

INFLUÊNCIA DA CARGA ORGÂNICA NO DESEMPENHO DE REATORES DE  
LEITO MÓVEL COM BIOFILME (MBBR)

Gelma Gonçalves dos Reis

DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DA COORDENAÇÃO DOS  
PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE  
FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS  
PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA  
QUÍMICA.

Aprovada por:

---

Prof. Geraldo Lippel Sant'Anna Jr., Dr. Ing.

---

Profa. Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti, D.Sc.

---

Profa. Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

---

Prof. Enrique Luis Lima, D.Sc.

---

Dra. Ana Cláudia Figueiras Pedreira de Cerqueira, D.Sc.

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

FEVEREIRO DE 2007

REIS, GELMA GONÇALVES DOS

Influência da carga orgânica no desempenho de reatores de leito móvel com biofilme (MBBR) [Rio de Janeiro] 2007

XIX, 134p. 29,7 cm (COPPE/UFRJ, M.Sc., Engenharia Química, 2007)

Dissertação – Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE

1. Tratamento de efluente sintético com elevadas cargas orgânicas
2. Nitrificação
3. MBBR

I. COPPE/UFRJ II. Título (série)

**Aos meus pais e a Deus, por todas  
as concessões feitas a meu favor.**

## AGRADECIMENTOS

### **A Deus, pela oportunidade.**

Agradeço a todos aqueles que, direta ou indiretamente, contribuíram para a realização desta dissertação. Em especial, quero expressar meus sinceros agradecimentos.

Ao João Adalberto Gonçalves e Marlúcia dos Reis Gonçalves, meus amados pais, que desde o início da minha vida apóiam todos os meus sonhos e me encorajam a conquistá-los.

As minhas irmãs Josimá Gonçalves dos Reis e Josiane Gonçalves dos Reis, pela compreensão nos momentos de ausência e palavras de otimismo nos momentos certos.

Ao meu irmão João Carlos Gonçalves, pela tolerância e respeito vividos ao longo dos até então, 11 anos longe de nossa família.

Ao Prof. Geraldo Lippel, pela orientação e empenho na realização do trabalho.

À Profa. Márcia Dezotti, pela orientação e apoio às dificuldades da vida.

À CAPES, pela bolsa de mestrado.

À White Martins, por acreditar no tema e em especial Ana Claudia pelos esforços e a grande atenção empenhada na realização do trabalho.

À coordenação do PEQ/COPPE/UFRJ.

Aos funcionários do prédio anexo pelo suporte técnico e pelo auxílio na resolução de problemas operacionais.

Aos funcionários da secretaria do programa de engenharia química, Arthur, Paulinha, Luciana e ao Eduardo.

À Aline Viero, por todo apoio e estímulo, por todas as discussões que a fiz tomar parte sobre assuntos do trabalho e pelos fins-de-semana em companhia que me levou à remota Ilha do Fundão.

À Dani Bila, Simone, Milena, Alê, Dani Técnica, Jão, Rafael, Carol, Gustavo, pelo companheirismo e compreensão nos momentos bons e ruins.

Ao Hudson, Antonio e Jardel pelos mais importantes momentos de alívio e companheirismo no mangue, grêmio, vila dos funcionários e Bonsucesso;

Resumo da dissertação apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc)

## INFLUÊNCIA DA CARGA ORGÂNICA NO DESEMPENHO DE REATORES DE LEITO MÓVEL COM BIOFILME (MBBR)

Gelma Gonçalves dos Reis

Fevereiro/2007

Orientadores: Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti  
Geraldo Lippel Sant'Anna Jr.

Programa: Engenharia Química

Neste trabalho foi investigado o desempenho de um reator de leito móvel com biofilme (*moving bed biofilm reactor*) submetido a elevadas cargas orgânicas. A nitrificação do efluente sintético foi também quantificada em um reator, do mesmo tipo, em série com o primeiro.

O primeiro reator (10 L) e o segundo reator (20 L) empregaram o mesmo material suporte comercial na proporção de 40 a 50% do volume correspondente ao do leito fixo. Ao primeiro reator foram aplicadas cargas orgânicas na faixa de 4,4 a 8,6 kgDQO/m<sup>3</sup>.d, sendo o reator operado por períodos de cerca de 30 dias em cada regime, correspondente a um dado valor de carga orgânica. O segundo reator foi acoplado ao primeiro somente nos dois últimos regimes operacionais. As seguintes variáveis relevantes ao processo foram monitoradas durante a operação dos reatores: DQO, pH, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (afluente e efluente), SST, SSV, polissacarídeos e proteínas no meio reacional.

As eficiências globais de remoção de matéria orgânica e o percentual de nitrificação superaram 90%. Observou-se que a variação da carga orgânica, na faixa investigada, não teve efeito marcante no desempenho do reator. Entretanto, em dois regimes operacionais constatou-se a presença de polissacarídeos, em elevada concentração, no meio reacional, causando queda na eficiência de remoção da DQO bruta. As observações do biofilme, feitas por microscopia ótica, revelaram alta biodiversidade (protozoários) mesmo sendo o reator submetido a altas cargas orgânicas.

Abstract of Dissertation presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Máster os Science (M.Sc)

ORGANIC LOAD EFFECT ON THE PERFORMANCE OF A MOVING BED BIOFILM REACTOR (MBBR)

Gelma Gonçalves dos Reis

February/2007

Advisors: Márcia Walquíria de Carvalho Dezotti  
Geraldo Lippel Sant'Anna Jr.

Department: Chemical Engineering

The performance of a moving bed biofilm reactor, operated under high organic loads, was investigated. Nitrification of the synthetic wastewater was also quantified in a second reactor, in series.

The first reactor (10 L) and the second one (20 L) utilized the same commercial support in amounts of 40 – 50% of the fixed-bed volume. Several 30-d experimental runs were performed, varying the organic load in the range of 4.4 to 8.8 kgCOD/m<sup>3</sup>.d. The second reactor was connected to the first one in the two last experimental runs. The following operation parameters were monitored throughout the experimental work: COD, pH, N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (influent and effluent), TSS, VSS, polysaccharides and protein contents in the reaction medium.

The removal of organic matter and the percentage of nitrification surpassed 90%. The organic load, in the investigated range, did not affect appreciably the performance of the reactor. However, in two operation runs the polysaccharides in the medium reached high concentrations, dropping the efficiency of raw COD removal. Biofilm observation made by optical microscopy revealed abundance of protozoa in all the experimental runs, even when high organic loads were imposed to the reactor.

## SUMÁRIO

<b>1 INTRODUÇÃO</b>	1
<b>2 OBJETIVOS</b>	4
<b>2.1 Objetivo geral</b>	4
<b>2.2 Objetivos específicos</b>	4
<b>3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	5
<b>3.1 Introdução</b>	5
3.1.1 Processo MBBR	5
3.1.2 Operação de MBBRs com suportes Kaldnes <sup>®</sup> a altas cargas orgânicas	8
<b>3.2 Aplicações do MBBR</b>	11
3.2.1 Aplicações do MBBR na remoção de matéria orgânica	12
3.2.2 Remoção de nitrogênio amoniacal (nitrificação)	16
<b>3.3 Aspectos Operacionais</b>	19
3.3.1 Porcentagem de suporte	19
3.3.2 Hidrodinâmica do biorreator	23
3.3.3 Oxigênio Dissolvido (OD)	24
3.3.4 Substâncias poliméricas extracelulares (EPS)	24
<b>4 MATERIAIS E MÉTODOS</b>	27
<b>4.1 Descrição da unidade experimental</b>	27
<b>4.2 Efluente utilizado</b>	30
<b>4.3 Material suporte empregado</b>	31
<b>4.4 Caracterização da unidade experimental – Testes preliminares</b>	32
4.4.1 Parâmetros hidrodinâmicos	32
4.4.1.1 Distribuição dos tempos de residência (DTR)	32
4.4.1.2 Tempo de mistura	35
4.4.2 Determinação do coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_{L,a}$ )	36
4.4.3 Cinética de biodegradação do processo	37
<b>4.5 Ensaio de operação contínua dos reatores</b>	38
4.5.1 Início da operação	38

4.5.2 Regimes operacionais investigados	39
4.5.3 Testes de coagulação/floculação do efluente tratado	40
<b>4.6 Métodos analíticos</b>	41
4.6.1 Demanda química de oxigênio (DQO)	42
4.6.2 Sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis	42
4.6.3 Análise de turbidez	42
4.6.4 Monitoramento do pH, temperatura e oxigênio dissolvido	43
4.6.5 Caracterização microscópica	43
4.6.6 Determinação de polissacarídeos	43
4.6.6.1 Polissacarídeos livres na fase aquosa	44
4.6.6.2 Polissacarídeos totais aderidos ao suporte	44
4.6.7 Determinação de Proteína	44
4.6.7.1 Proteínas livres na fase aquosa	44
4.6.7.2 Proteínas totais aderidas no suporte	45
4.6.8 Análise de amônia	45
<b>4.7 Parâmetros monitorados e frequência analítica</b>	45
<b>4.8 Procedimento de cálculo</b>	46
4.8.1 Eficiência de remoção	46
4.8.2 Produção específica de lodo (Y)	46
4.8.3 Coeficiente específico de desprendimento ( $b_s$ )	47
<b>5 RESULTADOS E DISCUSSÕES</b>	48
<b>5.1 Testes preliminares</b>	48
5.1.1 Distribuição dos tempos de residência (DTR)	48
5.1.2 Tempo de mistura	50
5.1.3 Coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_La$ )	53
<b>5.2 Monitoramento da temperatura, pH e oxigênio dissolvido nos reatores</b>	58
5.2.1 Temperatura	58
5.2.2 pH	58
5.2.3 Oxigênio Dissolvido (OD)	59
<b>5.3 Influência da carga orgânica no desempenho do MBBR</b>	60



5.3.1	Eficiência de remoção de matéria orgânica solúvel no MBBR01	60
5.3.2	Remoção global de matéria orgânica	66
5.3.3	Avaliação cinética do processo	68
<b>5.4</b>	<b>Biomassa em suspensão EPS e biomassa aderida ao suporte</b>	<b>69</b>
5.4.1	Biomassa em Suspensão e EPS	69
5.4.1.1	Variação dos sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis	69
5.4.1.2	Teor de polissacarídeos e proteínas em solução na fase aquosa	73
5.4.2	Evolução da biomassa aderida ao suporte	76
<b>5.5</b>	<b>Coefficiente específico de desprendimento (<math>b_s</math>)</b>	<b>79</b>
<b>5.6</b>	<b>Eficiência de Remoção de Amônia no MBBR01 e MBBR02</b>	<b>80</b>
<b>5.7</b>	<b>Microscopia</b>	<b>84</b>
5.7.1	Microscopia MBBR01	84
5.7.2	Microscopia MBBR02	85
5.7.3	População microbiana	85
<b>5.8</b>	<b>Resultados de “Jar Test” nos estudos para remoção dos excessos de polissacarídeos e proteínas do efluente do MBBR01 no quinto regime</b>	<b>95</b>
<b>5.9</b>	<b>Resultados globais</b>	<b>97</b>
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES, RECOMENDAÇÕES E PERSPECTIVAS FUTURAS</b>	<b>99</b>
6.1	Conclusões	99
6.2	Sugestões e perspectivas futuras	101
<b>7</b>	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b>	<b>102</b>
<b>8</b>	<b>ANEXOS</b>	<b>110</b>
	ANEXO I	111
	ANEXO II	115
	ANEXO III	117
	ANEXO IV	120
	ANEXO V	124
	ANEXO VI	129

ANEXO VII  
ANEXO VIII

130  
133

## Lista de Figuras

<b>Figura 1.</b> Classificação dos processos de tratamentos aeróbio, com relação à forma de apresentação da biomassa (adaptado de LAZAROVA e MANEM, 1993)	6
<b>Figura 2.</b> Ilustração do funcionamento de MBBRs, adaptado de RUSTEN <i>et al.</i> (1994).	7
<b>Figura 3.</b> MBBR seguido de decantador (retirada de biomassa) com etapa físico-química para quando se deseja remover fósforo.	13
<b>Figura 4.</b> MBBR para sistemas com altas cargas orgânicas seguido de floculação e separação da biomassa.	13
<b>Figura 5.</b> MBBR aplicado como pré-tratamento para sistema de lodos ativados de plantas existentes, para aumento de capacidade da unidade ou aumento da eficiência do processo.	13
<b>Figura 6.</b> Foto dos suportes Kaldnes apresentados na Tabela 2 da esquerda para a direita (K1, K2, K3 e K4) (RUSTEN <i>et al.</i> , 2005)	20
<b>Figura 7.</b> Fotos de um MBBR de bancada ilustrando a retenção dos suportes numa das paredes laterais do reator.	21
<b>Figura 8.</b> Suportes desenvolvidos por WANG <i>et al.</i> (2006) e testados no processo simultâneo de nitrificação e desnitrificação (SND)	21
<b>Figura 9.</b> Suportes de polietileno AGAR <sup>®</sup>	22
<b>Figura 10.</b> Suporte comercial EXA-CELL <sup>®</sup>	23
<b>Figura 11.</b> Esquema geral da unidade experimental constituída de borbulhamento de dois reatores de leito móvel com biofilme (MBBR)	29
<b>Figura 12.</b> Suporte utilizado para adesão do biofilme	31
<b>Figura 13.</b> DTRs experimental e prevista pelo modelo de mistura perfeita para os testes realizados com um TRH de: (A) 1,95h, (B) 2,32h, (C) 3,18h e (D) 4,1h.	49
<b>Figura 14.</b> Variação da concentração de NaCl com tempo para os testes com $U_G$ de: (A) 13,6 m.h <sup>-1</sup> , (B) 21,8 m.h <sup>-1</sup> , (C) 29,1 m.h <sup>-1</sup> , (D) 36,8 m.h <sup>-1</sup> e (E) 36,8 m.h <sup>-1</sup> .	51
<b>Figura 15.</b> Tempos de mistura médios ( $T_M$ ) com seus respectivos desvios padrão para diferentes valores de $U_G$ .	52

