	185	0,469
2	0,10	11,459	90	216	0,469
3	0,15	17,189	119	257	0,469
4	0,20	22,918	162	318	0,469
5	0,25	28,648	188	354	0,469
6	0,30	34,377	192	360	0,472
7	0,35	40,107	195	364	0,487
8	0,40	45,837	199	370	0,517
9	0,45	51,566	205	378	0,560
10	0,50	57,296	212	388	0,607
11	0,55	63,025	218	397	0,656
12	0,60	68,755	227	409	0,702
13	0,65	74,485	230	413	0,742

Anexo 6 - Gráficos da evolução do pH e temperatura para os ensaios I e II.



Anexo 7 – Tabela de Microorganismos presentes no meio líquido

	19.9	22.9	26.9	29.9	5.10	11.10	13.10	20.10	24.10	27.10
Tamanho dos flocos	1	2	3	4	1	4	4	3	2	3
Spirilus	1	0	0	0	3	0	0	0	0	0
Zooglea	1	2	3	2	0	3	3	2	1	1
Zooflagelados peq.	0	2	0	0	0	0	0	0	0	0
Peranema	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0
Poteriodendron	0	0	2	3	0	0	0	0	0	0
Aspidisca	1	1	0	0	0	0	0	0	0	1
Vorticella	1	2	3	2	0	2	2	2	2	2
Vorticella estragado	0	1	0	0	0	0	0	0	0	0
Vorticella Cystis	0	0	0	0	0	2	2	0	2	1
Epistys	0	0	0	0	0	0	0	0	0	2
Chilodonella	0	0	1	2	0	0	0	0	0	0
Metopus	0	0	0	1	0	0	0	0	1	1
Uronema	0	0	0	0	0	0	0	0	1	0
Rotíferos	0	0	0	0	0	1	2	1	1	2
Nematóides	0	0	0	0	0	0	1	0	0	0
Thiothrix	0	0	0	0	0	2	2	1	2	2
Beggiatoa	0	0	0	0	0	1	0	0	0	0
Sphaerotilus	0	0	0	1	0	4	5	4	5	6

Anexo 8- Tabela de resultados de PN e PS obtidos no ensaio I (valores médios).

Tempo (dias)	PN aderida (mg/g)	PS aderido (mg/g)	PNsuspensa (mg/L)	PSsuspensa (mg/L)	PS/PN ader. (mg/g)	PS/PN susp. (mg/L)
1	0,102	0,328	60,53	20,36	3,21	0,34
2	0,087	0,341	46,58	17,9	3,92	0,38
3	0,103	0,394	79,48	21,77	3,82	0,27
4	0,162	0,382	91,69	23,99	2,36	0,26
6	0,13	0,445	81,3	26,08	3,42	0,32
7	0,114	0,415	90,29	25,43	3,64	0,28
8	0,150	0,611	115,33	34,10	4,07	0,29
9	0,148	0,560	98,80	32,34	3,78	0,33
10	0,127	0,545	85,72	18,73	4,29	0,22
11	0,185	0,607	44,24	22,27	3,28	0,51
12	0,240	0,556	38,58	31,64	2,32	0,82
14	0,158	0,532	23,62	21,14	3,37	0,89
15	0,162	0,549	27,64	34,26	3,39	1,24
16	0,203	0,560	28,68	18,79	2,76	0,65
17	0,112	0,505	46,87	20,59	4,51	0,44
18	0,155	0,711	53,98	27,49	4,59	0,51
19	0,143	0,608	46,45	21,17	4,25	0,45
20	0,145	0,606	56,39	30,18	4,18	0,53
21	0,166	0,748	51,34	27,48	4,51	0,53
22	0,147	0,789	42,69	21,15	5,37	0,49
23	0,193	0,808	38,56	23,23	4,19	0,60
24	0,228	0,833	29,51	29,82	3,65	1,01
25	0,227	0,862	35,12	30,38	3,80	0,86
26	0,216	0,832	31,64	33,09	3,85	1,04
28	0,285	1,042	33,62	34,39	3,66	1,02
29	0,308	1,021	32,37	35,19	3,31	1,09
30	0,244	0,865	46,77	34,36	3,54	0,73
31	0,208	0,894	43,92	36,64	4,30	0,83
32	0,262	0,864	48,82	29,27	3,30	0,60
33	0,221	0,887	45,15	29,99	4,01	0,66
34	0,220	0,859	85,47	20,14	3,90	0,24
35	0,264	0,928	66,51	17,43	3,51	0,26
36	0,253	0,868	61,99	13,52	3,43	0,22
38	0,193	0,809	51,47	11,71	4,19	0,23

