

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL

INSTITUTO DE PESQUISAS HIDRÁULICAS

**DESEMPENHO DE REATORES BIOLÓGICOS AERÓBIOS DE LEITO
FLUIDIZADO INVERSO NA REMOÇÃO DE CARGA ORGÂNICA**

GRAZIELA ZIM

Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental da Universidade Federal do Rio Grande do Sul como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental.

Orientador: Luiz Olinto Monteggia

Banca Examinadora

Prof. Dr. Lademir Luiz Beal

Prof. Dr. Luís Alcides Schiavo Miranda

Prof. Dr. Flávio Rubens Lapolli

Depto. Química/UCS

Pós-Doutorado IPH/UFRGS

PPGEA/UFSC

Porto Alegre, dezembro de 2006

APRESENTAÇÃO

Este trabalho foi desenvolvido no Programa de Pós-Graduação em Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental do Instituto de Pesquisas Hidráulicas da Universidade Federal do Rio Grande do Sul sob a orientação do Prof. Luiz Olinto Monteggia.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todas as pessoas que, de alguma forma, colaboraram para o desenvolvimento deste trabalho.

Agradecimentos especiais:

ao Prof. Luiz Olinto Monteggia pela orientação, pela colaboração e, principalmente, pelo incentivo no desenvolvimento deste trabalho.

aos meus colegas de curso Heloísa, Karine, Altemar e Zancam pela colaboração e, sobretudo, pela amizade.

aos alunos do curso técnico Guilherme Isaias Sanches e Rafael S. M. Pereira pelo auxílio na montagem dos reatores.

aos auxiliares de pesquisa Simone Grala e Fernando dos Santos Gonçalves pelo auxílio nas análises laboratoriais.

aos Srs. Anézio Moraes, Daniel Jurandir da Trindade e Mário da Rosa, funcionários do setor de hidráulica, pela assistência prestada.

à minha família pelo apoio incondicional.

RESUMO

Este estudo avaliou a eficiência de reatores biológicos aeróbios de leito fluidizado inverso na remoção de matéria orgânica quando submetidos a diferentes condições operacionais (vazão de recirculação e carga orgânica aplicada).

O experimento, em escala de laboratório, foi realizado em três reatores cilíndricos (R1, R2 e R3) com altura total de 2,00 m, diâmetro interno de 0,10 m e volume útil de 15,70 L. Como meio suporte para o desenvolvimento do biofilme foram utilizadas partículas de polipropileno (PP) em volume equivalente a 40% do volume útil do reator. O afluente entrava nos reatores pelo topo e saía pelo fundo e o oxigênio era fornecido através de um aerador poroso. Os reatores R1, R2 e R3 foram operados com vazão de recirculação de 2,50 L/min, 4,00 L/min e 5,50 L/min, respectivamente, durante todo período experimental.

Os reatores foram alimentados com esgoto sintético caracteristicamente doméstico e o experimento consistiu de três etapas, conforme a carga orgânica aplicada: Etapa de Menor Carga – 0,70 Kg DQO/m³.dia; Etapa de Carga Intermediária – 1,70 Kg DQO/m³.dia e Etapa de Maior Carga – 3,90 Kg DQO/m³.dia. A vazão de alimentação foi mantida constante durante todo período experimental correspondendo ao TDH de 12 horas.

O acompanhamento dos reatores foi realizado com medidas de DQO, sólidos livres (suspensão) e aderidos (biofilme). Foi determinada também a velocidade ascensional das biopartículas no meio líquido, tendo como motivo a identificação das possíveis causas da expansão excessiva ocorrida durante a realização do experimento.

Os resultados obtidos demonstraram elevada eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO, com médias superior a 93% na etapa de Carga Intermediária e em torno de 90% para a etapa de Maior Carga. Conforme avaliação estatística, não houve evidências de que a vazão de recirculação tenha efeito sobre a eficiência de remoção carbonácea. O aumento da carga orgânica afluente reduziu de forma significativa a eficiência de remoção carbonácea apenas no reator de menor vazão de recirculação.

Em relação à quantidade de sólidos voláteis, o aumento da vazão de recirculação resultou em aumento dos sólidos voláteis aderidos, porém não foi identificado efeito sobre a quantidade de sólidos voláteis livres.

O aumento de carga aplicada resultou em aumento significativo na quantidade média de sólidos voláteis livres nos reatores. Quanto aos sólidos voláteis aderidos, o acréscimo de carga afluyente repercutiu de forma diferente nos três reatores: para a menor vazão de recirculação houve redução na massa de sólidos voláteis aderidos, para a vazão de recirculação intermediária ocorreu aumento da massa de sólidos voláteis aderidos e para a maior vazão de recirculação o aumento da carga aplicada não influenciou a quantidade de sólidos aderidos voláteis presentes no reator.

A velocidade ascensional média das biopartículas diminuiu com o aumento da vazão de recirculação, significando que quanto maior a vazão de recirculação maior a densidade das biopartículas.

ABSTRACT

This study evaluated the efficiency of down flow aerobic fluidized bed reactors for the removal of organic matter submitted to different operational conditions (recirculation flow and applied organic load).

The experiment was run on 3 cylindrical lab scale reactors (R1, R2 and R3) with 2 m total height, 0.10 m internal diameter and working volume of 15.70 L. Polypropylene particles were used as the support material for the development of the biofilm occupying 40% of the working volume of the reactors. The influent were applied at the top of the columns and withdraw from the bottom and the oxygen was supplied throughout a porous stone. The reactors R1, R2 and R3 were operated with recirculation flow of 2,50, 4.00 and 5.50 L. min⁻¹, respectively, throughout the experimental work.

The reactors were fed with synthetic wastewater similar to sanitary wastewater and the experiment was performed in 3 steps, according to the applied organic loading rate, namely: Lower Load - 0,70 Kg COD/m³.dia; Intermediate Load - 1,70 Kg COD/m³.dia; Higher Load - 3,90 Kg COD/m³.dia. The feeding flow was maintained constant throughout the experiment to obtain HDT equal to 12 hours.

The reactors were monitored with conventional parameters such as COD, free suspended solids and attached suspended solids (biofilm). The upflow velocity of the bioparticles in the liquid phase was also determined with the purpose to identify the potential causes of the excessive expansion of the bed observed during the experimental work.

The experimental results demonstrated high efficiency of carbonaceous COD removal, with average values above 93 % during the Intermediate Load step and around 90 % for the Higher Load. According to statistical evaluation, the recirculation flow did not provided significant effect upon the carbonaceous organic matter removal. The increase in applied organic load caused a significant decrease only to the reactor operated with the lower recirculation flow.

Regarding the amount of volatile solids, the increase of the recirculation flow resulted in the increase of the attached volatile solids, however it was not identified any effect upon the amount of free volatile solids.

The increase of applied organic load resulted in significant increase of the amount of the free volatile solids in the reactors. Regarding the attached volatile solids, the increase of applied organic load resulted in misleading behavior of the reactors, as follows: the lower recirculation flow resulted in a reduction of the amount of attached volatile solids; the intermediate recirculation flow resulted in an increase of the attached volatile solids, while it was not observed any significant variation in the amount of attached volatile solids inside the reactor operated with the higher recirculation flow.

The average accession velocity of the bioparticles decreased with the increase of the recirculation flow, implying that the recirculation flow resulted in higher values of the bioparticles density.

SUMÁRIO

APRESENTAÇÃO.....	ii
AGRADECIMENTOS.....	ii
RESUMO.....	iii
ABSTRACT.....	v
SUMÁRIO.....	vii
LISTA DE ABREVIATURAS.....	ix
LISTA DE FIGURAS.....	x
LISTA DE TABELAS.....	xii
1. INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	3
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	4
3.1. INTRODUÇÃO.....	4
3.2. MICRORGANISMOS ENVOLVIDOS NOS PROCESSOS BIOLÓGICOS.....	4
3.3. EXIGÊNCIAS ENERGÉTICAS E NUTRITIVAS DAS BACTÉRIAS.....	5
3.4. METABOLISMO E GERAÇÃO DE ENERGIA NAS CÉLULAS MICROBIANAS.....	6
3.5. REMOÇÃO DE CARBONO PELO METABOLISMO AERÓBIO.....	8
3.6. CRESCIMENTO E SUSTENTAÇÃO DA BIOMASSA.....	9
3.6.1. Sistemas de crescimento disperso: o floco.....	11
3.6.2. Sistemas de crescimento aderido: o biofilme.....	12
3.6.2.1. <i>Conceituação</i>	12
3.6.2.2. <i>Formação e crescimento do biofilme</i>	13
3.6.2.3. <i>Comportamento do biofilme na depuração do afluente</i> ..	17
3.6.2.4. <i>Estrutura do biofilme</i>	19
3.7. REATORES BIOLÓGICOS DE LEITO FLUIDIZADO.....	22
3.7.1. Conceito e variações.....	22
3.7.2. Aplicações dos reatores de leito fluidizado.....	23
3.7.3. Fluidização.....	24
3.7.4. Meio suporte.....	27
3.7.5. A biomassa em reatores de leito fluidizado.....	29

3.7.6. Eficiências.....	31
3.7.7. Condições hidrodinâmicas.....	32
3.7.8. Biomassa imobilizada e biomassa em suspensão em reatores de leito fluidizado.....	40
3.8. VANTAGENS E DESVANTAGENS DOS REATORES AERÓBIOS DE LEITO FLUIDIZADO INVERSO.....	41
4. MATERIAIS E MÉTODOS.....	43
4.1. MONTAGEM EXPERIMENTAL.....	43
4.2. ALIMENTAÇÃO DOS REATORES.....	45
4.3. CONDIÇÕES OPERACIONAIS.....	46
4.4. MONITORAMENTO DOS EFLUENTES LÍQUIDOS.....	48
4.5. BIOSÓLIDOS ADERIDOS.....	50
4.6. VELOCIDADE ASCENSIONAL DAS BIOPARTÍCULAS.....	51
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	53
5.1. INTRODUÇÃO.....	53
5.2. EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO CARBONÁCEA.....	53
5.2.1. Influência da vazão de recirculação.....	53
5.2.2. Influência da carga orgânica afluyente.....	57
5.3. BIOSÓLIDOS.....	61
5.3.1. Sólidos aderidos.....	61
5.3.2. Sólidos livres.....	64
5.3.3. Sólidos aderidos e sólidos livres nos reatores.....	70
5.4. EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO CARBONÁCEA E BIOSÓLIDOS.....	74
5.5. ASPECTOS HIDRODINÂMICOS.....	76
5.6. PRINCIPAIS DIFICULDADES OPERACIONAIS OCORRIDAS DURANTE A REALIZAÇÃO DO EXPERIMENTO.....	81
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	84
6.1. CONCLUSÕES.....	84
6.2. RECOMENDAÇÕES.....	86
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	87
8. ANEXO.....	93
A.1. ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS RESULTADOS.....	93

LISTA DE ABREVIATURAS

ATP	Adenosina Trifosfato
CBR	Contatores Biológicos Rotatórios
COT	Carbono Orgânico Total
D	Taxa de diluição ($=1/TDH$)
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
NAD	Nicotinamida Adenina Disfosfato
NADH ₂	Nicotinamida Adenina Disfosfato reduzido
N _{Re}	Número de Reynolds
OD	Oxigênio Dissolvido
PN	Proteína
PP	Polipropileno
PS	Polissacarídeos
RBLF	Reatores Biológicos de Leito Fluidizado
RBLM	Reatores Biológicos de Leito Móvel
RLF	Reatores de Leito Fluidizado
SF	Sólidos Fixos (livres + aderidos)
SF _a	Sólidos Fixos Aderidos
SF _l	Sólidos Fixos Livres
SPE	Substâncias Poliméricas Extracelulares
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais (livres + aderidos)
SV	Sólidos Voláteis (livres + aderidos)
SV _a	Sólidos Voláteis Aderidos
SV _l	Sólidos Voláteis Livres
ST _a	Sólidos Aderidos Totais
ST _l	Sólidos Livres Totais
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
U _l	Velocidade do Líquido
U _{máx}	Velocidade Máxima de Fluidização
U _{mf}	Velocidade Mínima de Fluidização
μ _{máx}	Taxa máxima de crescimento dos microrganismos
-ΔP	Queda de pressão no leito de partícula sólidas

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1	Configurações de crescimento e sustentação da biomassa em sistemas de tratamento de esgotos.....	10
FIGURA 3.2	Classificação dos processos de tratamento aeróbios, com relação ao estado da biomassa.....	10
FIGURA 3.3	Representação esquemática do desenvolvimento do biofilme.....	14
FIGURA 3.4	Mecanismos e processos envolvidos no transporte e degradação de substratos em biofilmes.....	18
FIGURA 3.5	Fluidização em um leito de partículas sólidas.....	24
FIGURA 4.1	Diagrama esquemático do reator de leito fluidizado inverso.....	43
FIGURA 5.1	Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO filtrada.....	55
FIGURA 5.2	Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO total.....	56
FIGURA 5.3	Diferença entre eficiência de remoção carbonácea medida em termos de DQO total e DQO filtrada.....	57
FIGURA 5.4	Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO filtrada.....	58
FIGURA 5.5	Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO total.....	59
FIGURA 5.6	Eficiência de remoção carbonácea total e filtrada para a Carga Intermediária.....	60
FIGURA 5.7	Eficiência de remoção carbonácea total e filtrada para a Maior Carga.....	60
FIGURA 5.8	Sólidos aderidos totais.....	62
FIGURA 5.9	Massa de sólidos aderidos voláteis.....	63
FIGURA 5.10	Relação entre sólidos aderidos voláteis e sólidos aderidos fixos.....	64
FIGURA 5.11	Sólidos livres totais.....	65
FIGURA 5.12	Sólidos livres voláteis.....	66
FIGURA 5.13	Relação entre sólidos livres voláteis e sólidos livres fixos.....	67
FIGURA 5.14	Produção de sólidos suspensos voláteis em R1.....	68
FIGURA 5.15	Produção de sólidos suspensos voláteis em R2.....	68
FIGURA 5.16	Produção de sólidos suspensos voláteis em R3.....	68
FIGURA 5.17	Produção de sólidos suspensos totais em R1.....	69
FIGURA 5.18	Produção de sólidos suspensos totais em R2.....	69

FIGURA 5.19	Produção de sólidos suspensos totais em R3.....	69
FIGURA 5.20	Massa de sólidos voláteis nos reatores.....	71
FIGURA 5.21	Sólidos voláteis em R1.....	71
FIGURA 5.22	Sólidos voláteis em R2.....	72
FIGURA 5.23	Sólidos voláteis em R3.....	73
FIGURA 5.24	DQO particulada e sólidos livres voláteis em R1.....	74
FIGURA 5.25	DQO particulada e sólidos livres voláteis em R2.....	74
FIGURA 5.26	DQO particulada e sólidos livres voláteis em R3.....	74
FIGURA 5.27	Sólidos Voláteis e DQO removida em R1.....	75
FIGURA 5.28	Sólidos Voláteis e DQO removida em R2.....	75
FIGURA 5.29	Sólidos Voláteis e DQO removida em R3.....	75
FIGURA 5.30	Sólidos aderidos totais e velocidade ascensional.....	79

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1	Composição da fração seca das células bacterianas.....	5
TABELA 3.2	Classificação dos microrganismos conforme fontes de energia e carbono..	5
TABELA 3.3	Principais características dos catabolismos oxidativo e fermentativo.....	7
TABELA 3.4	Aceptores de elétron típicos de reações de oxidação no tratamento de esgotos.....	7
TABELA 3.5	Principais vantagens e desvantagens dos reatores biológicos de leito fluidizado.....	41
TABELA 4.1	Composição do afluente.....	46
TABELA 4.2	Características de funcionamento dos reatores.....	47
TABELA 4.3	Condições operacionais.....	48
TABELA 5.1	Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO filtrada.....	54
TABELA 5.2	Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO total.....	55
TABELA 5.3	Sólidos aderidos nos reatores.....	61
TABELA 5.4	Sólidos livres nos reatores – médias.....	65
TABELA 5.5	Excesso de lodo (g/dia).....	70
TABELA 5.6	Características padrão de operação dos reatores e características de operação quando da realização dos testes de velocidade.....	77
TABELA 8.1	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - eficiência x recirculação....	94
TABELA 8.2	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - eficiência x recirculação....	94
TABELA 8.3	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - eficiência x recirculação.....	94
TABELA 8.4	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - eficiência x recirculação.....	94
TABELA 8.5	Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - ST livres x recirculação.....	95
TABELA 8.6	Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - SF livres x recirculação.....	95
TABELA 8.7	Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - SV livres x recirculação....	95
TABELA 8.8	Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - ST livres x recirculação.....	96
TABELA 8.9	Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - SF livres x recirculação.....	96
TABELA 8.10	Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - SV livres x recirculação.....	96

TABELA 8.11	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - eficiência x carga afluyente.....	97
TABELA 8.12	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - eficiência x carga afluyente.....	97
TABELA 8.13	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - eficiência x carga afluyente.....	98
TABELA 8.14	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - eficiência x carga afluyente.....	98
TABELA 8.15	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - eficiência x carga afluyente.....	99
TABELA 8.16	Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - eficiência x carga afluyente.....	99
TABELA 8.17	Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - ST x carga afluyente.....	100
TABELA 8.18	Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - SF x carga afluyente.....	100
TABELA 8.19	Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - SV x carga afluyente.....	100
TABELA 8.20	Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - ST x carga afluyente.....	101
TABELA 8.21	Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - SF x carga afluyente.....	101
TABELA 8.22	Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - SV x carga afluyente.....	101
TABELA 8.23	Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - ST x carga afluyente.....	102
TABELA 8.24	Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - SF x carga afluyente.....	102
TABELA 8.25	Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - SV x carga afluyente.....	102

1. INTRODUÇÃO

Os processos em Reatores Biológicos de Leito Móvel (RBLM) para tratamento de efluentes foram desenvolvidos na Noruega no final da década de 1980 e início da década de 1990 (Odegaard et al., 1994). Nessa época, a remoção de nitrogênio começou a ganhar importância e pesquisas científicas começaram a ser realizadas para utilização dos RBLM para esse fim. Mais tarde, a remoção de matéria orgânica nesses reatores passou a ser investigada também, incluindo pré-tratamento de alta taxa para aperfeiçoamento de plantas de lodos ativados (Odegaard, 2006).

Os sistemas de biofilme em uso, como filtros biológicos, contadores biológicos rotatórios (CBR), reatores de leito fixo sumerso, biofiltros de leito granular, reatores de leito fluidizado apresentam vantagens significativas, entretanto algumas desvantagens devem ser destacadas. Os filtros biológicos apresentam tempo de contato entre o biofilme e o substrato orgânico extremamente reduzido; falhas mecânicas são comuns nos CBRs; em biofiltros submersos é difícil obter uma distribuição de carga em toda superfície do meio suporte; os biofiltros de leito granular apresentam operação descontínua devido a necessidade de retrolavagem e os reatores de leito fluidizado apresentam instabilidade hidráulica. Esses problemas com os processos de biofilme mencionados também motivaram o desenvolvimento dos RBLM.

A idéia inicial para desenvolvimento dos processos RBLM foi adotar as melhores características dos processos de lodos ativados bem com as melhores características dos processos de biofiltros. Diferentemente da maioria dos reatores de biofilme, os RBLM utilizam todo volume do reator para crescimento da biomassa, como ocorre nos processos de lodos ativados. No entanto, distintamente dos reatores de lodos ativados, nos RBLM, como em outros reatores de biofilme, não há necessidade de recirculação de lodo. Isso ocorre porque a biomassa cresce em partículas (meio suporte) que se movem livremente em todo volume líquido do reator. Como não é necessário recircular a biomassa, somente a biomassa excedente necessita ser separada, uma grande vantagem sobre os processos de lodos ativados (Odegaard, 2006).

Atualmente, existem mais de 300 plantas de tratamento baseadas em RBLM em operação e em construção em 22 países. Nessas plantas, são tratados efluentes domésticos e vários tipos de efluentes industriais em que os RBLM são utilizados para remoção de DBO

e DQO, nitrificação e denitrificação. Também estão sendo utilizados esses reatores no tratamento de água para consumo humano (potabilização) e para utilização em fazendas de criação de peixes (Odegaard, 2006).

Em RBLM, o fluido escoar através de um leito de biopartículas a uma velocidade suficiente para fluidizar/expandir o meio. Os microrganismos crescem na forma de um biofilme no material suporte que pode ser carvão ativado, areia e materiais poliméricos (Beyenal e Tanyolac, 1998). A agitação é promovida por aeração, nos reatores aeróbios, por mecanismos de mistura em reatores anaeróbios e anóxicos (Odegaard et al., 2000) e também através da recirculação do efluente.

As principais vantagens do processo em RBLM sobre os reatores de lodos ativados são sua compactidade e a não necessidade de recirculação do lodo. A vantagem sobre outros processos de biofilme é sua flexibilidade.

Conforme citado por Odegaard (2006), as principais vantagens dos RBLM sobre os processos de lodos ativados são as seguintes: *(i)* a planta de tratamento requer menor espaço, o qual se constitui num importante fator de custo; *(ii)* o tratamento final é menos influenciado pela separação da biomassa já que a concentração da biomassa é até 10 vezes menor e existe grande flexibilidade com respeito a opções de métodos de separação dessa biomassa, por exemplo, filtração e flotação em unidades compactas e *(iii)* a biomassa aderida se torna mais especializada, isto é, pode apresentar elevada concentração de organismos relevantes pois não há recirculação da biomassa.

No presente trabalho, são apresentados os resultados obtidos no estudo de Reatores Biológicos Aeróbios de Leito Fluidizado Inverso quando submetidos a diferentes condições operacionais. Foi avaliada a eficiência dos reatores de leito móvel na remoção de matéria orgânica de efluentes caracteristicamente domésticos quando submetidos a diferentes cargas orgânicas afluentes e a diferentes vazões de recirculação do efluente. Os resultados obtidos com a variação dessas condições operacionais são reportados em termos de eficiência de remoção carbonácea, quantidade e distribuição de sólidos (aderidos e livres) e velocidade ascensional das biopartículas em meio líquido.

2. OBJETIVOS

Esse trabalho tem como objetivo geral avaliar o desempenho de Reatores Biológicos Aeróbios de Leito Fluidizado Inverso para remoção de matéria orgânica quando submetidos a diferentes condições operacionais.

Os objetivos específicos são:

- Determinar a influência da vazão de recirculação sobre a eficiência de remoção carbonácea;
- Avaliar a influência da carga afluyente sobre a eficiência de remoção carbonácea;
- Avaliar a produção de biosólidos sob diferentes condições de carregamento;
- Estudar a influência da vazão de recirculação sobre a quantidade e a distribuição de biosólidos (livres e aderidos) nos reatores;
- Verificar a relação entre a velocidade ascensional das biopartículas e a expansão excessiva do leito suporte.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. INTRODUÇÃO

O sistema de biofilme com leito móvel, desenvolvido no final da década de 1980 e início da década de 1990, é hoje utilizado em mais de 300 plantas de tratamento em operação ou em construção em 22 países (Odegaard, 2006). O sistema, que é usado para vários propósitos de tratamento (remoção-DBO/DQO, nitrificação, desnitrificação) em efluentes municipais e industriais (Odegaard et al., 2000), tem conquistado espaço crescente devido a vantagens como compactidade, não necessidade de recirculação do lodo e flexibilidade.

Serão abordados nos capítulos que seguem aspectos essenciais para o entendimento dos sistemas biológicos de tratamento de efluentes com o objetivo de situar o sistema proposto e compará-lo com os sistemas tradicionais. Na abordagem dos aspectos envolvidos, sempre serão enfatizados aqueles de maior relação com os reatores biológicos de leito fluidizado pois são estes o objeto principal do presente estudo.

3.2. MICRORGANISMOS ENVOLVIDOS NOS PROCESSOS BIOLÓGICOS

Os processos biológicos de tratamento de esgotos reproduzem, de maneira intensiva, os processos naturais que ocorrem em um corpo d'água após o lançamento de despejos, ou seja, a matéria orgânica é convertida a produtos mineralizados inertes através de mecanismos essencialmente naturais. Tendo em vista que os processos naturais são conduzidos por microrganismos, é de fundamental importância para a operação e controle dos sistemas de tratamento biológico a compreensão da microbiologia envolvida no processo de tratamento de esgotos.

Os principais organismos envolvidos no tratamento dos esgotos são as bactérias, protozoários, fungos, algas e vermes. Dentre esses organismos, as bactérias constituem o grupo mais numeroso e também mais importante na estabilização da matéria orgânica.

Quanto à constituição celular das bactérias, aproximadamente 80% da célula bacteriana é composta de água e 20% de matéria seca. Desta matéria seca, em torno de 90% é orgânica e 10% inorgânica. A composição da fração seca é apresentada na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Composição da fração seca das células bacterianas

Matéria orgânica (90%)		Matéria inorgânica (10%)	
Carbono	53%	P ₂ O ₅	50%
Oxigênio	29%	K ₂ O	6%
Nitrogênio	12%	Na ₂ O	11%
Hidrogênio	6%	MgO	8%
		CaO	9%
		SO ₃	15%
		Fe ₂ O ₃	1%

Adaptado de McKinney, 1962

De acordo com a tabela acima, a fração orgânica das células bacterianas pode ser representada a fórmula C₆₀H₈₇O₂₃N₁₂P.

3.3. EXIGÊNCIAS ENERGÉTICAS E NUTRITIVAS DAS BACTÉRIAS

Todos os organismos vivos necessitam de uma fonte de energia para que possam desempenhar suas funções de crescimento, locomoção e reprodução. As bactérias que dependem da oxidação de compostos químicos para obtenção de energia são denominadas de quimiotróficas e subdivididas em quimiorganotróficas (oxidam compostos orgânicos) e quimiolitotróficas (oxidam compostos inorgânicos). Além de uma fonte de energia, as bactérias necessitam também de uma fonte de carbono. As bactérias que utilizam apenas o dióxido de carbono como sua fonte nutritiva são chamadas de autotróficas; as bactérias que utilizam carbono orgânico recebem a denominação de heterotróficas (Pelczar et al., 1980).

Tabela 3.2 - Classificação dos microrganismos conforme fontes de energia e carbono

Tipo	Fonte de energia	Fonte de carbono
Quimiorganotróficos (heterotróficos)	Oxidação de compostos orgânicos	Compostos orgânicos
Quimiolitotróficos (autotróficos)	Oxidação de compostos inorgânicos	Gás carbônico (CO ₂)

3.4. METABOLISMO E GERAÇÃO DE ENERGIA NAS CÉLULAS MICROBIANAS

Metabolismo é o termo que denomina as diversas reações através das quais as células processam o alimento obtendo energia e compostos para constituição de novas células. A seqüência de reações de desagregação que produzem energia e constroem “blocos” para biosíntese são denominadas coletivamente de *catabolismo*, enquanto as reações de biosíntese constituem o *anabolismo*. Os microrganismos crescem e se reproduzem utilizando a energia liberada por meio do catabolismo. No catabolismo, a energia armazenada em forma química nos compostos orgânicos (substrato) é liberada, sendo convertida no anabolismo em material celular. Tanto no catabolismo quanto no anabolismo, as transformações químicas ocorrem numa seqüência de diversas e intrincadas reações intermediárias, cada qual catalisada por um tipo específico de enzima (Gaudy, 1988).

De forma sucinta, tem-se:

- *Desassimilação ou Catabolismo*: reações de produção de energia nas quais ocorre a degradação do substrato;
- *Assimilação ou anabolismo*: reações que conduzem à formação de material celular (crescimento) com o auxílio da energia liberada na desassimilação.

No tratamento biológico de esgotos, a remoção da matéria orgânica presente ocorre através dos processos de catabolismo. Os dois tipos de catabolismo de interesse no tratamento de esgotos são:

- *Catabolismo oxidativo*: é uma reação de redox na qual a matéria orgânica é oxidada por um agente oxidante presente no meio líquido (oxigênio, nitrato ou sulfeto);
- *Catabolismo fermentativo*: processo ocorre devido ao rearranjo dos elétrons na molécula fermentada, de tal forma que se formam, no mínimo, dois produtos. Não há um oxidante.

As principais características dos dois tipos de catabolismo estão apresentadas na Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Principais características dos catabolismos oxidativo e fermentativo

Característica	Catabolismo Oxidativo (respiração)	Catabolismo Fermentativo (fermentação)
Doador de elétrons	Matéria orgânica	Matéria orgânica oxidada
Aceptor de elétrons	Externo: composto inorgânico	Interno: matéria orgânica reduzida
Número de produtos finais resultantes da matéria orgânica	Um (CO ₂)	No mínimo dois (CO ₂ e CH ₄)
Forma do carbono no produto final	Carbono inorgânico oxidado (CO ₂)	Carbono inorgânico oxidado (CO ₂) + carbono orgânico reduzido (CH ₄)
Estado de oxidação do carbono no produto final	4+ (CO ₂)	4+ (CO ₂) 4- (CH ₄)

Adaptado de: Gaudy, 1988.

A geração de energia nas células microbianas é obtida por meio da respiração (catabolismo oxidativo) e pode ocorrer em três condições diferentes: *aeróbias*, *anóxicas* e *anaeróbias*, dependendo do aceptor de elétrons presente.

A Tabela 3.4. apresenta os principais aceptores de elétrons utilizados na respiração, em ordem crescente de liberação de energia.

Tabela 3.4 – Aceptores de elétron típicos de reações de oxidação no tratamento de esgotos

Condições	Aceptor de elétrons	Forma do aceptor após a reação	Processo
Aeróbias	Oxigênio (O ₂)	H ₂ O	Metabolismo aeróbio
Anóxicas	Nitrato (NO ₃ ⁻)	Nitrogênio gasoso (N ₂)	Redução de nitratos (desnitrificação)
Anaeróbias	Sulfato (SO ₄ ²⁻) Dióxido de Carbono (CO ₂)	Sulfeto (H ₂ S) Metano (CH ₄)	Redução de sulfatos (dessulfuração) Metanogênese

Adaptado de: Gaudy, 1988.

3.5. REMOÇÃO DE CARBONO PELO METABOLISMO AERÓBIO

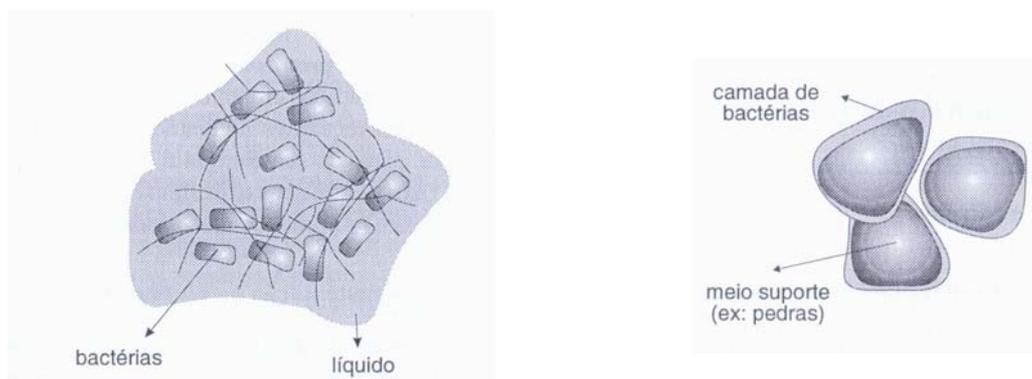
De maneira geral, os esgotos sanitários possuem mais de 98% de sua composição constituída por água, porém há contaminantes, entre os quais destacam-se: sólidos suspensos, compostos orgânicos (proteínas: 40%; carboidratos: 25% a 50%; e óleos e graxas: 10%), nutrientes (nitrogênio e fósforo), metais, sólidos dissolvidos inorgânicos, sólidos inertes, sólidos grosseiros, compostos não biodegradáveis, organismos patogênicos e, ocasionalmente, contaminantes tóxicos decorrentes de atividades industriais ou acidentais (Campos, 1999).