<b>Figura 16.</b> Curva de reoxigenação do meio líquido para o ensaio realizado com $U_G$ de $45 \text{ m.h}^{-1}$ .	54
<b>Figura 17.</b> Variação de $K_{La}$ em função de $U_G$ , onde ( $\diamond$ ) dados experimentais e (--) dados obtidos via Equação 5.2.	56
<b>Figura 18.</b> Ajuste de uma relação linear de dependência entre $K_{La}$ e $U_G$ onde ( $\diamond$ ) obtidos experimentalmente e (—) correlação linear obtida.	57
<b>Figura 19.</b> Variação da $DQO_F$ na entrada (E) e na saída (S) do biorreator para os regimes de operação 1,2 e 3.	61
<b>Figura 20.</b> Variação da $DQOF$ na entrada (E) e na saída (S) do biorreator para os regimes 4 e 5.	61
<b>Figura 21.</b> Eficiência média de remoção da $DQO_F$ em função da carga orgânica aplicada para os cinco regimes de operação investigados.	62
<b>Figura 22.</b> Carga orgânica volumétrica removida versus carga orgânica volumétrica aplicada no reator para os cinco regimes operacionais.	64
<b>Figura 23.</b> Eficiência de remoção de $DQO_F$ versus carga orgânica superficial aplicada no reator para os cinco regimes operacionais.	65
<b>Figura 24.</b> Obtenção da constante cinética de biodegradação de primeira ordem para o modelo apresentado pela equação 4.11.	68
<b>Figura 25.</b> Variação dos teores de SSV e da razão SSV/SST para os regimes 1, 2 e 3.	69
<b>Figura 26.</b> Variação dos teores de SSV e da razão SSV/SST para os regimes 4 e 5.	70
<b>Figura 27.</b> Produção específica de lodo $Y$ ( $\text{mgSSV}/\text{mgDQO}_F$ removida) observada para a operação do MBBR01 a diferentes cargas orgânicas.	71
<b>Figura 28.</b> Variação do teor de SSV e da razão SSV/SST para os regimes 4 e 5 – MBBR02.	72
<b>Figura 29.</b> Variação do teor de polissacarídeos na fase líquida para os regimes 1, 2 e 3.	73
<b>Figura 30.</b> Variação do teor de polissacarídeos na fase líquida os regimes 4 e 5.	74
<b>Figura 31.</b> Imagem de alíquota retirada do MBBR01 (regime 4), aumento de 100X.	74
<b>Figura 32.</b> Aspecto do centrifugado da fase líquida nos diferentes regimes.	75

<b>Figura 33.</b> Variação do teor de proteínas na fase líquida para os cinco regimes de operação.	76
<b>Figura 34.</b> Quantidade de proteína e polissacarídeos aderidos no suportes no biorreator.	77
<b>Figura 35.</b> Quantidade de biofilme aderido ao suporte para os cinco regimes.	78
<b>Figura 36.</b> Variação do teor de $N-NH_4^+$ no MBBR02 nos regimes 4 e 5, onde: (E) entrada, (S) saída.	81
<b>Figura 37.</b> Valores médios da eficiência de remoção de $N-NH_4^+$ obtidos em cada um dos reatores isoladamente.	82
<b>Figura 38.</b> Relação de eficiência em função da $C_V$ aplicada obtidas neste trabalho.	83
<b>Figura 39.</b> Microfotografias dos microorganismos presentes em suspensão no meio líquido no primeiro regime de operação. (A) ciliados da espécie <i>Uronemas</i> , aumento 400x. (B) espécie não caracterizada, mas muito abundante no meio, aumento 400x. (C) <i>Vorticella</i> , aumento 400x. (D) Bactérias filamentosas, provavelmente, <i>Sphaerotilus natans</i> , aumento 100x.	85
<b>Figura 40.</b> Microfotografia dos microorganismos presentes no biofilme durante o período de operação do primeiro regime. (A) Presença de amebas (cargas altas e/ou falta de oxigênio), aumento 100x. (B) Protozoários, aumento 400x com contraste de fase 2. (C) Ciliados livres <i>Vorticella</i> , aumento de 400x com contraste de fase 1. (D) Presença solitária de <i>Epistylis sp.</i> , (E) Colônia de <i>Vorticella sp-1</i> , aumento 400x com contraste de fase 1 (F) Protozoário <i>Euplotes</i> , aumento 400x.	87
<b>Figura 41.</b> Microfotografia do segundo regime. (A) significativa presença de livre-natantes <i>Uronemas</i> , aumento 100x. (B) <i>Epystillis</i> caracterizando perda de biofilme dos suportes, aumento de 400x. (C) Protozoário não identificado, presente somente no 2º regime, aumento de 400x com contraste de fase 1. (D) presença marcante de bactérias filamentosas, aumento 400x. (E) protozoários como o apresentado na figura C, aumento 100x. (F) filamentos longos e inteiros, aumento de 400x.	89

<b>Figura 42.</b> Microfotografias no terceiro regime. (A) Protozoário <i>Litonotus</i> , aumento 400x com contraste de fase 1. (B) <i>Vorticella</i> , aumento 100x. (C) colônias de <i>Epistylis</i> , aumento 400x com contraste de fase 1. (D) Rotífero <i>Litonotus</i> e característica do biofilme ao final do terceiro regime, aumento 100x.	90
<b>Figura 43.</b> Microfotografias dos regimes 4 e 5. (A) colônia de <i>Epistylis</i> , aumento 400x com contraste de fase 1. (B) Rotíferos <i>Litonotus</i> , aumento 100x com contraste de fase 3. (C) Nematódeos, Rotíferos e ciliados, aumento 100x com contraste de fase escura. (D) ciliados e rotíferos, aumento 100x. (E) penduculado solitário não identificado, aumento 100x. (F) presença abundante de ciliados <i>Paramecium aurelius</i> , aumento 400x.	91
<b>Figura 44.</b> Microfotografias dos regimes 4 e 5. (A) nematódeos, rotíferos e penduculados, aumento de 100x. (B) colônia de <i>Vorticella</i> , aumento 400x. (C) Colônias de <i>Vorticella</i> com pendúnculos alongados, aumento 100x. (D) Presença de agregados de protozoários fixos “cuanoflagelados” e filamentos em suspensão, aumento 400x. (E) <i>Vorticella</i> , <i>Epistylis</i> e característica do biofilme com filamentos quebrados e na fase líquida, aumento 100x. (F) “cuanoflagelados” e filamentos quebrados no biofilme e em suspensão, aumento 400x.	92
<b>Figura 45.</b> Abundância relativa dos microorganismos nos regimes operacionais investigados no MBBR01.	94
<b>Figura A.1.</b> Curvas padrões típicas para dosagem de polissacarídeos.	112
<b>Figura A.2.</b> Curvas padrões típicas para dosagem de proteínas.	114
<b>Figura A.II.1.</b> Curva experimental para determinação de DTR.	115
<b>Figura A.II.2.</b> Curva adimensionalizada para determinação de DTR.	115
<b>Figura A.II.3.</b> Curva experimental para determinação de DTR.	116
<b>Figura A.II.4.</b> Curva adimensionalizada para determinação de DTR.	116
<b>Figura A.III.1.</b> Curva típica de reoxigenação para determinação de $K_{La}$ .	117
<b>Figura A.III.2.</b> Curvas típicas de reoxigenação para determinação de $K_{La}$ .	117
<b>Figura A.III.3.</b> Curva típica de reoxigenação para determinação de $K_{La}$ .	118
<b>Figura A.III.4.</b> Curva típica de reoxigenação para determinação de $K_{La}$ .	118
<b>Figura A.III.5.</b> Representação dos dados para verificação de modelo cinético: Ajuste não satisfatório e modelo desconsiderado.	119

<b>Figura A.V.1.</b> Curvas típicas de variação de N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> para o MBBR01.	120
<b>Figura A.VI.1.</b> Variação da produção específica de lodo no primeiro reator.	121
<b>Figura A.VII.1</b> Monitoramento dos EPS nos regimes investigados MBBR01	132
<b>Figura A.VIII.1.</b> Curvas de calibração típicas para análise de DQO.	133
<b>Figura A.VIII.2.</b> Curvas típicas para análise de amônia.	134

## Lista de Tabelas

<b>Tabela 1.</b> Faixa de Cargas orgânicas recomendadas para alguns processos biológicos.	10
<b>Tabela 2.</b> Dados dos suportes Kaldnes para reatores de leito móvel com biofilme (MBBR).	20
<b>Tabela 3.</b> Comparação entre as propriedades de suportes comerciais.	23
<b>Tabela 4.</b> Composição do efluente sintético usado no trabalho.	30
<b>Tabela 5.</b> Condições empregadas para determinação da distribuição dos tempos de residência da fase líquida.	33
<b>Tabela 6.</b> Condições empregadas para determinação do tempo de mistura no reator.	35
<b>Tabela 7.</b> Condições experimentais de operação para o MBBR01.	40
<b>Tabela 8.</b> Condições experimentais de operação para o MBBR02.	40
<b>Tabela 9.</b> Característica do efluente gerado no MBBR01.	41
<b>Tabela 10.</b> Acompanhamento analítico dos experimento	46
<b>Tabela 11.</b> Médias do DTRs e desvios em relação aos valores de TRH.	49
<b>Tabela 12.</b> Tempos de mistura obtidos para diferentes valores de $U_G$ .	52
<b>Tabela 13.</b> Resultados experimentais de $K_{La}$ .	54
<b>Tabela 14.</b> Valores de pH de entrada e saída para os dois biorreatores para os regimes de operação investigados.	58
<b>Tabela 15.</b> Condições do oxigênio dissolvido nos biorreatores para os regimes de operação investigados.	59
<b>Tabela 16.</b> Resultados obtidos no teste “ <i>t-student</i> ”.	63
<b>Tabela 17.</b> Desempenho médio dos experimentos avaliados em função da carga orgânica solúvel.	66
<b>Tabela 18.</b> Dados de eficiência de remoção de DQO total ( $DQO_T$ ) para os regimes operacionais investigados.	67
<b>Tabela 19.</b> Coeficiente específico de desprendimento.	79
<b>Tabela 20.</b> Dados médios da eficiência de remoção de $N-NH_4^+$ para os regimes investigados.	82



<b>Tabela 21.</b> Estimativa da população microbiana presente no MBBR01 nos cinco regimes operacionais.	94
<b>Tabela 22.</b> Resultado apresentados referentes aos testes de coagulação/floculação realizado com o efluente de saída do MBBR01.	96
<b>Tabela 23.</b> Resumo das condições operacionais e dos resultados obtidos em todos os regimes de operação do MBBR.	98

## Lista de símbolos e abreviaturas

As	Área superficial do suporte, [m <sup>2</sup> ]
b	Biofilme
C	Concentração de oxigênio dissolvido no líquido, [mg.L <sup>-1</sup> ]
ClO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Cloratos, [mg.L <sup>-1</sup> ]
C <sub>s</sub>	Concentração de saturação de oxigênio, [mg.L <sup>-1</sup> ]
CSTR	Modelo hidrodinâmico de mistura perfeita
C <sub>V</sub>	Carga orgânica volumétrica, [kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> ]
C/F	Coagulação/Floculação
C <sub>o</sub>	Conc. de oxigênio dissolvido no instante igual a zero, [mg.L <sup>-1</sup> ]
d	Dia(s)
DQO	Demanda química de oxigênio, [mg.L <sup>-1</sup> ]
DQO <sub>B</sub>	Demanda química de oxigênio bruta, [mg.L <sup>-1</sup> ]
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio, [mg.L <sup>-1</sup> ]
DBO <sub>7</sub>	Demanda bioquímica de oxigênio no sétimo dia, [mg.L <sup>-1</sup> ]
DQO <sub>F</sub>	Demanda química de oxigênio filtrada, [mg.L <sup>-1</sup> ]
DQO <sub>T</sub>	Demanda química de oxigênio total, [mg.L <sup>-1</sup> ]
DTR	Distribuição dos tempos de residência
e	Entrada
E(t)	Curva de tempos de residência
EPS	Substâncias extracelulares
ETE	Estação de tratamento de efluentes
ETIG	Estação de tratamento de efluentes da Ilha do Governador
Fe	Ferro
g	Gramas(s)
h	Hora(s)
H <sub>2</sub> O	Água
H <sup>+</sup>	Íons hidrogenopositivos
K	Constante cinética de biodegradação
kg	Kilograma(s)
K <sub>L</sub> a	Coefficiente global ou volumétrico de transferência de oxigênio
K <sub>L</sub>	Coefficiente de transferência de massa
L	Litro(s)
m	Metro(s)
MBBR	Biorreator de leito móvel com biofilme
MBBR01	Primeiro biorreator
MBBR02	Segundo biorreator
MBR	Biorreator com membranas submersas
mg	Miligrama(s)
min	Minuto(s)
m <sup>2</sup>	Metro quadrado
m <sup>3</sup>	Metro cúbico
N	Nitrogênio
NaCl	Cloreto de sódio
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	Nitrogênio amoniacal
NH <sub>3</sub>	Amônia

NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	Nitrito
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Nitrato
NTU	Unidades nefelométricas de turbidez
ONU	Organização das Nações Unidas
OD	Oxigênio dissolvido
O <sub>2</sub>	Oxigênio
P	Fósforo
pH	Potencial hidrogeniônico
PT	Proteína
PS	Polissacarídeos
p/v	Relação massa por volume
Q	Vazão
RALFS	Reator aeróbio de leito fixo submerso
r <sub>s</sub>	Taxa de biodegradação
S	Suspensão
s	Saída
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos voláteis totais
S*	Substrato
So	Concentração de substrato na entrada do reator
Se	Concentração de substrato na saída do reator
T	Tempo
T <sub>M</sub>	Tempo de mistura
t <sub>m</sub>	Tempo médio de distribuição dos tempos de residência
TRH	Tempo de retenção hidráulico
UASB	"Upflow Anaerobic Sludge Blanket" (reator anaeróbio de fluxo ascendente)
U <sub>G</sub>	Velocidade ascensional do gás, [L.T <sup>-1</sup> ]
UNESCO	Organização das Nações Unidas para a Educação, Ciência e Cultura
Vetec	Empresa de distribuição de reagentes
V <sub>R</sub>	Volume do biorreator, [L <sup>3</sup> ]
V <sub>S</sub>	Volume de suporte no reator, [L <sup>3</sup> ]
°C	Gráus célcus
η	Eficiência de remoção operação do reator, [%]
NKT	Nitogênio Kjeldahl Total

## 1 INTRODUÇÃO

A partir do final do século XIX e início do século XX a humanidade vem revendo um antigo conceito de que a água é um bem infinito. Estudos têm comprovado, ao longo dos anos, que a quantidade de água doce no planeta representa pouco mais de 2% da totalidade existente deste bem precioso. Segundo o Ministério do Meio Ambiente, o Brasil detém 8% de toda essa água, sendo que 80% encontram-se na região amazônica e apenas os 20% restantes servem para o abastecimento das áreas do território brasileiro onde se concentram 96% da população.

Se apenas 2% da água doce da terra pode ser usada para o consumo, isto se agrava com o fato de que a sua maior parte é empregada para a agricultura e a indústria. O Ministério do Meio Ambiente informa que, no Brasil, a agricultura utiliza cerca de 65% da água disponível, seguida da indústria com 22% e por fim, pelo consumo doméstico e comercial que atinge 13% do total.

A UNESCO (Organização das Nações Unidas para a Educação, Ciência e Cultura) declarou em 2003 o Ano Internacional da Água, numa tentativa de alertar o mundo sobre o perigo de se fazer mau uso desse recurso. Com o mesmo intuito, a ONU (Organização das Nações Unidas) lançou uma campanha intitulada: “Água para uma década, 2005 - 2015”, no dia mundial da água, 22 de março, para combater a falta de água limpa. Em fevereiro de 2005, a ONU alertou que o mundo deve se preparar para mais secas e inundações catastróficas à medida que o aquecimento global alterar os padrões de chuva, o que já pôde ser visto na bacia amazônica em 2005 (maior reserva de água potável brasileira) com estiagens jamais registradas.