**Anexo 9 – Tabela dos resultados de PN e PS obtidos no ensaio II
(valores médios).**

Tempo (dias)	PN aderida (mg/g)	PS aderido (mg/g)	PNsuspensa (mg/L)	PSsuspensa (mg/L)	PS/PN ader. (mg/g)	PS/PN susp. (mg/L)
1	0,132	0,560	42,52	25,84	4,24	0,61
2	0,112	0,571	51,41	25,82	5,1	0,50
3	0,130	0,641	44,65	26,61	4,93	0,59
4	0,106	0,508	33,81	26,78	4,79	0,79
5	0,127	0,587	30,91	26,40	4,62	0,85
6	0,126	0,724	42,47	19,02	5,75	0,45
7	0,151	0,735	60,23	23,34	4,87	0,39
8	0,163	0,698	54,03	27,73	4,28	0,51
9	0,139	0,743	55,94	15,60	5,34	0,28
10	0,133	0,751	30,81	16,61	5,65	0,54
11	0,137	0,676	35,41	11,66	4,93	0,33
12	0,132	0,649	28,28	14,67	4,92	0,52
13	0,099	0,794	47,24	11,14	8,02	0,23
14	0,156	0,835	49,61	26,08	5,35	0,52
15	0,117	0,842	70,08	34,54	7,20	0,49
16	0,130	0,841	67,35	32,60	6,47	0,48
17	0,158	0,743	80,85	39,41	4,70	0,49
18	0,114	0,787	88,51	54,23	6,90	0,61
19	0,138	0,895	93,62	57,83	6,48	0,62
20	0,152	1,030	74,52	49,16	6,78	0,66
21	0,126	0,966	64,08	37,83	7,67	0,59
22	0,162	1,336	68,85	35,78	8,25	0,52
23	0,133	1,046	65,10	36,91	7,86	0,57
24	0,212	1,010	55,77	32,43	4,76	0,58
25	0,332	1,320	74,80	82,00	3,97	1,10
26	0,229	1,100	62,38	39,16	4,80	0,63
27	0,356	1,525	96,58	54,38	4,28	0,56
31	0,112	1,006	59,25	78,11	8,98	1,32
32	0,117	1,009	61,68	19,74	8,62	0,32
33	0,134	0,854	50,35	16,29	6,37	0,32
34	0,144	0,866	45,25	14,81	6,01	0,33
35	0,137	1,485	77,84	22,71	10,84	0,29
36	0,148	1,472	81,15	12,93	9,94	0,16
37	0,238	2,497	135,02	18,34	10,49	0,13
38	0,174	2,912	155,79	17,39	16,74	0,11
39	0,163	1,693	86,70	9,81	10,39	0,11
40	0,180	2,045	88,33	24,80	11,36	0,28
42	0,176	1,993	83,83	15,82	11,32	0,19

Anexo 10 – Tabela das concentrações da DQO no ensaio I .

TEMPO (dias)	DQO (mg/L)		TEMPO (dias)	DQO (mg/L)	
	Entrada	Saída		Entrada	Saída
1	149	111,5	22	78	56
3	249	147	24	86,5	62
4	350	202,5	25	128	71
6	295,5	240,5	28	98	54
7	231	156	29	183,5	112
11	112,5	96	30	130,5	68
12	302,5	145	31	185	109
14	176	132	32	284,5	182,5
15	92	81	33	153,5	111,5
17	92	67,5	35	150	121,5
18	107	67	37	222,5	131,5
19	195	68,5	38	-	-
21	89,5	54			