Os compostos orgânicos contidos nos esgotos servem como fonte de energia e carbono às bactérias quimiorganotróficas heterotróficas que, através da degradação desses compostos realizam, efetivamente, o tratamento do efluente.

Parte do carbono que entra na célula bacteriana é degradado até CO_2 e o restante é incorporado ao novo material celular através de processos de síntese.

A glicose é, quantitativamente, o principal substrato oxidável para a maioria dos organismos, sendo por isso utilizada para ilustrar a seqüência de vias metabólicas utilizadas na degradação da matéria orgânica na respiração aeróbia. Neste item, como forma de exemplificação, será realizada uma descrição do caminho metabólico Glicólise/Ciclo de Krebs (McKane e Kandel, 1986). Os dois processos, juntamente com a cadeia respiratória, podem realizar a oxidação completa da glicose, resultando dióxido de carbono e água (Equação 3.5.1), produtos característicos do catabolismo aeróbio.

Através da glicólise, a glicose é convertida a piruvato com a formação de ATP (Adenosina Trifosfato) e a redução de NAD (Nicotinamida Adenina Difosfato). As moléculas de NADH_2 (Nicotinamida Adenina Difosfato reduzido) necessitam ser reoxidadas a NAD, ou seja, os elétrons removidos da fonte de energia devem ser transferidos, através do carreador de elétrons (NAD), a um aceptor final de elétrons. Em condições aeróbias, o piruvato pode ser descarboxilado, formando Acetil-Coenzima que entra no Ciclo de Krebs e, através de uma série de oxidações, é convertido a CO_2 . A produção de energia ocorre por meio de uma série de reações de oxidação, envolvendo o transporte de elétrons doadores para elétrons aceptores, na chamada Cadeia Transportadora de Elétrons. A função dessa seqüência é receber elétrons de compostos reduzidos, produzidos na glicólise e no Ciclo de Krebs, e transferi-los ao aceptor final, o oxigênio, para a formação de água (Pelczar et al. 1980). A energia produzida é



Crescimento disperso

Crescimento aderido

Figura 3.1 - Configurações de crescimento e sustentação da biomassa em sistemas de tratamento de esgotos (von Sperling, 1996)

Recentemente surgiram também reatores híbridos, que misturam biomassa em suspensão e biomassa fixa no mesmo volume reacional. Esses sistemas constituem-se numa variante dos sistemas de lodos ativados, na medida em que resultam da adição do suporte no tanque de aeração (Chernicharo, 2001).

Cabe destacar que em todos os sistemas de tratamento de efluentes ocorrem simultaneamente mecanismos de crescimento aderido e disperso mas que existem sistemas em que a depuração é realizada predominantemente nos flocos (crescimento suspenso) e outros em que é realizada predominantemente no biofilme (crescimento aderido). Nos sistemas híbridos, os flocos e o biofilme apresentam papel igualmente importante no processo de tratamento do efluente.

A Figura 3.2 apresenta uma classificação moderna dos reatores para tratamento de efluentes com relação ao estado da biomassa.

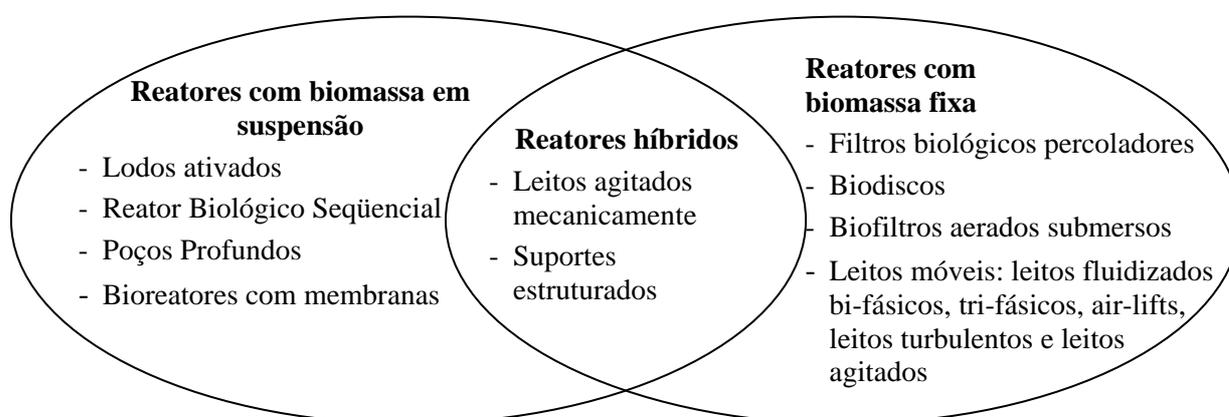


Figura 3.2 – Classificação dos processos de tratamento aeróbios, com relação ao estado da biomassa (adaptado de Lazarova e Manem¹, 1993 apud Chernicharo, 2001)

¹ LAZAROVA, V., MANEN, J. (1993) *Advance in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control* – Anais 2nd International Conf. Specialized on Biofilm Reactors, Paris, France – pp. 411-420.

O maior desenvolvimento teórico, em termos de modelagem, diz respeito ao tratamento aeróbio de crescimento disperso. Um maior número de pesquisas têm sido direcionadas, há vários anos, para o processo de lodos ativados e a formulação do modelo para o crescimento disperso é, de certa forma, mais simples que o de crescimento aderido (von Sperling, 1996).

Nos dois itens que seguem serão abordados, separadamente, as duas configurações básicas de crescimento de biomassa sendo que será dada maior ênfase ao mecanismo de crescimento e sustentação aderido que é o mecanismo predominante nos reatores biológicos de leito fluidizado utilizados para tratamento de efluentes e objeto dessa dissertação.

3.6.1. Sistemas de crescimento disperso: o floco

Em alguns processos de tratamento como o de lodos ativados, os organismos se concentram formando uma unidade estrutural mais ampla, o denominado floco.

O floco apresenta uma estrutura heterogênea que contém material orgânico adsorvido, material inerte dos esgotos, material microbiano produzido para a matriz, células vivas e mortas (von Sperling, 1996).

Dentre os microrganismos componentes do floco podem ser encontrados, além das bactérias e protozoários, fungos, rotíferos, nematóides e ocasionalmente até mesmo larvas de insetos (Branco, 1978).

As condições que provocam o crescimento microbiano na forma de flocos ao invés de células suspensas livremente no meio líquido são ainda desconhecidas (La Rivière², 1977 apud von Sperling, 1996).

Conforme Horan (1990), uma hipótese plausível para a estrutura dos flocos é de que as bactérias filamentosas exerçam a função de matriz estrutural, na qual as bactérias formadoras de flocos se aderem. Essa aderência ocorreria através de exopolissacarídeos, presentes na forma de cápsulas ou camada gelatinosa. O prosseguimento da produção desses exopolímeros resultaria na aderência de outros microrganismos e partículas coloidais, e em consequência o diâmetro do floco aumentaria. Finalmente os protozoários aderem e colonizam o floco, e há algumas evidências de que eles também excretam um muco pegajoso que ajuda na coesão do floco.

² LA RIVIÈRE, J. W. M. (1977) *Microbial ecology of liquid waste treatment*. Advances in microbial ecology, 1, p. 215-259.

Considerando que o diâmetro do floco varie de 50 a 500 μm , há um forte gradiente de concentração de DBO e oxigênio da face externa do floco ao centro. Em consequência, em direção ao centro do floco, as bactérias tornam-se paulatinamente carentes de fontes de nutrientes, fazendo com que a viabilidade das bactérias seja bem baixa (Horan, 1990).

Embora sejam os microrganismos os agentes da remoção de matéria orgânica presente nos esgotos domésticos, o floco é de fundamental importância para o processo, pois torna possível a separação do líquido por simples mecanismos físicos de sedimentação (Horan, 1990).

Os sistemas de tratamento que utilizam o crescimento disperso são altamente dependentes das características de sedimentação dos flocos pois estes, constituindo matéria orgânica, necessitam ser separados do efluente tratado. Dessa forma, um dos principais problemas ou limitações dos processos de crescimento suspenso é a elevada demanda de área para decantação do efluente de modo a separar o lodo do efluente tratado.

3.6.2. Sistemas de crescimento aderido: o biofilme

3.6.2.1. Conceituação

O aspecto básico dos reatores de biofilme é a natureza heterogênea do processo. O reator envolve um meio sólido no qual as bactérias se fixam como uma matriz denominada *biofilme*, cuja superfície está exposta ao líquido passando através do reator (Arvim e Harremoës, 1990).

A imobilização é a aderência de microrganismos a um suporte sólido ou suspenso. Biofilmes constituem um eficiente método para imobilização de microrganismos em reatores para tratamento de efluentes.

O termo biofilme define toda a matéria formada por células bacterianas e seus exopolímeros (Trinet et al., 1991).

Segundo a definição de Characklis e Marshall (1990), células de microrganismos imobilizadas sobre uma superfície reproduzem-se e produzem polímeros extracelulares que se estendem a partir das células formando uma matriz de fibras sobre a superfície, formando uma camada chamada de biofilme.

Biofilmes são camadas de microrganismos embebidas numa matriz de Polímeros Extracelulares; consistem de células vivas e de células mortas, dispostas em camadas e embebidas em uma matriz de polissacarídeos extracelulares aderidos a uma superfície. Substrato, nutrientes, inibidores e aceptores de elétrons difundem-se do meio líquido através de uma camada limite líquida para dentro do biofilme, e são utilizados pelas células para crescimento (Characklis e Marshall, 1990).

Conforme Melo (2005), pesquisas realizadas nas últimas décadas mostraram que a maior parte dos biofilmes são predominantemente matrizes heterogêneas com células e polímeros aleatoriamente distribuídos em uma arquitetura tridimensional envolvida por canais de água que algumas vezes se estendem desde o topo até a base do biofilme.

Conforme van Loosdrecht et al. (1995), biofilmes são complexas estruturas de células microbianas e polímeros extracelulares.

Resumidamente, o biofilme consiste em camadas sucessivas de células imobilizadas sobre um substrato e imersas em uma matriz de polímeros orgânicos de origem microbiana.

3.6.2.2. Formação e crescimento do biofilme

Segundo Characklis e Marshall (1990), a acumulação de biofilme é o resultados dos seguintes processos físicos, químicos e biológicos:

i - Moléculas orgânicas são transportadas do meio líquido (mistura líquida) para o substrato onde algumas dessas moléculas são adsorvidas, resultando em um substrato *condicionado*.

ii - Uma fração das células microbianas adsorvidas (planctônicas) é *transportada* da mistura líquida para o substrato condicionado.

iii - Uma fração das células que atingem o substrato ficam adsorvidas ao mesmo por algum tempo e então voltam ao meio líquido. Esse processo é denominado *adsorção reversível*.

iv - A “*desadsorção*” pode resultar das forças superficiais exercidas pelo meio líquido sobre o biofilme mas outros fatores físicos, químicos ou biológicos podem também influenciar o processo.

v - Uma fração das células reversivelmente adsorvidas permanecem imobilizadas além do tempo de residência “crítico” e tornam-se *irreversivelmente adsorvidas*.

vi - As células irreversivelmente adsorvidas crescem utilizando o substrato e os nutrientes da mistura líquida, aumentando o número de células do biofilme. As células também podem formar

uma quantidade significativa de produtos, alguns dos quais podem ser excretados. Uma classe de produtos é constituída pelas substâncias poliméricas extracelulares (SPE) que mantêm o biofilme unido. Dessa maneira, a acumulação de biofilme aumenta através do *metabolismo microbiano* às custas da energia retirada da mistura líquida.

vii – Células e outras partículas de matéria fixam-se ao biofilme aumentando a acumulação no biofilme. *Fixação* é a imobilização das células e outras partículas no biofilme enquanto *adsorção* se refere ao mesmo processo ocorrendo no substrato.

viii – Porções do biofilme destacam-se e voltam ao meio líquido. O *desprendimento* refere-se a perda de material do biofilme enquanto *desadsorção* é a perda de células e outros materiais pelo substrato. O desprendimento pode ser chamado de erosão ou descolamento, dependendo da natureza da perda de biofilme. A multiplicação das células pode também levar à liberação das células filhas ao meio líquido.

A Figura 3.3 apresenta esquematicamente o processo de desenvolvimento do biofilme.

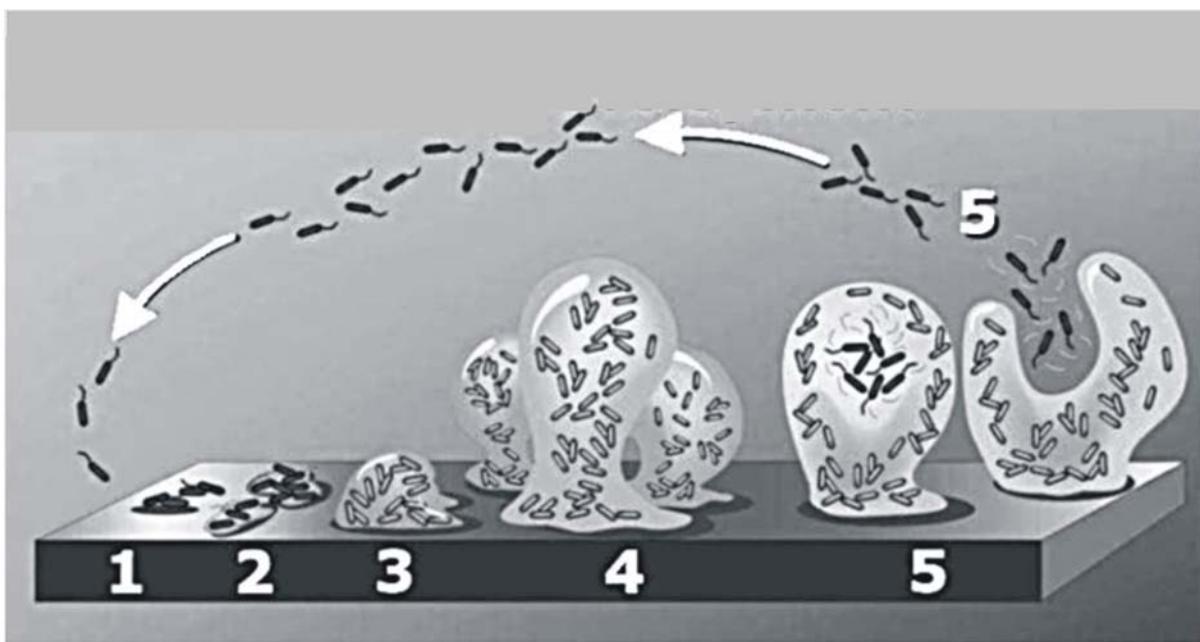


Figura 3.3 – Representação esquemática do desenvolvimento do biofilme

Etapa 1: adesão inicial das células à superfície. Etapa 2: produção de exopolissacarídeos, resultando em células mais fortemente aderidas à superfície (adesão irreversível); Etapa 3: desenvolvimento da arquitetura inicial do biofilme; Etapa 4: maturação da arquitetura do biofilme; Etapa 5: dispersão de células avulsas do biofilme.

Stoodley et al., 2002

Pode-se dizer que a formação e crescimento do biofilme têm origem no processo de adesão dos microrganismos à superfície do meio suporte. Os microrganismos têm capacidade de se aderirem a um suporte através da produção de polímeros extracelulares que

possibilitam a aderência físico-química à superfície. A interação entre os microrganismos e a superfície sólida em contato com o meio líquido tem início com a adesão dos polímeros extracelulares à superfície sólida. Somente após a aderência dos microrganismos à superfície ocorre o crescimento bacteriano e a formação do biofilme.

Conforme Tavares et al. (1995), os exopolímeros microbianos, denominados polissacarídeos, desempenham um importante papel na formação e crescimento do biofilme, sendo de particular importância para a adesão das bactérias ao material suporte. Embora os mecanismos e as substâncias envolvidas na adesão e formação do biofilme não sejam completamente conhecidas, muitos estudos realizados neste campo enfatizam o papel fundamental dos polissacarídeos.

Conforme Rouxhet e Mozes (1990), os polímeros controlam a estabilidade e a permeabilidade em biofilmes. Por um lado, os polímeros influenciam na associação de células individuais e na sua adesão ao suporte e, por outro lado, os polímeros excretados formam uma matriz contínua na qual as células se multiplicam e as novas células ficam embebidas.

No processo de adesão das células microbianas a uma superfície, várias etapas podem ser distinguidas. Inicialmente, as células aproximam-se da superfície através de mecanismos de transporte de massa como convecção, sedimentação e difusão. Interações físico-químicas podem conduzir à retenção das células na superfície; essa etapa é referida como *aderência inicial*. Na etapa seguinte, polímeros excretados pelas células reforçam a aderência inicial e a multiplicação das células dá início à colonização da superfície e à formação do biofilme (Rouxhet e Mozes, 1990).

A interação entre duas superfícies em aproximação envolve forças de curto alcance (pontes de hidrogênio e as pontes coordenadas) e forças de longo alcance (forças eletrostáticas e Forças de van der Waals). As forças de longo alcance atuam em distâncias maiores que 10 nm (Tadros³, 1980 apud Rouxhet e Mozes, 1990) e são importantes para a deposição das partículas (microrganismos) sobre a superfície (meio suporte). As forças de curto alcance envolvem o contato molecular e, por isso, governam as forças necessárias para separar as duas superfícies após a aderência.

Rouxhet e Mozes (1990), afirmam que o processo de adesão pode ser considerado como a criação de uma nova interface célula-suporte pela ruptura de duas

³ TADROS, T. F. (1980). *Particle-surface adhesion*. In: Microbial adhesion to surfaces (R. C. W. Berkley, J. Melling, P. R. Rutter and B. Vincent, eds). Soc. Of Chemical Industry – Ellis Horwood Ltd, pp. 93-116.

interfaces existentes, célula-líquido e suporte-líquido. Isso envolve, conseqüentemente, o contato molecular entre as duas superfícies em adesão.

A aderência é influenciada por interações célula-célula, pela presença de moléculas de polímeros na superfície e pela composição do meio (Rouxhet e Mozes, 1990).

Na literatura técnica, a natureza e a concentração do efluente, as características do material suporte, a hidrodinâmica da fase líquida e as condições operacionais são destacadas como fatores que afetam a adesão microbiana e o crescimento do biofilme (Tavares et al., 1995).

O crescimento do biofilme e seu desprendimento são interdependentes. Sob condições dinâmicas, observa-se que a taxa de desprendimento aumenta com o acréscimo da taxa de crescimento (Tijhuis et al.⁴, 1995 apud Gjaltema et al., 1997), enquanto em estado estável (*steady-state*) crescimento e desprendimento são balanceados e governados pela taxa de carregamento de substrato (Peyton e Characklis⁵, 1993 apud Gjaltema et al., 1997).

Durante o processo de acumulação do biofilme, o desprendimento ocorre quando as forças externas (tensão superficial) são maiores do que a resistência da matriz interna do biofilme (Horn et al., 2002; Ramasamy e Zhang, 2005).

O desprendimento é causado por uma combinação de processos incluindo abrasão, descolamento, erosão e atuação de organismos predadores (Horn et al., 2002).

Characklis e Marshall (1990), apresentam três formas de desprendimento de biofilme: erosão, descolamento e abrasão. Segundo os autores, erosão é a contínua perda de partículas ou de pequenas partes do biofilme, sendo altamente dependente das condições dinâmicas do fluido; descolamento refere-se á rápida e massiva perda de biofilme, sendo mais freqüente em biofilmes densos desenvolvidos em ambientes ricos em nutrientes; abrasão é a perda de biofilme devido a repetidas colisões entre as partículas do meio suporte. O biofilme em leitos fluidizados está sujeito ao desprendimento por abrasão.

O desprendimento de biofilme em reatores biológicos de leito fluidizado foi investigado por Nicolella et al. (1997a) para determinar como diferentes mecanismos influenciam o processo. Os autores consideraram a erosão devido às forças superficiais

⁴ TIJHUIS, L., VAN LOOSDRECHT, M. C. M. HEIJNEN, J. J. (1995). *Dynamics of biofilm detachment in biofilm airlift suspension reactors*. Biotechnol. Bioeng. 45, 481-487.

⁵ PEYTON, B. M., AND CHARACKLIS, W. G. (1993). *A statistical analysis of the effect of substrate utilization and shear stress on the kinetic of biofilm detachment*. Biotechnol. Bioeng. 41, 728-735.

exercidas pelo líquido sobre o biofilme e a abrasão devido às colisões entre as partículas como possíveis mecanismos de desprendimento de biomassa em reatores biológicos de leito fluidizado. A abrasão devido à colisão entre partículas foi apontada pelos autores como fator chave do mecanismo de desprendimento do biofilme em leitos fluidizados em que as partículas são cobertas por biofilme fino e compacto. Também segundo os autores, a taxa de desprendimento aumenta muito com a velocidade do fluido enquanto, devido a modificações na estrutura e na morfologia do biofilme durante o crescimento biológico, diminui pouco com o decréscimo das tensões exercidas pela fase líquida.

Segundo Gjaltema et al. (1997), a colisão entre as biopartículas é o fator dominante no desprendimento do biofilme. A taxa de abrasão, segundo os autores, é linear tanto com as biopartículas (meio suporte + biofilme) quanto com o meio suporte “limpo” para empacotamentos acima de 30% e um aumento no tamanho das partículas suporte aumenta drasticamente a taxa de abrasão.

3.6.2.3. Comportamento do biofilme na depuração do afluente

O aspecto essencial dos reatores de biofilme é a necessidade de difusão de substratos e produtos através do biofilme.

Em todos os reatores com biomassa fixa os processos metabólicos de conversão ocorrem no interior do biofilme. Inicialmente, os compostos necessários para o desenvolvimento bacteriano, como matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes, são adsorvidos à superfície e, em seguida, transportados por difusão através do próprio biofilme onde são metabolizados pelos microrganismos. Os produtos das reações de oxiredução são transportados, no sentido inverso, ao exterior do biofilme.

Sólidos de natureza coloidal ou suspensa não conseguem se difundir no biofilme, necessitando ser hidrolizados a moléculas de menores dimensões (Iwai e Kitao, 1994).

Os nutrientes para o crescimento microbiano são transportados primeiramente do meio líquido para a superfície do biofilme e então transportados para o interior do biofilme via difusão. Dessa forma, conforme Beyenal e Tanyolac (1998), a taxa limite de transporte de massa controla o desempenho dos reatores de biofilme.

Em reatores de biofilme tanto o substrato doador quanto o receptor de elétrons devem penetrar o biofilme para que a reação bioquímica se processe.

A Figura 3.4 apresenta, esquematicamente, os mecanismos e processos envolvidos no transporte e degradação de substratos em biofilmes.

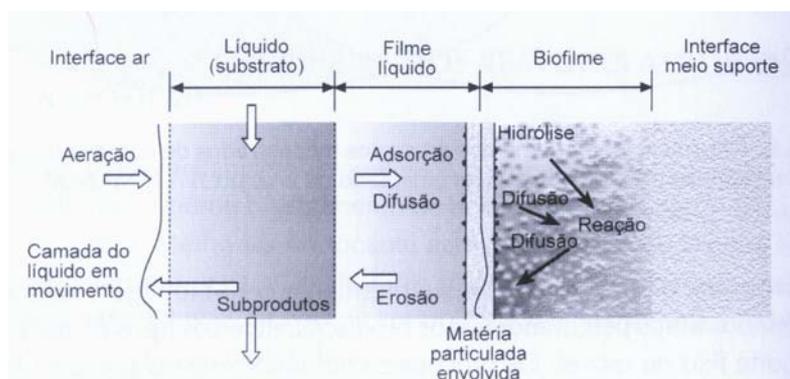


Figura 3.4 - Mecanismos e processos envolvidos no transporte e degradação de substratos em biofilmes (Chernicharo, 2001)

A característica cinética dos reatores de biofilme é a resistência ao movimento do substrato e dos produtos no biofilme. O movimento do substrato no interior do biofilme gera um gradiente de concentrações. Conforme Arvim e Harremoës (1990), se a taxa de remoção por unidade de volume é elevada e a difusão é lenta, a concentração pode chegar a zero e o substrato penetra no biofilme apenas parcialmente. Segundo os mesmos autores, somente parte do biofilme é ativo e a taxa de reação por unidade de superfície torna-se menor com a profundidade do biofilme. Conclui-se assim, que é a concentração do líquido que determina a transição entre penetração total e parcial do substrato no biofilme.

A literatura técnica apresenta vários fatores que influenciam a transferência de massa em biofilmes. Segundo Horn et al. (2002), a transferência de massa bem como a densidade do biofilme estão fortemente relacionadas à carga de substrato e às condições hidráulicas durante o desenvolvimento do biofilme. Para De Beer e Stoodley (1995), os processos de transporte de massa e a cinética de crescimento controlam as conversões microbianas em biofilmes. Conforme Characklis e Marshall (1990), a difusão em biofilmes é influenciada pela densidade, idade, espessura, presença de microrganismos filamentosos e interações eletrostáticas.

De forma geral, citam-se como fatores intervenientes no transporte de massa em sistemas de biofilme: a carga de substrato aplicada, as condições hidráulicas do sistema, a rugosidade da superfície do biofilme, densidade, idade e espessura do biofilme, presença de microrganismos filamentosos e interações eletrostáticas.

Os resultados dos trabalhos desenvolvidos por Beyenal e Tanyolaç (1998) em reatores de leito fluidizado tratando fenol revelaram que o coeficiente de transferência de

massa, em biofilmes de pequena espessura, cresce rapidamente com a espessura do biofilme. Esse crescimento é atribuído pelos pesquisadores, principalmente, às próprias características da superfície e do interior do biofilme, ou seja, aumento da porosidade e da rugosidade da superfície do biofilme com o acréscimo da espessura do mesmo.

3.6.2.4. Estrutura do biofilme

Os biofilmes são sistemas multifásicos constituídos de sólidos e de uma fase líquida nos espaços vazios entre os sólidos. A maioria dos biofilmes é espacialmente heterogênea, caracterizado-se por complexos aglomerados de tipos de células diferentes e gradientes de parâmetros físico-químicos (Rapporteur et al.⁶, 1989 apud Zhang e Bishop, 1994).

Como resultado do gradiente espacial existente, as espécies microbianas, a densidade, a porosidade e a tortuosidade do biofilme mudam com a profundidade do biofilme. Essa distribuição espacial dos componentes bióticos e abióticos, por sua vez, influencia os mecanismos de transferência de massa e de difusão nos biofilmes (Bishop et al., 1995).

Os biofilmes são capazes de crescer e modificar sua própria estrutura interna de maneira a adaptar-se às condições operacionais (Melo, 2005).

Estudando biofilmes aeróbios *in loco*, De Beer e Stoodley (1995) reportaram que biofilmes são constituídos de células microbianas agrupadas e substâncias poliméricas extracelulares separadas por vazios intersticiais. Os vazios são canais abertos conectados ao meio líquido. Os resultados da pesquisa mostraram que o líquido pode fluir através dos vazios mas está sempre estagnado nos aglomerados de células. Conseqüentemente, nos vazios tanto a difusão como a convecção contribuem na transferência de massa enquanto que nos aglomerados celulares o transporte é determinado somente pela difusão.

Tsuneda et al. (2002) conduziram estudos que demonstraram que estes canais conduzem água e substrato por toda comunidade bacteriana por fluxo convectivo. Isso, segundo os autores, implica que a concentração de substrato no biofilme é igual àquela da solução líquida, isto é, não há resistência à difusão no biofilme devido ao fluxo convectivo através dos canais de água.

⁶ RAPPORTEUR M. W., HAMILTON W. Q., STAHL D. A., HANDLEY P. S., WANNER O., HOLM N. C., WARD D. M., KUENEN J. G., WILDERER P. A., REVSBECH N. P., WIMPENNY J. W. T. AND RUBUI M. A. (1989) Group report: spatial distribution of bioti

Em sistemas com biofilme, a espessura do biofilme que se desenvolverá é ainda de difícil determinação. Segundo Arvim e Harremoës (1990), a espessura do biofilme é controlada por vários fatores:

- Crescimento da biomassa ativa como resultado do afluxo de substrato;
- Decaimento da biomassa ativa;
- Acumulação de material orgânico inerte procedente do decaimento da biomassa ativa;
- Acumulação de polímeros provenientes da metabolização do substrato. Os polímeros podem ser de lenta degradação;
- Deposição/floculação de partículas suspensas no meio líquido;
- Erosão de pequenas partículas da superfície do biofilme;
- Desprendimento de grandes frações do biofilme.

Investigações microscópicas, realizadas por Bishop et al. (1995), sobre a influência da estrutura do biofilme nos processos de transporte e transformação no biofilme, demonstraram que a estrutura dos biofilmes é altamente estratificada. Essa estrutura se caracterizaria por acréscimo na densidade do biofilme, decréscimo na atividade metabólica da biomassa e da porosidade com a profundidade do biofilme. A estrutura estratificada resultaria da competição, no interior do biofilme, por espaço e substrato.

van Loosdrecht et al. (1995a) também afirmam que a competição microbiana no interior do biofilme tem influência sobre a estrutura do biofilme. No entanto, além da competição microbiana, também citam as tensões externas e os perfis de difusão interna como fatores que influenciam na estrutura do biofilme. Enquanto as tensões externas determinam a espessura do biofilme e a estrutura de sua superfície, os gradientes de difusão no interior do biofilme influenciam sua estrutura interna.

Trabalhos desenvolvidos sobre as características de biofilmes (Zhang e Bishop, 1994; Beyenal e Tanyolaç, 1998) revelaram que a densidade do biofilme aumenta com a profundidade do mesmo.

Horn et al. (2002) citam as condições hidrodinâmicas e a carga de substrato como os principais parâmetros que influenciam o crescimento do biofilme, em especial a estrutura, a densidade e a espessura.

Zhang e Bishop (1994) mostraram experimentalmente que a estrutura interna do biofilme varia com sua espessura. A densidade das camadas do biofilme mais próximas ao material suporte é 5-10 vezes maior do que a das camadas superficiais do biofilme; a porosidade do biofilme muda de 84-93% nas camadas superficiais para 58-67% nas camadas de fundo. Por outro lado, o raio médio dos poros do biofilme decresce de aproximadamente 1,7-2,7 μm nas camadas de superfície para 0,3-0,4 μm nas camadas de fundo.

Os trabalhos desenvolvidos por Beyenal e Tanyolaç (1998) em reatores de leito fluidizado tratando efluente com fenol demonstraram que o acréscimo das concentrações de fenol afluente provocou um acréscimo gradual na espessura do biofilme e um decréscimo na densidade do mesmo. Os resultados alcançados por Beyenal e Tanyolaç (1998) corroboram com os resultados de Zhang e Bishop (1994) em relação ao aumento da porosidade do biofilme com o aumento da espessura do mesmo. Segundo essas pesquisas, o aumento da porosidade e da rugosidade da superfície do biofilme com o acréscimo de sua espessura é o que determina o rápido crescimento do coeficiente de transferência de massa com o aumento da espessura do biofilme para biofilmes com pequena espessura.

Estudos realizados por Boessmann et al. (2004) sobre biofilmes desenvolvidos em reatores *airlift* mostraram que os perfis de concentração de oxigênio no biofilme apresentam maior gradiente a elevadas velocidades de fluxo na fase líquida em comparação aos perfis desenvolvidos a baixas velocidades de fluxo. Além disso, o acréscimo do fluxo de oxigênio e da espessura da “camada” de concentração diminuem com o aumento da velocidade do fluxo.

De forma sucinta, o que essas pesquisas demonstram é que o aumento da espessura do biofilme decorre do crescimento da biomassa em resposta ao substrato afluente. O decréscimo da densidade é resultado do aumento da porosidade do biofilme, forma pela qual a estrutura interna se adapta ao gradiente de concentrações existente entre a superfície do biofilme e as camadas mais próximas ao meio suporte.