Proporcionar o crescimento sócio-econômico sem agredir os recursos naturais é o desafio do desenvolvimento sustentável. Torna-se evidente que se deve dar atenção às ações que visem: o uso racional da água; a aplicação de tecnologias e processos que conduzam ao reuso de efluentes industriais e domésticos; garantir as reservas necessárias para os ecossistemas naturais, entre outras ações pro-ativas para o combate ao desperdício da água.

Os primeiros processos de tratamento visavam apenas a remoção de sólidos sedimentáveis presentes nos esgotos domésticos, mas com a evolução e desenvolvimento

de novos processos o objetivo passou a ser a remoção, praticamente, completa de todo material orgânico.

Os sistemas aeróbios evoluíram com o desenvolvimento dos sistemas de lodos ativados e filtros biológicos e um número muito grande de inovações vêm sendo propostas ao longo dos anos a fim de aperfeiçoar estes processos, reduzindo gastos com energia e consumo de oxigênio.

O sistema de lodos ativados pode ser adaptado para incluir remoções biológicas de nitrogênio e fósforo, sendo praticado de forma sistemática em diversos países (CHERNICHARO *et al.*, 2001).

Tendências registradas nos últimos vinte anos apontam para um futuro próximo, no qual, nos grandes centros urbanos do planeta, Estações de Tratamento de Efluentes (ETEs) possuirão arquitetura que privilegie instalações compactas, de operação estável e de baixo impacto ambiental (inclusive odores, ruídos e impacto visual). Nesse contexto, em muitos casos será cada vez mais exigida dos processos biológicos alta capacidade de tratamento, remoção de nutrientes, alta eficiência e baixa produção de lodo.

ETEs utilizando reatores com biofilme de última geração são compactas, passíveis de inserção em ambiente urbano com impactos relativamente baixos (ROGALLA *et al.*, 1992) e, sobretudo, altamente resistentes aos choques de carga orgânica, de temperatura e de toxicidade (ARVIN & HARREMOES, 1991).

A evolução dos materiais suportes adotados para crescimento dos biofilmes possibilitou um grande avanço a estes sistemas, melhorando o desempenho hidrodinâmico, a transferência de oxigênio e a capacidade de aplicação de alta carga orgânica por volume de material suporte. Além disso, os suportes mais modernos são leves, quimicamente estáveis e permitem operar com altas taxas hidráulicas (resistência mecânica).

Quanto às desvantagens dos biorreatores de leito móvel com biofilme, todas estão relacionadas ao custo efetivo da instalação e operação. Para se manter a hidrodinâmica ideal dos suportes, para se obter um bom desempenho do sistema, necessita-se de equipamentos especiais de aeração, o que onera os custos na instalação. O gasto energético também é marcante e deve ser levado em consideração.

O advento dos suportes plásticos, como material para enchimento dos reatores, proporcionou melhores condições de operação. Procurou-se também melhorar estes

suportes plásticos em alguns aspectos, tais como: densidade do material, resistência mecânica, desempenho hidrodinâmico, dentre outros.

Encontra-se atualmente no mercado especializado uma variedade muito grande de suportes, com diferentes características.

Dentre as várias inovações, cabe mencionar o desenvolvimento ocorrido na Noruega entre 1980 e 1990 de um processo com reatores de leito móvel com biofilme “*moving bed biofilm bioreactor*” (MBBR) (European Patent nº. 0,575,314, US Patent no. 5,458,779). Esse processo relatado por ØDEGAARD *et al.* (1994, 1999), adota um suporte específico da empresa Kaldnes<sup>®</sup>. Apesar da comercialização deste processo ser cada vez maior, com grande aceitação, posto que há cerca de 400 estações de tratamento de efluentes, em grande escala, espalhadas em 22 países em todo mundo, poucos são os estudos relacionados ao desempenho do MBBR sob condições de aplicação de altas cargas orgânicas.

No Brasil, o processo já foi aplicado em duas grandes estações até o ano de 2003: na Delphi, em São José dos Campos-SP, e na Ripasa, em Limeira-SP. Nesta última, ganhou uma concorrência para a ampliação da capacidade da ETE por não demandar mais espaço físico e maiores obras civis. Com a tecnologia MBBR e poucas alterações no conceito da ETE, como a troca dos aeradores, a estação dessa indústria de papel aumentou a sua vazão de operação de 2.200 para 3000 m<sup>3</sup>/hora, com um incremento de sua eficiência operacional.

Conforme comentado, a despeito da crescente aceitação dos MBBRs, ainda persistem dúvidas sobre o seu desempenho, quando submetido a elevadas cargas orgânicas.

## **2 OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo geral**

Avaliar o efeito de parâmetros operacionais (tempo de retenção hidráulico, quantidade de material suporte) no desempenho de um reator de leito móvel com biofilme (MBBR) aplicado ao tratamento biológico de um efluente sintético.

### **2.2 Objetivos específicos**

- Avaliar o desempenho do MBBR, em termos de remoção de matéria orgânica (DQO) e de nitrogênio amoniacal, para diferentes tempos de retenção hidráulica (TRH) e diferentes quantidades de material suporte.
- Investigar a aplicação do MBBR na etapa de pós-tratamento do efluente, para remoção de nitrogênio amoniacal;
- Monitorar os sólidos presentes na forma aderida e em suspensão;
- Observar a formação de biofilme e a população microbiana nele presente.

## **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **3.1 Introdução**

Serão apresentados neste tópico os conceitos referentes ao processo com reatores de leito móvel com biofilme (“*moving bed biofilme reactors*” MBBR) visando o maior entendimento do seu funcionamento. Serão também descritas combinações possíveis para a aplicação do MBBR e as principais aplicações usadas com suportes comerciais.

#### **3.1.1 Processo MBBR**

O entendimento dos mecanismos e processos envolvidos na depuração de efluentes, em reatores com biofilme, acelerou o surgimento de novos reatores a partir dos anos 70 (ATKINSON, 1981). Melhorias no tocante à mistura entre as fases, à transferência de oxigênio e a separação de fases foram incorporadas aos processos, incrementando o desempenho, através do controle efetivo da espessura do biofilme e a intensificação da transferência de massa.

Num amplo esforço de detalhamento dos novos tipos de reatores com biomassa fixa, LAZAROVA e MANEM (1993) propuseram uma classificação alternativa, com base no estado de fixação da biomassa, como apresentado na Figura 1. A maior diferença com relação às antigas classificações do gênero foi o aparecimento do grupo de reatores híbridos, que congregam biomassa em suspensão e biomassa fixa no mesmo volume reacional.



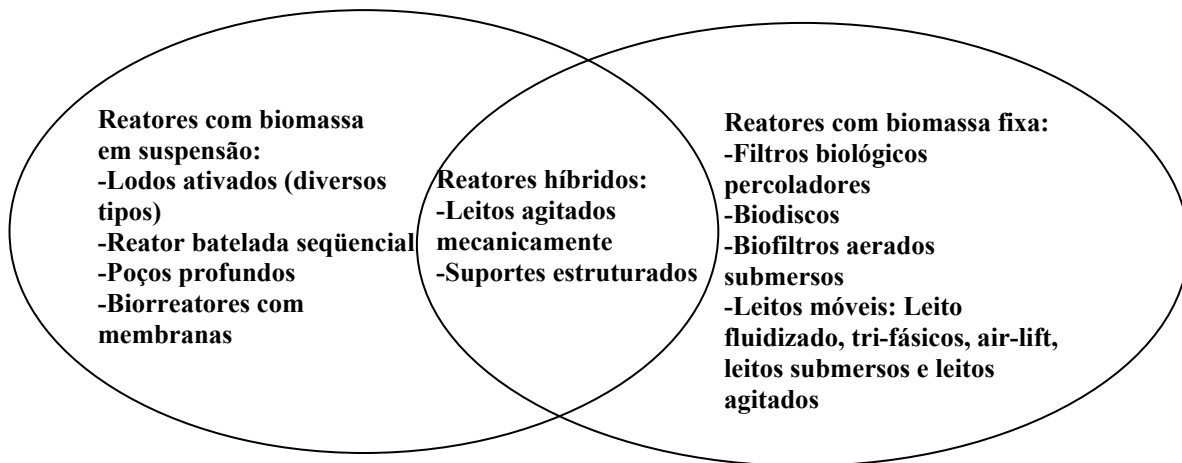


Figura 1. Classificação dos processos de tratamentos aeróbio, com relação à forma de apresentação da biomassa (adaptado de LAZAROVA e MANEM, 1993)

Os processos com biomassa em suspensão correspondem às diversas variantes dos lodos ativados. Nessa categoria incluem-se os sistemas de lodos ativados com poços profundos, os reatores biológicos em bateladas seqüenciais e os sistemas de lodos ativados com clarificação por membranas filtrantes.

Dentre os processos híbridos, encontram-se aqueles com meio suporte agitado mecanicamente (ØDEGAARD *et al.*, 1993) e os com suportes estruturados inseridos no tanque de aeração (BONHOMME *et al.*, 1990). Ambos constituem-se em variantes dos sistemas de lodos ativados, na medida em que constam da adição do suporte no tanque de aeração convencional. Esta técnica tem sido utilizada para recuperar antigas ETEs sobrecarregadas, podendo até ser triplicada a carga orgânica aplicada no processo convencional (LESSEL, 1993).

O processo (MBBR) procurou as melhores características dos processos de lodos ativados incrementados às melhores características do processo com bio-filtros, deixando de fora as piores características de cada processo. Ao contrário da maioria dos reatores com biofilme, o MBBR utiliza todo o volume reacional do reator para crescimento da biomassa. O reator também se caracteriza por apresentar maior facilidade operacional. Ao contrário do sistema convencional de lodo ativado o MBBR não necessita de reciclo de lodo. Com isso o crescimento da biomassa se dá sobre o suporte imerso no volume reacional que é retido no interior do reator por meio de uma peneira na saída (RUSTEN *et al.*, 2005). Esse tipo de reator pode ser usado em processos aeróbios, anóxicos ou anaeróbios, como

ilustrado na Figura 2. Sua principal vantagem, com relação aos processos com leito fixo, é a ausência de colmatação do meio filtrante e suas principais desvantagens são os elevados custos operacionais (especialmente de energia) associados aos dispositivos necessários à adequada aeração, circulação do líquido e manutenção do material suporte em permanente movimento.

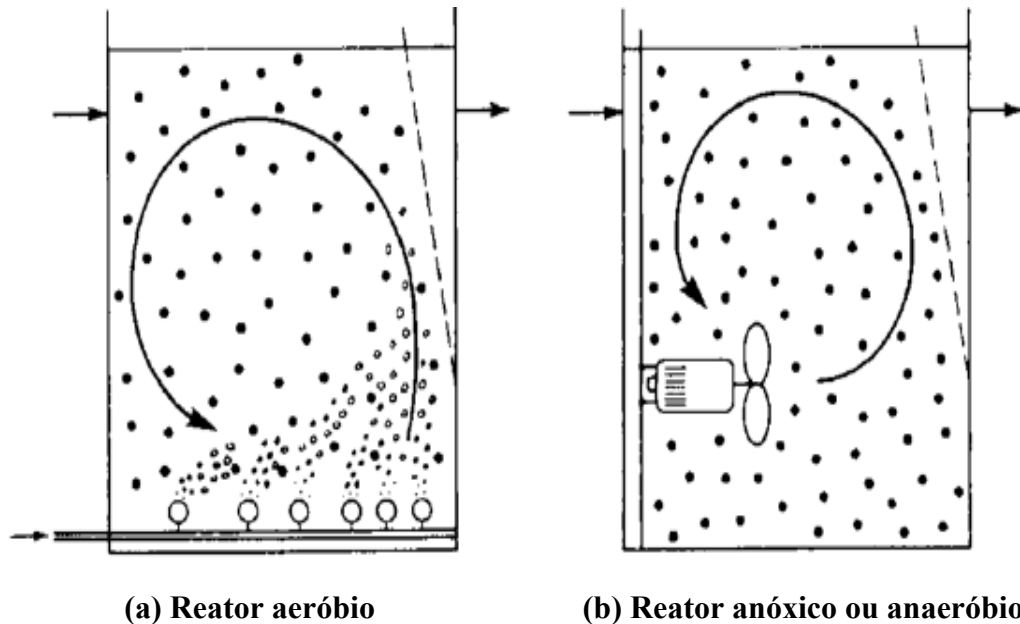


Figura 2. Ilustração do funcionamento de MBBRs, adaptado de RUSTEN *et al.* (1994).

No processo aeróbio, o movimento dos suportes com biofilme é causado pelo aporte de ar ao reator, enquanto que nos processos anóxico e anaeróbio a agitação é efetuada mecanicamente. Para os reatores aeróbios, para os quais são exigidas boas condições de transferência de oxigênio, estão disponíveis no mercado diversos aeradores. Estes sistemas de aeração merecem atenção especial dos projetistas, pois podem influenciar diretamente no desempenho do processo.

Um parâmetro importante deste processo é a quantidade de material suporte para o desenvolvimento dos biofilmes. Na literatura existem algumas recomendações sobre a razão entre volume de suporte (leito estático) e o volume do reator ( $V_S/V_R$ ). Há consenso de que não se devem operar o MBBR com razões  $V_S/V_R$  superiores a 0,7.

SOKÓL (2003) estudou o tratamento do efluente de uma refinaria de petróleo usando MBBR-Kaldnes, suporte KMT<sup>®</sup> K1 (material de polipropileno), com área específica de  $400 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ . Medidas de DQO e tempo médio de residência foram feitas para várias razões  $V_S/V_R$  e velocidade superficial do ar  $U_G$ . As melhores condições de remoção foram atingidas quando o sistema operou com razão  $V_S/V_R=0,55$  e  $U_G=104,4 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ , chegando-se a atingir remoções de  $\text{DQO}_B$  na ordem de 90%. A dinâmica do sistema, com colisões partícula-partícula e partícula-parede, proporcionou o controle da espessura do biofilme, evitando a produção excessiva de biomassa fixa, bem como problemas de colmatação e entupimento do reator.

TAVARES *et al.* (1995) avaliaram o efeito da velocidade superficial do ar no acúmulo de biofilme sobre o suporte em um sistema de leito fluidizado trifásico. Nesse estudo foi empregado um suporte polimérico esférico com 2,7 mm de diâmetro e densidade de  $1180 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$ . No reator, operado com efluente sintético, foi aplicada um carga orgânica de  $8 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$  e os resultados indicaram que o acúmulo de biofilme no suporte decresceu consideravelmente com aumento da velocidade superficial do ar na faixa estudada, que foi de  $0\text{-}20 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ . Foi também verificado que a remoção de DQO não sofreu nenhuma interferência da  $U_G$  variável. No entanto, as características do biofilme foram fortemente influenciadas por essa variável.

### **3.1.2 Operação de MBBRs com suportes Kaldnes<sup>®</sup> a altas cargas orgânicas**

Dentre os diversos parâmetros que interferem no desempenho dos processos biológicos de tratamento de efluentes, a carga volumétrica de alimentação é, reconhecidamente, um dos parâmetros que definem a escolha do processo (aeróbio, anaeróbio) a ser utilizado.