**Anexo 11 – Tabela das eficiência de remoção ($\eta\%$) da DQO e do COD,
do ensaio I .**

TEMPO (dias)	DQO_F η_1 (%)	COD η (%)	TEMPO (dias)	DQO η_1 (%)	COD η (%)
1	25	22	22	28	16,5
3	41	44	24	28	20
4	42	51,5	25	44,5	52
5	-	17	26	56	70
6	19	23,5	28	45	59
7	32,5	47	29	39	67
11	15	-	30	48	62
12	52	54,5	31	41	59
14	25	47	32	36	20,5
15	12	-	33	27	53,5
16	-	-	34	44	70
17	27	34,5	35	19	30
18	36	35	37	41	50
19	65	36	38	46	52,5
21	40	25,5			

Anexo 12 - Tabela das concentrações da DQO do ensaio II .

TEMPO (dias)	DQO (mg/L)		TEMPO (dias)	DQO (mg/L)	
	Entrada	Saída		Entrada	Saída
1	419	39,4	20	579,4	111,0
2	275,5	43,8	21	602,4	118,7
3	178,5	40,8	22	625,6	99
4	188,6	19,9	23	635,7	77,7
5	250	70,8	24	525,3	61,2
6	383,2	73,4	25	586	56,5
7	358,3	84,2	26	557,8	46,5
8	283,2	74,3	27	566,1	51,6
9	221,4	100,0	32	416,2	170,3
10	244,9	128,5	33	469,3	141,3
11	261,1	87,7	34	438,5	85,3
12	241,7	72,8	35	374,1	75,6
13	423,6	94,9	36	441,1	177,5
14	436,8	74,1	37	501,9	66,1
15	616,5	205,4	38	1399,1	113,3
16	578,6	164,2	39	1073	129,7
17	567,4	172,4	40	1154	123
18	568,1	185,8	41	1075	92,4
19	477	166,2			

Anexo 13 - Tabela das eficiência de remoção ($\eta\%$) da DQO e do COD, do ensaio II .

TEMPO (dias)	DQO _F η_1 (%)	COD η (%)	TEMPO (dias)	DQO _F η_1 (%)	COD η (%)
1	90,6	84,3	20	80,8	80,4
2	84,1	84,6	21	80,3	85,3
3	77,1	64,6	22	84,2	87,4
4	89,4	60,9	23	87,8	90,3
5	71,7	46,1	24	88,3	88,4
6	80,8	82,2	25	90,3	89,3
7	76,5	84,4	26	91,7	90,1
8	73,8	83,1	27	90,9	87
9	54,8	83,0	32	69,5	81,2
10	47,5	77,3	33	69,9	74,2
11	66,4	61,8	34	80,5	83,7
12	69,6	32,1	35	79,8	83,1
13	77,6	83,1	36	59,8	75,4
14	83,0	86,7	37	86,8	88,7
15	66,7	90,5	38	91,9	92,3
16	71,6	72,6	39	87,9	82,0
17	69,6	75,8	40	89,4	88,9
18	68,9	78,7	41	91,4	67,7
19	65,2	82,2			

Anexo 14 – Tabela dos resultados dos sólidos suspensos obtidos nos Ensaio I e II.

ENSAIO I				ENSAIO II			
TEMPO (dias)	SS (mg/L)	TEMPO (dias)	SS (mg/L)	TEMPO (dias)	SS (mg/L)	TEMPO (dias)	SS (mg/L)
1	220	21	244	1	384	20	226
2	176	23	116	2	84	21	160
3	160	24	140	3	260	22	172
4	152	25	144	4	180	23	336
5	160	26	304	5	136	24	268
6	196	28	472	6	52	25	324
7	192	29	236	7	36	26	288
8	196	31	216	8	208	27	132
9	384	32	376	9	60	31	328
10	312	33	236	10	132	32	300
11	488	34	308	11	72	33	256
12	544	35	360	12	100	34	232
14	228	36	288	13	40	35	124
15	172	38	156	14	44	36	300
16	288			15	224	37	208
17	160			16	144	38	356
18	136			17	164	39	196
19	92			18	344	40	216
20	316			19	388	41	240