A relação entre a estrutura do biofilme e os fenômenos de transporte foi estudada por De Beer e Stoodley (1995). Os resultados das pesquisas em biofilmes aeróbios desenvolvidos em reatores de leito fluidizado sugerem que o acréscimo da rugosidade do biofilme conduz ao acréscimo da resistência ao fluxo e ao acréscimo da turbulência. A arquitetura do biofilme parece especialmente projetada para a troca de substratos e produtos com o ambiente. O acréscimo da área superficial e da velocidade do líquido através do biofilme possibilita um eficiente transporte de substrato e elevada atividade microbiana. A

microestrutura dos aglomerados de células garante a manutenção da integridade sem comprometer a difusão do substrato e dos produtos. A porosidade da matriz dos aglomerados de células restringe a mobilidade de moléculas grandes e células, mas possibilita a difusão de substrato e produtos. Os dados do estudo contrariam o convencional modelo conceitual da estrutura do biofilme, usado para modelamento matemático da atividade e do crescimento do biofilme. Biofilmes não são camadas homogêneas e lisas de células nos quais o transporte é exclusivamente difusional. O transporte dos metabólitos em biofilmes envolve convecção e difusão, com uma importância relativa dependendo do regime hidráulico (Beer e Stoodley, 1995).

No interior do biofilme existe uma constante mudança na formação da população. Na superfície, a multiplicação de células é ativa devido à elevada concentração de substrato presente. Em direção à superfície suporte, o substrato vai se tornando mais limitado resultando em decaimento celular devido à endogenia (Bishop et al, 1995).

Wijeyekoon et al. (2004), investigaram os efeitos da carga superficial de substrato no crescimento e estrutura de biofilmes utilizando métodos químicos, bioquímicos e microscópicos. As principais conclusões dos autores são: a taxa de crescimento dos biofilmes é positivamente influenciada pelo carregamento superficial; a atividade específica decresce com o aumento da idade das células e com a compactidade do biofilme; elevadas cargas de substrato produzem biofilmes mais densos e com reduzida porosidade; biofilmes de crescimento lento e estrutura porosa apresentam elevada atividade específica.

3.7. REATORES BIOLÓGICOS DE LEITO FLUIDIZADO

3.7.1. Conceito e variações

Conceitos similares sobre Reatores de Leito Fluidizados (RLF) são apresentados por vários autores, destacando-se os apresentados a seguir:

- Reatores de Leito Fluidizado (RLF) são reatores nos quais o líquido sendo tratado é bombeado através de um leito de pequenas partículas com uma velocidade suficiente para mantê-las fluidizadas (Nicoletta et al, 2000; Beyenal e Tanyolac, 1998).
- Em reatores de leito fluidizado, partículas sólidas são cobertas por biofilmes e se movem na turbulência do fluxo no reator (Arvim e Harremoës, 1990).

- Em reatores biológicos de leito fluidizado, os microrganismos crescem na forma de um biofilme no material suporte como carvão ativado, areia e materiais poliméricos (Beyenal e Tanyolac, 1998).
- O princípio básico do processo de tratamento de efluentes líquidos em reatores de leito fluidizado é o crescimento da biomassa em suportes inertes que se movem no reator devido à agitação promovida por aeração, nos reatores aeróbios, ou mecanismos de mistura em reatores anaeróbios e anóxicos (Odegaard et al., 2000). A agitação também pode ser promovida pela recirculação do efluente sendo tratado.

Como forma de agregar todos esses conceitos, pode-se definir um reator biológico de leito fluidizado como um reator no qual a biomassa, na forma de um biofilme, cresce aderida a um meio suporte mantido em suspensão no efluente sendo tratado.

O termo fluidização é normalmente associado a sistemas de duas ou três fases, nos quais partículas sólidas são fluidizadas por uma corrente de líquido ou de gás em direção oposta à gravidade (ascendente). Os reatores com esse tipo de fluidização são denominados de *reatores de leito fluidizado convencional* e as partículas sólidas que constituem o leito têm densidade maior que a do fluido.

Nos *reatores de leito fluidizado inverso*, as partículas sólidas têm densidade menor que a do líquido sendo tratado e são, portanto, fluidizadas por um fluxo descendente deste líquido (sentido contrário ao da gravidade).

Em ambos os tipos de fluidização, o meio suporte permanece constantemente em movimento, sendo a força motriz de origem hidráulica ou mecânica.

3.7.2. Aplicações dos reatores de leito fluidizado

A fluidização de uma mistura de partículas é tipicamente utilizada em processos industriais. Leitos fluidizados líquidos de materiais biológicos como os reatores biológicos de leito fluidizado são de considerável interesse especialmente para o tratamento biológico de efluentes (Abdul-Aziz e Asolekar, 2000).

Leitos fluidizados biológicos e reatores de biofilme fixo têm recebido considerável atenção em várias áreas, como biodegradação de poluentes por bactérias imobilizadas, cultivo de tecidos celulares imobilizados e produção contínua de produtos químicos. Esses reatores apresentam consideráveis vantagens quando comparados a reatores

de biomassa suspensa, como elevada concentração de biomassa, baixa demanda de espaço e de investimentos (Beyenal e Tanyolaç, 1988).

Os reatores de leito fluidizado aeróbios com formação de biofilme para tratamento de águas residuárias surgiram em resposta aos inconvenientes dos tratamentos convencionais, como grande volume de reator, alta produção de lodo, grande área de sedimentação, emissão de odores e aerossóis (Gebara et al., 2000).

Os reatores de leito fluidizado têm sido extensivamente utilizados na remoção de DBO e DQO, na nitrificação e desnitrificação em tratamento de efluentes municipais e industriais. Na Europa, várias plantas combinam processos de biofilme em leito fluidizado com precipitação química (Odegaard, 2006).

Além de aplicações em tratamento de efluentes domésticos, os reatores biológicos de leito fluidizado são usados no tratamento de efluentes industriais, principalmente das indústrias alimentícias e de polpa e papel (Odegaard, 2006).

3.7.3. Fluidização

A fluidização de um leito empacotado ocorre quando a queda de pressão devida ao escoamento ascendente do fluido através deste leito se iguala ao peso próprio do leito (Foust et al., 1982). Adaptando-se este conceito para fluidização inversa, a expansão do leito ocorre quando a queda de pressão, devido ao escoamento descendente do fluido através do leito, se iguala à força de empuxo que age sobre as partículas do meio suporte.

A Figura 3.5 apresenta o comportamento da pressão em um leito empacotado a velocidades crescentes de passagem do fluido.

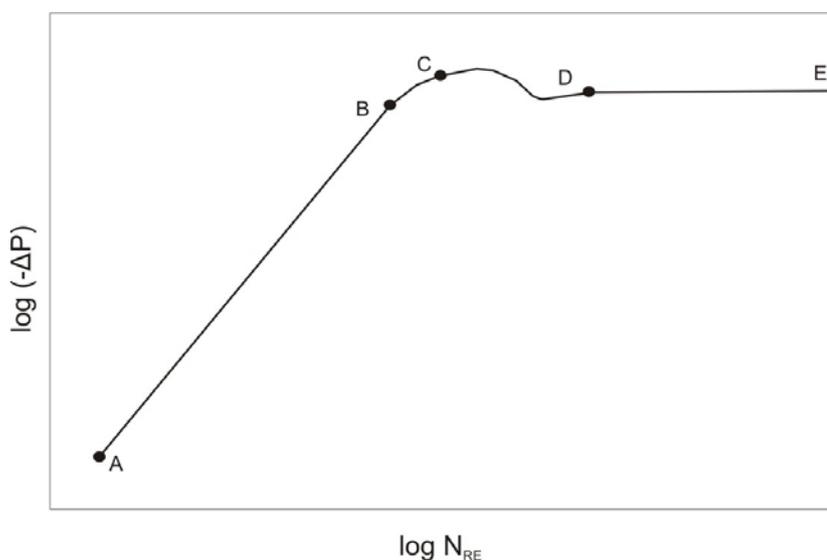


Figura 3.5 - Fluidização em um leito de partículas sólidas

Conforme (Foust et al, 1982), entre os pontos A e B o leito é estável e a queda de pressão é dada pela equação de Carmàm-Kozenky. No ponto B ocorre o equilíbrio no empuxo dos sólidos. Entre os pontos B e C, tem início a instabilidade do leito; o ajuste da posição das partículas ocorre de forma a minimizar a resistência ao fluxo. No ponto C, ocorre a maior porosidade com as partículas ainda em contato. A partir do ponto C, as partículas movem-se livremente mas ainda colidem entre si com frequência. O ponto C é conhecido como ponto de fluidização e a operação de um reator neste ponto caracteriza o leito expandido. No ponto D, as partículas já estão todas em movimento e, a partir desse ponto, o aumento da velocidade do fluido resulta em acréscimos muito pequenos na queda de pressão porque as partículas movimentam-se de forma independente umas das outras. Quando o ponto E é atingido, as partículas apresentam comportamento de fluido.

Conforme Chernicharo (2001), 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 variam em função da temperatura, a velocidade mínima de fluidização também depende da temperatura.

A mínima velocidade de fluidização é proporcional à diferença de densidade entre a fase sólida e a fase líquida multiplicada pelo quadrado do diâmetro das partículas (Cooper e Wheeldon, 1980). No entanto, na prática, em sistemas com biofilme é difícil determinar esta velocidade com precisão, visto que a própria densidade da fase sólida se altera durante a operação do reator devido ao desenvolvimento do biofilme.

Quanto à velocidade do ar, a mínima velocidade de fluidização em bioreatores de leito fluidizado inverso, conforme Sokól e Halfani (1999), depende da razão entre volume do leito e volume do bioreator e da massa das células que crescem nas partículas. Para uma dada massa de células, o valor da mínima velocidade de fluidização cresce com o aumento da razão entre o volume do leito e o volume do bioreator. O valor da mínima velocidade de fluidização é fortemente afetado pela massa de células e diminui com o crescimento da mesma.

Quando a diferença de massa específica entre as partículas e o fluido é pequena e, portanto, a vazão é baixa, o leito fluidiza-se plenamente, cada partícula descrevendo uma trajetória independente, sendo esta fluidização dita *particulada*. Por outro lado, quando a diferença de densidade entre as partículas e o fluido é alta ou o fluxo é elevado, a fluidização não é uniforme e a fase fluida atua como bolhas que atravessam o leito sem contato com o sólido. Este é o fenômeno da fluidização *agregativa* (Foust et al, 1982).

Segundo Chernicharo (2001), um reator fluidizado ou similar, em seu estado estacionário inicial é um leito bifásico (sólido e líquido), que, à medida que inicia a operação, seja com a introdução de oxigênio (reator aeróbio) ou pela formação de biogás (reator anaeróbio), forma um sistema trifásico (sólido, líquido e gás), no qual:

- *a fase sólida* é composta de material inerte ou granular, permitindo a retenção de sólidos suspensos e fixação da biomassa;
- *a fase líquida* é onde o material sólido é imerso e é renovada continuamente pelo suprimento do efluente;
- *a fase gasosa* é criada pela entrada de ar no reator (aeróbio), ou pela geração interna de biogás (reator anaeróbio).

Em um reator cilíndrico de leito fluidizado inverso bifásico, pode-se explicar o efeito da velocidade do líquido pelos seguintes fenômenos (adaptado para fluidização inversa de Costa⁷, 1989 apud Chernicharo, 2001):

- leito compacto: com velocidade do líquido ($U_1 = 0$) e disposição aleatória das partículas no topo do reator;
- leito fixo ou pré-fluidizado: a velocidade do líquido é inferior ao mínimo de fluidização ($U_1 < U_{mf}$) e a disposição das partículas é caracterizada por uma interface horizontal entre o leito de partículas e o líquido. A altura do leito é independente da velocidade descendente do líquido;
- leito fluidizado: as velocidades do líquido estão compreendidas entre o mínimo e o máximo de fluidização ($U_{mf} < U_1 < U_{máx}$) e as partículas sólidas são afastadas umas das outras, estimuladas por movimentos desordenados. A altura do leito é função do crescimento da velocidade do líquido;
- transporte hidráulico: as velocidades com que o líquido atravessa o leito suporte são superiores ao máximo de fluidização ($U_1 > U_{máx}$) e as partículas sólidas são levadas para fora do reator (através do fundo do reator).

No entanto, muitos reatores de leito fluidizado de importância prática para tratamento biológico contêm três fases: (i) o meio sólido, que contém o biofilme; (ii) o meio líquido, que é a água sendo tratada e (iii) o gás, como o ar usado para suprir a demanda de oxigênio. Adicionar a fase gasosa significa alterar o regime hidrodinâmico do leito fluidizado.

⁷ COSTA, R. H. R. *Etude du Controle du Biofilm Developpé Dans un Lit Fluidisé Triphasique em Epuration Carbonée Aérobic*. Thèse de Doctorat, Intitut National dès Sciences Apliques (INSA). Toulouse, 1989. 256p.

Nos sistemas bifásicos, o comportamento das partículas do leito é uma função da velocidade do líquido enquanto que nos sistemas trifásicos este comportamento é uma composição da velocidade do líquido e do gás.

Conforme Chernicharo (2001), o regime de escoamento de um leito fluidizado bifásico é admitido como um escoamento pistão, e em leito trifásico, o regime é bastante próximo da mistura completa.

A expansão do leito de reator biológico de leito fluidizado, contendo o suporte coberto pelo biofilme, depende de características físicas da fase líquida, velocidade superficial e espessura do biofilme (Chernicharo, 2001).

Conforme Chang e Rittmann (1994), a existência da fase gasosa pode provocar alterações na expansão do leito, na porosidade, na fração sólida e na fração líquida, em relação aos sistemas bifásicos. Tais alterações podem afetar a acumulação e o desprendimento do biofilme e a remoção de substrato.

O grau de expansão do leito depende do difusor do fluido, da razão de recirculação e do diâmetro do leito (Foust et al., 1982), sendo de difícil determinação experimental.

3.7.4. Meio suporte

As partículas sólidas que formam o leito dos reatores de leito fluidizado constituem, nos sistemas biológicos, o meio suporte para o desenvolvimento do biofilme.

Em contato direto com o biofilme e com o efluente sendo tratado, o material constituinte do meio suporte influencia tanto no processo biológico como na operação do sistema. A literatura técnica apresenta algumas características de tamanho, forma, densidade, resistência e rugosidade adequadas ao material utilizado como meio suporte em sistemas de leito fluidizado para tratamento de efluentes líquidos.

A *porosidade* da superfície da partícula é importante para permitir a aderência e fixação dos microrganismos especialmente na fase inicial da colonização. As superfícies mais rugosas são indicadas por causa da melhor aderência dos microrganismos em microporos, que, de certa forma, minimizam os efeitos dos choques entre as partículas e dos

esforços do meio líquido. Mulder e Heijnen⁸ (1988) apud Heijnen et al. (1993) após extensiva investigação relataram que a rugosidade da superfície do meio suporte é a mais importante característica que influencia a formação do biofilme. Estudos destacaram que a rugosidade da superfície é o fator dominante no crescimento do biofilme, mais importante inclusive que as características físico-químicas do material (van Loosdrecht et al., 1995a).

É necessário que o material a ser utilizado como meio suporte apresente boa *resistência mecânica* pois, devido à hidrodinâmica dos reatores de leito fluidizado, as partículas estão sujeitas a movimentos contínuos e vigorosos no meio líquido, havendo choques entre si e com as paredes do reator. Desse modo, a resistência à abrasão e aos esforços cortantes do material deve ser tal que não ocorram quebras e a conseqüente formação de partículas de tamanhos diferenciados. Partículas de tamanhos diferentes apresentam características de expansão diferentes e, por isso, tornam mais difícil o controle operacional do processo.

As partículas constituintes do leito devem apresentar *tamanho* uniforme para que não ocorram problemas de segregação com a expansão do leito.

A *densidade* da partícula influencia na hidrodinâmica do leito e também no consumo de energia. A redução da densidade do meio suporte durante a operação do sistema constitui o principal problema operacional dos sistemas de leito fluidizado. O preenchimento dos poros do material pelos microrganismos e pelo líquido causa uma redução na densidade original do suporte o que altera as condições de expansão do leito tendo em vista que esta depende da diferença de densidade entre o material suporte e o meio líquido. Quanto mais próximo o valor da densidade da partícula colonizada com o da densidade do líquido, o controle operacional ou hidrodinâmico fica mais difícil, uma vez que, experimentalmente, pode ser comprovado que as velocidades ascensionais necessárias para diferentes graus de expansão do leito, são bem próximas (Chernicharo, 2001). No entanto, quanto maior a proximidade de densidades entre as partículas e o efluente, menores as taxas de recirculação necessárias para fluidização do leito, e, conseqüentemente, menor o consumo energético. Dados obtidos por Karamanev e Nikolov (1992) mostraram que partículas fluidizadas com massa específica entre 100 e 200 kg/m³ apresentam características de expansão incomuns – velocidades máxima e mínima de fluidização menores do que as esperadas. Em reatores de leito fluidizado inverso, usualmente as partículas têm massa específica entre 200 e 990 kg/m³ (Karamanev e Nikolov, 1992).

⁸ MULDER, A., and HEIJNEN, J. J., (1988). *The effect of carrier characteristics on the biofilm development in airlift suspension reactors*. In: Proc. 2nd Neth. Biot. Congress. Ed. Dutch Biotechnology Society.

O *tamanho* das partículas de material suporte influencia na disponibilidade de área superficial para aderência dos microrganismos e nas características de expansão ou fluidização. Quanto maior o diâmetro, menor a superfície específica e, dependendo do tipo de material, maior a velocidade ascensional, para obter-se a expansão ou fluidização desejada, conseqüentemente, maior o consumo de energia. Iza (1991) recomenda o uso de partículas de menores dimensões, entre 0,1 e 0,7 mm. Em reatores de leito fluidizado inverso, usualmente as partículas têm diâmetro de 1 a 5 mm (Karamanev e Nikolov, 1992).

Odegaard et al. (2000) realizaram experimentos em reatores de leito móvel utilizando materiais suporte de mesma densidade mas com diferentes formas e tamanhos. Os resultados obtidos nos experimentos conduzidos indicaram que a forma e o tamanho do material suporte não têm influência significativa na eficiência de remoção de DQO. A forma e o tamanho do suporte devem ter influência na área efetiva para desenvolvimento do biofilme, mas para suportes com mesma área específica, não parece existir diferença entre os suportes.

A conseqüência imediata dos resultados obtidos por Odegaard et al. (2000) é que para materiais suporte de mesma área superficial, aquele que apresenta menor tamanho demandará menor volume de reator para uma mesma eficiência de remoção.

O material utilizado como meio suporte não pode ser tóxico aos microrganismos envolvidos no processo e deve ser inerte, ou seja, insolúvel e não biodegradável nos produtos que se formam no interior do reator. Conforme Chernicharo (2001), tem sido observado que a natureza do material tem influência durante o período de partida do reator. A velocidade de colonização, usando diferentes materiais, aumenta em ordem crescente, a partir do uso de material de vidro, zeólitas, carvão ativado e sepiolita, com propriedades mais favoráveis.

3.7.5. A biomassa em reatores de leito fluidizado

A formação do biofilme e seu crescimento constituem um aspecto complexo da operação dos reatores de leito fluidizado. Com o crescimento do biofilme, sua densidade decresce e a densidade global da biopartícula (biofilme + suporte sólido) decresce. Como a fluidização depende da diferença de densidade entre a biopartícula e o meio líquido, alterações na densidade do biofilme alteram as condições de fluidização no reator.

O crescimento excessivo da biomassa aderida, e a conseqüente mudança de densidade das biopartículas, promove uma excessiva e incontrolada expansão do leito suporte

acarretando a perda de material suporte pelo topo do reator (fluidização convencional) ou pelo fundo do reator (fluidização inversa).

Tavares et al. (1995) apontam o controle da formação e do crescimento do biofilme como fator determinante para o sucesso da operação dos reatores biológicos de leito fluidizado. Segundo esses autores, além da mudança de densidade, também o fato de o crescimento do biofilme não ser idêntico para todas as partículas no interior do reator, causando estratificação, pode comprometer a qualidade da fluidização.

A quantidade de biomassa que pode ser acumulada no interior do reator depende da quantidade de área superficial do meio suporte e da espessura do biofilme. A estrutura interna do biofilme é altamente heterogênea, isto é, perfis de oxigênio diferem entre as diferentes partes de uma partícula de biofilme e entre diferentes partículas de uma mesma amostra (van Loosdrecht et al, 1995). Conforme Heijnen et al. (1993), com respeito à espessura do biofilme, deve-se considerar o fato de que em biofilmes aeróbios a profundidade de penetração do oxigênio raramente excede 0,1 mm. Portanto, biofilmes espessos não contribuem para a capacidade de conversão aeróbia.

A operação adequada de um reator biológico aeróbio de leito fluidizado pode ser alcançada se um regime permanente de colonização do suporte for assegurado e o biofilme for mantido fino. Para se obter essas condições, a escolha do material suporte é um aspecto essencial, tanto quanto o controle das variáveis que afetam a hidrodinâmica do reator (Tavares et al., 1995).

Com respeito ao material suporte, Mulder et al.⁹ (1988) apud Heijnen et al. (1993) relataram, após extensiva pesquisa, que a rugosidade da superfície do meio suporte é a mais importante característica que influencia a formação do biofilme. A importância da rugosidade da superfície pode ser explicada pelo fato que a aderência celular deve ser protegida do desprendimento devido à tensão de forma a manter na superfície por tempo suficiente para atingir a adesão irreversível e formar microcolônias e eventualmente um biofilme (Characklis e Marshal, 1990).

Embora uma quantidade excessiva de biomassa aderida possa resultar em perda do meio suporte e dificuldades operacionais, quantidades adequadas devem ser mantidas para se alcançar elevada eficiência de remoção de substrato. Em um biofilme fino (0,7 a 120 μ m), a

⁹ MULDER, A., and HEIJNEN, J. J., (1988). *The effect of carrier characteristics on the biofilm development in airlift suspension reactors*. In: Proc. 2nd Neth. Biot. Congress. Ed. Dutch Biotechnology Society.

taxa de degradação do substrato é determinada pela população de microrganismos (Hohen e Arliss, 1973). Em um biofilme espesso, a difusão do substrato, nutrientes e oxigênio do líquido para o interior do biofilme é limitante e não a taxa de biodegradação (Safferman e Bishop, 1996). A máxima taxa de remoção de substrato alcançável, portanto, ocorre quando a difusão começa a tornar-se limitante. Com essa quantidade de biomassa, a operação do reator aeróbio de leito fluidizado é otimizada, tanto na eficiência na remoção de substrato quanto no controle operacional (Safferman e Bishop, 1996).

Um reator biológico de leito fluidizado trifásico foi operado sob várias condições de velocidade do líquido, velocidade do ar, concentração do meio e carga superficial aplicada. Os resultados obtidos por Trinet et al. (1991) demonstram que biofilmes densos e finos, que são mais resistentes ao desprendimento, podem ser induzidos por condições físicas de alto contato entre as partículas e elevada turbulência do líquido. O conteúdo de polissacarídeos do biofilme foi aumentado pelo acréscimo de turbulência do ar e por uma baixa quantidade de substrato disponível.

Em um reator de biofilme, a biomassa adere e cresce nas partículas no interior da coluna. A biomassa também é perdida das partículas devido ao decaimento da biomassa, à erosão e saída de partículas do leito suporte (Trinet et al., 1991, Chang e Ritmann, 1994). Conseqüentemente, a quantidade de biomassa acumulada nas partículas é uma complexa função da produção líquida de biomassa e da hidrodinâmica do fluxo (Chang e Ritmann, 1994).

3.7.6. Eficiências

Hirata et al. (2000) desenvolveram pesquisa em reatores de leito fluidizado e observaram uma eficiência de remoção de DBO_5 na faixa de 70-90%. Observaram também que com o acréscimo da DBO_5 afluyente, a DBO_5 efluente também aumenta, atingindo um valor de pico e então decrescendo até atingir uma nova estabilidade (*steady state*). Conforme o autor, o acréscimo da concentração efluente seria causado pela acumulação inicial de DBO_5 em conseqüência do acréscimo da concentração afluyente e também devido ao choque inicial a que os microrganismos são submetidos devido à inesperada mudança no ambiente.

Em pesquisa realizada com reatores de leito fluidizado trifásico aeróbio (convencional), Wolff et al. (2001) observaram remoção média de matéria carbonácea (DQO filtrada) de 78%, com um máximo valor de remoção de 90%. No experimento, foi

utilizado efluente de tanque séptico com cargas orgânicas aplicadas de 11,74 e 17,58 Kg DQO/m³.d e TDH de 21 e 42 min, respectivamente.

Distler et al. (1995) realizaram pesquisas com reatores de leito fluidizado trifásico aeróbio alimentados com esgoto doméstico e obtiveram eficiência de remoção (DQO solúvel) entre 55% e 76%. Foram aplicadas cargas orgânicas variando entre 2,8 e 5,4 Kg DQO/m³.d com TDH variando de 1 a 2 horas.

Trabalhando com efluente de fácil degradabilidade, Tavares¹⁰ (1992) apud Wolff et al. (2001), obteve eficiência de remoção de DQO solúvel de 55% para carga aplicada de 24,5 Kg DQO/m³.d a 76% com cargas de 6,8 e 7,6 Kg DQO/m³.d. Os TDH utilizados foram de 10 a 30 minutos.

Grando-Alves et al.¹¹ (1999) apud Wolff et al. (2001), trabalhando com efluente sintético de indústrias têxteis, obtiveram eficiência de remoção (DQO solúvel) de 77% com carga aplicada de 28 Kg DQO/m³.d e TDH de 23 min.

3.7.7. Condições hidrodinâmicas

Além das condições biológicas e químicas e a quantidade de biomassa presente no reator e sua atividade, o desempenho dos reatores biológicos de leito fluidizado depende de parâmetros de natureza hidrodinâmica. Entre esses parâmetros destacam-se a velocidade do meio líquido (efluente sendo tratado) e velocidade do ar introduzido no reator. As vazões de líquido e ar e o atrito entre as partículas determinam as tensões superficiais no biofilme.

Liu e Tay (2002) afirmam que as forças hidrodinâmicas têm papel fundamental na formação do biofilme. Segundo os autores, essas forças superficiais influenciariam não somente as estruturas mas também o comportamento metabólico e cinético dos biofilmes. No entanto, segundo os mesmos autores, os mecanismos pelos quais essas forças hidrodinâmicas influenciam a formação, a estrutura e o metabolismo em biofilmes não foi ainda completamente elucidada.

A tensão superficial é um importante parâmetro em um sistema de biofilme. Tensões superficiais podem afetar as características morfológicas do biofilme (espessura,

¹⁰ TAVARES, C. R. G. *Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-reatores de Leito Fluidizado Trifásico*. Tese de Doutorado, UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, 1992. 203 p.

¹¹ GRANDO ALVES, K. C., BORTOLOTTI, A. F., SOUZA, D. P., COSTA, R. H. R. *Textile effluent through na aerobil fluidized-bed reactor followed by ozonization*. In: IAWQ Conference on Biofilms Systems. New York, october, 1999.

densidade e forma da superfície) que são importantes indicadores da performance de um reator de biofilme (Kwok et al.¹², 1998 apud Ramasamy e Zhang, 2005).

As tensões superficiais são consideradas um dos fatores mais decisivos na formação do biofilme. As estruturas dos biofilmes são altamente dependentes das forças superficiais, as quais conduzem ao equilíbrio entre a densidade e a espessura do biofilme. Conforme pesquisas realizadas, biofilmes submetidos a elevadas forças superficiais são mais finos e densos (van Loosdrecht et al., 1995; Ohashi e Harada, 1994).

Ohashi e Harada (1994) estudaram os efeitos das tensões superficiais na densidade e espessura de biofilmes em reatores de leito fluidizado. Os resultados demonstraram aumento praticamente linear da densidade do biofilme com o aumento das tensões superficiais enquanto a espessura do biofilme apresentou tendência de redução. O estudo também concluiu que existe uma elevada correlação entre a densidade do biofilme e a resistência de auto-imobilização das bactérias fixadas, que é determinada pelas forças superficiais impostas ao biofilme.

Segundo Liu e Tay (2002), uma certa força superficial nos sistemas de biofilme é necessária para produzir uma estrutura de biofilme estável e compacta, isto é, elevadas forças superficiais favorecem a formação de biofilmes mais lisos e densos.

Vários pesquisadores relataram que elevadas tensões superficiais causam nos biofilmes redução de sua rugosidade superficial e o tornam mais liso e mais compacto; isso causou um acréscimo na densidade do biofilme mas um decréscimo em sua porosidade e em sua espessura (Liu e Tay, 2002; van Loosdrecht et al., 1995). Além disso, biofilmes são mais estáveis quando crescem sob condições de fluxo turbulento (Pereira et al.¹³, 2002 apud Ramasamy e Zhang, 2005).

Estudos desenvolvidos por Ramasamy e Zhang (2005) em Reatores Biológicos Rotatórios nos quais as tensões superficiais eram alteradas através da variação na velocidade de rotação do tambor giratório, concluíram que a porosidade do biofilme decresce com o aumento das tensões superficiais. Quando as tensões superficiais eram aumentadas ocorria aumento na massa de sólidos aderidos, sugerindo que um biofilme mais denso seria formado como resultado de altas tensões superficiais. Elevadas tensões superficiais também resultaram

¹² KWOK, W. K., PICIOREANU, C., ONG, S. L., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., NG, W. J., HEIJNEN, J. J. (1998). Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a airlift suspension reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 58(4), 400-407.

¹³ PEREIRA, M. O., KUEHN, M., WUERTZ, S., NEU, T., MELO, L. F. (2002). *Effects of flow regime on the architecture of a Pseudomonas fluorescens biofilm*. *Biotechnology and Bioengineering*, 78(2), 164-171.

em mais erosão, conforme indicado pelo aumento da quantidade de sólidos totais no efluente. Em suma, este estudo mostrou que um acréscimo nas tensões superficiais tem efeito marcante sobre as características físicas do biofilme e que o acréscimo nas tensões superficiais produz um biofilme menos poroso e mais denso e causa maior erosão.

Rabah et al (2005) desenvolveram experimentos em reatores biológicos de leito fluidizado utilizando areia como meio suporte para o desenvolvimento do biofilme. A pesquisa demonstrou que a concentração média de biomassa por unidade de volume do reator decresceu com o acréscimo da velocidade superficial para as três cargas de nitrogênio aplicadas. Esse decréscimo da concentração de biomassa deve-se, segundo os autores, a dois fatores principais: quando a velocidade superficial é aumentada, a porosidade do leito aumenta resultando numa menor concentração de biopartículas por unidade de volume do reator e, conseqüentemente, uma concentração de biomassa menor. Além disso, quando a velocidade superficial aumenta, as tensões superficiais exercidas sobre o biofilme aumentam. Isso resulta numa taxa maior de desprendimento do biofilme e em um biofilme mais fino e, conseqüentemente, numa menor concentração de biomassa.

De acordo com pesquisas sobre a relação entre difusão no biofilme e a velocidade do fluido realizadas por Melo (2005), no caso de biofilmes formados sob condições de fluxo turbulento, o aumento da velocidade do fluido resulta em decréscimo da capacidade de difusão, embora algumas vezes esse decréscimo seja muito pequeno. Porém, em condições de fluxo laminar, não foi encontrada tendência comum entre os vários grupos de pesquisa.

Contrariamente aos resultados encontrados por Melo (2005), pesquisa desenvolvida por Wasches et al. (2000), demonstraram que o fluxo de substrato em biofilmes aumenta com o acréscimo da turbulência do meio em que está inserido.