Nos processos aeróbios, a velocidade de transferência de oxigênio para as células microbianas é um fator limitante, que pode determinar a velocidade de conversão biológica. A disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da sua solubilidade no meio, da transferência de massa, bem como da velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado. As limitações na transferência de oxigênio tornam os sistemas convencionais de

lodos ativados processos sujeitos a problemas operacionais quando submetidos a picos de elevadas cargas orgânicas.

Neste contexto, a quantificação das limitações à transferência de massa assume importância significativa para que se possam projetar reatores que apresentem melhor desempenho. Esse desempenho está diretamente relacionado com a minimização dessas limitações, pois a velocidade global de reação nesses sistemas heterogêneos pode ser reduzida devido às dificuldades de transferência de massa entre as fases (ZAIAT, 1996).

Os processos com biofilme, em geral, possuem um potencial maior de depuração de matéria orgânica. Isso se deve, principalmente, à alta atividade e variedade microbiana existente nesses ambientes. No caso específico do MBBR, classificado como um processo híbrido ou heterogêneo, além da presença de biofilme nos suportes, a transferência de massa (substrato e oxigênio) entre as fases é facilitada em função do maior contato proporcionado pela dinâmica do sistema. Esse maior contato confere a este sistema a possibilidade de se trabalhar em condições mais adversas com altas cargas orgânicas na alimentação.

Na Tabela 1 podem ser observadas as faixas de aplicação de cargas orgânicas recomendáveis para vários processos biológicos.

Tabela 1. Faixa de cargas orgânicas recomendadas para alguns processos biológicos.

Sistemas	Faixa de $C_V$ avaliadas (kg.DQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )
Anaeróbios: (UASB e Filtro anaeróbio) (METCALF & EDDY, 1991)	10 – 20
Lodos Ativados (convencional) (ROQUES, 1980 e WEF, 1996)	1 - 2,5
Filtros Biológicos (trickling filters) (ROQUES, 1980 e GONÇALVES <i>et al.</i> , 2001)	0,8 – 2
Leitos submersos (MOTTA, 1995 e VENDRAMEL, 2004)	0,5 – 3
Leito submerso (Biostyr) (GONÇALVES <i>et al.</i> , 1993)	6 – 12
Leitos expandidos trifásicos (TAVARES <i>et al.</i> , 1994 e SIMÕES, 1994)	2 – 13

Na literatura são poucos os estudos com MBBRs operados com altas cargas orgânicas. Alguns trabalhos exploraram a possibilidade de êxito de associações com lodos ativados ou conversões de processos convencionais em MBBR.

BROCH-DUE *et al.* (1997) investigaram a integração de um MBBR, em série, com um sistema de lodos ativados para o tratamento de efluente da indústria de papel. Nesse estudo, em escala piloto, chegaram a ser aplicadas ao MBBR cargas orgânicas na ordem de 15 kg DQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup> com TRH de 5 horas. Porém, foram verificadas remoções de demanda química de oxigênio total (DQO<sub>T</sub>) inferiores a 50% em virtude da alta carga aplicada. No entanto, este resultado foi considerado promissor. Isso foi devido ao fato de que o processo combinado (MBBR+Lodos Ativados) atingiu remoções de DQO da ordem de 90%, sem nenhuma diluição prévia do efluente, como era requerido quando o tratamento se dava apenas por lodos ativados. Segundo os autores, ficou evidenciado o sucesso da integração do MBBR com sistemas biológicos convencionais, atingindo-se remoções de DQO<sub>T</sub> na

faixa de 85-95%, sem nenhuma etapa posterior de coagulação/floculação do efluente biotratado.

RUSTEN *et al.* (2003) estudaram o tratamento de efluentes complexos de uma indústria química e investigaram a aplicação do MBBR submetido a cargas orgânicas na faixa de 2-4,5 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Para tais condições foram registradas eficiências de remoção de DQO<sub>T</sub> de 62-70% nos MBBRs. Nesse estudo, a planta piloto consistia de dois MBBRs operados em paralelo, conjugados em série com um sistema de lodos ativados. Foram registradas remoções globais de DQO<sub>T</sub> da ordem de 96% e de 99% para DQO filtrada (DQO<sub>F</sub>). O desempenho dos MBBRs, mesmos submetidos a choques de cargas orgânicas, foi estável e seguro durante todo o período estudado. Com base nesses resultados, foi modificado o processo de tratamento de efluentes da empresa Exxon Chemical Company, em Banton Rouge, Louisiana/USA, incluindo unidades MBBR ao processo.

LEIKNES & ØDEGAARD (2006) avaliaram um sistema MBBR + MBR (biorreator com membranas submersas) e mostraram que é possível operar esse sistema em faixas de C<sub>V</sub> de 2 a 8 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Entretanto, o desempenho do sistema foi baixo para as condições de carga próximas de 8 kgDQO.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>. Os autores observaram que para altos valores C<sub>V</sub> o efeito de *fouling* (entupimento das membranas) foi acentuado e o atribuíram à presença de substâncias poliméricas extracelulares no meio reacional. Os autores consideraram como sendo particular de cada efluente as características de geração maior ou menor de substâncias poliméricas extracelulares.

### **3.2 Aplicações dos MBBRs**

A aplicação de processos com biofilme em substituição ou acoplados ao processo de lodos ativados tem aumentado ao longo dos anos, com um grande número de instalações MBBRs em muitos países. Os processos com biofilme necessitam de um menor espaço para instalação, o que aumenta a sua possibilidade de aplicação, já que no processo de expansão de uma unidade de tratamento o espaço é um fator fundamental. A etapa final é pouco influenciada pela separação da biomassa, pois nos MBBRs tem-se uma redução de no mínimo dez vezes da concentração da biomassa em suspensão. Outro fator relevante neste processo é que a remoção da carga orgânica ou de nutrientes é mais efetiva devido à

alta atividade microbiológica e à grande variedade de populações, principalmente bacterianas, nos biofilmes (BROCH-DUE *et al.*, 1994; RUSTEN *et al.*, 1994).

Existem diferenças significativas entre os processos com biofilmes, e estas devem ser bem compreendidas quando se opta por usá-los como sistema de tratamento. Os filtros de percolação (Trickling filters) não possuem um volume reacional efetivo, devido à diminuição da área disponível para adesão com o desenvolvimento dos biofilmes, o que prejudica a previsão do desempenho destes sistemas. A operação dos chamados bio-discos, por sua vez, exige muita mão-de-obra e ainda é afetada por problemas mecânicos rotineiros. O controle da distribuição e da espessura do biofilme sobre o suporte no processo com leito fixo submerso é muito difícil, o que influencia o desempenho desse tipo de sistema. Os bio-filtros operam de forma descontínua, devido às etapas de retrolavagem e os reatores fluidizados apresentam instabilidade hidráulica em função das características dos suportes. Ocorre que, de tempos em tempos, parte dos suportes deixa de fluidizar prejudicando a hidrodinâmica do sistema, o que confere desvantagens a estes biorreatores. O reator de leito móvel com biofilme (MBBR) pretende reunir em um só sistema as melhores características dos processos citados, sem, é claro, apresentar as desvantagens de cada um deles (ØDEGAARD, 2006).

O reator de leito móvel com biofilme (MBBR) tem sido aplicado de forma extensiva no tratamento de efluentes para remoções de DBO, DQO e nitrogênio, tanto nas etapas de nitrificação como de desnitrificação. Na Europa, devido à exigência relativa aos teores de fósforo no efluente final, o MBBR se apresenta como interessante alternativa quando combinado com processos de precipitação química (físico-químicos).

### **3.2.1 Aplicações do MBBR na remoção de matéria orgânica**

No geral, os trabalhos voltados para a remoção de matéria orgânica têm buscado as melhores condições para transformar lodos ativados em MBBRs ou combinar esses e outros processos para incrementar o desempenho de unidades de tratamento biológico já existentes. A aplicação dos MBBRs agregados a sistemas de lodos ativados ajuda a absorver oscilações de cargas nas correntes de alimentação, evitando assim impactos na unidade. Em processos operados com altas taxas utiliza-se o MBBR como etapa posterior

de tratamento biológico em combinação com coagulação e flotação. Nesses casos o tempo de residência hidráulico fica abaixo de 1 hora (ØDEGAARD *et al.*, 2004).

Nas Figuras 3, 4 e 5, adaptadas de ØDEGAARD (2006), estão ilustradas algumas possibilidades de combinações citadas.

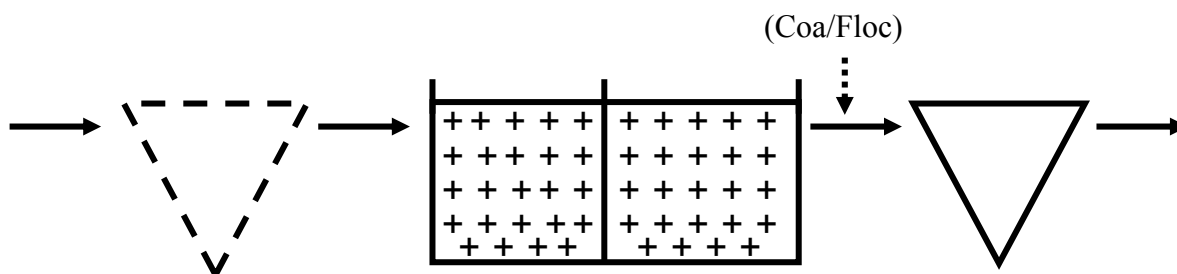


Figura 3. MBBR seguido de decantador (retirada de biomassa) com etapa físico-química para quando se deseja remover fósforo.

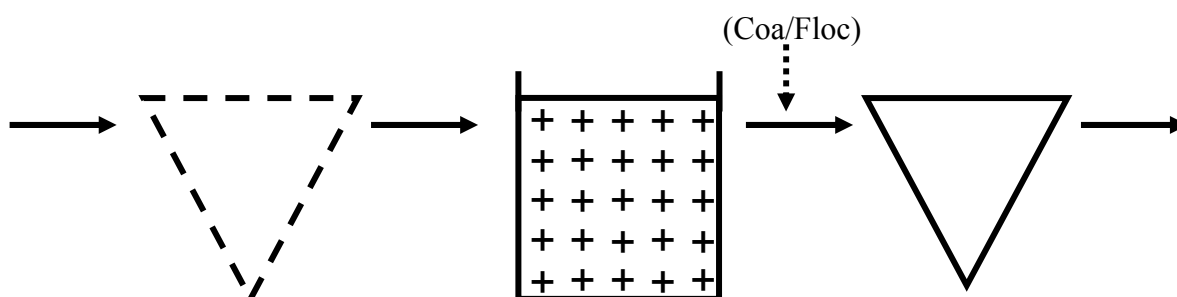


Figura 4. MBBR para sistemas com altas cargas orgânicas seguido de floculação e separação da biomassa.

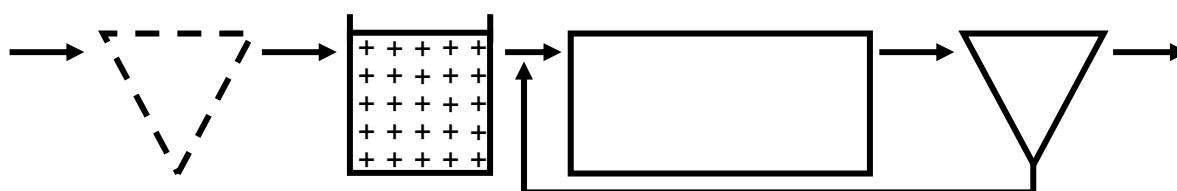


Figura 5. MBBR aplicado como pré-tratamento para sistema de lodos ativados de plantas existentes, para aumento de capacidade da unidade ou aumento da eficiência do processo.

Vários trabalhos apontam vantagens na remoção biológica de compostos de fósforo presentes em efluentes. HELNES & ØDEGAARD (2001) desenvolveram, tomando como



base os princípios do reator em batelada seqüencial, o “MBBR para remoção de fósforo”.

Os tempos de residência nos MBBRs para remoção de matéria orgânica são bem curtos (15-90 min), dependendo, é claro, da carga orgânica aplicada. A matéria orgânica solúvel é rapidamente degradada e a matéria orgânica particulada é parcialmente capturada, sofrendo a seguir hidrólise e degradação (ØDEGAARD, 2006).

ØDEGAARD *et al.* (2004), avaliando o desempenho de algumas plantas MBBR para tratamento de efluentes domésticos e industriais, verificaram excelente remoção de matéria orgânica, mesmo quando as unidades foram operadas com altas cargas orgânicas e efluentes com altas concentrações. A turbulência causada pelo alto fluxo de ar, necessário para manter a concentração de oxigênio em torno de  $3 \text{ mg.O}_2\text{.L}^{-1}$  em reatores aeróbios que operam com altas cargas orgânicas, é também responsável por manter os biofilmes sempre finos, prevenindo assim, o acúmulo excessivo de biomassa no suporte.

Sistemas com biomassa em suspensão, como as lagoas aeradas de mistura perfeita e lodos ativados, são os processos mais aplicados para tratar efluentes da indústria de celulose e papel. Em geral, esses sistemas exigem grandes volumes, o que, conseqüentemente, exige grandes áreas para instalação. Estes sistemas, por sua vez, favorecem o crescimento de flocos que, em função de suas características podem ser arrastados do biorreator. Essa perda de biomassa foi evidenciada no tratamento de efluentes da indústria de papel (GUDLAUSKI, 1996).

Devido aos resultados promissores obtidos no tratamento de efluentes domésticos e efluentes da indústria de alimentos com o emprego de MBBRs (ØDEGAARD *et al.*, 1993 e RUSTEN *et al.*, 1992), RUSTEN *et al.*, (1994) avaliaram o desempenho desses reatores no tratamento de efluentes da indústria de celulose e papel.

Esses autores utilizaram quatro efluentes com  $\text{DQO}_T$  na faixa de 360-1250  $\text{mg.L}^{-1}$  de quatro indústrias diferentes. Em todos os casos foi usado o mesmo suporte cilíndrico de polietileno KMT<sup>®</sup> K1, com área específica de  $350 \text{ m}^2\text{.m}^{-3}$ , densidade na faixa de 0,92-0,96  $\text{g.cm}^{-3}$  e dimensões de 10mm de diâmetro e 7mm de altura. As porcentagens de recheio nos reatores foram de 0,37 e 0,47 ( $V_S/V_R$ ) para os reatores anaeróbios e aeróbios, respectivamente. Para tanto, foram criadas várias configurações, incluindo MBBRs aeróbios e anaeróbios, tratamento físico-químico (coagulação/floculação), flotação e decantação.

Para o efluente com  $DQO_T$  igual a  $360 \text{ mg.L}^{-1}$  foi testada configuração com 3 MBBRs aeróbios, em série, seguidos por tratamento físico-químico (coagulação/floculação). O tempo de retenção hidráulico conferido ao conjunto dos três reatores foi de 40 minutos. No tratamento físico-químico foram empregados sulfato de alumínio (7% m/v) e cloreto férrico (3% m/v) e  $1 \text{ g.m}^{-3}$  de polímero aniônico. A remoção de  $DQO_T$  passou de 45% nos 3 MBBRs para 78% (MBBRs + C/F). Baseado nos resultados obtidos a empresa “*Stora Papyrus Gycksbo AB*”, da Suíça, implementou o sistema de tratamento com investimentos na ordem de US\$ 350.000 .