A influência de parâmetros hidrodinâmicos nas taxas de transferência de massa em reatores de leito fluidizado inverso trifásicos foram pesquisadas por Nikolov et al. (2000). Os referidos autores concluíram que a velocidade superficial do líquido tem um fraco efeito sobre a transferência de massa enquanto que a vazão de gás afeta positivamente a transferência de massa. Na pesquisa realizada por Nikolov et al. (2000) foram comparadas as taxas de transferência de oxigênio em reatores de leito fluidizado convencional com os de leito fluidizado inverso, resultando que as taxas de transferência de oxigênio em reatores de leito fluidizado inverso são duas vezes maior do que as apresentadas em reatores fluidizados convencionais, à reduzidas velocidades do gás.

Boessmann et al. (2004), investigaram biofilmes em dois reatores com diferentes concentrações de partículas suspensas (meio suporte) para descrever o transporte de substrato e sua utilização pelo biofilme na interface líquido/biofilme. Os resultados da pesquisa mostraram que elevadas forças superficiais, mesmo com elevada concentração de meio suporte, conduzem à formação de biofilmes densos e compactos com superfícies homogêneas.

Devido à ação de arrasto que a fase líquida exerce sobre as bolhas de gás, é esperado que o espaço ocupado pelo gás e seu tempo médio de residência nos reatores de leito fluidizado inverso sejam significativamente maiores do que em outras configurações de reator conhecidas (Nikolov et al., 2000). A fração de gás na fase fluida nos reatores de leito fluidizado inverso é muito maior do que em colunas d'água sem meio suporte e, a certas velocidades da fase gasosa, esta fração atinge 50%. Portanto, a fase gasosa constitui-se numa fase contínua em leitos fluidizados. Sob as mesmas condições hidrodinâmicas, em uma coluna d'água sem meio suporte o autor chegou a um valor da fração de gás em torno de 15% (Legile et al.¹⁴, 1992 apud Nikolov et al., 2000). Esse aspecto apresentado pelos autores significa que com maiores taxas de transferência de massa pode-se reduzir os custos com aeração nos processos aeróbios utilizando reatores de leito fluidizado inverso.

Conforme Nikolov e Karamanev (1987), a espessura do biofilme pode ser controlada, dentro de uma faixa estreita, por mudanças na taxa de vazão de gás ou na resistência hidráulica.

A velocidade superficial do ar é uma importante variável operacional para o controle da densidade do biofilme e da acumulação de biomassa no reator de leito fluidizado trifásico. Tavares et al. (1995) apontaram que a taxa de colonização do suporte e a formação do biofilme são marcadamente afetadas pela tensão superficial do fluido e pela fricção entre partículas, as quais, por sua vez, são fortemente afetadas pela velocidade superficial do ar.

Trinet et al. (1991) reportaram que a turbulência criada pela fase gasosa em um leito fluidizado trifásico tem importância fundamental na manutenção de uma camada fina de biofilme.

¹⁴ LEGILE, P; MENARD, G.; LAURENT C.; THOMAS, D.; BERNIS, A.: *International Chem. Eng.* 32 (1992) 41.

O coeficiente de transferência de oxigênio cresce com a velocidade superficial do gás (Tavares¹⁵, 1992 apud Campos et al., 2002). Tendo-se o oxigênio como fator limitante, a atividade bacteriana fica reduzida e, conseqüentemente, a eficiência do processo.

Resultados experimentais de estudos desenvolvidos por Trinet et al. (1991) em reatores de leito fluidizado trifásico sob várias condições de velocidade do líquido e do ar demonstraram que biofilmes densos e finos podem ser induzidos por condições físicas de alto contato entre as partículas e elevada turbulência do líquido. Os autores concluíram que o coeficiente de desprendimento do biofilme pode ser controlado pelas velocidades do ar e do líquido pois o aumento de ambas as velocidades tende a aumentar o coeficiente de desprendimento.

Segundo De Beer e Stoodley (1995), a velocidade do fluxo no interior do biofilme é proporcional à velocidade da fase líquida. A elevadas velocidades da fase líquida, o limite da camada superficial de massa segue a superfície irregular do biofilme. A baixas velocidades da fase líquida, o limite da camada superficial é paralelo ao substrato. A transferência de massa dos vazios para os aglomerados celulares, formadores do biofilme, aumenta com a velocidade do fluxo, como resultado do transporte de massa convectivo do líquido para os vazios. O transporte convectivo é insignificante a baixas velocidades do fluxo, mas a elevadas velocidades do fluxo ele aumenta o transporte de massa total em 200-250%.

Em estudos combinando efeitos da resistência ao substrato e velocidade do fluxo na difusividade em reatores de biofilme, Beyenal e Lewandowski (2000) demonstraram que a difusão efetiva aumenta com o aumento da concentração de glicose mas decresce com o acréscimo da velocidade do fluxo. Elevadas difusividades efetivas a elevadas concentrações de glicose produziram biofilmes de baixas densidades; por outro lado, reduzidas difusividades efetivas a elevadas velocidades do fluxo apresentaram biofilmes com elevada densidade.

A partir dos estudos apresentados pode-se dizer que as condições hidrodinâmicas apresentam um efeito dual sobre o comportamento da transferência de massa em biofilmes, isto é, elevada turbulência pode facilitar a difusão do substrato no biofilme; no entanto, elevadas forças superficiais aumentam a densidade do biofilme e, conseqüentemente, reduzem a difusividade do substrato no biofilme.

¹⁵ TAVARES, C. R. G. *Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-reatores de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio*. Tese de Doutorado. Rio de Janeiro – UFRJ. 1992

As tensões no reator têm, evidentemente, efeito sobre o desprendimento do biofilme. No entanto, conforme van Loosdrecht et al. (1995a), este efeito, provavelmente, é visível somente na morfologia do biofilme. Experimentos desenvolvidos por Tjihuis et al.¹⁶ (1994) apud van Loosdrecht et al. (1995a), mostraram que a rugosidade de biofilmes heterotróficos aumenta com o decréscimo das tensões. Essas observações sugerem que a morfologia do biofilme se adapta a certas condições de tensão: sob condições de elevadas forças de tensão os biofilmes ficam mais lisos e, desse modo, menos suscetíveis às forças de tensão. A espessura do biofilme e sua morfologia superficial é o resultado líquido das condições do sistema biofilme (van Loosdrecht et al., 1995a).

Durante o processo de acumulação do biofilme, o desprendimento ocorre quando as forças externas (tensão superficial) são maiores do que a resistência da matriz interna do biofilme (Horn et al., 2002)

O desprendimento do biofilme é causado por uma combinação de processos incluindo abrasão, descolamento, erosão e organismos predadores; descolamento refere-se a rápida e massiva perda de biofilme (Horn et al., 2002).

Ambientes ricos em nutrientes produzem biofilmes finos e estão associados a eventos mais freqüentes de perda de biofilme (Characklis e Marshall, 1990).

No entanto, outras conclusões sobre o efeito da tensão superficial relatadas apresentam resultados contrários aos já mencionados. Nicolella et al. (1997) descreveram que a taxa de desprendimento aumenta quando as tensões superficiais são aumentadas e tende a uma pequena quantidade quando são reduzidas as tensões superficiais. Peyton e Characklis¹⁷ (1993) apud Ramasamy e Zhang (2005) reportam que a espessura do biofilme está relacionada somente a carga de substrato e que as tensões superficiais não têm efeito significativo sobre a espessura do biofilme. Segundo Soini et al. (2002), um acréscimo das tensões superficiais causa um decréscimo na densidade do biofilme e, nessas condições, o crescimento do biofilme ocorre preferencialmente em regiões de fluxo laminar ou baixas tensões superficiais.

¹⁶ TIJHUIS, L., VAN LOOSDRECHT, M. C., HEIJNEN, J. J. (1994). *Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on small suspended particles in airlift reactors*. *Biotechnology and Bioengineering*, 44, 595-608.

¹⁷ PEYTON, B. M. AND CHARACKLIS, W. G. (1993). *A statistical analysis of the effect of substrate utilization and shear stress on the kinetics of biofilm detachment*. *Biotechnology and Bioengineering*, 41(7), 728-735.

Esses resultados contradizem claramente os resultados reportados anteriormente onde um acréscimo das tensões superficiais produz um biofilme mais liso e estável, o que minimiza perdas.

Segundo Trinet et al. (1991), em reatores fluidizados trifásicos, o atrito entre partículas e a turbulência do ar são os fatores dominantes no controle da taxa específica de desprendimento. Conforme a pesquisa desenvolvida, uma elevada taxa específica de desprendimento num leito fluidizado trifásico pode ser obtida, portanto, através de uma baixa concentração de meio suporte e de uma elevada porcentagem de polissacarídeos no biofilme. A baixa concentração de meio suporte é alcançada principalmente através de uma elevada velocidade do líquido. O baixo teor de polissacarídeos é alcançado principalmente através de uma baixa velocidade do ar, e uma elevada concentração de substrato.

Também de acordo com Trinet et al. (1991), variáveis operacionais como velocidade do ar podem afetar o conteúdo de polissacarídeos (PS) do biofilme. Esses autores observaram elevados conteúdos de PS em biofilmes quando os reatores são operados a elevados valores de velocidade do ar.

Dados de estudo de Tavares et al. (1995) também indicaram um acréscimo no teor de PS no início de cada condição operacional, ou seja, a cada sucessivo aumento da velocidade do ar.

O acréscimo das concentrações de PS encontrados por Trinet et al. (1991) e Tavares et al. (1995) foi causado, segundo os autores, pela abrupta intensificação da tensão superficial e das forças de fricção que atuam na superfície das partículas. Sendo que os exopolímeros atuam no mecanismo de adesão dos microrganismos ao meio suporte, o aumento das concentrações de PS provavelmente está ligado à tentativa da biomassa de manter-se ligada ao suporte.

A importância do teor de polissacarídeos no processo de adesão do biofilme pode ser avaliada através da comparação da relação Polissacarídeo/Proteína – PS/PN do biofilme e da biomassa em suspensão. Tavares¹⁸ (1992) apud Campos et al. (2002), trabalhando com esgoto sintético de fácil degradabilidade, mostraram uma relação PS/PN do biofilme cerca de duas vezes maior que a da biomassa em suspensão, destacando a importância do fenômeno de adesão célula suporte.

¹⁸ TAVARES, C. R. G. *Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-reatores de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio*. Tese de Doutorado. Rio de Janeiro – UFRJ. 1992

Resultados obtidos por Wolff et al. (2001) mostraram valores da relação PS/PN aderida 4 a 10 vezes maiores do que a relação PS/PN em suspensão o que indica, segundo os autores, a existência de um biofilme coeso no suporte e, conseqüentemente, uma melhor retenção da biomassa aderida.

O efeito da velocidade ascensional do ar sobre a razão entre polissacarídeos e proteínas presentes em biofilmes formados em reatores de leito fluidizado trifásicos foi investigado por Lertpocasombut¹⁹ (1991) apud Liu e Tay (2002). O trabalho mostrou que o conteúdo de polissacarídeos no biofilme foi 4,5 vezes maior do que o de proteínas e que elevadas velocidades de ar parecem estimular a produção de polissacarídeos.

Observou-se que, geralmente, elevadas forças superficiais podem induzir os biofilmes a secretar mais exopolissacarídeos, o que resultaria em uma estrutura estável de biofilme sob as forças superficiais a que está submetido (Trinet et al., 1991; Ohashi e Harada, 1994).

Ohashi e Harada (1994) relatam uma relação linear entre o conteúdo de exopolissacarídeos no biofilme e a densidade do biofilme. Conforme os autores, isso indica claramente que nos biofilmes os exopolissacarídeos desempenham importante função na construção e manutenção da arquitetura dos biofilmes.

Contudo, conforme Tavares et al. (1995), deve ser reconhecido que outras variáveis e fatores podem afetar o conteúdo de PS dos biofilmes, como tamanho e densidade do suporte, tamanho da bolha de ar, características do instrumento de distribuição de ar, composição e concentração do efluente, entre outros.

Conforme pesquisa realizada por Lertpocasombut²⁰ (1991) apud Liu e Tay (2002), as forças superficiais provocadas pela velocidade de passagem do ar também influenciam a taxa de consumo de oxigênio em reatores biológicos de leito fluidizados trifásicos. Os autores determinaram a razão entre a taxa de utilização de oxigênio dissolvido OD e a taxa de remoção de carbono orgânico total (COT) sob diferentes velocidades do fluxo de ar. Os resultados indicaram que muito mais OD é consumido na oxidação de COT a elevadas velocidades de ar, isto é, muito mais carbono orgânico dissolvido é convertido a dióxido de carbono do que utilizado para biosíntese.

¹⁹ LERTPOCASOMBUT K. *Epuration carbonée par film biologique mince dans un réacteur à lit fluidisé triphasique*. Ph. D. Theses, INSA-Toulouse, France, 1991.

²⁰ LERTPOCASOMBUT K. *Epuration carbonée par film biologique mince dans un réacteur à lit fluidisé triphasique*. Ph. D. Theses, INSA-Toulouse, France, 1991.

Concluindo esse item, verifica-se que os biofilmes são capazes de crescer e modificar sua própria estrutura interna de maneira a adaptar-se às condições hidrodinâmicas do meio (dadas pelas condições operacionais), o que explica, em parte, os resultados aparentemente contraditórios encontrados em bibliografia especializada.

3.7.8. Biomassa imobilizada e biomassa em suspensão em reatores de leito fluidizado

Mesmo sendo os reatores biológicos de leito fluidizado sistemas de crescimento aderido, ocorrem nesses reatores células em suspensão.

Conforme Heijnen et al. (1991), a formação de biocamadas sobre os suportes em suspensão tem sido observada extensivamente somente para baixos tempos de detenção hidráulica. A ocorrência disto é creditada a mecanismos de seleção. A longos tempos de residência hidráulica, os microrganismos em suspensão podem manter-se no reator somente por períodos menores do que o correspondente ao valor de $\mu_{\text{máx}}$ não ocorrendo a formação de biocamadas. Segundo os autores, há evidências de que os microrganismos em suspensão podem competir de forma eficiente com os microrganismos aderidos. A curtos tempos de residência ($D > \mu_{\text{máx}}$) microrganismos aderidos podem se desenvolver no reator pois os microrganismos em suspensão são carregados para fora. Por isso, a condição necessária para o processo de desenvolvimento de biomassa aderida, segundo os mesmos autores, é um curto período de residência do líquido.

Também Hamoda e Al-Sharekh (2000) realizaram estudo experimental em reatores híbridos (biomassa em suspensão e biomassa aderida a discos cerâmicos) e concluíram que a atividade da biomassa suspensa excede a da biomassa aderida para pequenos TDH enquanto o oposto ocorre para elevados TDH.

Karapinar e Kargi (1996) e Kargi e Karapinar (1997) em estudos desenvolvidos em reatores biológicos de leito fluidizado demonstraram que a densidade de partículas (partículas/litro) afeta tanto a quantidade de biomassa imobilizada quanto suspensa. A distribuição da biomassa entre as partículas suporte (fase sólida) e a fase líquida pode ser representada pela razão entre a quantidade de biomassa na fase sólida e a quantidade total de biomassa. A razão entre quantidade de biomassa na fase sólida e quantidade total de biomassa é em torno de 42% quando utilizadas 440 partículas/litro enquanto essa razão é aproximadamente 3% para 55 partículas/litro. A taxa de remoção e a eficiência aumentaram de 1.150 mg DQO/l.h e 68% para 1.400 mg DQO/l.h e 96%, respectivamente quando o número de partículas por litro passa de 55 para 440 com TDH de 9 horas. Conforme os

autores, esses resultados indicam que a maior parte da DQO é removida pela biomassa na fase sólida do que pelos microrganismos em suspensão.

Resultados experimentais obtidos em RBLM indicam que leitos fluidizados com elevado número de partículas suporte por litro resultam em consideravelmente elevada eficiência de remoção de DQO. A baixos números de partículas suporte por litro, o sistema se comporta como um sistema de lodos ativados pois mais de 90% dos organismos estão na fase líquida; no entanto, a elevados número de partículas suporte por litro, o sistema se comporta como um leito fluidizado com significativa biomassa imobilizada, resultando em elevadas taxas de remoção de DQO e eficiência (Karapinar e Kargi, 1996; Kargi e Karapinar, 1997).

3.8. VANTAGENS E DESVANTAGENS DOS REATORES BIOLÓGICOS DE LEITO FLUIDIZADO

As principais vantagens e desvantagens dos reatores biológicos de leito fluidizado apontadas na literatura técnica são apresentadas na Tabela 3.5.

Tabela 3.5. – Vantagens e desvantagens dos reatores biológicos de leito fluidizado

Vantagens	Desvantagens (Nicolella et al., 2000)
Retenção de uma grande concentração de biomassa em seu interior devido a grande área superficial;	A formação do biofilme em suportes pode resultar em longo período de tempo para o início da operação (<i>start-up</i>);
Melhor contato da biomassa com o substrato;	O controle da espessura do biofilme é difícil;
Não ocorrência de colmatção (o que acontece em leitos fixos) evitando saturação;	O crescimento excessivo do biofilme pode ocasionar a perda do meio suporte;
O resultado do tratamento final é menos influenciado pela separação da biomassa pois a concentração da biomassa a ser separada é até 10 vezes menor do que em sistemas de lodos ativados, por exemplo, dando grande flexibilidade para escolha do método de separação da biomassa, isto é, flotação ou filtração (Odegaard, 2006);	Distribuidores de líquido para reatores de leito fluidizado em larga escala são caros e apresentam problemas relacionados a entupimento e fluidização uniforme.
Não necessita de retorno da biomassa (reciclo de lodo);	
Não há queda de pressão como ocorre nos reatores de biofilme em leito fixo;	
Maior controle sobre a saída (perda) de meio suporte (reatores com fluidização inversa);	
A planta de tratamento necessita menor área;	

Vantagens	Desvantagens (Nicolella et al., 2000)
Menor sensibilidade a pH, temperatura e picos de carga hidráulica e orgânica;	
Alta taxa de remoção volumétrica;	
Aumento da estabilidade do processo;	
A biomassa aderida torna-se mais especializada (elevada concentração de organismos relevantes) dada a continuidade do processo pois não há recirculação da biomassa (Odegaard, 2006).	

4. MATERIAIS E MÉTODOS

O trabalho experimental foi desenvolvido no Laboratório de Tecnologias Ambientais do Instituto de Pesquisas Hidráulicas (IPH) da Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS) num período de dez meses compreendidos entre outubro de 2001 e agosto de 2002.

Para o desenvolvimento do estudo, foram montados três reatores aeróbios de leito fluidizado inverso que utilizavam partículas de polipropileno como meio suporte para o desenvolvimento do biofilme. Os reatores foram inoculados com lodo coletado de uma estação de tratamento de esgoto sanitário do tipo lodo ativado e foram alimentados com substrato sintético. O acompanhamento dos reatores foi realizado com medidas da fase líquida e do biofilme.

4.1. MONTAGEM EXPERIMENTAL

Os três reatores biológicos aeróbios de leito fluidizado inverso, montados em escala de laboratório, nomeados de R1, R2 e R3, possuíam a configuração apresentada esquematicamente na Figura 4.1.

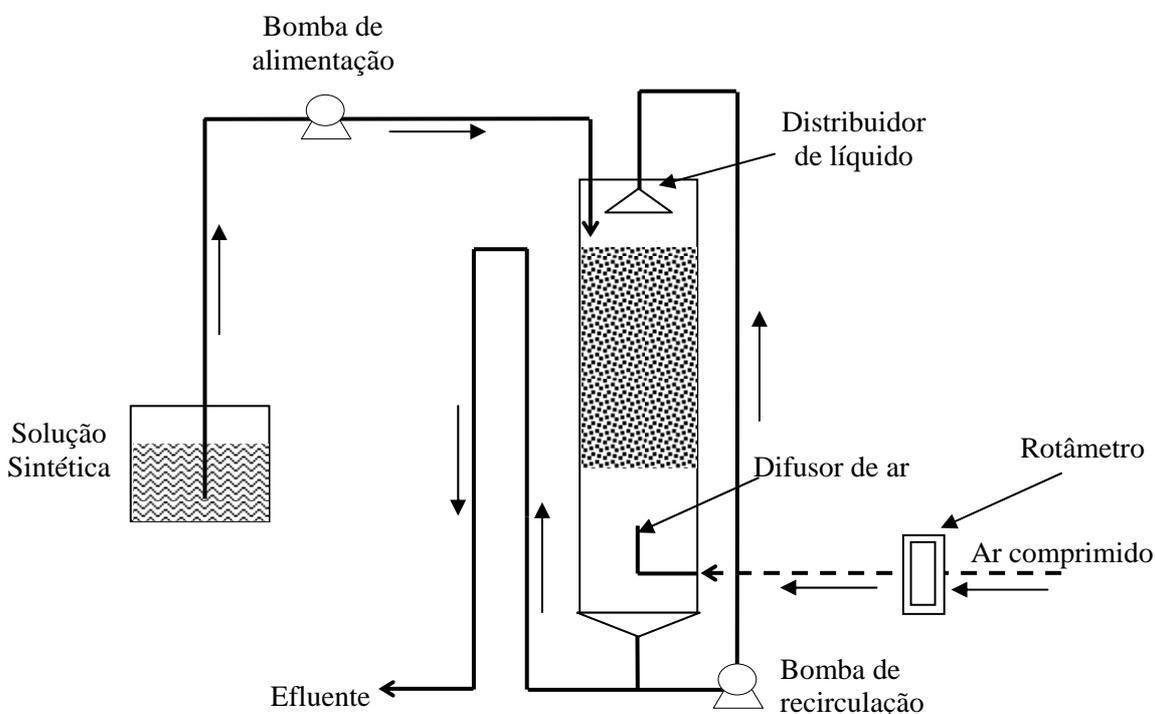


Figura 4.1 – Diagrama esquemático do reator de leito fluidizado inverso

Cada reator era constituído por uma coluna cilíndrica, material suporte para o desenvolvimento dos microrganismos, uma bomba de alimentação, uma bomba de recirculação e uma entrada de ar.

As colunas cilíndricas que constituíam a zona de reação de cada reator foram confeccionadas em acrílico transparente com espessura de parede igual a 2mm, altura total de 2,40m e diâmetro interno de 100mm. A parte inferior de cada coluna era constituída por uma peça cônica com abertura para descarte e recirculação do efluente. O volume total de cada reator era 18,85 L e o volume útil utilizado durante o trabalho foi de 15,70 L.

Cada reator recebeu 6,30 L de partículas de polipropileno (PP) para servir como meio suporte ao desenvolvimento dos microrganismos. O volume ocupado pelo meio suporte correspondia a 40% do volume útil de cada reator. As partículas de PP tinham forma aproximadamente cilíndrica, granulometria uniforme e diâmetro em torno de 3,5mm, densidade relativa de 0,9 e área superficial de $388\text{m}^2/\text{m}^3$. A área superficial correspondente ao volume de partículas de PP adicionado a cada reator foi de aproximadamente $2,44\text{ m}^2$. O material de enchimento (PP) foi empregado em função da sua densidade relativa de 0,90, ou seja, menor que a da água o que o torna passível de fluidização inversa. Além disso, o PP apresenta boa resistência mecânica à abrasão e ao impacto (entre as partículas).

Inicialmente, a alimentação dos reatores R1 e R2 foi realizada com bombas do tipo deslocamento positivo e a alimentação do reator R3 realizada com bomba peristáltica. Posteriormente, a alimentação dos três reatores foi realizada por bombas peristálticas em função de problemas mecânicos apresentados pelas bombas de deslocamento positivo. As bombas retiravam o esgoto sintético da câmara de refrigeração e o conduziam ao topo da coluna, por onde a alimentação era introduzida no reator.

O efluente tratado era descartado, pelo fundo do reator, na rede de esgoto do laboratório. O volume de efluente sendo tratado foi mantido constante através do controle do nível de líquido na coluna por meio de um sistema de vasos comunicantes.

A recirculação do efluente líquido foi empregada com a finalidade de expandir o leito suporte. As bombas utilizadas para recircular o efluente retiravam o líquido pelo fundo dos reatores e o reintroduziam no topo da coluna, através de um distribuidor. Inicialmente, a recirculação era realizada por bombas centrífugas que foram substituídas por bombas de deslocamento positivo devido ao travamento eventual do rotor causado pela perda esporádica

de material suporte. A substituição ocorreu em função dos problemas constatados durante o período experimental, destacando-se: *i*) eventual entrada de partículas do meio suporte na bomba centrífuga provocando o travamento de seu eixo e *ii*) dificuldade de se manter uma vazão constante pois bombas centrífugas têm sua vazão relacionada a altura manométrica total e qualquer alteração de nível provocava alteração na vazão bombeada. Optou-se, então, pela utilização de bombas de deslocamento positivo por serem estas capazes de bombear material sólido e, portanto, mais resistentes à passagem de eventuais partículas sólidas do meio suporte. As bombas de deslocamento positivo oferecem a vantagem adicional de manter a vazão constante para ampla faixa de valores de altura manométrica, permitindo desta forma a expansão estável do leito suporte.

O oxigênio necessário para o metabolismo dos microrganismos nos reatores foi fornecido através de ar comprimido proveniente de um compressor de ar que serve o laboratório. Ao sair do compressor, o ar passava por uma válvula redutora de pressão acoplada a um manômetro que mantinha a pressão do ar em 4 mca, pressão para a qual os rotômetros haviam sido calibrados. Cada reator possuía um rotômetro e duas válvulas de ajuste para controle da vazão de ar que era introduzida no reator. O ar comprimido era introduzido em cada reator num ponto situado a 40 cm do fundo do reator através de um tubo de 10 cm de comprimento constituído de material poroso e disposto verticalmente no centro da seção transversal do reator.

4.2. ALIMENTAÇÃO DOS REATORES

Optou-se por utilizar um substrato sintético que permite controlar variações da concentração afluyente e viabiliza a alimentação contínua dos reatores.

Foi utilizado um substrato sintético a base de sacarose, como fonte de carbono orgânico, devido a: *i*) ser de fácil degradação, *ii*) constituir-se em uma parcela importante da matéria orgânica contida nas águas residuárias e *iii*) ser de baixo custo para operação do sistema.

Como fonte de nutrientes, foram adicionados cloreto de amônio e fosfato trissódico, conforme as concentrações apresentadas na Tabela 4.1. Não foram adicionados micronutrientes pois estes estavam presentes na água de torneira utilizada na preparação do afluyente sintético. Bicarbonato de sódio foi adicionado para manter o pH em torno da neutralidade.

O substrato sintético para alimentação dos reatores era preparado dissolvendo-se todos os componentes em água potável.

A Tabela 4.1 sumariza as dosagens de produtos químicos empregados ao longo da pesquisa.

Tabela 4.1 – Composição do substrato sintético utilizado no experimento

Composição	Etapa de Operacionalização	Concentração Intermediária	Maior Concentração	Menor Concentração
DQO média (mgO ₂ /L)	379,22	379,22	842,36	146,17
Sacarose (mg/L)	241,43	241,43	482,86	120,71
Cloreto de Amônio (mg/L)	46,40	46,40	92,80	23,20
Fosfato Trissódico (mg/L)	9,24	9,24	18,48	4,62
Extrato de Levedura (mg/L)	7,11	7,11	14,22	3,55
Bicarbonato de Sódio (mg/L)	241,43	241,43	482,86	120,71

A solução de alimentação era preparada três vezes por semana (segundas, quartas e sextas-feiras) e armazenada em três tanques de 90L cada sob refrigeração em torno de 4°C. Cada reator era alimentado com o substrato proveniente de um tanque de modo que, pelo controle do volume consumido, era possível verificar a vazão de cada bomba de alimentação e garantir assim a vazão de alimentação em cada reator separadamente.

4.3. CONDIÇÕES OPERACIONAIS

Durante todo o período em que o experimento foi desenvolvido, os três reatores operaram com uma vazão de alimentação igual a 1,20 L/h, o que corresponde ao tempo de detenção hidráulica (TDH) de aproximadamente 12 horas.

A vazão de ar foi mantida entre 0,3 e 0,6 L/min de modo a assegurar que a depuração do substrato ocorresse sob condições aeróbias.

Para determinar a influência da vazão de recirculação sobre o desempenho do tipo de reator em estudo, os reatores R1, R2 e R3 foram operados com as vazões de recirculação de 2,5 L/min, 4,00 L/min e 5,50 L/min, respectivamente.

A faixa de valores de vazão de recirculação foi determinada mediante ensaios preliminares de expansão do leito suporte sem presença de biofilme. A vazão de recirculação de 2,5 L/min foi verificada como sendo a mínima vazão que, associada à vazão de ar, conseguia promover a mínima separação entre as partículas do meio suporte; a essa vazão

corresponde a velocidade descendente mínima de 0,32 m/min, calculada desconsiderando-se a presença do meio suporte. A vazão de recirculação de 5,5 L/min foi verificada como a máxima vazão que, associada à vazão de ar, permitia que o leito suporte atingisse uma expansão tal que ocupasse toda a altura útil do reator sem, no entanto, possibilitar a saída de partículas do meio suporte; essa vazão de recirculação corresponde a uma velocidade descendente do efluente de 0,70 m/min quando desconsiderada a presença das partículas suporte. A vazão de recirculação de 4,00 L/min, correspondendo a uma velocidade descendente do líquido de 0,51 m/min, foi utilizada em R2 por ser um valor intermediário entre a máxima e a mínima vazão de recirculação. Como consequência das diferentes vazões de recirculação adotadas, os reatores operaram com níveis de expansão diferentes: 50%, 90% e 125% respectivamente para os reatores R1, R2 e R3.

Dessa forma, a cada reator corresponde uma única vazão de recirculação do efluente, conforme características de funcionamento apresentadas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 – Características de funcionamento dos reatores

Reator	Expansão média do leito suporte	Vazão de recirculação (L/min)	Velocidade descendente (m/min)
R1	50%	2,5	0,32
R2	90%	4,00	0,51
R3	125%	5,50	0,70

O período experimental foi dividido em três etapas: Menor Carga, Carga Intermediária e Maior Carga, correspondendo a cada uma delas valores diferentes de concentração de matéria orgânica afluente medida em termos de DQO e fornecida através do esgoto sintético.

Na Etapa de Carga Intermediária (temporalmente primeira etapa) os reatores receberam um substrato com concentração média de 379,22 mgO₂/L em termos de DQO. Esta fase teve início após a inoculação dos reatores e teve duração de 197 dias. A principal razão do longo tempo operacional dessa etapa devem-se a problemas operacionais apresentados pelas bombas centrífugas utilizadas para recircular o efluente. Nos primeiros 146 dias dessa primeira etapa, ocorreram diversas instabilidades podendo-se apenas afirmar que os valores adotados foram vazões médias ao longo desse período inicial de 146 dias. Após a substituição das bombas, os reatores foram operados com vazões de recirculação constantes por um período de 51 dias com a mesma concentração média de matéria orgânica afluente de 379,22 mgO₂/L.

Na Etapa de Maior Carga que teve duração de 28 dias, os reatores foram alimentados com uma concentração afluyente média de 842,36 mgO₂/L em termos de DQO.

Ao final da etapa de Maior Carga, os reatores apresentavam expansão excessiva do leito suporte. Desse modo, optou-se por reduzir, e não aumentar conforme o planejado, a carga orgânica aplicada na etapa seguinte. A etapa de Menor Carga teve duração de 16 dias e, nesse período, a concentração média do substrato afluyente foi de 146,17 mgO₂/L em termos de DQO.

A Tabela 4.3 apresenta as condições operacionais dos reatores em cada etapa.

Tabela 4.3 – Condições operacionais

Condições Operacionais	Etapa de Operacionalização	Carga Intermediária	Maior carga	Menor Carga
Vazão de alimentação (L/min)	0,02	0,02	0,02	0,02
Concentração média do afluyente (mg/L)	380	380	850	150
Carga orgânica (g/dia)	10,94	10,94	24,48	4,32
Carga orgânica volumétrica (g/m ³ .dia)	1.741,16	1.741,16	3.896,11	687,55
Carga orgânica superficial (g/m ² .dia)	4,48	4,48	10,03	1,77

Cabe ressaltar que, independentemente da etapa de carregamento, cada reator operou com uma única vazão de recirculação, assim a cada reator está associada apenas uma vazão de recirculação.

4.4. MONITORAMENTO DOS EFLUENTES LÍQUIDOS

Durante todo o período em que os reatores experimentais foram operados, as coletas de amostras do afluyente e dos efluentes foram realizadas duas vezes por semana, preferencialmente nas terças e quintas-feiras.

A amostra do afluyente foi coletada diretamente nos tanques em que o substrato de alimentação era armazenado. Antes de se proceder à amostragem, promovia-se a agitação da solução de alimentação e a ambientação dos frascos de coleta.

O efluente de cada reator era coletado através de um registro localizado à meia altura do reator. O primeiro jato que saía do reator era descartado pois este líquido ficava parado no tubo que conduzia ao registro e no interior do próprio registro de modo que não representava as características do efluente sendo tratado no reator. Ao ser coletado, o efluente

era passado por uma peneira (malha em torno de 0,50 mm) de modo a separar as partículas do meio suporte que saíam do reator junto com o líquido.

O efluente coletado de cada reator era deixado em repouso por aproximadamente 30 minutos em uma proveta de 500 ml para promover a sedimentação, simulando o efeito de um decantador. As análises para determinação da DQO foram realizadas com o líquido sobrenadante das provetas. As amostras para as análises de sólidos eram peneiradas (malha em torno de 0,50 mm) para remoção do material suporte.

As amostras do afluente e dos efluentes destinadas à determinação da DQO foram preservadas com 2 mL/L de ácido sulfúrico concentrado e estocadas em geladeira a 4° C por, no máximo, sete dias.

Para a determinação da DQO dos efluentes foram utilizadas amostras filtradas (DQO filtrada) e não filtradas (DQO total). Como o afluente não apresentava material em suspensão, foi realizada apenas a análise de DQO total do esgoto sintético.

A análise de sólidos da fase líquida (ST e SSV) era realizada somente para os efluentes visto que o substrato de alimentação apresentava-se totalmente solubilizado. Para estas análises, as amostras eram preservadas sob refrigeração a aproximadamente 4° C.

Todas as análises físico-químicas das amostras coletadas na entrada e na saída dos reatores foram realizadas segundo as recomendações do *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA-AWWA-WPCF, 1995).

A determinação do oxigênio dissolvido no efluente de cada reator foi realizada nas amostras coletadas para a determinação da DQO, antes de serem submetidas à decantação, por método eletrométrico.

Inicialmente, tentou-se medir o oxigênio dissolvido diretamente nos reatores através da introdução da sonda em seu interior. No entanto, quando a recirculação era desligada, o meio suporte ficava compactado e impedia a passagem da sonda.

4.5. BIOSÓLIDOS ADERIDOS

As partículas de polipropileno (PP) utilizado como meio suporte para o desenvolvimento do biofilme apresentam temperatura de fusão menor do que os 550°C utilizados na determinação de sólidos voláteis pela metodologia preconizada pelo *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater* (APHA-AWWA-WPCF, 1995).

Diante deste empecilho para a determinação da quantidade de biofilme aderido ao meio suporte pelo método padrão, buscou-se adaptar o método incluindo-se uma etapa inicial em que o biofilme era separado do meio suporte.

As partículas do meio suporte cobertas por biofilme foram coletadas através de um registro localizado à meia altura do reator, o mesmo registro que servia para coleta do efluente destinado às análises físico-químicas. As primeiras partículas a saírem dos reatores eram descartadas pois não eram representativas das características das partículas do interior dos reatores. As partículas descartadas estavam retidas no tubo que conduzia ao registro e no interior do próprio registro, apresentando inclusive coloração diferenciada das demais partículas do leito suporte.

As partículas com biofilme foram coletadas com uma peneira e colocadas em um frasco com água deionizada. O frasco com as partículas foi colocado em um homogeneizador por um período de 4 horas. Através dos choques entre partículas, promovidos pelos movimentos do homogeneizador, o biofilme era removido do meio suporte por atrito. As partículas do meio suporte livres do biofilme foram retiradas com uma pinça da água deionizada que continha o biofilme desprendido. As partículas da amostra foram contadas para estabelecer a relação entre o número de partículas e o volume ocupado e obter então a quantidade de sólidos aderidos por unidade de volume e de superfície.

A determinação da quantidade de sólidos aderidos foi realizada com a água deionizada contendo o biofilme desprendido conforme o método padrão estabelecido no *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*.

Através da adaptação da metodologia padrão de determinação de sólidos, foram determinadas as quantidades de sólidos totais, sólidos fixos e sólidos voláteis presentes no biofilme aderido ao meio suporte.

Foram realizadas quatro determinações da quantidade de sólidos aderidos ao meio suporte sendo uma ao final da etapa de Carga Intermediária, uma na etapa de Maior Carga e duas na etapa de Menor Carga.

4.6. VELOCIDADE ASCENSIONAL DAS BIOPARTÍCULAS

Na etapa de Maior Carga, os reatores R1 e R2 começaram a apresentar alterações na expansão do leito suporte. Operando sob as mesmas condições de vazão de recirculação com que vinham até então, o leito suporte dos dois reatores começou a apresentar expansão excessiva (190%), ocasionando a saída das partículas suporte e, conseqüentemente, entrada das mesmas nas bombas de recirculação. O reator R3 não apresentou o problema verificado nos outros dois reatores, mas a aproximadamente 20 dias antes do problema de expansão se apresentar nos reatores R1 e R2, um entupimento no sistema de saída do efluente causou a elevação do nível no reator R3 e a perda, por extravasamento, de parte do material suporte que teve de ser substituído por material novo.

Buscando investigar a expansão excessiva, foram realizados testes para determinar a velocidade ascensional das partículas do meio suporte.

A determinação da velocidade ascensional de uma partícula isolada do meio suporte foi realizada cronometrando-se o tempo que a partícula levava para percorrer, verticalmente, uma determinada distância em meio líquido (água).

Para determinação desta velocidade utilizou-se uma bureta de 50 ml e um cronômetro. A partícula era colocada na superfície da água, dentro da bureta e, após, invertia-se a bureta de modo que a partícula ficava no fundo da coluna d'água e passava, então, a deslocar-se verticalmente em direção à nova superfície livre. O cronômetro era acionado após a partícula deslocar-se aproximadamente 10 cm e parado após a partícula ter se deslocado outros 40 cm. O deslocamento dos 10 cm iniciais foi verificado como sendo o deslocamento necessário para a partícula, a partir do repouso, atingir velocidade constante. O procedimento foi repetido várias vezes de modo a se obter uma velocidade ascensional média.

A velocidade ascensional foi determinada para uma partícula “limpa”, isto é, livre de biofilme e para partículas com biofilme.

Foram realizadas duas determinações de velocidade ascensional para as partículas do reator R2 e uma determinação para as partículas de R1 e R3.

A determinação da velocidade ascensional para R1 foi realizada ao final da etapa de Menor Carga.

A primeira determinação de velocidade ascensional para R2 foi realizada quando o reator apresentava expansão excessiva durante a etapa de Maior Carga; a segunda determinação de velocidade ascensional em R2 foi realizada ao final da etapa de Menor Carga, quando já não apresentava expansão excessiva.

A primeira determinação de velocidade ascensional para R3 foi realizada durante a etapa de Maior Carga.

Diante desta nova situação de expansão excessiva, optou-se por não mais aumentar a carga orgânica e sim reduzi-la para poder continuar operando os reatores. Entretanto, devido à impossibilidade de dar continuidade ao trabalho experimental além dos 24 meses de bolsa de pesquisa, os dados obtidos não foram suficientes para realização de análise estatística da etapa de Menor Carga.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1. INTRODUÇÃO

Neste capítulo serão apresentados e discutidos os resultados de cada fase do experimento realizado segundo a metodologia descrita no Capítulo 4 – *Materiais e Métodos*. Serão discutidos os seguintes aspectos: (i) eficiência de remoção carbonácea; (ii) produção de biosólidos e (iii) aspectos da hidrodinâmica dos reatores. Para cada um dos aspectos abordados será avaliada também a relação com a vazão de recirculação do efluente e a carga orgânica afluenta. Ao final do capítulo serão analisados os problemas operacionais ocorridos durante a etapa experimental e os procedimentos adotados para solução ou amenização desses problemas.

5.2. EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO CARBONÁCEA

A eficiência de remoção de matéria orgânica foi avaliada considerando-se a influência de duas condições operacionais separadamente: a vazão de recirculação e a carga orgânica aplicada.

5.2.1. Influência da vazão de recirculação

A vazão de recirculação (velocidade do meio líquido) resulta em tensões superficiais no biofilme. Dessa forma, a tensão superficial é um importante parâmetro em um sistema de biofilme. Conforme Kwok et al.¹ (1998) apud Ramasamy e Zhang (2005), as tensões superficiais podem afetar as características morfológicas do biofilme (espessura, densidade e forma da superfície) que são importantes indicadores da performance de um reator de biofilme.

Nesse capítulo será avaliado o efeito da vazão de recirculação, como aspecto hidrodinâmico, sobre a eficiência do reator na remoção carbonácea e sobre a quantidade e distribuição dos sólidos (livres e aderidos) no sistema.

Pretende-se, nesse capítulo, verificar a validade da seguinte hipótese: quanto maior a vazão de recirculação maior é a renovação de substrato na superfície do biofilme, facilitando a difusão e, conseqüentemente, maior a eficiência de remoção.

¹ KWOK, W. K., PICIOREANU, C., ONG, S. L., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., NG, W. J., HEIJNEN, J. J. (1998). Influence of biomass production and detachment forces on biofilm structures in a airlift suspension reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 58(4), 400-407.

A influência da vazão de recirculação sobre a eficiência de remoção carbonácea foi avaliada analisando-se os dados de eficiência dos três reatores em cada uma das etapas de carregamento separadamente. Dessa forma, a influência da variação de carga sobre a eficiência dos reatores será avaliada em item posterior.

Na Tabela 5.1, são apresentadas as eficiências de remoção carbonácea dos reatores para cada uma das etapas de carregamento.

Tabela 5.1. – Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO filtrada

Carga / Reator (recirculação)	Carga Orgânica Afluente (g/m ² .dia)		Carga Orgânica Efluente Filtrada (g/m ² .dia)		Remoção DQO filtrada (%)	
	Média	Desvio Padrão	Média	Desvio Padrão	Média	Desvio Padrão
Carga Intermediária						
R1 (2,5 L/min)	4,76	0,73	0,27	0,09	94,18%	2,32%
R2 (4,0 L/min)	4,75	0,83	0,30	0,09	93,51%	2,18%
R3 (5,5 L/min)	4,60	0,56	0,28	0,08	93,88%	1,72%
Maior Carga						
R1 (2,5 L/min)	10,07	1,28	0,97	0,32	90,35%	3,14%
R2 (4,0 L/min)	9,88	1,03	1,65	1,82	83,03%	18,92%
R3 (5,5 L/min)	9,87	1,73	0,85	0,35	90,93%	4,59%

Estatisticamente, as diferenças entre as eficiências médias não são significativas ($P < 5\%$), isto é, não há evidências de que a vazão de recirculação tenha efeito sobre a eficiência de remoção carbonácea medida em termos de DQO filtrada. Esse resultado indica que uma mínima expansão capaz de expor totalmente a superfície do biofilme ao substrato é suficiente para obtenção de elevadas eficiências de remoção. Outra indicação dos resultados obtidos é da importância secundária da renovação do substrato na superfície do biofilme em relação à expansão do meio suporte para as condições de carga e vazão estudadas. A partir da exposição total do biofilme ao substrato, a velocidade de renovação do substrato, também dada pela vazão de recirculação, é secundária.

Apesar das diferenças estatisticamente insignificantes, os três reatores obtiveram elevada eficiência de remoção carbonácea medida em termos de DQO filtrada, conforme apresentado na Tabela 5.1. Nas duas etapas de carregamento, as menores eficiências entre os reatores foram verificadas no reator operando com recirculação intermediária (R2). Para a carga intermediária, o reator R1 (menor recirculação) apresentou a maior eficiência de remoção, enquanto que para a maior carga o reator de maior recirculação (R3) apresentou a melhor eficiência.

Os resultados de desvio padrão indicam que os três reatores apresentaram menor estabilidade de remoção carbonácea em termos de DQO filtrada na etapa de Maior Carga, sendo o reator operado com vazão de recirculação intermediária (R2) o que apresentou a menor estabilidade (maior desvio padrão) nessa etapa.

A Figura 5.1 apresenta, graficamente, os resultados de eficiência de remoção em termos de DQO filtrada.

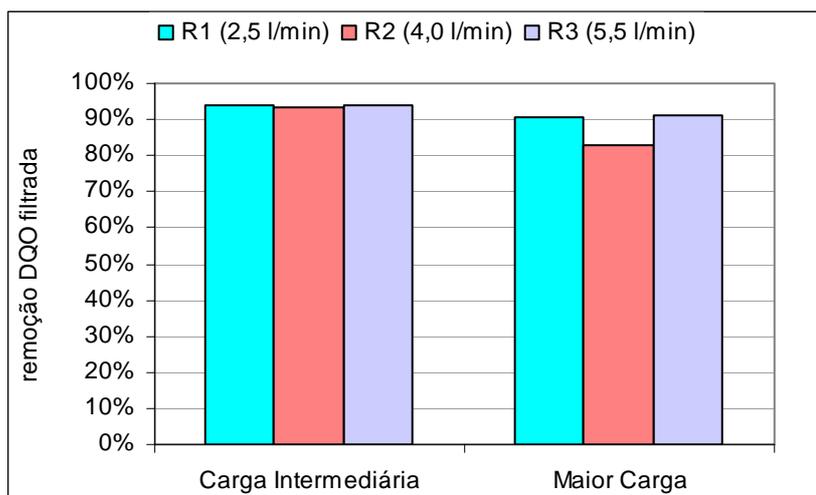


Figura 5.1 – Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO filtrada

Fica evidente na Figura 5.1 a mínima diferença (sem significância estatística) das médias de remoção carbonácea entre as três vazões de recirculação.

Na Tabela 5.2, são apresentadas as eficiências de remoção carbonácea em termos de DQO total dos reatores para cada uma das fases de operação.

Tabela 5.2 – Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO total

Carga / Reator (recirculação)	Carga Orgânica Afluente (g/m ² .dia)		Carga Orgânica Efluente Total (g/m ² .dia)		Remoção DQO total (%)	
	Média	Desvio Padrão	Média	Desvio Padrão	Média	Desvio Padrão
Carga Intermediária						
R1 (2,5 L/min)	4,76	0,73	0,46	0,14	90,23%	3,15%
R2 (4,0 L/min)	4,75	0,83	0,48	0,17	89,63%	4,04%
R3 (5,5 L/min)	4,60	0,56	0,46	0,12	89,85%	2,87%
Maior Carga						
R1 (2,5 L/min)	10,07	1,28	2,30	1,81	77,58%	16,65%
R2 (4,0 L/min)	9,88	1,03	2,19	1,94	77,08%	20,85%
R3 (5,5 L/min)	9,87	1,73	1,12	0,41	88,06%	5,41%

Conforme pode ser observado na Tabela 5.2 e na Figura 5.2, para a Carga Intermediária a diferença nos percentuais de remoção carbonácea entre os reatores de menor (R1) e de maior recirculação (R3) foi mínima (sem significância estatística).

O mesmo comportamento em relação à estabilidade de remoção carbonácea (desvio padrão) em termos de DQO filtrada foi verificado para a estabilidade de remoção em termos de DQO total, ou seja, a maior instabilidade ocorreu, para os três reatores, na etapa de Maior Carga. Em termos de DQO total, no entanto, a instabilidade de remoção carbonácea acentuou-se muito para a Maior Carga aplicada, como pode ser verificado pelos elevados desvios padrão observados.

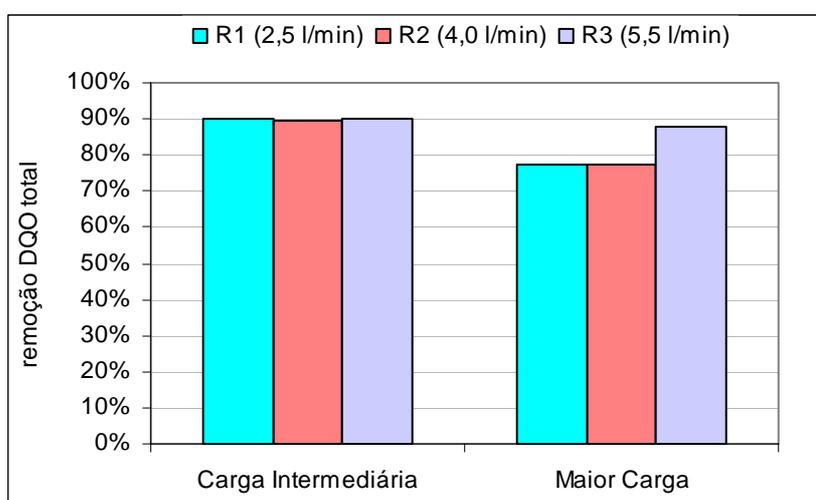


Figura 5.2 – Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO total

A Figura 5.2 mostra que, assim como verificado para DQO filtrada, foi na etapa de Carga Intermediária que os três reatores obtiveram os maiores percentuais de remoção carbonácea. Nessa etapa, os três reatores apresentaram praticamente a mesma eficiência de remoção carbonácea medida como DQO total.

Da mesma forma que para eficiência medida em termos de DQO filtrada, não há evidências estatisticamente significativas ($P < 5\%$) de que a vazão de recirculação do efluente influenciou a eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO total para as combinações estudadas.

Reportando-se à hipótese apresentada no início deste capítulo de que maiores vazões de recirculação resultariam em maior eficiência de remoção de carga, os dados obtidos não confirmam o suposto pois não houve diferenças significativas de eficiência de remoção entre os reatores (recirculações).

A Figura 5.3 apresenta a comparação entre as eficiências em termos de DQO total e DQO filtrada para cada etapa de carregamento.

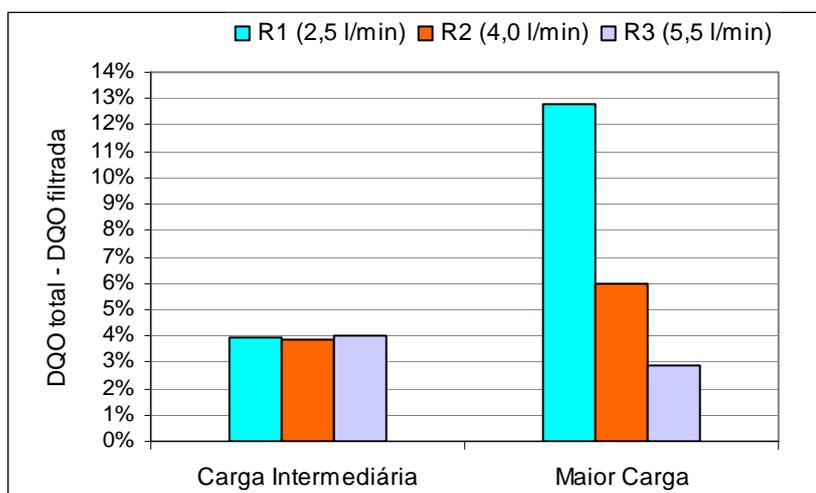


Figura 5.3 – Diferença entre eficiência de remoção carbonácea medida em termos de DQO total e DQO filtrada

A diferença entre DQO total e DQO filtrada no efluente é a DQO particulada que corresponde aos sólidos voláteis livres que seriam descartados com o efluente final. Na etapa de Carga Intermediária, a vazão de recirculação não afeta a relação entre DQO total e DQO filtrada, conforme representado na Figura 5.3 na qual os três reatores apresentaram praticamente a mesma diferença entre os dois parâmetros. Para a etapa de Maior Carga, no entanto, a diferença entre os dois parâmetros decresce com o aumento da vazão de recirculação indicando redução da quantidade de sólidos em suspensão com o aumento da vazão de recirculação. No entanto, o aumento da quantidade de sólidos em suspensão com o aumento da vazão de recirculação não se confirmou, conforme detalhado no Capítulo 5.3.2 – *Sólidos livres*.

Cabe ressaltar, no entanto, que as diferenças entre DQO total e DQO filtrada entre os reatores na etapa de Maior Carga não tem significância estatística ($P < 5\%$), já que não as têm os parâmetros DQO total e DQO filtrada separadamente.

5.2.2. Influência da carga orgânica afluyente

A influência da carga aplicada sobre a eficiência de remoção carbonácea foi analisada considerando-se o comportamento de cada reator, individualmente, ao ser submetido a diferentes cargas orgânicas afluentes.

A Figura 5.4 apresenta o comportamento de cada reator, em termos de DQO filtrada, quando submetido a cargas orgânicas crescentes.

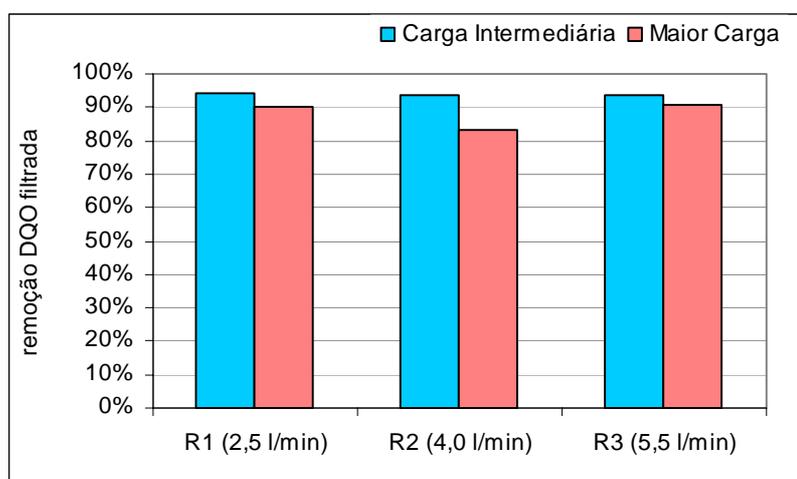


Figura 5.4 – Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO filtrada

Os três reatores apresentaram redução da eficiência de remoção carbonácea, em termos de DQO filtrada com o aumento de carga, porém apenas para o reator de menor recirculação (R1) essa redução é estatisticamente significativa ($P < 5\%$). Para os reatores R2 e R3, a redução de eficiência devido ao aumento da carga aplicada não é significativo ($P < 5\%$).

O fato de a redução de eficiência em termos de DQO filtrada não ser significativa nos reatores de recirculação intermediária e maior recirculação, R2 e R3 respectivamente, indica que, para essas vazões de recirculação a Maior Carga aplicada não é a máxima carga a que os reatores podem ser submetidos sem perda significativa de eficiência. Para o reator de menor recirculação (R1), a perda significativa de eficiência indica que a máxima carga que pode ser aplicada sem perda significativa de eficiência é menor que a Maior Carga aplicada.

A Figura 5.5 apresenta o comportamento de cada reator, em termos de DQO total, quando submetido a cargas orgânicas crescentes.

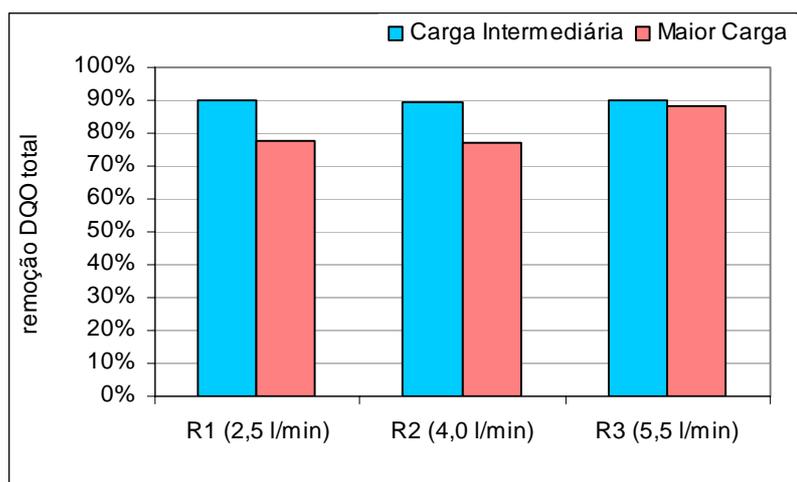


Figura 5.5 - Eficiência de remoção carbonácea em termos de DQO total

Assim como verificado para remoção carbonácea em termos de DQO filtrada, os três reatores apresentaram redução de eficiência em termos de DQO total com o aumento da carga aplicada. As diferenças entre médias de remoção também foram significativas ($P < 5\%$) somente para o reator de menor recirculação (R1). Para os reatores R2 e R3 a diferença entre as médias de remoção não são estatisticamente significativas ($P < 5\%$).

O fato de a redução de eficiência em termos de DQO total não ser significativa nos reatores R2 e R3 indica que, para essas vazões de recirculação a maior carga aplicada não é a máxima carga a que os reatores podem ser submetidos sem perda significativa de eficiência. Para o reator R1, a perda significativa de eficiência indica que a máxima carga que pode ser aplicada sem perda significativa de eficiência é menor que a maior carga aplicada.

Dadas as elevadas eficiências de remoção, mesmo com a Maior Carga aplicada, e a expansão excessiva ocorrida ao final da fase de Maior Carga, há indicativos de que a limitação dos reatores de recirculação intermediária (R2) e maior recirculação (R3), poderia não ter ocorrido pela velocidade de reação química e sim pela dificuldade de manutenção das biopartículas no reator devido crescimento excessivo dos microrganismos. Para o reator R1 (menor recirculação), embora também com elevadas eficiências de remoção carbonácea, a perda significativa de eficiência pode indicar limitação pela velocidade de reação química, possivelmente influenciada pela menor mistura hidráulica.

As figuras 5.6 e 5.7 apresentam a comparação entre os resultados de DQO total e DQO filtrada.

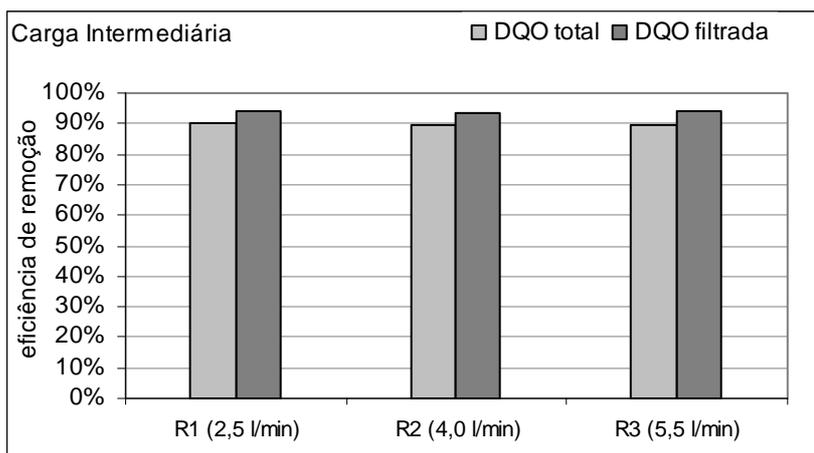


Figura 5.6 – Eficiência de remoção carbonácea total e filtrada para a Carga Intermediária

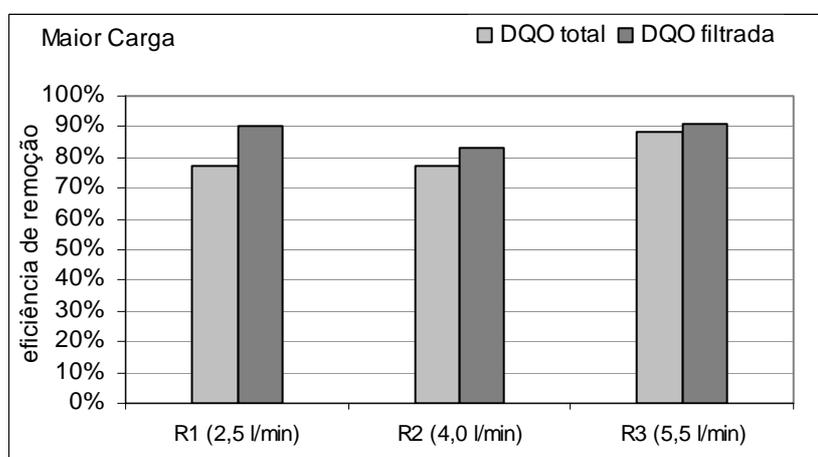


Figura 5.7 – Eficiência de remoção carbonácea total e filtrada para a Maior Carga

Na etapa de Carga Intermediária, os três reatores apresentaram comportamento praticamente igual em relação à diferença entre DQO total e DQO filtrada.

Nos reatores R1 e R2, a menor diferença entre DQO total e DQO filtrada ocorreu na etapa de Carga Intermediária enquanto para o R3 a diferença mínima ocorreu na etapa de Maior Carga. Em R3 (maior recirculação) o aumento da carga aplicada resultou em redução da diferença entre DQO total e DQO filtrada; nos reatores R1 (menor vazão de recirculação) e R2 (vazão de recirculação intermediária), o aumento da carga aplicada aumentou a diferença entre os dois parâmetros. Não foi possível determinar a causa de comportamentos tão diversos entre os reatores.

5.3. BIOSÓLIDOS

Será abordada neste item a influência da vazão de recirculação do efluente e da carga orgânica afluyente sobre os sólidos aderidos e os sólidos livres do sistema de tratamento estudado.

Nos reatores de crescimento aderido, espera-se que predomine a biomassa aderida (biofilme) sobre a biomassa em suspensão. A biomassa em suspensão representa uma quantidade de matéria orgânica a ser removida antes do descarte do efluente. Ocorre que uma das principais vantagens preconizadas para os reatores de biofilme é que não é necessário recircular a biomassa e que a produção de lodo é pequena. Caso o efluente seja descartado sem a prévia remoção dos sólidos em suspensão, a matéria orgânica nele contida exercerá uma demanda de oxigênio no corpo d'água receptor. Ao mesmo tempo em que a biomassa em suspensão representa um problema para o sistema, ela também participa da remoção da carga orgânica afluyente.

5.3.1. Sólidos aderidos

Serão tratados e discutidos como sólidos aderidos o material removido das partículas do leito suporte cuja determinação foi realizada conforme a metodologia descrita no Capítulo 4.6 – *Velocidade ascensional das biopartículas*. Será realizada apenas uma abordagem qualitativa sobre os sólidos aderidos pois o reduzido número de dados coletados impossibilitou a realização de análise estatística.

A quantificação dos sólidos aderidos, cujos resultados são apresentados na Tabela 5.3, foi realizada considerando-se a área superficial disponível para adesão, característica do meio suporte.

Tabela 5.3 – Sólidos aderidos nos reatores

Etapa	Fração	R1 (2,5 l/min)	R2 (4,0 l/min)	R3 (5,5 l/min)*
Menor Carga (07/08 - 292)	ST _a (mg/cm ²)	0,60	3,20	-
	SF _a (mg/cm ²)	0,45	3,04	-
	SV _a (mg/cm ²)	0,15	0,16	-
Carga Intermediária (18/06 – 243)	ST _a (mg/cm ²)	1,25	1,36	0,98
	SF _a (mg/cm ²)	1,07	1,15	0,66
	SV _a (mg/cm ²)	0,19	0,22	0,33
Maior Carga (19/07 – 273)	ST _a (mg/cm ²)	0,79	2,31	1,91
	SF _a (mg/cm ²)	0,69	2,06	1,58
	SV _a (mg/cm ²)	0,10	0,25	0,33

* Em 28/06 houve perda de parte do leito suporte do reator R3 e introdução de novas partículas em substituição.

Conforme a Tabela 5.3 e a Figura 5.8, em relação aos sólidos aderidos, o reator R2 (recirculação intermediária) apresentou a maior quantidade de sólidos aderidos totais, independentemente da carga aplicada. A menor quantidade de sólidos totais aderidos ocorreu no reator de menor vazão de recirculação (R1) para a menor carga aplicada.