Para o efluente com  $DQO_T$  de  $550 \text{ mg.L}^{-1}$  foi testada configuração com 3 MBBRs em série seguidos por C/F e flotação. Neste caso, o primeiro MBBR era anaeróbio com intuito de avaliar a remoção de compostos clorados. O tempo de retenção hidráulico foi de 28 minutos por reator, conferindo um TRH global de 1,4 horas. As cargas volumétricas aplicadas variaram na faixa de 8 a  $10 \text{ kg.DQO}_T.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . Na etapa C/F foi utilizado apenas polímero aniônico como floculante  $1,3\text{-}2,0 \text{ g.m}^{-3}$ . Os resultados indicaram as seguintes remoções:  $DQO_T$  (50%), DBOs (85-90%) e compostos clorados (90%). O efluente da unidade piloto não apresentava nenhuma turbidez, mas sua toxicidade era elevada, em função de suas características químicas, inclusive inibitórias ao processo biológico. Os resultados evidenciaram que, grande parte da remoção da matéria orgânica deveu-se às etapas de C/F e flotação, com isso a empresa “*Stora Cell Industri AB*”, de Skutskär, na Suíça, resolveu continuar as investigações em busca de um processo que apresentasse melhor desempenho.

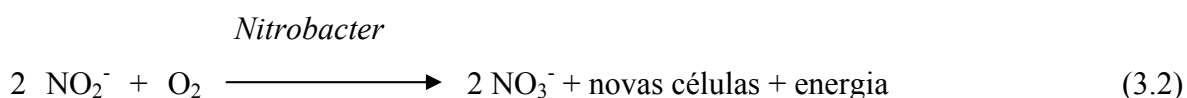
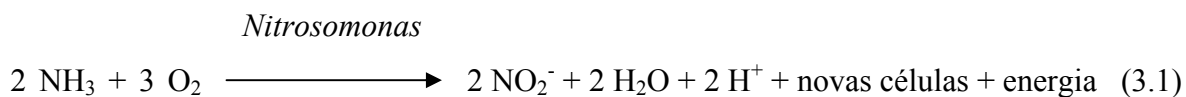
Para o efluente com  $DQO_T$  igual a  $1250 \text{ mg.L}^{-1}$  foi testada uma configuração com 3 MBBRs aeróbios, em série. O tempo de retenção hidráulico para o conjunto dos três reatores foi de 0,9 a 1,9 horas. As cargas volumétricas aplicadas variaram na faixa de 17 a  $28 \text{ kgDQO}_T.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$  e de 6 a  $11 \text{ kgDBO}_7.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . A remoção de  $DQO_T$  foi baixa, para a faixa de TRH adotada, restrita a 28-38%. Esse mau desempenho foi atribuído às altas cargas orgânicas aplicadas. Para um TRH de 1,2 horas a carga no primeiro reator foi de  $75 \text{ kg.DQO}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ , enquanto que para os três reatores a carga seria de um terço desse valor.

### 3.2.2 Remoção de nitrogênio amoniacal (nitrificação)

As exigências ambientais para remoção de amônia têm sido cada vez mais rigorosas. Os processos convencionais aeróbios e anaeróbios não removem, de forma significativa, o nitrogênio amoniacal, o que exige uma etapa exclusiva para a sua remoção. No caso específico dos sistemas de lodos ativados, uma variável complicadora desta etapa de remoção está relacionada à adsorção do íon amônio  $\text{NH}_4^+$  na matriz dos flocos de lodo, tornando esses íons menos disponíveis à degradação biológica (NIELSEN, 1996). A nitrificação em MBBRs tem sido amplamente estudada, e vem apresentando, nas diversas configurações propostas, resultados muito favoráveis.

Segundo POCHANA & KELLER (1999), a amônia é oxidada pelas bactérias quimiosintetizantes em um processo de duas fases. Primeiramente, a amônia é oxidada para a forma de nitrito (nitritação) por bactérias dos gêneros *Nitrosomonas* e *Nitrosococcus*. Posteriormente, os nitritos são oxidados a nitratos pela ação de bactérias dos gêneros *Nitrobacter*; *Nitrocystis*, *Nitrococcus* e *Nitrospina*. A extensão e a taxa de nitrificação dependem da concentração de bactérias nitrificantes presentes no meio (SEDLAK, 1991).

A nitrificação é, portanto, a oxidação biológica da amônia a nitrato, com formação de nitrito como intermediário, como apresentado nas reações 3.1 e 3.2 :



Os trabalhos realizados por HEM *et al.* (1994) e RUSTEN *et al.* (2000) investigaram o efeito de diversos parâmetros operacionais sobre a nitrificação. Segundo esses autores, a taxa de nitrificação sofre influência dos seguintes parâmetros: carga de matéria orgânica aplicada, concentração de oxigênio dissolvido no reator, concentração total de nitrogênio no meio, temperatura, pH e alcalinidade.

ISOLDI (1998) comentou que as variações do pH, temperatura e concentração de nitrogênio amoniacal no efluente influenciam a atividade e a velocidade de crescimento das

bactérias nitrificantes. Acrescenta ainda que a eficácia do processo de nitrificação decresce com o gradual desaparecimento do nitrogênio amoniacal ( $\text{N-NH}_4^+$ ) do meio.

ISOLDI & KOETZ (1998) relataram que a alcalinidade e a concentração de oxigênio dissolvido também influenciam a cinética de nitrificação. Além disso, afirmaram que para o melhor desempenho das bactérias nitrificantes (autotróficas) a relação DQO:N do efluente deve ser menor que 3, a concentração de OD maior que  $3,5 \text{ mg.L}^{-1}$  e a temperatura entre 28 e  $36^\circ\text{C}$ .

GUPTA & SHARMA (1996) investigaram a oxidação biológica de um efluente com altas concentrações de nitrogênio, oriundo de uma indústria farmacêutica. O processo de lodos ativados foi operado com tempos de residência na faixa de 1,5 a 2,1 dias. Uma fonte de carbono foi adicionada ao efluente para manter a relação DQO/N igual a 1. Os resultados mostraram forte influência do tempo de residência e da concentração de matéria orgânica. Nas condições investigadas, houve nitrificação de 87 a 99% da amônia disponível. Os resultados mostraram também que nos sistemas de lodos ativados convencionais cerca de 20 – 30% dos íons amônio ficam adsorvidos na matriz dos flocos.

Para a completa remoção do nitrogênio amoniacal presente em efluentes, posteriormente à etapa de nitrificação, ocorre à etapa de desnitrificação. Vários autores investigaram a aplicação do MBBR nesta etapa de remoção de nitrogênio, e mesmo não sendo foco neste trabalho, são apresentados alguns resultados referentes à desnitrificação.

RODGERS & XIN-MIN (2004) avaliaram a remoção biológica de nitrogênio empregando um reator de leito móvel vertical com biofilme. Para tal, foi utilizado um efluente sintético com concentrações de  $\text{N-NH}_4^+$  na faixa de 75–136  $\text{mg.L}^{-1}$  e DQO em cerca de 6000  $\text{mg.L}^{-1}$ . O sistema era composto por 6 tanques, em série, mas com altas taxas de recirculação entre os tanques. Destes tanques, quatro eram aeróbios (3, 4, 5 e 6) e dois anóxicos (1 e 2). Neste sistema, a remoção de matéria orgânica foi a ordem de 94-96% DQO<sub>B</sub> e a remoção global de nitrogênio foi de 77-88%. Nos tanques anóxicos a eficiência de desnitrificação foi elevada (94-98%) e a taxa de desnitrificação por área de suporte ficou compreendida entre 2,9–3,8  $\text{g.N-NO}_3^-.\text{m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ . A eficiência de nitrificação nos tanques aeróbios ficou acima de 95%, com taxa máxima por unidade de área de suporte na faixa de 1,3–1,8  $\text{g.N-NH}_4.\text{m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ .

LABELLE *et al.* (2005) investigaram a desnitrificação, usando MBBR com suporte esférico de polietileno, que ofereceu uma área específica de  $100 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ . Metanol foi empregado como fonte de carbono, variando-se a relação C/N. Obtiveram-se reduções de  $\text{N-NO}_3^-$  de  $53 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$  para  $1,7 \pm 0,7 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , com taxa de desnitrificação máxima de  $17,7 \pm 1,4 \text{ g} \cdot \text{N} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$  quando empregada razão DQO/N de 4,2.

SALVETTI *et al.* (2006) investigaram o efeito da temperatura na nitrificação do efluente de uma planta de tratamento por lodos ativados. A taxa de nitrificação foi determinada em dois MBBRs: R1 alimentado com concentrações de amônia muito pequenas e R2 operado com baixas concentrações de oxigênio. Nestas condições adversas foi observado aumento significativo da dependência da taxa de nitrificação com a temperatura. Também foi observada uma baixa atividade microbiana, atribuída à temperatura do efluente.

LUOSTARINEN *et al.* (2006) investigaram a remoção de DQO residual e de nitrogênio dos efluentes de um reator anaeróbio operado a baixas temperaturas (efluente 1) e de um efluente de granja de frangos (efluente 2). O sistema era composto de 4 MBBRs em série, operados em batelada seqüencial, com e sem aeração. Nos intervalos sem aeração (regime anóxico), agitadores mecânicos eram ativados para manter a homogeneidade do sistema. A fase anóxica era atingida 30 a 40 minutos depois de interrompida a aeração, quando se atingia uma concentração de OD de  $1,0 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ . A temperatura operacional média foi de  $20 \text{ }^\circ\text{C}$  para o efluente 1 e  $10 \text{ }^\circ\text{C}$  para o efluente 2. O ciclo operacional para todas as etapas do sistema foi de 1,8 – 2,2 dias. Considerando o acoplamento global do sistema (UASB + MBBRs) foi obtida uma remoção de matéria orgânica na ordem de 90%; 60 – 70% de nitrogênio total e 80% de fósforo total foram removidos. Para o efluente de granja de frango houve completa remoção da matéria orgânica e para todos os reatores a remoção de nitrogênio variou entre 50 e 60%. Foi observada a completa nitrificação, mas a desnitrificação ficou comprometida pela falta de fonte de carbono no meio.

WANG *et al.* (2006) avaliaram um processo combinado de precipitação química (coagulação/floculação) e um reator de leito móvel com biofilme (MBBR). O MBBR também foi usado para a remoção de nitrogênio pelo processo denominado de nitrificação e desnitrificação simultâneas (SND). O processo foi estabilizado com uma concentração de OD acima de  $2 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ , obtendo-se remoções totais de nitrogênio na ordem de 90%. O

suporte utilizado neste sistema era esférico, com área específica de  $320 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ , o que conferiu ao sistema adequadas condições hidrodinâmicas. Na precipitação química, para remoção de fósforo (P), foi utilizado Ferro II na razão de 1:1,3 (P:Fe). As remoções obtidas foram significativas, mostrando ser o sistema proposto, viável para futuras aplicações em grande escala.

### **3.3 Aspectos operacionais**

O MBBR, assim como outros biorreatores aplicados ao tratamento de efluentes, tem algumas variáveis operacionais que são relevantes ao seu funcionamento, como carga orgânica aplicada, porcentagem de recheio e velocidade ascensional do gás. A combinação dessas variáveis condiciona os níveis de outras variáveis importantes como a concentração de oxigênio dissolvido e a presença de substâncias poliméricas extracelulares (EPS), (não filtráveis).

#### **3.3.1 Porcentagem de suporte**

A razão de recheio ( $V_S/V_R$ ) determina a área disponível para adesão do biofilme. Na literatura, a razão recomendada para operação é de 0,55, segundo SOKÓL (2003). Alguns trabalhos mostram, no entanto, que MBBRs podem operar com razões de recheio maiores (60 e até 70%). Entretanto, altas razões de preenchimento podem prejudicar a hidrodinâmica do reator, já que esta também interfere na espessura do biofilme, trazendo conseqüências no desempenho do processo.

As principais características dos suportes Kaldnes® e o suporte AMB®, usado neste trabalho, estão indicadas na Tabela 2 e podem ser visualizados na Figura 6.

Tabela 2. Tipos de características dos suportes Kaldnes<sup>®</sup> usados em reatores de leito móvel com biofilme e do suporte AMB<sup>®</sup>

	Suportes Kaldnes			AMB <sup>®</sup>
	K1	K2	K3	
Diâmetro nominal (mm)	9,1	15	25	10
Comprimento nominal (mm)	7,2	15	12	10
Densidade do leito de suporte (kg.m <sup>-3</sup> )	150	95	100	98
Área superficial específica (m <sup>2</sup> .m <sup>-3</sup> )	500	350	500	850
Área de adesão específica (m <sup>2</sup> .m <sup>-3</sup> )	300	210	300	510

A área de adesão específica é estimada como sendo a área equivalente quando é aplicada ao sistema uma razão de preenchimento do leito de 60%.

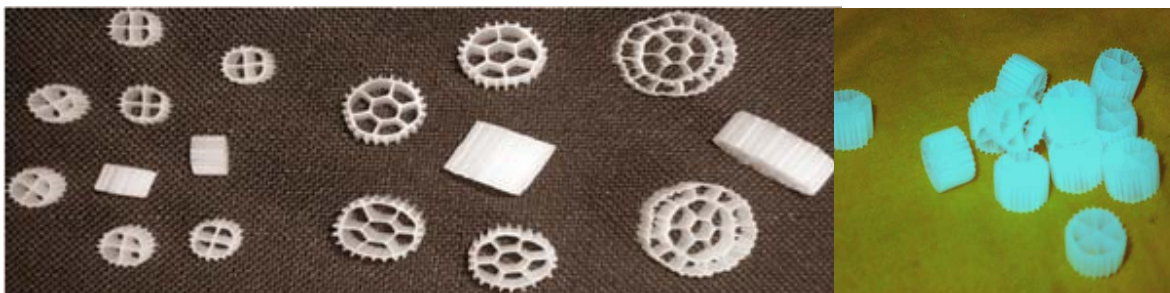


Figura 6. Foto dos suportes Kaldnes<sup>®</sup> apresentados na Tabela 2 da esquerda para a direita (K1, K2, K3 ) (RUSTEN *et al.*, 2005) e do AMB<sup>®</sup>.

Uma desvantagem deste tipo de suporte é a presença da seção reta na base e topo dos mesmos. Com freqüência, a seção reta do suporte pode tocar a parede do reator e nela ficar retido, acabando por prejudicar a hidrodinâmica do sistema. A Figura 7 ilustra a ocorrência dessa situação durante o presente trabalho.



Figura 7. Fotos de um MBBR de bancada ilustrando a retenção dos suportes numa das paredes laterais do reator.

Suportes na forma esférica, como o desenvolvido por WANG *et al.* (2006) e ilustrado na Figura 8, praticamente eliminam esse problema. No entanto, a área específica de adesão deste suporte é de apenas  $192 \text{ m}^2 \cdot \text{m}^{-3}$ .