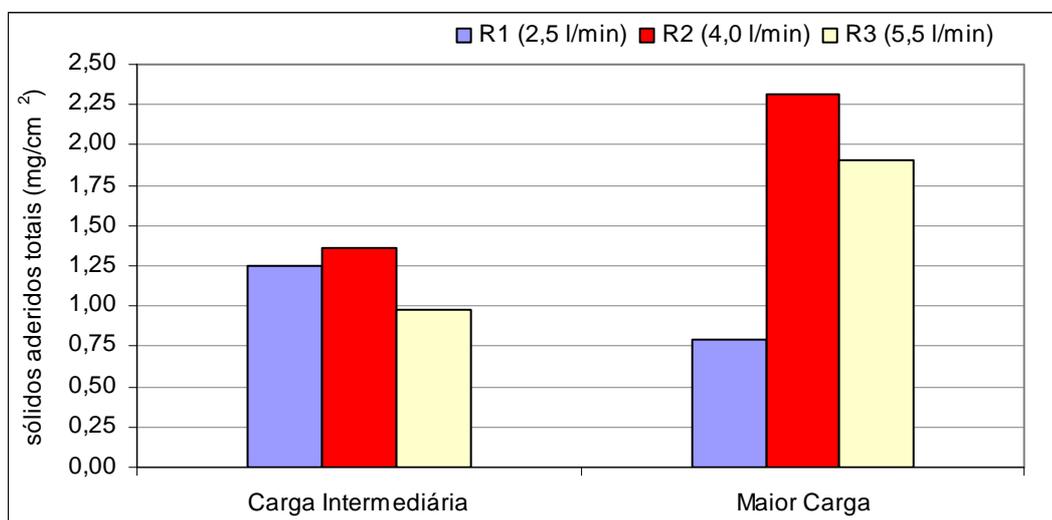


Figura 5.8 – Sólidos aderidos totais

Considerando-se o aumento da carga aplicada (Carga Intermediária para a Maior Carga), os reatores R2 e R3 apresentaram aumento da quantidade de sólidos totais aderidos. Para o reator R1, esse aumento da carga aplicada resultou em redução da quantidade de sólidos totais aderidos.

Praticamente a mesma tendência de comportamento verificada para os sólidos aderidos totais quando do aumento da carga aplicada foi verificada para os sólidos aderidos voláteis (Figura 5.9), qual seja: os reatores R2 e R3 apresentaram aumento da quantidade de sólidos voláteis aderidos e o reator R1 apresentou redução da quantidade desses sólidos.

Relacionando-se quantidade de sólidos aderidos (totais e voláteis) à eficiência de remoção carbonácea (em termos de DQO filtrada e DQO total) tem-se que para o reator de menor recirculação (R1) houve redução significativa de eficiência de remoção carbonácea e redução da quantidade de sólidos aderidos com o aumento da carga aplicada. Para os reatores R2 e R3, o aumento de carga aplicada resultou em aumento da quantidade de sólidos aderidos e redução não significativa de eficiência de remoção. Esses resultados confirmam a importância dos sólidos aderidos no desempenho dos reatores de biofilme, ou seja, a eficiência do tratamento está ligada aos sólidos imobilizados (aderidos).

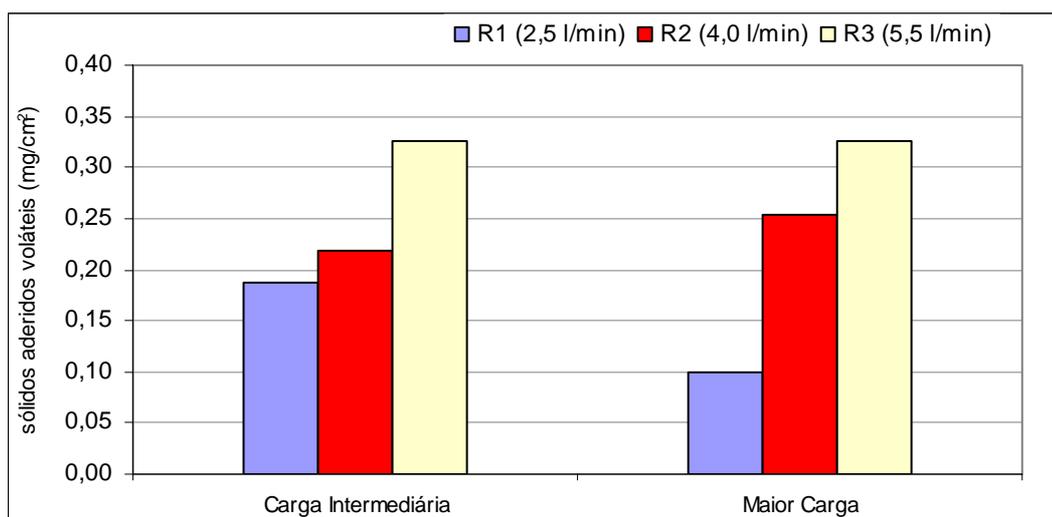


Figura 5.9 – Massa de sólidos aderidos voláteis

Entre as etapas de Carga Intermediária e Maior Carga, observou-se tendências diferentes em relação à quantidade de sólidos voláteis aderidos conforme a vazão de recirculação (Figura 5.9). Conforme Tabela 5.3, para a menor vazão de recirculação (R1), o aumento da carga aplicada resultou em redução da massa de sólidos voláteis aderidos. No reator de maior recirculação (R3), o aumento da carga aplicada não influenciou a quantidade de sólidos aderidos voláteis presentes no reator. O aumento da carga aplicada resultou em aumento da massa de sólidos aderidos voláteis para a recirculação intermediária (R2).

Comum aos três reatores é a relação entre a vazão de recirculação e a massa de sólidos aderidos voláteis nos reatores. Em todas as etapas de carregamento, verifica-se que aumento da quantidade de sólidos voláteis aderidos está relacionado ao aumento da vazão de recirculação. Esse fato vai de encontro ao esperado e ao encontrado em literatura técnica: maiores vazões de recirculação acarretariam maiores tensões na superfície do biofilme, maior desprendimento do biofilme e, conseqüentemente, menor quantidade de sólidos aderidos; conforme observado por Trulear e Characklis² (1982) apud Characklis e Marshal (1990), o desprendimento do biofilme aumenta com as tensões provocadas pelos fluidos (ar e líquido) e com a massa de biofilme.

Para os três reatores, independentemente da carga aplicada, a relação entre sólidos aderidos voláteis e sólidos aderidos fixos ficou abaixo de um, ou seja, em relação aos sólidos aderidos a quantidade de sólidos fixos nos reatores manteve-se sempre maior do que a quantidade de sólidos voláteis (Figura 5.10). O reator de maior recirculação (R3) foi o que apresentou a maior relação entre sólidos aderidos voláteis e sólidos aderidos fixos.

² TRULEAR, M. G. AND CHARACKLIS, W. G., J. Wat. Poll. Contr. Fed., 54, 1288 (1982)

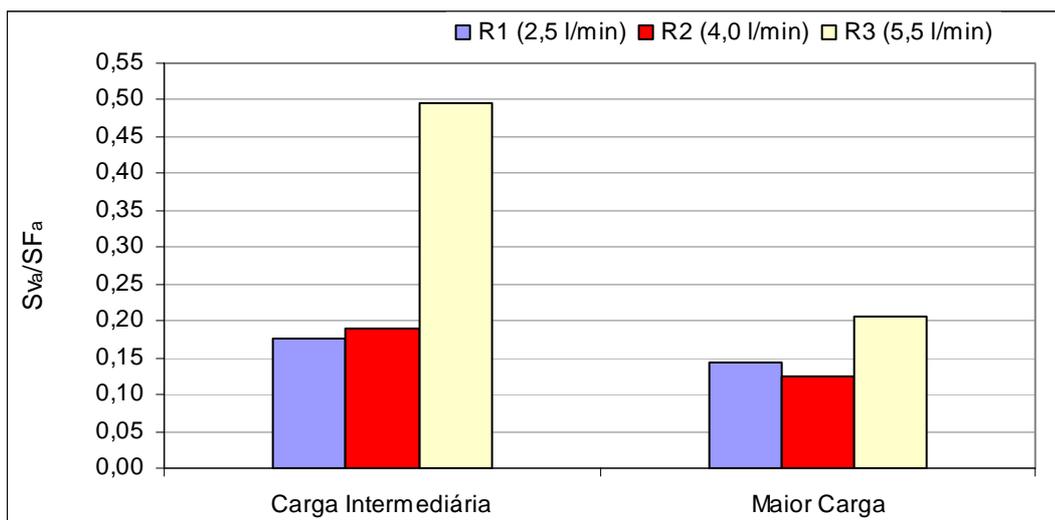


Figura 5.10 – Relação entre sólidos aderidos voláteis e sólidos aderidos fixos

O aumento de carga acarretou decréscimo na relação entre sólidos aderidos voláteis e sólidos aderidos fixos nos três reatores (Figura 5.10). A possível explicação para o aumento dos sólidos fixos com o aumento de carga é a incorporação de matéria inorgânica dissolvida no afluente pelas células microbianas, ou seja parte dos sólidos inorgânicos dissolvidos no afluente são fixados pelos microrganismos, tornando-se sólidos inorgânicos.

Nos reatores R2 e R3, o decréscimo da relação entre sólidos voláteis e fixos com o aumento da carga aplicada resulta do aumento desproporcional entre sólidos fixos e voláteis. Enquanto a quantidade de sólidos fixos aumenta, a de sólidos voláteis permanece praticamente a mesma (R3) ou apresenta pequeno aumento (R2). No reator R1, com o aumento de carga aplicada ocorre uma redução tanto de sólidos fixos quanto de sólidos voláteis, sendo a redução de sólidos voláteis maior.

5.3.2. Sólidos livres

Os sólidos livres abordados neste item correspondem aos sólidos em suspensão no efluente dos reatores e estão relacionados ao excesso de lodo produzido. Considera-se também que a parcela volátil desses sólidos é responsável, juntamente com os sólidos aderidos, pela depuração do afluente aos reatores.

Tabela 5.4. – Sólidos livres nos reatores - médias

Etapa	Fração	R1 (2,5 l/min)	R2 (4,0 l/min)	R3 (5,5 l/min)
Menor Carga	ST ₁ (mg/L)	540,50	645,17	387,00
	SF ₁ (mg/L)	289,33	406,83	154,67
	SV ₁ (mg/L)	251,17	238,33	232,33
Carga Intermediária	ST ₁ (mg/L)	597,82	676,70	580,33
	SF ₁ (mg/L)	268,73	354,20	226,25
	SV ₁ (mg/L)	329,09	322,50	354,08
Maior Carga	ST ₁ (mg/L)	964,17	1.032,00	811,00
	SF ₁ (mg/L)	340,50	474,50	218,20
	SV ₁ (mg/L)	623,67	557,50	591,80

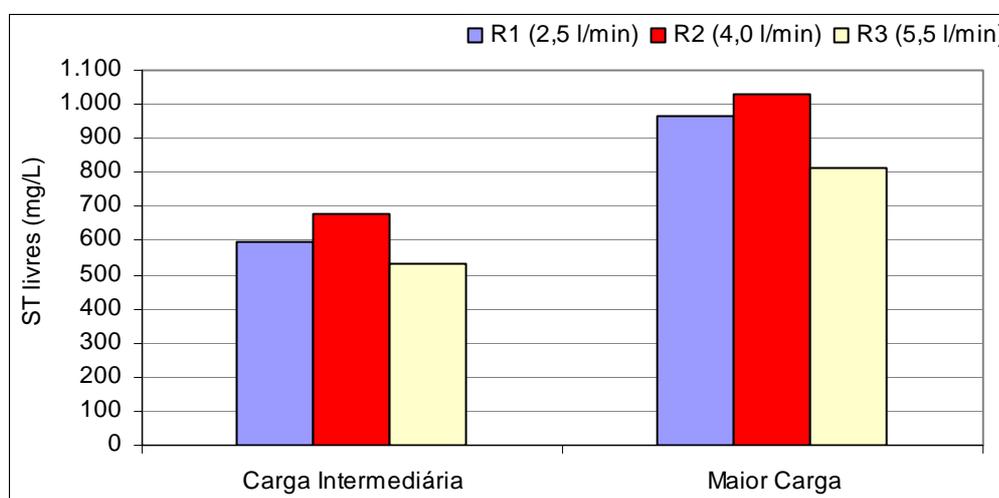


Figura 5.11 – Sólidos livres totais

Para as três vazões de recirculação, houve aumento da concentração de sólidos livres totais com o aumento da carga orgânica afluyente (Figura 5.11), porém o aumento de sólidos livres não foi proporcional ao aumento da carga aplicada. Apesar de terem sido verificadas diferenças entre as médias dos reatores, a análise estatística demonstra que essas diferenças não são significativas ($P < 5\%$), ou seja, não existem evidências de que a vazão de recirculação do efluente afete a quantidade de sólidos livres totais nos reatores.

Novamente os resultados encontrados contradizem os reportados por Trulear e Characklis³ (1982) apud Characklis e Marshal (1990) que observaram que o desprendimento do biofilme aumenta com as tensões provocadas pelos fluidos (ar e líquido). O aumento do desprendimento de biofilme resultaria em aumento da quantidade de sólidos em suspensão no efluente que, conforme resultados apresentados, não ocorreu. Possivelmente a diferença de

³ TRULEAR, M. G. AND CHARACKLIS, W. G., J. Wat. Poll. Contr. Fed., 54, 1288 (1982)

resultados entre a literatura técnica e os dados obtidos na pesquisa em apresentação devem-se às faixas de vazão, e conseqüentes tensões superficiais, utilizadas.

Quanto à influência da carga orgânica aplicada sobre a quantidade de sólidos livres totais nos reatores tem-se que: a quantidade média de sólidos livres totais nos reatores de menor e maior vazão de recirculação, R1 e R3 respectivamente, aumentou significativamente ($P < 5\%$) com o aumento da carga afluyente; o reator de recirculação intermediária (R2) não apresentou diferença significativa na quantidade média de sólidos livres totais com o aumento da carga afluyente. Diante desses resultados não é possível afirmar que haja influência da carga aplicada sobre a quantidade média de sólidos livres totais nos reatores.

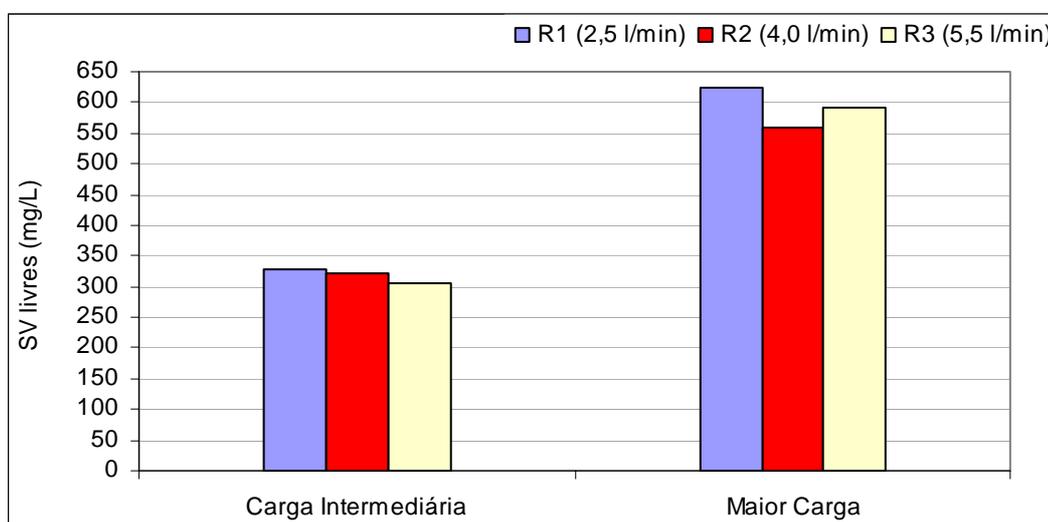


Figura 5.12 – Sólidos livres voláteis

A massa total de sólidos livres voláteis cresceu com o aumento da carga aplicada para as três vazões de recirculação, conforme apresentado na Figura 5.12. No entanto, a diferença entre as médias de sólidos voláteis livres não é estatisticamente significativa ($P < 5\%$), ou seja, não há evidências de que a vazão de recirculação do efluente tenha efeito sobre a quantidade de sólidos livres voláteis.

O aumento da carga orgânica afluyente (Etapa de Carga Intermediária para a Etapa de Maior Carga) repercutiu em aumento na quantidade média de sólidos livres voláteis nos três reatores. Estatisticamente, há evidências significativas ($P < 5\%$) de que o aumento de carga aplicada resulta em aumento na quantidade média de sólidos livres voláteis nos reatores.

Diante do resultado apresentado, é possível afirmar que há influência da carga orgânica aplicada sobre a quantidade de sólidos livres voláteis nos reatores estudados.

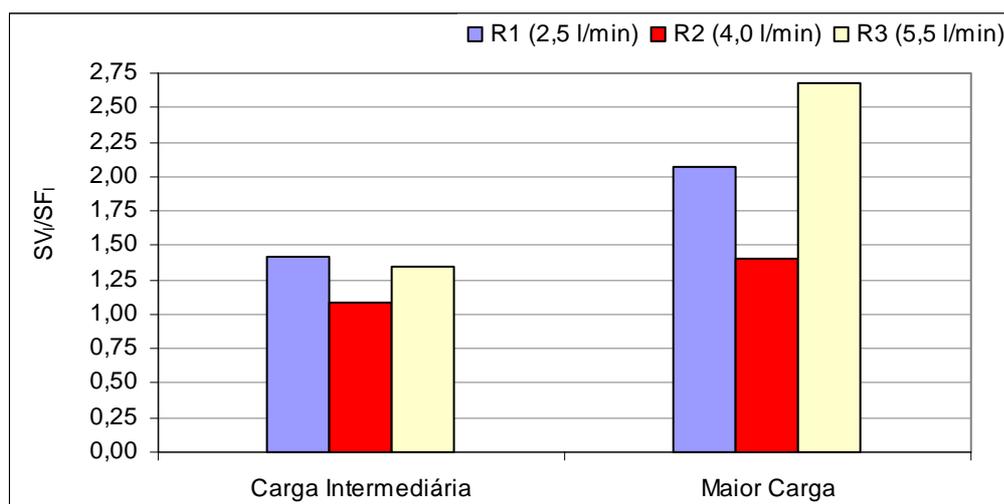


Figura 5.13 – Relação entre sólidos livres voláteis e sólidos livres fixos

A análise da relação entre sólidos voláteis e fixos (Figura 5.13) mostra que os três reatores apresentaram aumento desta relação quando submetidos a cargas orgânicas afluentes crescentes. Em todas as etapas de carregamento, o reator de recirculação intermediária (R2) apresentou a menor relação SV_1/SF_1 dentre os três reatores. Os reatores R1 e R3 apresentaram a maior relação SV_1/SF_1 para a maior carga aplicada e a menor relação SV_1/SF_1 para a menor carga aplicada.

Diferentemente dos resultados encontrados para a relação SV_a/SF_a cujos valores foram sempre inferiores a um, a relação SV_1/SF_1 apresentou valores sempre superiores à unidade, indicando maior quantidade de sólidos livres voláteis do que de sólidos livres fixos nos reatores.

Excesso de Lodo

A produção de sólidos em suspensão foi calculada em função da carga de DQO removida, considerando-se o efluente filtrado.

As figuras 5.14 a 5.16 apresentam a produção de sólidos voláteis em suspensão para cada vazão de recirculação estudada.

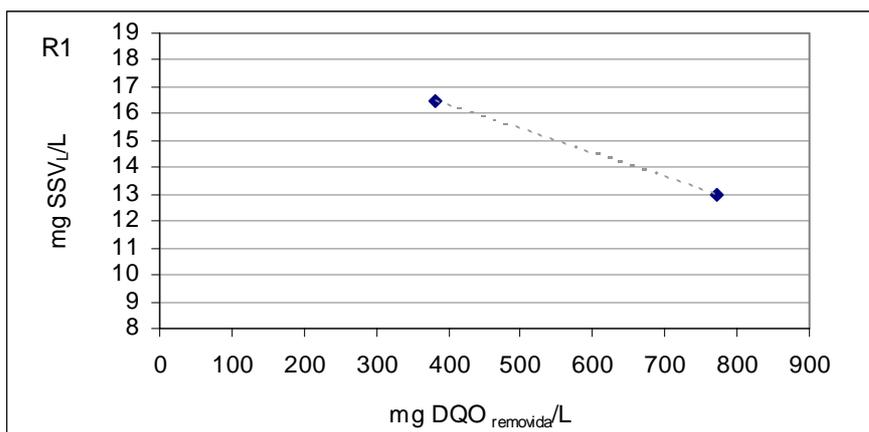


Figura 5.14– Produção de sólidos suspensos voláteis em R1 (2,5 L/min)

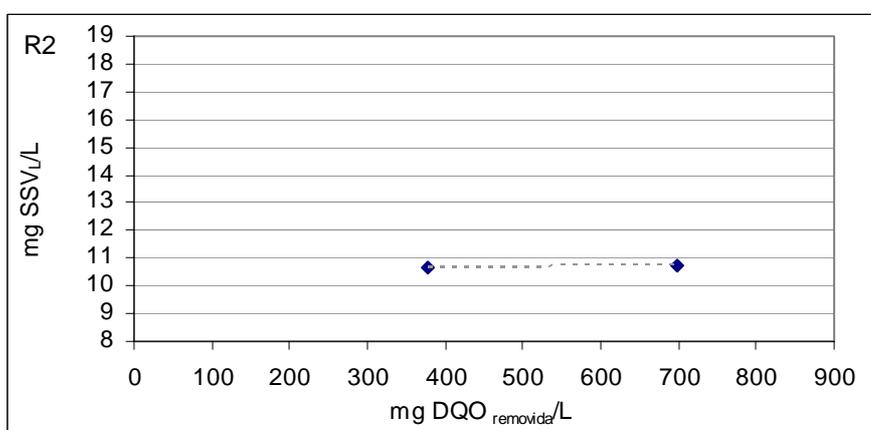


Figura 5.15 – Produção de sólidos suspensos voláteis em R2 (4,0 L/min)

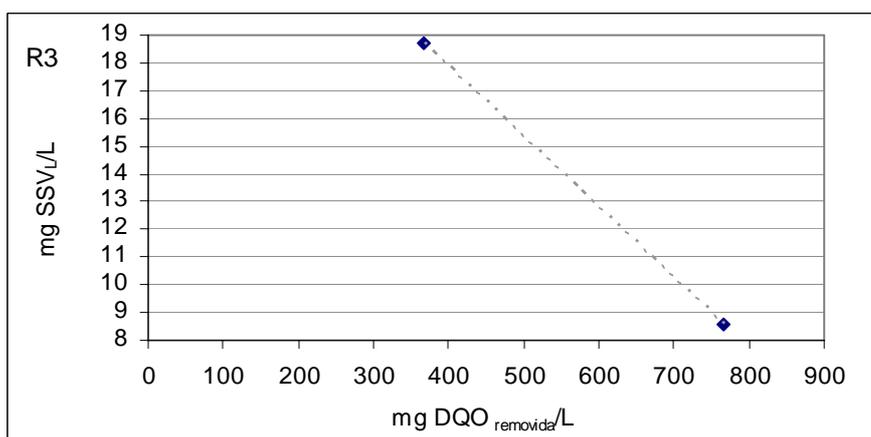


Figura 5.16 – Produção de sólidos suspensos voláteis em R3 (5,5 L/min)

Os dois pontos nas Figuras 5.14 a 5.16 correspondem a produção média de SSV livres para cada unidade de substrato removido.

Para as vazões extremas avaliadas (2,5 L/min e 5,5 L/min) a produção de SSV diminuiu com o aumento da carga afluyente. Em R2 (4,0 L/min), a produção de SSV

praticamente não se alterou com o aumento da carga aplicada. Esse resultado pode indicar que o substrato fornecido está sendo convertido em células aderidas (biofilme).

Diferentemente da produção de SSV, a produção de SST aumenta com o acréscimo de carga afluente, conforme pode ser observado nas figuras 5.17 a 5.19.

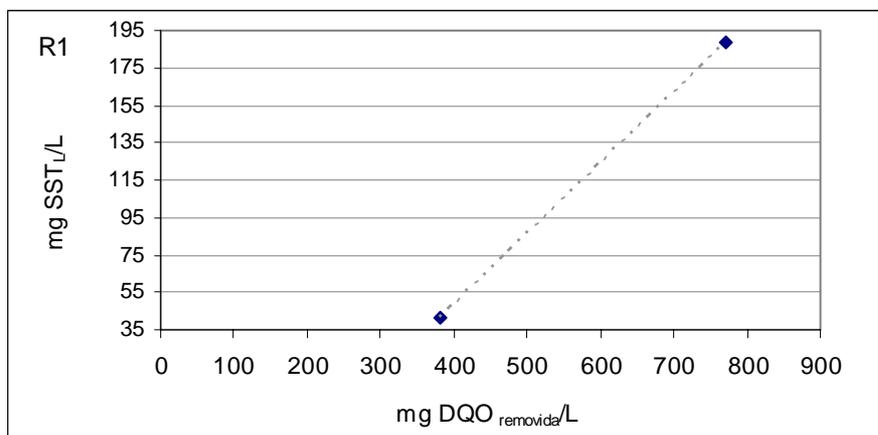


Figura 5.17 – Produção de sólidos suspensos totais em R1 (2,5 L/min)

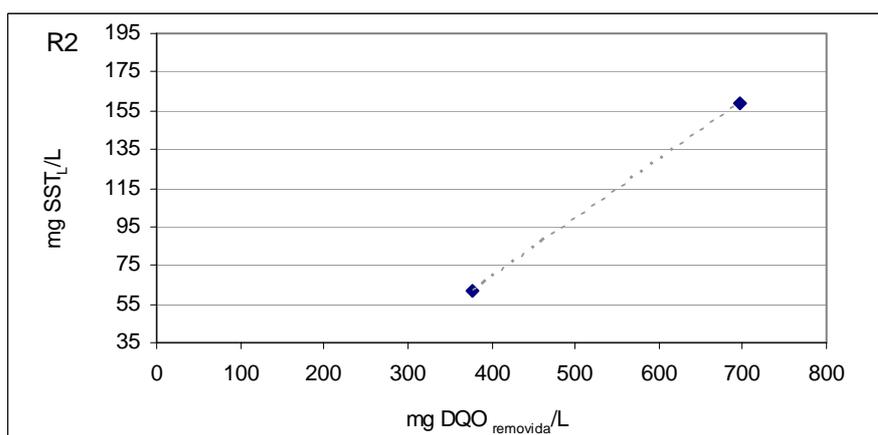


Figura 5.18 – Produção de sólidos suspensos totais em R2 (4,0 L/min)

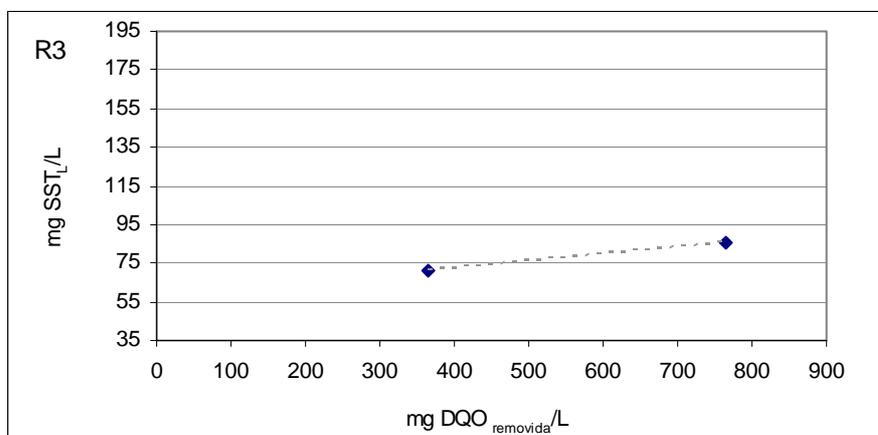


Figura 5.19 – Produção de sólidos suspensos totais em R3 (5,5 L/min)

Os dois pontos nas Figuras 5.17 a 5.19 representam a produção média de SSTV livres para cada unidade de substrato removido.

Na Tabela 5.5 está apresentado o excesso de lodo tanto em termos de SST quanto em termos de SSV produzida em cada etapa de carregamento.

Tabela 5.5. – Excesso de lodo (g/dia)

Reator	Etapa	SSV (g/dia)		SST (g/dia)	
		Carga Intermediária	Maior Carga	Carga Intermediária	Maior Carga
R1 (2,5 l/min)		0,47	0,37	1,20	5,43
R2 (4,0 l/min)		0,31	0,31	1,78	4,59
R3 (5,5 l/min)		0,54	0,25	2,06	2,45

5.3.3. Sólidos aderidos e sólidos livres nos reatores

Tendo em vista que em sistemas de biofilme o objetivo é que a depuração do efluente ocorra pela ação de microrganismos aderidos e que, portanto, espera-se elevada massa de sólidos aderidos no reator, neste item serão realizadas análises comparativas entre a biomassa aderida e a biomassa livre presentes nos reatores.

A massa de sólidos livres foi determinada considerando-se o volume do reator não preenchido por meio suporte, ou seja, 60% do volume útil (9,43 L). Da mesma forma, no cálculo da massa de sólidos aderidos foi considerado o volume total ocupado pelo leito suporte medido em estado estático, ou seja, 6,28 L (40% do volume do reator).

A partir da Figura 5.20 verifica-se que a massa de sólidos voláteis em cada reator aumentou com o aumento da carga aplicada ($P < 5\%$). Verifica-se também que ocorre um aumento da massa de sólidos voláteis com o aumento da vazão de recirculação, porém esse aumento não é estatisticamente significativo ($P < 5\%$).

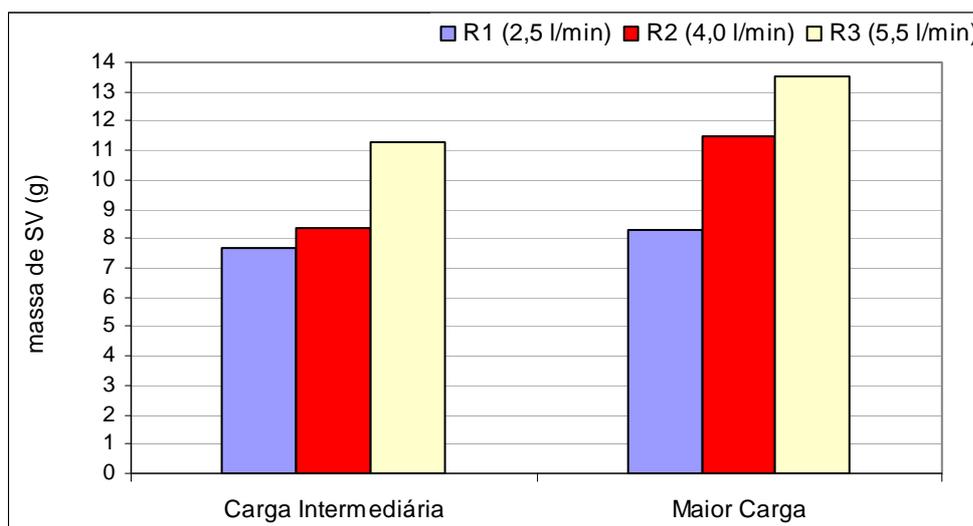


Figura 5.20 – Massa de sólidos voláteis nos reatores

Conclui-se então que a massa de sólidos voláteis está relacionada à carga orgânica aplicada. De forma qualitativa, pode-se afirmar que o aumento da carga aplicada produz aumento na massa total de sólidos voláteis no tipo de reator estudado.

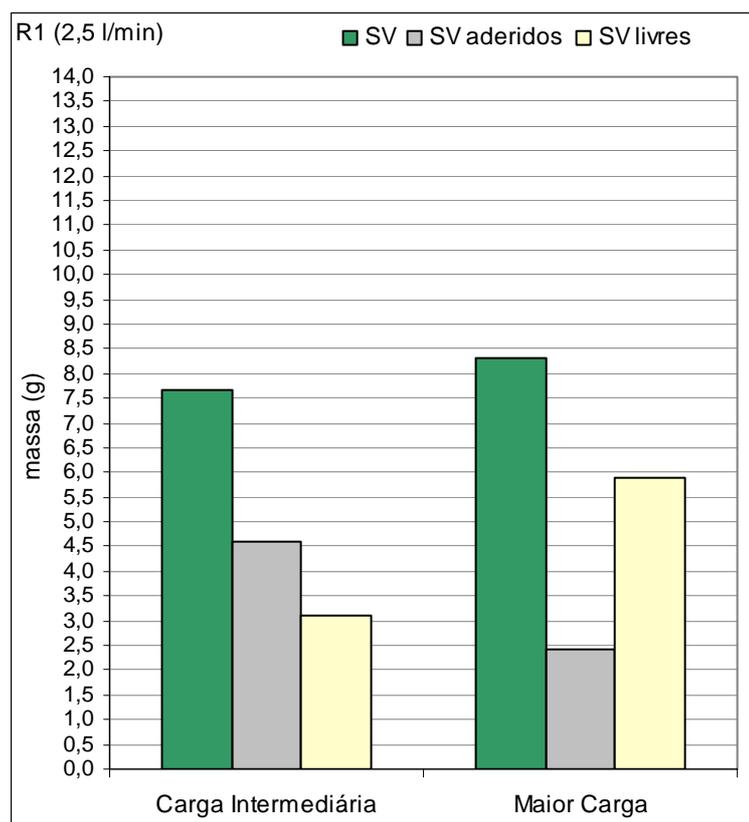


Figura 5.21 – Sólidos voláteis em R1

Conforme ilustrado na Figura 5.21, no reator de menor vazão de recirculação (R1), o aumento da carga aplicada resultou em aumento significativo ($P < 5\%$) na quantidade

de sólidos voláteis livres presente no reator; a quantidade de sólidos voláteis aderidos diminuiu com o aumento de carga aplicada (Carga Intermediária para Maior Carga).

Conforme analisado anteriormente, a eficiência de remoção carbonácea tanto em termos de DQO total como em termos de DQO filtrada apresentou redução significativa ($P < 5\%$) quando a carga orgânica afluyente foi aumentada no reator de menor recirculação (R1). Esse fato juntamente com a redução da quantidade de sólidos voláteis aderidos e o aumento da quantidade de sólidos voláteis livres está indicando que a eficiência de remoção está ligada mais aos sólidos aderidos do que aos sólidos livres, para a menor vazão de recirculação (R1).

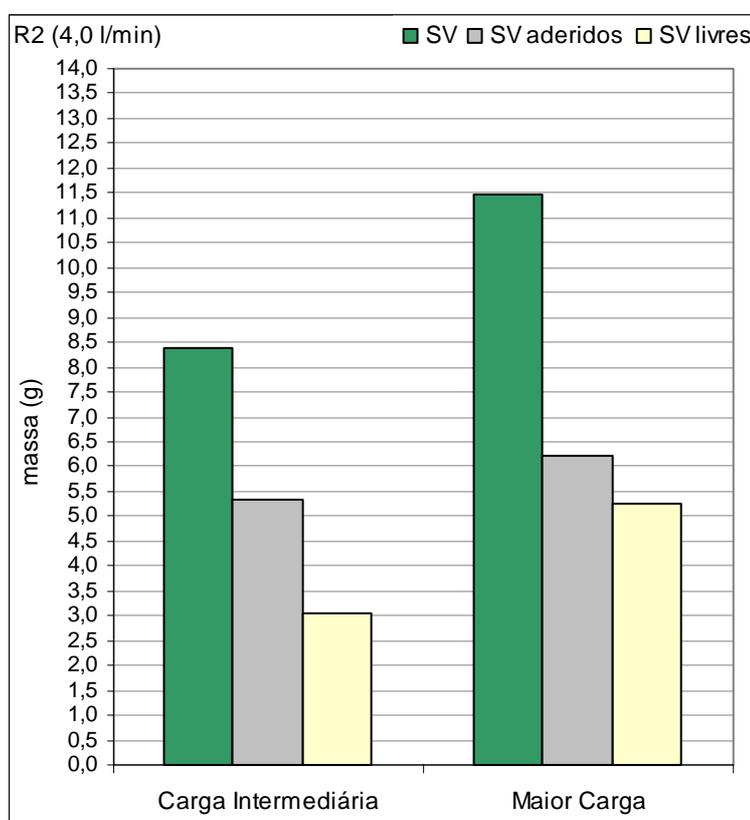


Figura 5.22 – Sólidos voláteis em R2

Da mesma forma que no reator R1, no reator de recirculação intermediária (R2) – Figura 5.22 - o aumento da carga orgânica afluyente resultou em aumento na quantidade de sólidos voláteis no reator. Porém para essa vazão de recirculação (R2) houve aumento tanto de sólidos voláteis aderidos quanto livres. O aumento de sólidos voláteis livres com o aumento da carga afluyente é estatisticamente significativo ($P < 5\%$) no reator de recirculação intermediária (R2).

Reportando aqui a eficiência de remoção carbonácea apresentada anteriormente, tem-se que para essa vazão de recirculação (R2) o aumento da carga orgânica afluyente não representou redução significativa de eficiência ($P < 5\%$). Aliando-se esse resultado ao aumento de sólidos aderidos quando do aumento da carga aplicada, pode-se concluir que a eficiência de remoção está mais ligada aos sólidos voláteis aderidos do que aos sólidos voláteis livres presentes no reator. Esse fato corrobora com os resultados encontrados por Hamoda e Al-Sharekh (2000) ao estudar reatores híbridos (biomassa em suspensão e biomassa aderida a discos cerâmicos). Os autores concluíram que a atividade da biomassa aderida excede a da biomassa suspensa para elevados TDH (caso do estudo sendo apresentado nesta dissertação) enquanto o oposto ocorre para pequenos TDH.

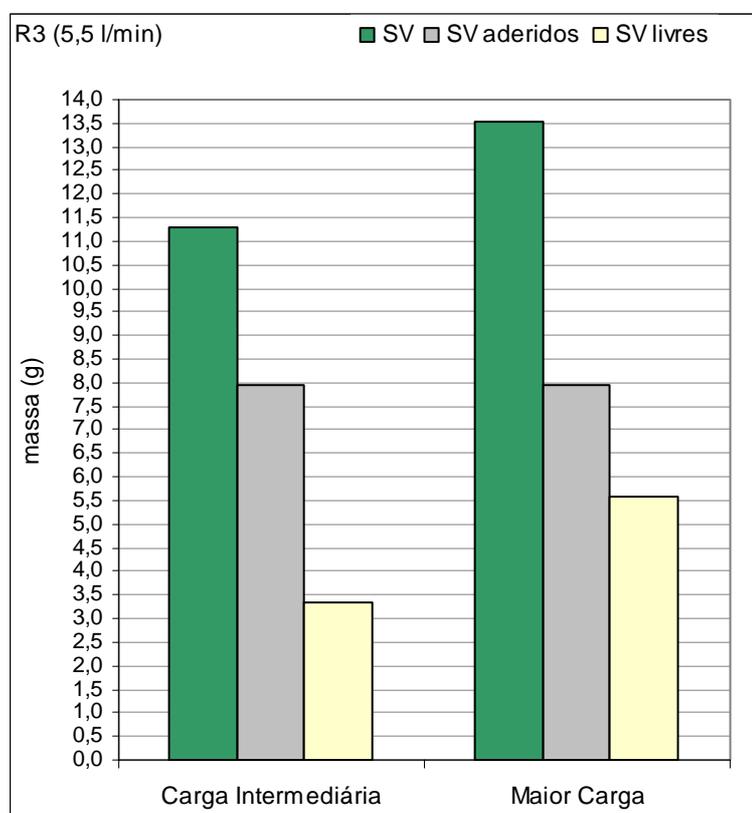


Figura 5.23 – Sólidos voláteis em R3

Conforme Figura 5.23, em R3 (maior recirculação), a quantidade de sólidos voláteis total aumentou com o acréscimo de carga afluyente. A massa de sólidos voláteis livres aumentou significativamente ($P < 5\%$) com o acréscimo de carga afluyente enquanto a quantidade de sólidos aderidos praticamente não se alterou.

Novamente, dados os resultados de redução não significativa de eficiência ($P < 5\%$) com o aumento de carga aplicada apresentados anteriormente, pode-se estabelecer

uma ligação maior entre eficiência e sólidos voláteis aderidos do que entre eficiência e sólidos voláteis livres.

No reator de maior recirculação (R3), a quantidade limite (máxima) de microrganismos aderidos foi atingida com a Maior Carga aplicada pois mesmo com o aumento de carga (Intermediária para Maior) não houve aumento na quantidade de sólidos aderidos.

5.4. EFICIÊNCIA DE REMOÇÃO CARBONÁCEA E BIOSÓLIDOS

As figuras 5.24 a 5.26 apresentam a DQO particulada e os sólidos livres voláteis do efluente de cada reator. Nessas figuras percebe-se que, para as três vazões de recirculação, o aumento de carga aplicada resulta em aumento das concentrações de DQO particulada e de sólidos livres voláteis no efluente. No entanto, apenas para o reator de menor recirculação (R1) o aumento da concentração média de DQO particulada é estatisticamente significativo ($P < 5\%$); para as vazões de recirculação intermediária e maior, R2 e R3 respectivamente, o aumento de DQO particulada com o aumento da carga aplicada não é significativo ($P < 5\%$).

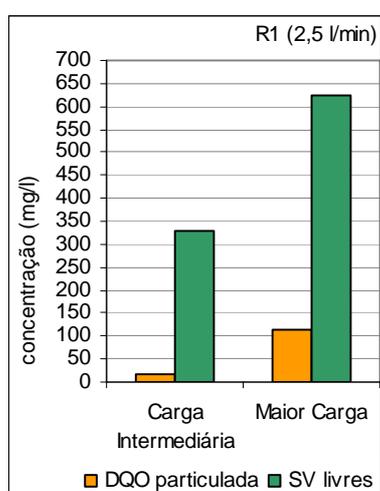


Figura 5.24 – DQO particulada e sólidos livres voláteis em R1

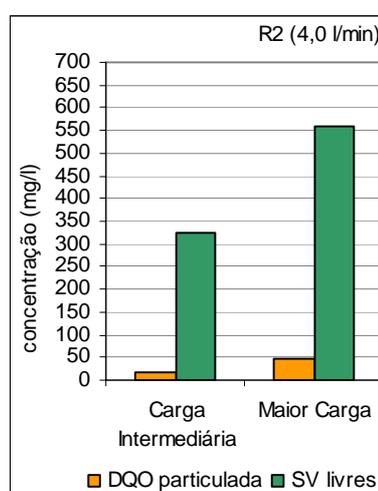


Figura 5.25 – DQO particulada e sólidos livres voláteis em R2

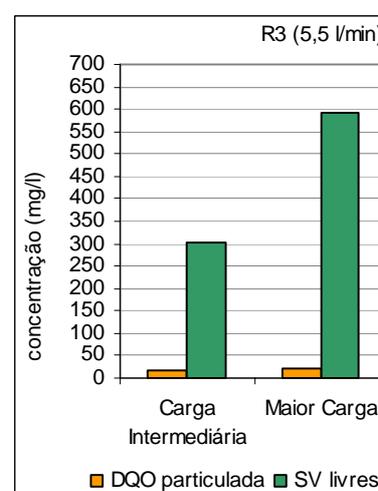


Figura 5.26 – DQO particulada e sólidos livres voláteis em R3

Tendo em vista que a demanda de oxigênio exercida pela biomassa em suspensão no efluente é a própria DQO particulada, era esperado que a concentração de DQO particulada e de sólidos livres voláteis apresentassem comportamento semelhante. Isso apenas se confirmou para o reator de menor vazão recirculada (R1) no qual tanto DQO particulada quanto sólidos voláteis livres apresentaram significativo aumento ($P < 5\%$) com o aumento da carga aplicada. Para os reatores R2 (vazão intermediária) e R3 (maior vazão) a relação entre

DQO particulada e sólidos voláteis livres não se confirmou pois enquanto a quantidade de sólidos voláteis livres apresentou aumento significativo ($P < 5\%$) com o aumento de carga afluente, a DQO particulada não apresentou aumento significativo ($P < 5\%$). Não foi encontrada explicação para esse fato ocorrido nos reatores R2 e R3.

As figuras 5.27 a 5.29 apresentam a massa de sólidos voláteis e a DQO removida nos reatores.

Com exceção do reator de menor recirculação (R1) na etapa de Maior Carga, todos os reatores, em todas as etapas de carga, apresentam maior massa de sólidos voláteis aderidos do que de sólidos voláteis livres, fato esse esperado em reatores com biofilme.

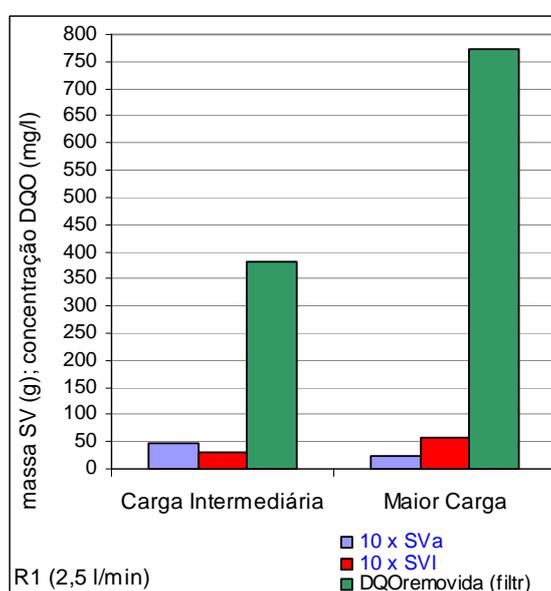


Figura 5.27 – Sólidos Voláteis e DQO removida em R1

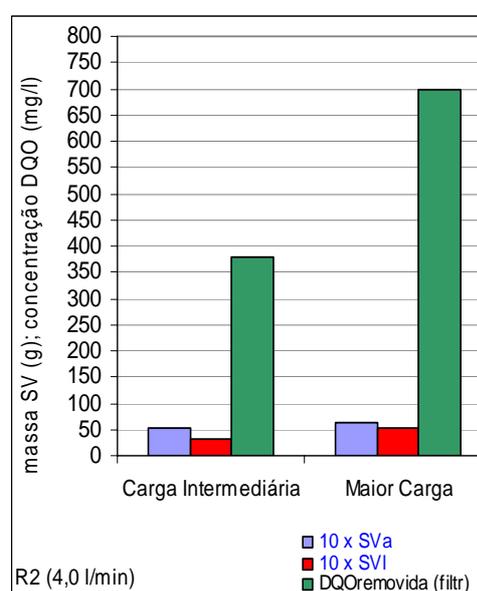


Figura 5.28 – Sólidos Voláteis e DQO removida em R2

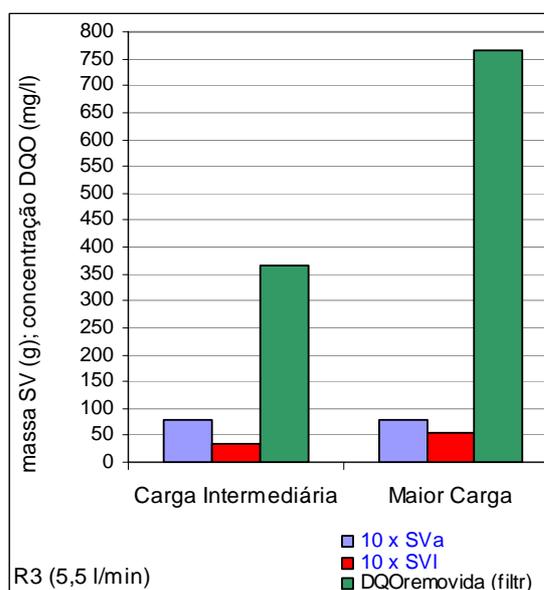


Figura 5.29 – Sólidos Voláteis e DQO removida em R3

Em todos os reatores, a massa de sólidos voláteis livres aumenta com o aumento da remoção de DQO. No reator de recirculação intermediária (R2), a massa de sólidos voláteis aderidos também aumenta com o aumento da remoção de DQO. Em R3 (maior recirculação), a massa de sólidos voláteis aderidos não se altera com o aumento de remoção de DQO o que indica que o reator atingiu a máxima quantidade de biofilme para essa condição operacional (vazão de recirculação).

Cabe aqui reportar a conclusão a que se chegou no Capítulo 5.3.3 – *Sólidos livres e sólidos aderidos nos reatores*, qual seja: os sólidos voláteis aderidos têm papel preponderante sobre os sólidos voláteis livres na remoção carbonácea nos reatores em estudo. Isso se explica porque para as três vazões de recirculação o aumento de carga repercutiu em aumento significativo ($P < 5\%$) na massa de sólidos voláteis livres enquanto que apenas no reator que apresentou redução significativa ($P < 5\%$) de eficiência com o aumento da carga aplicada (R1), ocorreu redução também significativa ($P < 5\%$) na massa de sólidos voláteis aderidos; nos reatores R2 e R3 a redução de eficiência com o aumento da carga aplicada não foi significativa ($P < 5\%$) e a massa de sólidos voláteis aderidos também não apresentou redução significativa ($P < 5\%$).

5.5. ASPECTOS HIDRODINÂMICOS

Os aspectos hidrodinâmicos aqui tratados referem-se à velocidade ascensional das biopartículas (meio suporte + biofilme) que está ligada à capacidade da mesma de se manter no sistema.

Conforme descrito no Capítulo 4.3 – *Condições operacionais*, ao final da etapa de Maior Carga os reatores passaram a apresentar expansão excessiva do leito suporte e optou-se então por reduzir a carga afluyente ao invés de aumentá-la conforme planejado.

A velocidade ascensional das biopartículas é resultado de sua forma, dimensão e densidade. Assim, alteração em uma ou mais dessas características resulta em mudança na velocidade ascensional da biopartícula.

A forma e a dimensão, que resultam no volume da biopartícula, foram consideradas aproximadamente constantes tendo em vista que o biofilme é, geralmente, de espessura muito reduzida – não altera volume significativamente – e a forma da biopartícula se mantém pois o biofilme recobre de forma uniforme a partícula do meio suporte. Dessa

forma, a alteração da velocidade ascensional das biopartículas seria resultado de alteração na densidade das mesmas.

A partir do momento que o problema de expansão excessiva foi verificado, passou-se a realizar testes de velocidade ascensional com as partículas do leito suporte, cujos resultados são apresentados na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 – Características padrão de operação dos reatores e características de operação quando da realização dos testes de velocidade

Fase (ordem cronológica)	Parâmetro	R1		R2		R3	
		Condição padrão	-	Condição padrão	15/07	Condição padrão	12/07
Maior Carga	Data/condição	Condição padrão	-	Condição padrão	15/07	Condição padrão	12/07
	observação	-	-	-	Expansão total	-	partícula do fundo do reator
	veloc. ascensional média (cm/s)	-	-	-	2,06	-	1,93
	vazão de recirculação (L/min)	2,50	-	4,00	1,51	5,50	2,38
	vazão de ar (NL/min)	0,60	-	0,60	0,00	0,60	0,20
	altura do leito expandido (cm)	-	-	-	190	-	213
	sólidos aderidos totais (mg/cm ²)	-	-	-	2,31	-	1,91
Menor Carga	Data/condição	Condição padrão	01/08	Condição padrão	01/08	Condição padrão	-
	observação	-	-	-	-	-	-
	veloc. ascensional média (cm/s)	-	4,47	-	3,28	-	-
	vazão de recirculação (L/min)	2,50	2,50	4,00	4,00	5,50	-
	vazão de ar (NL/min)	0,60	0,40	0,60	0,30	0,60	-
	altura do leito expandido (cm)	-	170	-	190	-	-
	sólidos aderidos totais (mg/cm ²)	-	0,60	-	3,20	-	-

Os valores dos parâmetros operacionais vazão de ar e vazão de recirculação quando da realização dos ensaios de velocidade diferem dos valores padrão. Os valores padrão dos parâmetros, também apresentados na Tabela 4.2, são aqueles com os quais os reatores operaram até o surgimento da expansão excessiva. Na Tabela 5.6 os parâmetros apresentam-se alterados justamente em função da tentativa de reduzir a expansão do leito suporte e evitar a entrada de partículas nas bombas de recirculação, mantendo os reatores em funcionamento.

A velocidade das biopartículas no interior do reator é influenciada pela densidade da biopartícula, pela densidade da fase líquida, pela vazão de recirculação do efluente, pela vazão de ar e pela vazão de alimentação. Assim, as velocidades determinadas

pelos testes representam apenas a velocidade ascensional da biopartícula sem interferências dos demais parâmetros hidrodinâmicos do reator.

Os testes realizados conforme descrito no Capítulo 4.6 – *Velocidade ascensional do meio suporte* com partículas do meio suporte limpas, isto é, sem biofilme, resultaram em velocidade ascensional média de 5,33 cm/s. Como o crescimento do biofilme aumenta a densidade da biopartícula (partícula suporte + biofilme), assim 5,33 cm/s é a máxima velocidade ascensional que as partículas poderiam atingir no interior dos reatores.

Na etapa de Menor Carga, na qual a expansão do leito era quase normal, as velocidades das biopartículas são maiores, mais próximas a 5,33 cm/s, do que as velocidades durante a etapa de Carga Intermediária em que ocorreu a expansão excessiva. Esse resultado vai ao encontro da suposição de que a expansão excessiva está relacionada ao aumento da densidade das biopartículas e, conseqüente redução da velocidade ascensional das mesmas.

Considerando-se apenas os dados de concentração afluyente e velocidade ascensional, os resultados encontrados no presente trabalho não corroboram os encontrados por Beyenal e Tanyolaç (1998) que trabalharam com reatores fluidizados de fluxo convencional. Os citados autores, desenvolvendo trabalhos em reatores de leito fluidizado tratando efluente com fenol, demonstraram que o acréscimo das concentrações de fenol afluyente provocou um acréscimo gradual na espessura do biofilme e um decréscimo na densidade do mesmo. Sabendo-se que densidade do biofilme e velocidade ascensional da biopartícula são inversamente proporcionais, os resultados obtidos no presente trabalho são de que o aumento da carga aplicada produz aumento na densidade do biofilme (redução da velocidade ascensional da biopartícula) e, portanto, aumento da taxa de expansão.

A Figura 5.30 apresenta a massa de sólidos aderidos totais e as velocidades ascensionais médias das biopartículas.

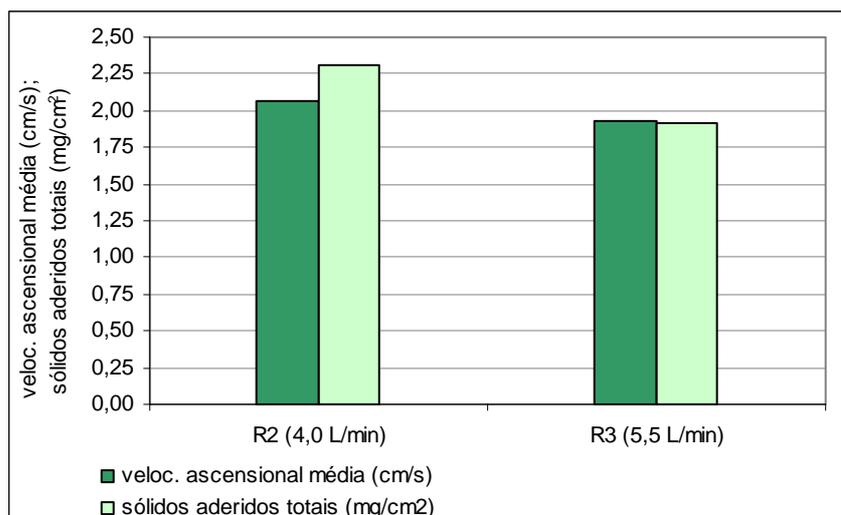


Figura 5.30 – Sólidos aderidos totais e velocidade ascensional

Importante ressaltar que a Figura 5.30 não representa a velocidade das biopartículas dentro dos reatores e sim a velocidade das biopartículas isenta das influências hidrodinâmicas dos reatores.

Para o reator com recirculação intermediária (R2), único reator em que foram realizadas duas medições de velocidade ascensional das biopartículas, houve redução tanto da velocidade ascensional média das biopartículas quanto da massa de sólidos aderidos totais com o aumento de carga aplicada (Menor Carga – Carga Intermediária). Ocorreu nesse reator, o contrário do que se esperava, ou seja, que o aumento da biomassa resultasse em aumento da densidade e, conseqüentemente, redução da velocidade ascensional. Possivelmente houve alteração de densidade do biofilme nesse reator ao passar de uma fase de carregamento para outra.

No mesmo reator R2, o aumento da carga orgânica aplicada (Menor Carga - Carga Intermediária) representou redução da massa de sólidos aderidos totais e aumento da massa de sólidos livres totais. Isso indica que o poder de síntese aumentado pelo maior aporte de substrato repercutiu apenas nos sólidos livres.

A maior velocidade ascensional verificada corresponde à menor massa de sólidos aderidos totais, o que ocorreu na etapa de Menor Carga para o reator de menor vazão de recirculação (R1).

A Figura 5.30 mostra que a velocidade ascensional média das biopartículas diminuiu com o aumento da vazão de recirculação do efluente, tanto na etapa de Menor Carga

quanto na de Maior Carga. Isso significa que, quanto maior a vazão de recirculação, maior a densidade das biopartículas, visto que sua velocidade ascensional diminuiu. Era esperado que quanto maior a vazão de recirculação menor a quantidade de biofilme aderido ao meio suporte devido à tensão provocada pela fase líquida sobre a superfície do biofilme. No entanto, os resultados indicam que houve aumento de densidade das biopartículas. Stoodley et al. (2002) apresentam uma possível causa para o aumento da densidade das biopartículas com o aumento da velocidade de passagem do fluido: o aumento da produção de exopolímeros faz com que o biofilme se torne mais espesso; isto faz parte do mecanismo inicial de aderência microbiana em um material suporte.

van Loosdrecht et al. (1995) consideram a seguinte hipótese em relação ao aumento da densidade dos biofilmes com o aumento das tensões superficiais: o crescimento do biofilme (biofilme “novo”) ocorreria preferencialmente nas protuberâncias; esse biofilme “novo” tem, em geral, baixa densidade, então essas protuberâncias devem ter uma densidade menor do que o biofilme base (biofilme “velho”). Quando a maior parte do substrato é consumida pelas células das protuberâncias então menos substrato resta para a base do biofilme e não pode ocorrer aumento de densidade. No caso em que as protuberâncias são rapidamente removidas pelas tensões superficiais, o substrato pode se difundir no biofilme “velho”. Nesse caso, o crescimento das células resulta num acréscimo da densidade de biomassa. Em outras palavras, a densidade do biofilme é dependente do tempo da residência da biomassa na camada ativa.

Considerando-se os resultados obtidos no trabalho em apresentação, pode-se dizer que a teoria de van Loosdrecht et al. (1995) se confirmou nos reatores estudados.

Quanto à expansão excessiva do leito suporte, duas hipóteses foram consideradas: (i) aumento da densidade da biopartícula devido ao crescimento do próprio biofilme e (ii) presença excessiva de organismos filamentosos.

Não foi possível determinar com exatidão a causa da expansão excessiva do leito suporte. Destaca-se, no entanto, que o tipo de afluente utilizado, de fácil degradação, facilita o desenvolvimento de organismos filamentosos (Metcalf e Eddy, 2003).

5.6. PRINCIPAIS DIFICULDADES OPERACIONAIS OCORRIDAS DURANTE A REALIZAÇÃO DO EXPERIMENTO

Durante o período de operação experimental dos reatores, ocorreram várias dificuldades operacionais. As dificuldades enfrentadas e a forma como foram tratadas ou resolvidas são expostas a seguir com o intuito de facilitar o desenvolvimento de futuras pesquisas com reatores biológicos aeróbios de leito fluidizado inverso.

Variabilidade da vazão de recirculação

Inicialmente, a recirculação do efluente nos reatores era realizada com bombas centrífugas. Nesse tipo de bomba, a vazão está relacionada à altura manométrica total de modo que qualquer variação de nível provocava alteração na vazão bombeada. Como a vazão de recirculação do efluente era um dos parâmetros operacionais em estudo, era importante que a vazão fosse mantida constante, o que não estava sendo obtido com as bombas centrífugas. Durante os primeiros 194 dias do estudo (etapa de operacionalização), os reatores operaram com bombas centrífugas para recirculação do efluente, ou seja, durante essa etapa não foi possível garantir a constância das vazões de recirculação. Dada a dificuldade de manutenção das vazões de recirculação, as bombas centrífugas foram substituídas por bombas de deslocamento positivo nas quais a vazão bombeada independe da altura manométrica total. Quando as bombas centrífugas foram substituídas pelas bombas de deslocamento positivo teve início a etapa de Carga Intermediária, a partir da qual as vazões de recirculação foram mantidas constantes.

Parada das bombas de recirculação

As bombas centrífugas além da dificuldade de manutenção das vazões constantes, apresentavam falhas de funcionamento. Sempre que alguma partícula do leito suporte entrava na bomba ocorria o travamento de seu rotor e ela parava de bombear colocando, inclusive, o motor em risco. Quando isso acontecia era necessário abrir a bomba e retirar a partícula o que, na maioria das vezes, provocava deformações no rotor. As deformações no rotor também prejudicavam o andamento do experimento pois provocavam variações na vazão bombeada. A substituição das bombas centrífugas por bombas de deslocamento positivo, a partir da etapa de Carga Intermediária, amenizou o problema mas não o eliminou. Com as bombas de deslocamento positivo, algumas partículas conseguiam

passar pela bomba sem travá-la e, mesmo quando ocorria o travamento, não havia deformação significativa do estator da bomba, de modo que seu funcionamento não era prejudicado.

Obstrução da seção transversal do reator na posição do aerador

Inicialmente, a distribuição de ar nos reatores era realizada através de uma peça que consistia de um “cap” central onde estavam distribuídas radialmente cinco pedras porosas de 3 cm de comprimento e formato de bastão. Essa peça ficava disposta paralelamente à seção transversal do reator e perpendicularmente ao fluxo líquido. Aproximadamente aos dois meses de operação dos reatores, a seção transversal dos reatores, na altura dos aeradores, apresentava-se parcialmente obstruída devido ao acúmulo de lodo nas pedras do aerador. Tendo em vista que o progressivo acúmulo de lodo no aerador provocaria o fechamento da seção transversal dos reatores, providenciou-se a substituição dos difusores de ar. A nova peça a servir de difusor de ar consistia de um “cap” com um aerador de aquário de 10 cm de comprimento disposto paralelamente ao fluxo de líquido. Dessa forma, devido ao reduzido diâmetro do aerador, não havia área para acúmulo de lodo e/ou crescimento de biofilme. A distribuição de ar não ficou prejudicada o que pôde ser observado pelo deslocamento das bolhas de ar nos reatores.

Entupimento do distribuidor de efluente recirculado

Parte do efluente contido no reator era retirado pelo fundo do reator e reintroduzido pelo topo da coluna através de um distribuidor de líquido. Esse distribuidor consistia de uma ducha plástica cujos orifícios de saída tiveram seus diâmetros aumentados para aproximadamente 1 cm. Passadas algumas semanas de operação dos reatores, os distribuidores começaram a apresentar freqüentes entupimentos – os orifícios de saída eram obstruídos por lodo. Para solucionar o problema, optou-se por não utilizar mais o distribuidor e sim deixar que o efluente fosse reintroduzido no reator em forma de jato. A utilização de jato direto no reator não apresentou alterações consideráveis, em relação ao distribuidor, na expansão do leito suporte.