Figura 8. Suportes desenvolvidos por WANG *et al.* (2006) e testados no processo simultâneo de nitrificação e denitrificação (SND).

Entretanto, com esse suporte pode-se trabalhar com altas razões de preenchimento de recheio ( $V_S/V_R$ ) sem prejuízo na hidrodinâmica do reator.



Nos últimos anos tem surgido uma ampla gama de novos suportes no mercado, todos pretendendo assegurar melhores condições para a operação dos processos MBBRs. O suporte AGAR<sup>®</sup> (*Attached Growth Airlift Reactor*), apesar de ter formato cilíndrico com duas seções retas, oferece melhores condições hidrodinâmicas, segundo os fabricantes. A Figura 9 ilustra o aspecto desse suporte.



Figura 9. Suportes de polietileno AGAR<sup>®</sup>.

[www.aquamerik.com](http://www.aquamerik.com)

O EXA-CELL<sup>®</sup> também vem sendo comercializado. No entanto, este suporte, apesar de apresentar especificações técnicas muito próximas às do suporte Kaldnes<sup>®</sup> e AGAR<sup>®</sup>, apresentou inadequado desempenho em MBBRs segundo o site da empresa. Em decorrência disso, sua aplicação foi direcionada aos bio-filtros, uma vez que esses reatores possuem maior área específica para adesão de biomassa, o que confere maior capacidade de depuração de matéria orgânica. De acordo com a empresa produtora, com esse suporte os bio-filtros testados apresentaram maior estabilidade às oscilações de cargas orgânicas quando comparados aos demais suportes convencionais. Na Tabela 3 é apresentada uma comparação entre o suporte EXA-CELL<sup>®</sup> e o Kaldnes<sup>®</sup> tipo K1. Na Figura 10 encontra-se uma ilustração do suporte EXA-CELL<sup>®</sup>.

Tabela 3. Comparação das propriedades de suportes comerciais.

Especificações técnicas	EXA-CELL <sup>®</sup>	KALDNES <sup>®</sup> K1
Material	Polietileno	Polietileno
Área Específica (m <sup>2</sup> .m <sup>3</sup> )	650	500
V <sub>S</sub> /V <sub>R</sub> (%)	Até 75	Até 65
Peso de suporte (kg.m <sup>-3</sup> )	140	152
Nº de Unidades por m <sup>3</sup>	361000	1029000
Área unitária (cm <sup>2</sup> )	18	4,86
Porosidade do leito (%)	87	93



Figura 10. Suporte comercial EXA-CELL<sup>®</sup>.

[www.aquamerik.com](http://www.aquamerik.com)

Dentre os suportes comerciais existentes os suportes da marca Kaldnes apresentam uma vantagem relevante. Por ser o único produzido de várias formas e tamanhos, permitem maiores possibilidades de adaptação à enorme variedade de efluentes e tanques de aeração existentes ou a construir.

### 3.3.2 Hidrodinâmica do biorreator

A hidrodinâmica do reator não se refere exclusivamente ao modelo de mistura da fase líquida (mistura perfeita ou não), mas também ao campo de velocidades no interior do reator, à ocorrência de segregação do suporte, ao surgimento de zonas estagnadas, entre outros eventos. A turbulência no interior do reator pode afetar a acumulação de biofilme no

suporte e afetar a eficiência do processo (TAVARES *et al.*, 1995, RUSTEN *et al.*, 2005). Cabe ressaltar que a hidrodinâmica do biorreator pode ser fortemente afetada quando ocorre aumento de escala, “*scale up*”. Embora a fase líquida, em geral, apresente um comportamento de mistura perfeita, devido às elevadas vazões de ar empregadas, a turbulência e a decorrente possibilidade de choques entre as partículas pode apresentar diferentes intensidades em escalas distintas.

A maior turbulência pode provocar maior deslocamento e remoção do biofilme, implicando em maior teor de sólidos em suspensão na fase líquida e, provavelmente, maior teor de substâncias poliméricas extracelulares.

### **3.3.3 Oxigênio dissolvido (OD)**

O oxigênio dissolvido é uma variável limitante dos processos biológicos de tratamento. Há consenso na literatura que a concentração média acima de 2 mg.L<sup>-1</sup> é necessária para a adequada operação desses processos (METCALF & EDDY, 1991). No entanto, um cuidado especial deve ser tomado para os biorreatores com biofilmes. A biomassa desses sistemas é muito ativa, podendo ocorrer intenso crescimento do biofilme e presença de flocos em suspensão. O fornecimento de oxigênio via borbulhamento de ar é responsável por manter os suportes em suspensão. No entanto, deve-se evitar a desagregação dos biofilmes e possível liberação de sólidos e filamentos para a fase líquida.

### **3.3.4 Substâncias poliméricas extracelulares**

A presença de substâncias poliméricas extracelulares em sistemas de tratamento biológico é de algum modo, essencial ao seu próprio funcionamento. Nos lodos ativados são responsáveis pela estabilidade mecânica dos flocos (DAVIES *et al.*, 1998) e nos processos com biofilme, a adesão aos suportes se dá com a ativa participação de EPS, principalmente polissacarídeos (CAMMAROTA & SANT’ANNA, 1998). Vários estudos evidenciaram que na categoria de polissacarídeos extracelulares estão incluídas os seguintes compostos: proteínas, polissacarídeos, lipídeos e ácidos nucleicos (FRØLUND *et al.*, 1996).

A complexidade da matriz de exopolímeros dificulta a sua caracterização e requer algumas etapas preliminares de extração e coleta dos diferentes exopolissacarídeos, bem como, procedimentos analíticos bem definidos. O conteúdo total de carboidratos representativos dos polissacarídeos tem sido determinado por métodos colorimétricos e suas etapas precedentes envolvem o aquecimento da amostra com ácido sulfúrico concentrado e a adição de um reagente – antrona, carbazol ou fenol – para desenvolvimento da cor. Destes, o método de Dubois é, sem dúvida, o mais utilizado.

A complexidade das características dos biofilmes, conforme registrada na literatura, deve-se a vários fatores, entre os quais a natureza dos substratos, a diversidade das espécies microbianas presentes no processo e as características do material suporte (FLEMMING & WINGLINDER, 2001). Há que se notar também que, embora muitas pesquisas tenham sido feitas, não há conhecimento consolidado sobre os processos com biofilmes. O que se tem na verdade é um grande número de variáveis a serem exploradas a fim de se obter maior compreensão sobre esse tema.

A caracterização das substâncias poliméricas extracelulares de sistemas biológicos de tratamento de efluentes mostra uma variação considerável de composição e quantidade de substâncias recuperadas. Estas variações podem ser atribuídas às diferentes procedências dos lodos e biofilmes aos diferentes métodos de extração empregados, e aos diferentes métodos analíticos usados para quantificar as diferentes frações (FRØLUND *et al.*, 1996).

Em particular, a influência dos métodos de extração sobre a composição dos exopolímeros é marcante, como evidenciam vários resultados da literatura. Assim, quando se faz em comparações de composição de sistemas diferentes é importante ter em mente que métodos distintos podem levar a resultados muito diferenciados.

Os métodos analíticos utilizados nestas quantificações também podem levar a resultados diferentes quanto à recuperação de substâncias poliméricas extracelulares. Avaliando diferentes métodos para quantificação de proteínas, FRØLUND *et al.* (1996) obtiveram, pelo método de Lowry (LOWRY *et al.*, 1951), concentração quase cinco vezes superior à determinada pelo método de Bradford (BRADFORD, 1976).

A determinação de proteínas pelo método de Bradford é normalmente recomendada ao invés do método de Lowry, pois o primeiro é mais sensível que o segundo e muito menos sujeito à interferência de outros componentes (DANIELS *et al.*, 1994).

HORAN & ECCLES (1986) observaram que padrões diferentes para determinação de polissacarídeos pelo método de Dubois (DUBOIS *et al.*, 1956) podem resultar em respostas diferentes. O padrão de glicose é o mais utilizado, mas em comparação com padrões de exopolissacarídeos de *Azotobacter vinelandii* e de *Pseudomonas stutzeri*, podem atingir valores até três vezes superiores ao dos outros padrões.

Conclui-se que o estudo da produção de substâncias poliméricas extracelulares e de suas formas de caracterização constitui-se numa meta importante para se alcançar melhor entendimento dos processos com biofilmes.

## 4 MATERIAIS E MÉTODOS

### 4.1 Descrição da unidade experimental

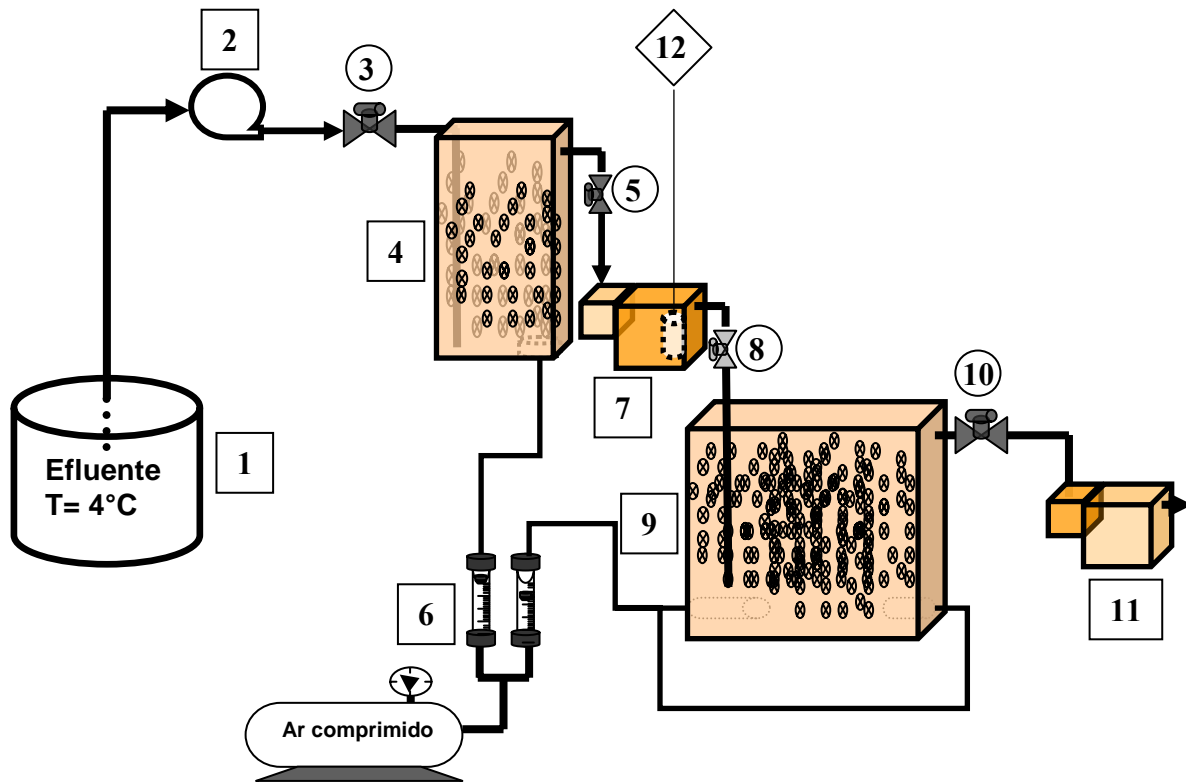
A unidade experimental, conforme ilustrado na Figura 11, foi constituída de um tanque de acrílico com dimensões de 0,1 m x 0,4 m x 0,25 m (espessura, altura, largura) para a zona de reação do reator (MBBR01) resultando um volume de 10 L. Um segundo reator (MBBR02) foi utilizado na etapa final deste trabalho. Confeccionado em acrílico, apresentava um volume reacional de 20 L, com dimensões (0,13 m x 0,55 m x 0,28 m). Em ambos os reatores foram fixadas malhas de metal a fim de evitar perdas de material suporte nas suas saídas. Os reatores foram montados em série com a alimentação de efluente sintético no MBBR01, para estudo da remoção de matéria orgânica e em seqüência a verificação da nitrificação no MBBR02. Conforme citado, a operação concomitante dos dois reatores só ocorreu em uma etapa deste trabalho.

Dois decantadores foram instalados na unidade sendo um localizado entre os reatores e outro na saída do MBBR02. Ao sair do MBBR01 o efluente passava por um decantador retangular (0,05 m x 0,15 m x 0,14 m), com dreno para descarte do excesso de matéria orgânica retida, sendo o sobrenadante alimentado no MBBR02. O efluente do MBBR02 passava por um decantador retangular de (0,05 m x 0,15 m x 0,14 m) e seguia para descarte.

A alimentação de ar era proveniente de uma linha de ar comprimido, sendo monitorada para cada reator com rotômetros independentes. Para ambos os reatores, os difusores porosos instalados nas suas bases conferiam boa distribuição das bolhas, assegurando durante todos os experimentos adequada transferência de oxigênio. No MBBR01 o difusor de ar tinha um formato cilíndrico com 0,015 m de diâmetro e 0,03 m de comprimento. Para o MBBR02, devido ao grande volume de reação e à grande quantidade de suportes a serem mantidos em suspensão, optou-se por dois pontos laterais de alimentação de ar com difusores tubulares de 0,04 m de diâmetro e 0,06 e 0,1 m de comprimento, respectivamente, situados em lados opostos na base do reator como verificado na Figura 11.

O efluente sintético a ser tratado foi mantido sob refrigeração à temperatura média de 4°C e alimentado ao primeiro reator por meio de uma bomba pistão com vazão

regulável, modelo A751, da MiltonRoy. O efluente foi alimentado a esse reator por uma entrada lateral superior com um tubo, que prolongava a alimentação até a sua base. Devido aos baixos tempos de residência nos regimes investigados, o volume de efluente sintético consumido diariamente era muito grande. Em função disso, empregava-se um recipiente externo ao refrigerador, com certo volume de efluente sintético, preparado diariamente e este efluente era bombeado por meio de uma bomba pistão com vazão regulável, modelo B721 da Milton Roy, para suprir o reservatório interno do refrigerador com o volume de efluente sintético consumido na alimentação do reator.



- |  |   |
|--|---|
| 01 - Tanque de Alimentação                     | 07 - Decantador 01                      |
| 02 - Bomba dosadora                            | 09 - MBBR02                             |
| 03, 05, 08 e 10 - Pontos de coleta de amostras | 11 - Decantador 02                      |
| 04- MBBR01                                     | 12 – Dispositivo de borbulhamento de ar |
| 06- Rotômetros                                 |   |

Figura 11. Esquema geral da unidade experimental constituída por dois reatores de leito móvel com biofilme (MBBR) e demais equipamentos.



## 4.2 Efluente utilizado

Foi utilizado um efluente sintético, cuja constituição, concentração para os cinco regimes estudados e procedência estão apresentados na Tabela 4. O teor de matéria orgânica na alimentação do reator foi fixado em  $700 \text{ mg.L}^{-1}$  (expresso como DQO). Para manter esse valor, houve necessidade de fazer pequenas alterações nas concentrações dos componentes, indicados na Tabela 4, em função de variações nas características dos lotes de peptona e extrato de carne adquirido ao longo de todo o trabalho.

Tabela 4. Composição do efluente sintético usado no trabalho.