Formação de “rolha” quando ocorria falta de energia

Quando o fornecimento de energia era interrompido, as bombas de recirculação do efluente paravam de funcionar. Sem a vazão de recirculação, as partículas do leito suporte, cuja densidade é menor que a do esgoto, deslocavam-se para a superfície do líquido. Na superfície, essas partículas ficavam muito juntas, agregadas. Quando o fornecimento de

energia era retomado, as bombas de recirculação voltavam a funcionar despejando efluente sobre as partículas unidas que se comportavam como uma rolha, impedindo que o efluente passasse por elas. Inicialmente ocorria o transbordamento do efluente recirculado que se acumulava sobre a “rolha”. À medida que o efluente era retirado pelo fundo do reator, a “rolha” ia descendo e, quando não havia mais líquido na parte de baixo da “rolha”, a massa de partículas era sugada para dentro da bomba de recirculação. Conforme descrito anteriormente, a entrada de partículas na bomba resultava em mais problemas operacionais. Esse foi um problema operacional que ocorreu, de forma eventual, durante todo período experimental e para o qual não foi encontrada solução.

Cabe destacar que todos os problemas operacionais descritos apresentam alguma relação com a escala do experimento. Problemas como o entupimento de distribuidores de líquido e difusores de ar possivelmente não ocorreria em escala real, dadas as maiores dimensões de orifícios e tubulações. Da mesma forma, em escala real, dificilmente seriam verificados problemas como parada das bombas devido à entrada de partículas do meio suporte pois em estações de tratamento as bombas são incomparavelmente maiores do que as utilizadas no experimento em escala de laboratório.

6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1. CONCLUSÕES

Os RBLFI estudados apresentaram elevada eficiência de remoção carbonácea para todas as vazões de recirculação em que operaram e para todas as cargas orgânicas afluentes a que foram submetidos.

As eficiências de remoção carbonácea, em termos de DQO filtrada, apresentaram valor médio superior a 90% para a Carga Intermediária e em torno de 90% para a Maior Carga aplicada.

A vazão de recirculação, no intervalo de valores testado, não apresentou efeito sobre a eficiência de remoção carbonácea, indicando que uma mínima expansão capaz de expor totalmente a superfície do biofilme ao substrato afluyente é suficiente para obtenção de elevadas eficiências de remoção.

O aumento da carga orgânica afluyente apresentou efeito significativo (redução de eficiência) apenas no reator de menor vazão de recirculação (R1); para as demais vazões de recirculação, o aumento da carga orgânica afluyente não repercutiu sobre a eficiência de remoção carbonácea.

Para a vazão intermediária (R2) e para a maior vazão de recirculação (R3), a Maior Carga aplicada não é a máxima carga a que os reatores podem ser submetidos sem perda significativa de eficiência. Para a menor recirculação (R1), a máxima carga que pode ser aplicada sem perda significativa de eficiência é menor que a Maior Carga aplicada (1,74 Kg DQO/m³.dia).

A instabilidade na remoção carbonácea, representada pelo desvio padrão das médias, aumentou com o aumento da carga afluyente aplicada para os três reatores, ou seja, independentemente da vazão de recirculação.

O aumento da carga aplicada resultou em aumento significativo na quantidade média de sólidos voláteis livres nos três reatores. Quanto aos sólidos aderidos, o aumento da carga afluyente repercutiu de forma diferente nos três reatores.

Os resultados encontrados em relação aos sólidos aderidos indicam que a eficiência do tratamento nos reatores está ligada aos sólidos imobilizados (aderidos).

A vazão de recirculação apresentou efeito sobre a quantidade de sólidos voláteis aderidos, porém não foi identificado efeito sobre a quantidade de sólidos voláteis livres. A massa de sólidos voláteis aderidos aumentou com o aumento da carga orgânica aplicada.

O aumento da vazão de recirculação resultou em redução da velocidade ascensional média das biopartículas, ou seja, representou aumento da densidade das biopartículas. O mesmo efeito, aumento de densidade do biofilme, foi verificado em relação ao aumento da carga orgânica afluyente.

Quanto à expansão excessiva do leito suporte, há indícios de que esta ocorreu devido ao aumento da densidade do biofilme.

O principal problema ocorrido foi a dificuldade operacional de manutenção das biopartículas no reator, ou seja, a expansão excessiva do leito suporte.

6.2. RECOMENDAÇÕES

Na pesquisa desenvolvida, a variação de carga foi obtida através da variação da concentração afluyente pois o volume possível de ser armazenado sob refrigeração era reduzido. Recomenda-se que em futuras pesquisas seja estudado o efeito da variação de carga afluyente variando-se a vazão de alimentação pois, em aplicação real do sistema de tratamento, as duas situações podem ocorrer, ou seja, pode haver aumento de carga afluyente devido ao aumento de vazão afluyente ou devido ao aumento da concentração do afluyente.

Tendo em vista que foram verificados problemas possivelmente relacionados à escala dos reatores, em especial ao seu diâmetro, recomenda-se a avaliação do diâmetro em futuras pesquisas, especialmente sua relação com a formação de “rolha” descrita no Capítulo 5.6 – *Principais dificuldades operacionais ocorridas durante a realização do experimento*.

A pesquisa em apresentação investigou o comportamento dos reatores biológicos aeróbios de leito fluidizado inverso quando submetidos a variações de carga afluyente. Sugere-se que em pesquisas futuras seja estudado o comportamento desses reatores com “flutuação” de carga afluyente, ou seja, variações constantes de vazão e concentração afluyentes como as que ocorrem no tratamento de efluentes industriais e sanitários. Os reatores poderiam ser alimentados com efluentes reais como esgoto doméstico ou efluentes industriais.

Dada a importância da manutenção das biopartículas no interior dos reatores e sua vinculação com os parâmetros hidrodinâmicos de operação do reator, recomenda-se a investigação desses parâmetros em futuras pesquisas em reatores biológicos aeróbios de leito fluidizado inverso. O controle da expansão do leito através dos parâmetros hidrodinâmicos como velocidade do ar e do líquido (vazão de recirculação) é importante para operacionalização desse tipo de reator e necessita ser mais investigado.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDUL-AZIZ, M. A., ASOLEKAR, S. R. 2000. **Modeling of Biological Mixing in a Fluidized-Bed Biofilm Reactor**. Water Environmental Research, v. 72, 105-115.

APHA-AWWA-WPCF. 1995. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 19th Edition, Washington: American Public Health Association.

ARVIN, E., HARREMOËS, P. 1990. **Concepts and models for biofilm reactor performance**. Water Science and Technology, v.22, n.1/2, 171-192.

BEYENAL, H., LEWANDOWSKI, Z. 2000. **Combined effect of substrate concentration and flow velocity on effective diffusivity in biofilms**. Wat. Res., 34 (2), 528-538.

BEYENAL, H., TANYOLAÇ, A. 1998. **The effects of biofilm characteristics on the external mass transfer coefficient in a differential fluidized bed biofilm reactor**. Biochemical Engineering Journal, n.1, 53-61.

BISHOP, P. L. , ZHANG, T. C. , FU, Y. 1995. **Effects of biofilm structure, microbial distribution and mass transport on biodegradation processes**. Water Science and Technology v.31, n.1, 143-152.

BOESSMANN, M., NEU, T. R., HORN, H., HEMPEL, D. C. 2004. **Growth, structure and oxygen penetration in particle supported autotrophic biofilms**. Water Science and Technology v.49, n.11-12, 171-177.

BRANCO, S. M. 1978. **Hidrobiologia aplicada à engenharia sanitária**. 2 ed. São Paulo: Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. 620p.

CAMPOS, J. R. (Coordenador) 1999. **Tratamento de esgoto sanitário por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Programa de Saneamento Básico – PROSAB. Rio de Janeiro. ABES. 464 p.

CAMPOS, R. H., LAVINA, C., HOFFMANN, D. M., BELLI FILHO, P., COSTA, R. H. R. 2002. **Pós Tratamento de Efluente Anaeróbio Utilizando Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio**. In: III Simpósio Internacional de Qualidade Ambiental - Gestão Ambiental Urbana e Industrial. Anais III Simpósio Internacional de Qualidade Ambiental - v. 1. Porto Alegre, RS.

- CHANG, H. T., RITTMANN, B. E. 1994. **Predicting bed dynamics in three-phase, fluidized-bed biofilm reactors.** Water Science and Technology v.29, n.10-11, 231-241.
- CHARACKLIS, W. G. , MARSHALL, K. C. 1990. **Biofilms.** John Willey & Sons, 796 p.
- CHERNICHARO, C. A. L. (Coordenador) 2001. **Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios.** Programa de Saneamento Básico – PROSAB. Belo Horizonte, 544 p.
- COOPER, P. F., WHEELDON, B. 1980. **Fluidized- and Expanded-Bed Reactors for Wastewater Treatment.** Wat. Pollut. Control, v.79, n.2, 287-307.
- DE BEER, D., STOODLEY, P. 1995. **Relation between the structure of an aerobic biofilm and transport phenomena.** Water Science and Technology v.32, n.8, 11-18.
- DISTLER, G. A., RUSSO, C., SANT'ANA, G. L. 1995. **Tratamento de esgoto em reator aeróbio de leito fluidizado trifásico.** 18º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Anais trabalhos técnicos – editoração eletrônica ABES.
- FOUST, A. S. , WENZEL, L. A. , CLUMP, C. W. , MAUS, L. , ANDERSUN, L. B. 1982. **Princípios das Operações Unitárias.** John Willey & Sons. 2ª edição.
- GAUDY, E. T. 1988. **Elements of bioenvironmental engineering.** San Jose: Engineering Press. 592p.
- GEBARA, D., DALL'AGLIO, M., MATSUMOTO, T. 2000. **Avaliação do desempenho de reatores de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário.** In: XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. Porto Alegre. Anais Trabalhos técnicos – Ref: I-016, ABES.
- GJALTEMA, A., VINKE, J. L., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., HEIJNEN, J. J. 1997. **Biofilm abrasion by particle collisions in airlift reactors.** Water Science and Technology v.36, n.1, 221-228.
- HAMODA, M. F., AL-SHAREKH, H. A. 2000. **Performance of a combined biofilm-suspended growth system for wastewater treatment.** Water Science and Technology v.4, n.1, 167-175.
- HEIJNEN, J.J., MULDER, A., WELTEVREDE, R., HOLS, J., LEEUWEN, H. L. J. M. 1991. **Large scale anaerobic-aerobic treatment of complex industrial waste water using biofilm reactors.** Water Science and Technology v.23, Kyoto, 1427-1436.

- HEIJNEN, J.J., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., MULDER, R., WELTEVREDE, R., MULDER, A. 1993. **Development and scale-up of an aerobic biofilm air-lift suspension reactor**. *Water Science and Technology* v.27, n.5-6, 253-261.
- HIRATA, A., TAKEMOTO, T., OGAWA, K., AURESENIA, J., TSUNEDA, S. 2000. **Evaluation of kinetic parameters of biochemical reaction in three-phase fluidized bed biofilm reactor for wastewater treatment**. *Biochemical Engineering Journal* 5, 165-171.
- HOEHN R. C., ARLISS D. R. 1973. **Effects of thickness on bacterial film**. *J. Water Pollut. Control Fed.*, 45 2302-2320.
- HORAN, N. J. 1990. **Biological wastewater treatment systems. Theory and operation**. John Wiley & Sons, Chichester. 310 p.
- HORN, H., WÄSCHE, S., HEMPEL, D.C. 2002. **Simulation of biofilm growth, substrate conversion and mass transfer under different hydrodynamic conditions**. *Water Science and Technology* v.46, n.1-2, 249-252.
- IZA, J. 1991. **Fluidized bed reactors for anaerobic wastewater treatment**. *Water Science and Technology* v.24, n.8, 109-132.
- IWAI, S., KITAO, T. 1994. **Wastewater treatment with microbial biofilms**. Technomic Publishing Co, Lancaster, EUA. 184 p.
- KARAMANEV, D. G. , NIKOLOV, L. N. 1992. **Bed Expansion of Liquid-Solid Inverse Fluidization**. *AIChE Journal* v.38, n.12, 1916-1922.
- KARAPINAR, I., KARGI, F. 1996. **Effect of particle number density on wastewater treatment performance of a fluidized-bed bioreactor**. *Enzyme and Microbial Technology* v.19, 140-144.
- KARGI, F., KARAPINAR, I. 1997. **Performance of fluidized bed bioreactor containing wire-mesh sponge particles in wastewater treatment**. *Waste Management* v.17, n.1, 65-70.
- LIU, Y., TAY, J.H. 2002. **The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge**. *Water Research*, 36, 1653-1665.
- MELO, L. F. 2005. **Biofilm physical structure, internal diffusivity and tortuosity**. *Water Science and Technology* v.52, n.7, 77-84.

- McKINNEY, R. E. 1962. **Microbiology for Sanitary Engineers**. McGraw-Hill Book Company, Inc.
- MCKANE & KANDEL. 1986. **Microbiology: Essentials and Applications**. Series: Life Science Series. McGraw-Hill Book Company: Singapore.
- METCALF & EDDY 2000. **Wastewater engineering , treatment, disposal and reuse**. 4^a Edição. Ed. Mc Graw-Hill.
- NICOLLELLA, C. , DI FELICE, R. , ROVATTI, M. 1997. **Biomass Concentration in Fluidized Bed Biological Reactors**. Water Research v.31, n.4, 937-940.
- NICOLLELLA, C. , CHIARLE, S., DI FELICE, R. , ROVATTI, M. 1997a. **Mechanisms of biofilm detachment in fluidized bed reactors**. Water Science and Technology v.36, n.1, 229-235.
- NICOLLELLA, C. , VAN LOOSDRECHT, M. C. M. , HEIJNEN, J. J. 2000. **Wastewater treatment with particulate biofilm reactors**. Journal of Biotechnology v.80, 1-33
- NIKOLOV, L. N. , KARAMANEV, D. G. 1987. **Experimental Study of the Fluidized Bed Biofilm Reactor**. The Canadian Journal of Chemical Engineering, v.65, 214-217.
- NIKOLOV, V., FARAG, I., NIKOV, I. 2000. **Gas-liquid mass transfer in bioreactor with three-phase inverse fluidized bed**. Bioprocess Engineering 23 (2000), 427-429
- ODEGAARD, H., RUSTEN, B., WESTRUM, T. 1994. **A new moving bed biofilm reactor – applications and results**. Water Science and Technology v.29, n.10-11, 157-165.
- ODEGAARD, H., GISVOLD, B., STRICKLAND, J. 2000. **The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process** . Water Science and Technology v.41, n.4-5, 383-391.
- ODEGAARD, H. 2006. **Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process**. Water Science and Technology v.53, n.9, 17-33.
- OHASHI, A., HARADA, H. 1994. **Adhesion strength of biofilm developed in na attached-growth reactor**. Water Science and Technology v.29, n.10-11, 281-288.
- PELCZAR, M., REID, R., CHAN, E. C. S. 1980. **Microbiologia**. Vol. 1. Brasil: Ed. McGraw-Hill, 566 p.

- RABAH, F. K. J., DAHAB, M. F., SURAPALLI, R. Y. 2005. **Biomass concentration and biofilm characteristics in high-performance fluidized-bed biofilm reactors**. Water Science and Technology v.52, n.10-11, 579-586.
- RAMASAMY, P., ZHANG, X. 2005. **Effects of shear stress on the secretion of extracellular polymeric substances in biofilms**. Water Science and Technology v.52, n.7, 217-223.
- ROUXHET, P. G., MOZES, N. 1990. **Physical chemistry of the interface between attached micro-organisms and their support**. Water Science and Technology v.22, n.1-2, 1-16.
- SAFFERMAN, S. I., BISHOP, P. L. 1996. **Aerobic fluidized bed reactors with internal media cleaning**. Journal of Environmental Engineering, april/1996.
- SAFFERMAN, S. I., BISHOP, P. L. 1997. **Operating strategies for aerobic fluidized bed reactors**. Journal of Hazardous Materials v.54, 257-264.
- SAFFERMAN, S. I., SIRUVALURE, G. S., FOPPE, L. E. 1998. **Deicing fluid treatment in batch-loaded aerobic fluidized bed reactor**. Journal of Environmental Engineering, jan/1998.
- SOINI, S. M., KOSKINEN, K. T., VILINIUS, M. J., PUHAKKA, J. A. 2002. **Effects of fluid velocity and water quality on planktonic and sessile microbial growth in water hydraulic system**. Water Research, 36. 3812-3820.
- SOKÓL, W., HALFANI, M. R. 1999. **Hydrodynamics of a gas-liquid-solid fluidised bed bioreactor with a low density biomass support**. Biochemical Engineering Journal v.3, 185-192.
- STOODLEY, P., SAUER, K., DAVIES, D. G., COSTERTON, J. W. 2002. **Biofilms as complex differentiated communities**. Annu. Rev. Microbiol. 56, 187-209.
- TAVARES, C.R.G., SANT'ANNA, G.L., CAPDEVILLE, B. 1995. **The effect of air superficial velocity on biofilm accumulation in a three-phase fluidized-bed reactor**. Water Research v.29, n.10, 2293-2298.
- TRINET, F., HEIM, R., AMAR, D., CHANG, H. T., RITTMANN, B. E. 1991. **Study of biofilm and fluidization of bioparticles in a three-phase liquid-fluidized-bed reactor**. Water Science and Technology v.23, Kyoto, 1347-1354.

- TSUNEDA, S., AURESENIA, J., INOUE, Y., HASHIMOTO, U., HIRATA, A. 2002. **Kinetic model for dynamic response of three-phase fluidized bed biofilm reactor for wastewater treatment.** *Biochemical Engineering Journal* 10, 31-37.
- VAN LOOSDRECHT, M. C. M. , TIJHUIS, L. , WIJDIEKS, A. M. S., HEIJNEN, J. J. 1995. **Population Distribution in Aerobic Biofilms on Small Suspended Particles.** *Water Science and Technology* v.31, n.1, 163-171.
- VAN LOOSDRECHT, M. C. M. , EIKELBOOM, D. , GJALTEMA, A., MULDER, A., TIJHUIS, L., HEIJNEN, J. J. 1995a. **Biofilm Structure.** *Water Science and Technology* v.32, n.8, 35-43.
- VON SPERLING, M. 1996. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - v.2** Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental – Universidade Federal de Minas Gerais.
- WASCHES, S., HORN, H. HEMPEL, D. C. 2000. **Mass transfer phenomena in biofilm systems.** *Water Science and Technology* v.41, n.4-5, 357-360.
- WIJEYEKOON, S., MINO, T., SATOH, H., MATSUO, T. 2000. **Growth and novel structural features of tubular biofilms produced under different hydrodynamic conditions.** *Water Science and Technology* v.41, n.4-5, 129-138.
- WIJEYEKOON, S., MINO, T., SATOH, H., MATSUO, T. 2004. **Effects of substrate loading rate on biofilm structure.** *Wat. Res.*, **38**, 2479-2488.
- WOLF, D. B., CAMPOS, R. H., HOFFMANN, H, LAPOLLI, F. R., FILHO, P. B., COSTA, R. H. R. 2001. **Avaliação do Biofilme Desenvolvido em Reator de Leito Fluidizado no Tratamento de Esgoto Sanitário.** In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. João Pessoa, PB, Brasil. Anais trabalhos técnicos – Ref: II-022, ABES.
- ZHANG, T.C., BISHOP, P.L. 1994. **Density, porosity, and pore structure of biofilms.** *Water Research*, v.28, n.11, 2267-2277.

8. ANEXO

8.1. ANÁLISE ESTATÍSTICA DOS RESULTADOS

A análise estatística dos resultados foi realizada através de testes de significância com o intuito de verificar a existência de diferença das médias de eficiência e quantidade de sólidos entre os tratamentos (vazão de recirculação e carga orgânica afluyente). O teste de significância utilizado foi o teste “t” de Student. No caso de serem três tratamentos (recirculação), foi calculada ainda uma diferença mínima significativa (DMS) para analisar a significância da diferença entre as médias, comparando os tratamentos de dois em dois.

Tabela 8.1 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - eficiência x recirculação

RESUMO (Eficiência remoção DQOtotal - Carga Intermediária)						
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância		
R1	12	1082,82%	90,23%	0,10%		
R2	12	1075,61%	89,63%	0,16%		
R3	12	1078,20%	89,85%	0,08%		
ANOVA (Eficiência remoção DQOtotal - Carga Intermediária)						
Fonte da Variação		SQ	gl	MQ	F	F crítico
Entre grupos		0,02%	2	0,01%	0,10	3,32-3,23
Dentro dos grupos		3,79%	33	0,11%		
Total		3,82%	35	0,11%		

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.2 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - eficiência x recirculação

RESUMO (Eficiência remoção DQOfiltrada - Carga Intermediária)						
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância		
R1	12	1130,17%	94,18%	0,05%		
R2	12	1122,07%	93,51%	0,05%		
R3	12	1126,24%	93,85%	0,03%		
ANOVA (Eficiência remoção DQOfiltrada - Carga Intermediária)						
Fonte da Variação		SQ	gl	MQ	F	F crítico
Entre grupos		0,03%	2	0,01%	0,31	3,32-3,23
Dentro dos grupos		1,44%	33	0,04%		
Total		1,46%	35	0,04%		

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.3 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - eficiência x recirculação

RESUMO (Eficiência remoção DQOtotal - Maior Carga)						
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância		
R1	7	543,05%	77,58%	2,77%		
R2	7	539,55%	77,08%	4,35%		
R3	6	528,36%	88,06%	0,29%		
ANOVA (Eficiência remoção DQOtotal - Maior Carga)						
Fonte da Variação		SQ	gl	MQ	F	F crítico
Entre grupos		4,85%	2	2,42%	0,93	3,59
Dentro dos grupos		44,16%	17	2,60%		
Total		49,01%	19	2,58%		

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.4 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - eficiência x recirculação

RESUMO (Eficiência remoção DQOfiltrada - Maior Carga)						
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância		
R1	7	632,46%	90,35%	0,10%		
R2	7	581,19%	83,03%	3,58%		
R3	6	545,58%	90,93%	0,21%		
ANOVA (Eficiência remoção DQOfiltrada - Maior Carga)						
Fonte da Variação		SQ	gl	MQ	F	F crítico
Entre grupos		2,63%	2	1,32%	0,97	3,59
Dentro dos grupos		23,11%	17	1,36%		
Total		25,75%	19	1,36%		

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.5 - Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - ST livres x recirculação

RESUMO (ST - Carga Intermediária)					
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância	
R1	11	6.576	597,82	62.453,96	
R2	10	6.767	676,70	112.845,79	
R3	11	5.832	530,18	4.804,16	

ANOVA (ST - Carga Intermediária)						
Fonte da Variação	SQ	gl	MQ	F	F crítico	
Entre grupos	112.482,10	2	56.241,05	0,97	3,33	
Dentro dos grupos	1.688.193,37	29	58.213,56			
Total	1.800.675,47	31	58.086,31			

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.6 - Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - SF livres x recirculação

RESUMO (SF - Carga Intermediária)					
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância	
R1	11	2.956,00	268,73	47.544,62	
R2	10	3.542,00	354,20	97.319,51	
R3	11	2.485,00	225,91	2.100,29	

ANOVA (SF - Carga Intermediária)						
Fonte da Variação	SQ	gl	MQ	F	F crítico	
Entre grupos	88.621,78	2	44.310,89	0,94	3,33	
Dentro dos grupos	1.372.324,69	29	47.321,54			
Total	1.460.946,47	31	47.127,31			

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.7 - Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Carga Intermediária - SV livres x recirculação

RESUMO (SV - Carga Intermediária)					
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância	
R1	11	3.620	329,09	1.871,69	
R2	10	3.225	322,50	1.112,50	
R3	11	3.347	304,27	2.402,62	

ANOVA (SV - Carga Intermediária)						
Fonte da Variação	SQ	gl	MQ	F	F crítico	
Entre grupos	3.620,41	2	1.810,20	1,00	3,33	
Dentro dos grupos	52.755,59	29	1.819,16			
Total	56.376,00	31	1.818,58			

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.8 - Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - ST livres x recirculação

RESUMO (ST - Maior Carga)						
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância		
R1	6	5.785	964,17	119.392,17		
R2	6	6.192	1.032,00	188.967,20		
R3	5	4.055	811,00	41.235,00		
ANOVA (ST - Maior Carga)						
Fonte da Variação		SQ	gl	MQ	F	F crítico
Entre grupos		137.334,11	2	68.667,05	0,56	3,74
Dentro dos grupos		1.706.736,83	14	121.909,77		
Total		1.844.070,94	17	108.474,76		

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.9 - Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - SF livres x recirculação

RESUMO (SF - Maior Carga)						
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância		
R1	6	2.043,00	340,50	65.080,70		
R2	6	2.847,00	474,50	150.125,50		
R3	5	2.964,00	592,80	31.503,70		
ANOVA (SF - Maior Carga)						
Fonte da Variação		SQ	gl	MQ	F	F crítico
Entre grupos		175.054,20	2	87.527,10	1,02	3,74
Dentro dos grupos		1.202.045,80	14	85.860,41		
Total		1.377.100,00	16	86.068,75		

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.10 - Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nos reatores R1, R2 e R3 na etapa de Maior Carga - SV livres x recirculação

RESUMO (SV - Maior Carga)						
Grupo	Contagem	Soma	Média	Variância		
R1	6	3.021	623,67	15.515,07		
R2	6	2.341	557,50	3.785,50		
R3	5	2.062	592,80	31.503,70		
ANOVA (SV - Maior Carga)						
Fonte da Variação		SQ	gl	MQ	F	F crítico
Entre grupos		42.718,00	2	21.359,00	0,10	3,74
Dentro dos grupos		2.893.352,53	14	206.668,04		
Total		2.936.070,53	16	183.504,41		

Não existem evidências de diferença entre os tratamentos

Tabela 8.11 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - eficiência x carga afluyente

RESUMO (Eficiência de remoção DQO total em R1)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	12	7
média	90,23%	77,58%
variância	0,10%	2,77%
diferença entre médias	12,66%	
variância combinada	1,04%	
graus de liberdade	17	
t calc	2,61	
t Student	2,11	
diferença entre médias =	12,66% ± 4,86%	(P < 5%)

Tabela 8.12 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - eficiência x carga afluyente

RESUMO (Eficiência de remoção DQO filtrada em R1)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	12	7
média	94,18%	90,35%
variância	0,05%	0,10%
diferença entre médias	3,83%	
variância combinada	0,07%	
graus de liberdade	17	
t calc	3,05	
t Student	2,11	
diferença entre médias =	3,83% ± 1,25%	(P < 5%)

Tabela 8.13 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - eficiência x carga afluyente

RESUMO (Eficiência de remoção DQO total em R2)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	12	7
média	89,63%	77,08%
variância	0,16%	4,35%
diferença entre médias	12,56%	
variância combinada	1,64%	
graus de liberdade	17	
t calc	2,06	
t Student	2,11	
diferença entre médias = não significativa (P< 5%)		

Tabela 8.14 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - eficiência x carga afluyente

RESUMO (Eficiência de remoção DQO filtrada em R2)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	12	7
média	93,51%	83,03%
variância	0,05%	3,58%
diferença entre médias	10,48%	
variância combinada	1,29%	
graus de liberdade	17	
t calc	1,94	
t Student	2,11	
diferença entre médias = não significativa (P< 5%)		

Tabela 8.15 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO total nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - eficiência x carga afluyente

RESUMO (Eficiência de remoção DQO total em R3)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	12	6
média	89,85%	88,06%
variância	0,08%	0,29%
diferença entre médias	1,79%	
variância combinada	0,15%	
graus de liberdade	16	
t calc	0,93	
t Student	2,12	
diferença entre médias = não significativa (P< 5%)		

Tabela 8.16 - Análise estatística da eficiência de remoção de DQO filtrada nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - eficiência x carga afluyente

RESUMO (Eficiência de remoção DQO filtrada em R3)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	12	6
média	93,85%	90,93%
variância	0,03%	0,21%
diferença entre médias	2,92%	
variância combinada	0,09%	
graus de liberdade	16	
t calc	1,99	
t Student	2,12	
diferença entre médias = não significativa (P< 5%)		

Tabela 8.17 - Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - ST x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Totais Livres em R1)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	11	6
média	597,82	964,17
variância	98.192,62	119.392,17
diferença entre médias	366,35	
variância combinada	105.259,14	
graus de liberdade	15,00	
t calc	2,22	
t Student	2,13	
diferença entre médias =	366,35 ± 164,66	(P < 5%)

Tabela 8.18 - Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - SF x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Fixos Livres em R1)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	11	6
média	268,73	340,50
variância	54.766,05	65.080,70
diferença entre médias	71,77	
variância combinada	58.204,27	
graus de liberdade	15,00	
t calc	0,59	
t Student	2,13	
diferença entre médias =	não significativa (P < 5%)	

Tabela 8.19 - Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R1 (menor recirculação) - SV x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Voláteis Livres em R1)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	11	6
média	329,09	623,67
variância	1.871,69	15.515,07
diferença entre médias	294,58	
variância combinada	6.419,48	
graus de liberdade	15,00	
t calc	7,24	
t Student	2,13	
diferença entre médias =	294,58 ± 40,66	(P < 5%)

Tabela 8.20 - Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - ST x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Totais Livres em R2)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	10	6
média	676,70	1.032,00
variância	112.845,79	188.967,20
diferença entre médias	355,30	
variância combinada	140.032,01	
graus de liberdade	14,00	
t calc	1,84	
t Student	2,145	
diferença entre médias = não significativa (P < 5%)		

Tabela 8.21 - Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - SF x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Fixos Livres em R2)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	10	6
média	354,20	474,50
variância	97.319,51	150.125,50
diferença entre médias	120,30	
variância combinada	116.178,79	
graus de liberdade	14,00	
t calc	0,68	
t Student	2,145	
diferença entre médias = não significativa (P < 5%)		

Tabela 8.22 - Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R2 (recirculação intermediária) - SV x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Voláteis Livres em R2)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	10	6
média	322,50	557,50
variância	1.112,50	3.785,50
diferença entre médias	235,00	
variância combinada	2.067,14	
graus de liberdade	14,00	
t calc	10,01	
t Student	2,145	
diferença entre médias =	235,00 ± 23,48	(P < 5%)

Tabela 8.23 - Análise estatística da quantidade de sólidos totais livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - ST x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Totais Livres em R3)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	11	5
média	530,18	811,00
variância	4.804,16	41.235,00
diferença entre médias	280,82	
variância combinada	15.212,97	
graus de liberdade	14	
t calc	4,22	
t Student	2,145	
diferença entre médias =	280,82 ± 66,53	(P < 5%)

Tabela 8.24 - Análise estatística da quantidade de sólidos fixos livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - SF x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Fixos Livres em R3)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	11	5
média	225,91	218,20
variância	2.100,29	4.209,70
diferença entre médias	7,71	
variância combinada	2.702,98	
graus de liberdade	14	
t calc	0,27	
t Student	2,145	
diferença entre médias =	não significativa (P < 5%)	

Tabela 8.25 - Análise estatística da quantidade de sólidos voláteis livres nas etapas de Carga Intermediária e Maior Carga no reator R3 (maior recirculação) - SV x carga afluyente

RESUMO (Sólidos Voláteis Livres em R3)		
	Carga Intermediária	Maior Carga
n	11	5
média	304,27	592,80
variância	2.402,62	31.503,70
diferença entre médias	288,53	
variância combinada	10.717,21	
graus de liberdade	14,00	
t calc	5,17	
t Student	2,145	
diferença entre médias =	288,53 ± 55,84	(P < 5%)