Componentes	Concentração ( $\text{mg.L}^{-1}$ )	Procedência
Peptonas de caseína	11	Vetec
Extrato de carne	16	Vetec
Uréia	3	Vetec
Fosfato monobásico de potássio	2,8	Vetec
Cloreto de sódio	0,7	Vetec
Cloreto de calico di-hidratado	0,4	Vetec
Sulfato de magnésio hepta-hidratado	0,2	Vetec

Fonte: (HOLLER & TRÖSCH, 2001)

O efluente foi preparado com água da rede e conservado sob refrigeração à temperatura média de  $4^{\circ}\text{C}$ , tendo-se sempre o cuidado de avaliar a qualidade dos componentes sempre que era realizada a compra de um novo lote de produção diferente. Devido à alta biodegradabilidade do efluente foi necessário um controle rígido das condições de acondicionamento do mesmo (lavagem de frascos e tubos, preparação e outros).

### 4.3 Material suporte empregado

O suporte utilizado foi adquirido junto a White Martins, revendedora dos produtos da empresa Dynamic Aqua Science, no Brasil, e o escolhido foi o suporte AMB<sup>®</sup> que pode ser observado na Figura 12.



Suporte AMB<sup>®</sup>

Figura 12. Suporte utilizado para adesão do biofilme.

O suporte é produzido em polietileno com uma densidade de  $0,95 \text{ g.cm}^{-3}$ , na forma de pequenas peças cilíndricas com cerca de 7 mm de altura e 10 mm de diâmetro. A região externa ao suporte apresenta uma grande área de adesão, porém, devido à dinâmica do processo, quase não se percebe o desenvolvimento de biofilme nesta região. Este suporte oferece uma área disponível para adesão com cerca de  $850 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ , mas devido às limitações do processo, com razões máximas de preenchimento de suporte em cerca de 60%, a área específica de adesão disponível por este suporte é cerca de  $510 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$ .

Conforme já comentado, a razão de suporte sugerida como ideal para estes sistema é de cerca de 0,5 em volume de suporte para o volume total do reator ( $0,55 V_S/V_R$ ). No entanto, parece não haver consenso quanto a esse valor, que parece depender muito da configuração do reator que se emprega. No caso deste trabalho um dos alvos de investigação foi justamente a variação destas frações de enchimento, visando avaliar o efeito desse parâmetro sobre o processo.

## **4.4 Caracterização da unidade experimental – Testes preliminares**

### **4.4.1 Parâmetros hidrodinâmicos**

O comportamento hidrodinâmico dos MBBRs pode ser bastante complexo. A determinação de alguns parâmetros de sua hidrodinâmica é importante para melhor caracterizar esse comportamento. A previsão de existência ou não de zonas de estagnação permite maior segurança na operação do reator, garantindo assim condições mais propícias para avaliar outras variáveis referentes ao processo a ser estudado. Estes parâmetros adquirem maior relevância quando se deseja realizar o aumento de escala (“scale up”) de um sistema.

#### **4.4.1.1 Distribuição dos tempos de residência (DTR)**

Para determinar a distribuição dos tempos de residência foi empregada a técnica de estímulo resposta, empregando-se NaCl como traçador. A concentração de traçador foi determinada, empregando-se um condutivímetro da marca Orion, modelo 115, para monitorar a condutividade da corrente de saída. Uma curva de calibração permitia relacionar condutividade com concentração do sal.

A curva de calibração foi construída, usando-se o mesmo condutivímetro, a partir de soluções previamente preparadas e com concentrações pré-estabelecidas.

A aplicação da técnica de estímulo e resposta foi feita com o reator alimentado com água da rede, sem biomassa e operado com uma determinada vazão de ar, para manter a adequada movimentação dos suportes. Os testes, portanto, foram realizados com o reator operado em regime contínuo e sob aeração. Todos os testes foram realizados em triplicata para todas as condições selecionadas, indicadas na Tabela 5.

Tabela 5. Condições empregadas para a determinação da distribuição dos tempos de residência da fase líquida.

Ensaio	T (°C)	TRH (h)	V <sub>S</sub> /V <sub>R</sub> (%)	Q (L.h <sup>-1</sup> )	Duração (h)
1	23,2 ± 1,5	1,95	40	5	6
2	25,5 ± 2,4	2,35	40	4	9
3	24,1 ± 2,2	3,2	50	3,33	7,5
4*	23,2 ± 2,3	4,1	40	2,5	12
5	24,2 ± 1,9	4,1	50	2,5	12

(\*) Condições para determinação da distribuição dos tempos de residência

A solução de traçador salino foi injetada na forma de um pulso instantâneo na alimentação do MBBR e foi monitorada continuamente na corrente de saída, durante um período de cerca de três vezes o tempo de retenção hidráulico. Os dados obtidos foram, então, convertidos em concentração com o auxílio da curva padrão de calibração e, posteriormente, foram adimensionalizados para permitir a comparação dos resultados com os previstos pelo modelo ideal de mistura perfeita. Nestas condições, a partir da curva experimental de concentração *versus* tempo  $C(t)$ , o seguinte procedimento foi adotado:

Primeiramente foi calculada a função de distribuição de tempos de residência  $E(t)$  e o tempo médio dessa distribuição ( $t_m$ ).

A função  $E(t)$  foi obtida a partir da Equação 4.1:

$$E(t) = \frac{C(t)}{\int_0^{\infty} C(t) \times dt} \quad (4.1)$$

O tempo médio de distribuição foi calculado pela Equação 4.2:

$$t_m = \frac{\int_0^{\infty} t.C(t).dt}{\int_0^{\infty} C(t).dt} \quad (4.2)$$

Assim, foi possível calcular as médias da distribuição dos tempos de residência para todos os ensaios. As integrais foram calculadas a partir das curvas experimentais usando métodos analíticos e numéricos.

Em continuidade foram obtidas as curvas normalizadas (área sob a curva igual a 1), obtendo-se a distribuição adimensional  $E(\theta)$  em função do tempo adimensional ( $\theta$ ), conforme Equações 4.3 e 4.4:

$$E(\theta) = TRH \times E(t) \quad (4.3)$$

e

$$\theta = \frac{t}{TRH} \quad (4.4)$$

Desse modo, puderam ser comparadas as curvas experimentais de distribuição de tempos de residência (adimensionalizadas) com as curvas teóricas de um reator ideal de mistura perfeita (CSTR), representada pela equação 4.5:

$$E(\theta) = \exp(-\theta) \quad (4.5)$$

Segundo FOGLER (1992), para um reator de mistura perfeita, sem zonas mortas, o tempo médio calculado deve ser igual ao tempo de residência hidráulico aplicado. No entanto, para este tipo de sistema, deve ser considerada uma margem de erro, já que tanto no procedimento experimental quanto no tratamento dos dados ocorrem desvios. Na literatura, são relatados desvios consideráveis. GURGEL (1995), operando um filtro

biológico submerso aerado obteve 15% de diferença entre  $t_m$  e TRH, embora ainda tenha considerado seu sistema como sendo de mistura perfeita.

#### 4.4.1.2 Tempo de mistura

Para a determinação do tempo de mistura foi utilizada a mesma técnica de estímulo e resposta, empregando-se traçador salino (NaCl). No entanto, nesses ensaios o reator foi operado em batelada, sendo esvaziado e lavado após cada ensaio. O reator foi operado sob aeração e com suportes isentos de biomassa, assim como realizado nos experimentos para determinação da DTR. No topo do reator foi colocada uma célula condutimétrica, que permitiu medir os valores de condutividade até serem atingidos os valores constantes. Uma curva padrão de calibração permitiu converter os dados de condutividade obtidos em concentração.

Os experimentos foram realizados em triplicata para as vazões de ar indicadas na Tabela 6.

Tabela 6. Condições empregadas para determinação do tempo de mistura no reator.

Ensaio	T (°C)	$Q_G$ ( $m^3 \cdot h^{-1}$ )	$V_S/V_R$ (%)	$U_G$ ( $m \cdot h^{-1}$ )
1	24,5 ± 2,4	0,3	40	13,6
2	22,1 ± 2,2	0,48	40	21,8
3	21,3 ± 2,3	0,64	50	29,1
4	22,2 ± 1,9	0,81	40	36,8
5	22,2 ± 1,9	0,99	50	45,0

#### 4.4.2 Determinação do coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_La$ )

Para os reatores biológicos aerados um parâmetro importante é o  $K_La$ , que pode ser calculado de acordo com as condições operacionais, e isso requer certos conhecimentos sobre taxa de transferência de oxigênio. O coeficiente de transferência de massa volumétrico ( $K_La$ ) é produto entre o coeficiente de transferência de massa ( $K_L$ ) e a área interfacial de troca “ $a$ ”.

Dentre os métodos utilizados para a determinação experimental do coeficiente  $K_La$ , o que utiliza a desoxigenação da água por sulfito de sódio é o mais utilizado. Durante o ensaio de determinação do  $K_La$ , em regime transiente, a aeração é mantida, e a água é desoxigenada através da adição de excesso de sulfito de sódio na presença de cobalto, que atua como catalizador. Quando o sulfito é completamente oxidado a sulfato, a concentração de oxigênio dissolvido na água aumenta, tendendo à concentração de saturação  $C_S$ . Nessas condições de ensaio a Equação 4.6 é válida:

$$\frac{dC}{dt} = K_L a (C_s - C) \quad (4.6)$$

Onde:

$C_S$  = concentração de oxigênio dissolvido na fase líquida em equilíbrio com o gás;

$C$  = concentração de oxigênio dissolvido no líquido;

A integração da equação 4.6 pode ser feita, considerando-se a condição inicial ( $t=0$ ,  $C=0$ ), e obtém-se a equação 4.7:

$$\ln \frac{C_S - C}{C_S} = -K_L a t \quad (4.7)$$

O valor de  $K_La$  é obtido através do gráfico de  $\ln((C_S - C)/C_S)$  versus tempo, correspondendo ao coeficiente angular da reta obtida.

Os ensaios foram realizados a temperaturas levemente diferentes e se expressa o valor de  $K_L a$  a uma temperatura padrão (20°C). Para tal emprega-se a correção sugerida por BEWTRA (1970), representada pela Equação 4.8:

$$K_L a(20^\circ C) = K_L a(T) \times 1,024^{(20-T)} \quad (4.8)$$

Sendo T a temperatura da água no ensaio (°C).

#### 4.4.3 Cinética de biodegradação do processo

Conhecer a cinética de um processo e propor modelos simplificados que possam descrever com fidelidade seus comportamentos são tarefas um tanto que complicadas e que demandam certo tempo de trabalho. Neste tipo de sistema especificamente, o número de variáveis envolvidas em todo o processo é grande, o que dificulta ainda mais estes estudos. Pensar em modelagem e simulação para processos biológicos requer, de acordo com os anseios, um maior número de ferramentas e conhecimentos específicos.

No entanto, para simples avaliações, como por exemplo, avaliar o consumo de substrato em um sistema biológico de decomposição de matéria orgânica, existe modelos muito simples de domínio público, que os descrevem com muita fidelidade.

Estes modelos foram obtidos basicamente de balanços de massa, relacionando as condições operacionais impostas ao sistema e as respectivas constantes cinéticas de biodegradação (características intrínsecas principais de cada processo). Uma série destes modelos é proposta na literatura (METCALF & EDDY, 1991), mas, segundo os anseios deste trabalho, para este tipo de sistema pode-se avaliar o modelo linear simplificado conhecido como modelo de primeira ordem.

METCALF & EDDY (1991) considerando um modelo cinético de primeira ordem para o consumo de substrato e levando em conta que o biorreator tem comportamento de mistura perfeita, propuseram, segundo a Equação 4.9,

$$r_s = -K_s \cdot S \cdot A_s \quad 4.9$$



onde:

$r_s$ , é a taxa de biodegradação do substrato [ $\text{mg.L}^{-1}.\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ]

$K$ , constante cinética do processo [ $\text{m}^{-2}.\text{h}^{-1}$ ]

$S$ , substrato [ $\text{mg.L}^{-1}$ ]

$A_s$ , área superficial do suporte empregado [ $\text{m}^2$ ]

Do balanço material simples resulta a Equação 5.0,

$$Q.(S_o - S_e) = V.K.A_s.S_e \quad \text{da que resulta} \quad \frac{S_o - S_e}{TRH.A_s} = K.S_e \quad 5.0$$

Onde:

$Q$ , Vazão volumétrica do sistema [ $\text{L.h}^{-1}$ ],

$S_o$ , Substrato de entrada no sistema [ $\text{mg.L}^{-1}$ ],

$S_e$ , Substrato de saída do sistema [ $\text{mg.L}^{-1}$ ],

$V$ , volume do biorreator [ $\text{m}^3$ ],

$TRH$ , tempo de residência hidráulico.

Com isso, a partir dos resultados experimentais obtidos e variáveis operacionais impostas, pode-se determinar a constante cinética do sistema resultante do ajuste dos dados representados num gráfico  $[(S_o - S_e)/(TRH.A_s)]$  versus  $S_e$ .

## 4.5 Ensaio de operação contínua dos reatores

### 4.5.1 Início da operação

Anteriormente à partida da unidade experimental, foi feita a adaptação do lodo ao efluente utilizado e conseqüente desenvolvimento do biofilme nos suportes. O lodo utilizado na aclimatação foi obtido na Estação de Tratamento de Esgotos da Ilha do Governador/RJ (ETIG) e os procedimentos convencionais para a adaptação da biomassa foram seguidos. Na primeira semana o reator MBBR foi operado em batelada. Nas semanas subseqüentes, para forçar o desenvolvimento dos biofilmes, o reator foi operado em regime

contínuo. Alguns autores relatam que o pleno desenvolvimento do biofilme é obtido em cerca de duas semanas (ØDEGAARD *et al.*, 1994). Neste trabalho, no entanto, este desenvolvimento foi mais lento, tomando cerca de cinco semanas. Após a aclimação do sistema, também monitorada através de medidas de remoção de DQO, iniciou-se a etapa de monitoramento do processo.

Outro fator relacionado à operação diz respeito à readaptação do reator nos intervalos entre regimes. Esta etapa foi necessária devido à gradual acumulação de biofilme nos suportes. Assim, ao término de um regime o MBBR era alimentado com alta vazão de efluente com baixa carga orgânica e de ar, de modo a permitir a eliminação no meio reacional da biomassa acumulada nos suportes e aquela em suspensão na fase líquida.

#### **4.5.2 Regimes operacionais investigados**

Com o objetivo de se avaliar o efeito de altas cargas orgânicas no desempenho do reator de leito móvel com biofilme, foram estudados cinco regimes operacionais, mantendo-se constante, em cada um deles, o teor de matéria orgânica na alimentação (DQO) variando-se a razão de preenchimento de suporte ( $V_S/V_R$ ) e o tempo de residência hidráulico como indicado na Tabela 7.

O biorreator de leito móvel com biofilme operou continuamente por 330 dias. É importante ressaltar, no entanto, que além dos problemas operacionais foram necessários períodos de readaptação do biorreator nos intervalos entre os regimes.

As condições experimentais foram definidas com base em informações da literatura, e em função de limitações operacionais a faixa de estudo para a razão de enchimento ( $V_S/V_R$ ) foi de 40 a 50%, pois além de 50% ocorria prejuízo na movimentação dos suportes no interior do reator.

As condições experimentais de cada regime operacional encontram-se na Tabela 7 para a operação de um único reator (MBBR01) e na Tabela 8 estão indicadas às condições de operação do MBBR02, quando operado em série com o MBBR01, na etapa final do trabalho.

Tabela 7. Condições experimentais de operação para o MBBR01.

Regimes	Tempo de Op. (dias)	T (°C)	V <sub>S</sub> /V <sub>R</sub> (%)	DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	C <sub>V</sub> (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	TRH (h)
1	30	26	40	711 ± 23	8,53	1,95
2	32	25	40	655 ± 29	5,24	2,32
3	29	24	50	660 ± 43	6,34	3,11
4	38	24	40	660 ± 49	3,96	4,1
5	33	25	50	731 ± 71	4,4	4,1

Tabela 8. Condições experimentais de operação para o MBBR02

Regimes	Tempo (dias)	T (°C)	V <sub>S</sub> /V <sub>R</sub> (%)	DQO (mg.L <sup>-1</sup> )	C <sub>V</sub> (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	TRH (h)
4*	38	24	40	-	-	8
5*	33	25	50	-	-	8

(\*) Nesses regimes o MBBR02 foi operado em série com o MBBR01, voltado para a nitrificação.

A carga orgânica volumétrica aplicada ao MBBR02 foi determinada pela eficiência de remoção ocorrida no MBBR01 para os regimes 4 e 5 e seus valores encontram-se no Capítulo 5, no qual são comentados.

#### 4.5.3 Testes de coagulação/floculação do efluente tratado

Os testes de coagulação/floculação foram realizados na última etapa do trabalho. O objetivo desses testes foi remover sólido e substâncias poliméricas extracelulares em suspensão, e com isso obter um maior polimento do afluente para descarte. O afluente do MBBR01 apresentou, no período dos testes, valores médios de DQO bruta na ordem de 266 mg.L<sup>-1</sup>, prejudicando a etapa de nitrificação no MBBR02.

O afluente do MBBR01 foi coletado durante um período de operação do sistema e armazenado sob refrigeração até o momento dos testes. A caracterização deste afluente e os agentes coagulante/floculantes utilizados estão indicados na Tabela 9.

Tabela 9. Característica do efluente gerado no MBBR01

	Quant. Utilizada	T (°C)	DQO <sub>B</sub> (e) (mg.L <sup>-1</sup> )	Turbidez (NTU)	PS(e) (mg.L <sup>-1</sup> )	PT(e) (mg.L <sup>-1</sup> )
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	25	24,2	266 ± 24	144 ± 5	244 ± 23	0,76±0,1
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	50	24,3	266 ± 24	144 ± 5	244 ± 23	0,76±0,1
FeCl <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	25	23,9	266 ± 24	144 ± 5	244 ± 23	0,76±0,1
FeCl <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	50	24,1	266 ± 24	144 ± 5	244 ± 23	0,76±0,1
Polímero* (mL.L <sup>-1</sup> )	10	24,2	266 ± 24	144 ± 5	244 ± 23	0,76±0,1
Polímero* (mL.L <sup>-1</sup> )	25	24,3	266 ± 24	144 ± 5	244 ± 23	0,76±0,1

(\*) Polímero aniônico NAUCO<sup>®</sup>

Os ensaios foram realizados no equipamento do tipo “Jar Test” da DIGIMED, modelo Módulo Floculador MF-01, com capacidade de realização de 06 ensaios simultâneos.

#### 4.6 Métodos analíticos

A maioria das determinações analíticas realizadas ao longo da fase experimental, seguiram os procedimentos adotados pela “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA, 2005), com exceção da análise de substâncias poliméricas extracelulares (polissacarídeos e proteínas).

#### **4.6.1 Demanda química de oxigênio (DQO)**

As determinações da demanda química de oxigênio (DQO) foram realizadas segundo a metodologia do “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA, 2005). Na qual se recomenda a adição de 2 mL de amostra (filtrada em membrana de acetato de celulose 0,45 µm para DQO<sub>F</sub>) e 2 mL de amostra bruta (sem nenhuma filtração para DQO<sub>B</sub>) nos tubos de DQO - HACH, aos quais são adicionados sais de prata e mercúrio e dicromato de potássio. Os tubos são aquecidos por 2h a 150°C em reatores de DQO HACH, modelo DR/2010. Após o resfriamento dos tubos, realiza-se a leitura da absorbância em espectrofotômetro HACH, modelo DR2000, a 600 nm.

Empregando-se a curva de calibração feita com soluções de biftalato de potássio é possível calcular o valor de DQO a partir das leituras de absorbância (branco e teste). As determinações deste parâmetro sempre foram feitas em triplicata.

#### **4.6.2 Sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis**

Os SST e SSV foram determinados de acordo com os métodos 2540 D e 2540 E, descritos pela “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater” (APHA, 2005). Utilizaram-se 10 a 30 mL da amostrada coletada do reator, estas amostras foram filtradas em membrana borossilicato, por meio de bomba de vácuo, marca J/B modelo DV-42, deixando-se a secar a membrana em estufa Fabbe-Primar, modelo 219, por um período de 12 horas, a temperatura de 105 °C. Após o período de secagem o material é, então, pesado e submetido à calcinação em mufla Fornitec a temperatura de 550 °C. A pesagem do material é realizada em balança analítica Ohaus, modelo As 200. Todas as determinações foram realizadas em triplicata.

#### **4.6.3 Análise de turbidez**

Análises de turbidez foram realizadas em amostras de efluente bio-tratado e submetido a tratamento físico-químico, as quais foram inseridas no turbidímetro (HACH

2100 AN IS). A curva de calibração do turbidímetro é realizada com soluções padrão de poliacrilamida e as leituras são expressas em NTU.

#### **4.6.4 Monitoramento do pH, temperatura e oxigênio dissolvido**

A medida do pH foi realizada diariamente no efluente armazenado sob refrigeração e no MBBR, pelo método potenciométrico, com auxílio de um medidor de pH Digimed, modelo DMPH-2, previamente calibrado com soluções tampão de pH 4,0, 7,0 e 10,0. As medidas de temperatura e de oxigênio dissolvido foram realizadas diariamente no interior do reator por meio do medidor portátil (OXI 538 (WRW) com eletrodos: cell Ox 325.

#### **4.6.5 Caracterização microscópica**

Observações da biomassa aderida ao suporte e em suspensão foram realizadas em microscópio óptico (H500 HUND, fase/contraste 2), acoplado à uma câmara Nikon Coolpix 3500 .

Amostras de biomassa em suspensão foram aspiradas do reator por um pequeno tubo e posteriormente transferidas para uma lâmina. Amostras de biofilme foram obtidas removendo-se manualmente, com auxílio de pinça, o material aderido ao suporte, que também foi transferido para uma lâmina.

O volume das amostras foi de aproximadamente 0,1 mL. Após transferência para a lâmina de microscópio, a amostra foi coberta por uma lamínula.

#### **4.6.6 Determinação de polissacarídeos**

A concentração de polissacarídeos foi determinada em triplicata com base na reação colorimétrica com fenol/ácido sulfúrico para hexoses neutras totais, conforme DUBOIS *et al.* (1956), utilizando glicose como padrão. A leitura da absorbância foi feita a 488 nm no espectrofotômetro HACH, modelo DR2000.

#### **4.6.6.1 Polissacarídeos livres na fase aquosa**

Amostras para a determinação de polissacarídeos extracelulares foram obtidas após filtração das suspensões coletadas do sistema reacional através de filtros Millipore, com tamanho de poro de 0,22  $\mu\text{m}$ . Após a filtração as amostras foram congeladas e assim mantidas até análise.

#### **4.6.6.2 Polissacarídeos totais aderidos ao suporte**

Para a biomassa aderida ao suporte, os polissacarídeos totais foram determinados após a lise completa das células aderidas. Para cada determinação foram retiradas do reator três peças de suporte com biofilme e estas foram imersas em 10 mL de NaOH 1N em um recipiente de vidro. Esse procedimento garantiu que toda a superfície do suporte ficasse em contato com a soda em um volume mínimo. O recipiente seguia então para um banho-maria a 100°C, por 5 minutos (CAMMAROTA, 1998). Após a extração, as amostras foram congeladas e assim mantidas até análise. Uma curva padrão de glicose foi construída nas mesmas condições e no momento da realização das análises.

#### **4.6.7 Determinação de proteínas**

Para determinação de proteínas foi usado o método de BRADFORD (1976), baseado na reação com Coomassie Brilliant Blue G-250, com leitura da absorbância a 595 nm, em espectrofotômetro HACH, modelo DR2000, utilizando albumina bovina como padrão. Para quantificar a proteína livre na fase aquosa e o teor de proteína aderida ao suporte, dois procedimentos foram realizados.

##### **4.6.7.1 Proteína livre na fase aquosa**

Amostras para análise de proteína livre na fase aquosa foram obtidas após filtração das suspensões através de filtros Millipore com tamanho de poro de 0,22  $\mu\text{m}$ . Após a

filtração as amostradas eram congeladas até análise. Uma curva padrão com albumina bovina era preparada sob as mesmas condições no mesmo dia das análises.

#### **4.6.7.2 Proteínas totais aderidas ao suporte**

Para a determinação proteína total aderida ao suporte foi realizada a lise completa das células aderidas aos biofilmes. Para cada análise eram retiradas três peças de suporte com biofilme do reator e estas eram imersas em 10 mL de NaOH 1N em um recipiente de vidro. Esse procedimento garantiu que todas as áreas dos suportes ficassem em contato com a soda em um volume mínimo. O becher, então seguia ao banho-maria a 100°C por 5 minutos (CAMMAROTA, 1998). Após a extração as amostras foram congeladas e assim mantidas até análise. Uma curva padrão com albumina de soro bovino foi preparada sob as mesmas condições e no momento da realização das análises.

#### **4.6.8 Análise de amônia**

Para análise de nitrogênio amoniacal ( $\text{NH}_4^+$ ) foi usado o método de eletrodo de íon seletivo, empregando-se analisador da marca ORION, modelo 720A.

### **4.7 Parâmetros monitorados e frequência analítica**

Os procedimentos de análise, com exceção de polissacarídeos e proteínas, são de amplo conhecimento e foram devidamente referenciados. Os procedimentos para as análises de polissacarídeos e proteínas encontram-se detalhados no Anexo I.

Com relação ao acompanhamento analítico dos experimentos, a Tabela 10 indica os parâmetros medidos e sua frequência.



Tabela 10. Acompanhamento analítico dos experimentos.

Parâmetros	Frequência Analítica	Amostragem
DQO <sub>B</sub> e DQO <sub>F</sub>	3 vezes/semana	Triplicata
pH	Diária	Medida Instantânea
Temperatura	Diária	Medida Instantânea
Oxigênio Dissolvido	Diária	Medida Instantânea
Sólidos em suspensão	3 vezes/semana	Triplicata
Polissacarídeos	3 vezes/semana	Triplicata
Proteínas	3 vezes/semana	Triplicata
Amônia	3 vezes/semana	Triplicata
Turbidez	Aleatoriamente	Duplicata

## 4.8 Procedimento de cálculo

### 4.8.1 Eficiência de remoção

A eficiência de remoção foi calculada em termos de DQO<sub>F</sub> e DQO<sub>B</sub>, segundo a Equação 4.10:

$$\eta = \frac{S_o - S_e}{S_o} \times 100 \quad (4.10)$$

Onde  $S_o$  e  $S_e$  são, respectivamente, as concentrações na entrada e na saída do reator, expressos em termos de DQO<sub>B</sub> e DQO<sub>F</sub>.

### 4.8.2 Produção específica de lodo (Y)

A produção específica de lodo é definida como a quantidade de células formadas, que deixa o reator na forma de material em suspensão, por unidade de massa de substrato consumido. Pode ser calculada pela Equação 4.11:

$$Y = \frac{Q \times X_e}{Q(S_0 - S_e)} = \frac{X_e}{S_0 - S_e} \quad (4.11)$$

Onde:

$X_e$  = concentração de biomassa na corrente de saída do reator (g SSV.L<sup>-1</sup>)

$S_0$  = concentração inicial de substrato (g DQO<sub>B</sub>.L<sup>-1</sup>)

$S_e$  = concentração final de substrato (g DQO<sub>B</sub>.L<sup>-1</sup>)

#### 4.8.3 Coeficiente específico de desprendimento ( $b_s$ )

O desprendimento de biofilme é um fenômeno aleatório que depende do comportamento das bactérias aderidas e das condições ambientais e operacionais do reator.

O coeficiente específico de desprendimento do biofilme ( $b_s$ ) é, de acordo com RITTMANN (1982), a relação entre a taxa de biomassa não aderida presente no efluente de saída e a quantidade de biomassa aderida ao material suporte. O coeficiente específico “ $b_s$ ” pode ser calculado através da Equação 4.12:

$$b_s = \frac{Q \times X_e}{M_s \times X_{ad}} \quad (4.12)$$

Onde:

$Q$  = vazão de alimentação (L.d<sup>-1</sup>);

$X_e$  = concentração de biomassa em suspensão no efluente de saída do reator (mgSSV.L<sup>-1</sup>);

$M_s$  = Massa total de material suporte (g);

$X_{ad}$  = biomassa aderida ao suporte [(mgSSV).(g<sub>suporte</sub>)<sup>-1</sup>]

Foi adotado o seguinte procedimento para obtenção de  $M_s$  e  $X_{ad}$ : os suportes com biofilme foram desidratados e pesados, em seguida era feita a extração do biofilme em um volume conhecido de água, na seqüência pesavam-se os suportes sem biofilme  $M_s$  e eram determinados os sólidos voláteis, obtendo-se assim  $X_{ad}$ .

## **5 RESULTADOS E DISCUSSÃO**

Os resultados serão apresentados separadamente para o MBBR operado na etapa de remoção de matéria orgânica e para os dois MBBRs operado em série.

### **5.1 Testes preliminares**

A avaliação da hidrodinâmica de reatores biológicos permite detectar problemas associados à falhas operacionais, de projeto e “scale up”, selecionar modelos matemáticos para caracterizar o escoamento, comparar diferentes configurações de biorreatores ou, no caso de biomassa fixa em leitos móveis, verificar a hidrodinâmica de diferentes matrizes ou suportes de imobilização.

O trabalho de caracterização hidrodinâmica foi feito para o MBBR1, já que, para o segundo reator isso já havia sido feito por VENDRAMEL (2004).

#### **5.1.1 Distribuição de tempos de residência (DTR)**

Os resultados possibilitaram determinar a distribuição de tempos de residência da fase líquida no biorreator. Os dados referentes às curvas de  $C(t)$  e à curva padrão de calibração encontram-se no Anexo II.

A Figura 13 permite comparar as curvas do modelo ideal de mistura perfeita (Equação 4.5) e as curvas experimentais advindas dos procedimentos aplicados (sessão 4.4.1.1), para as condições já indicadas na Tabela 5.

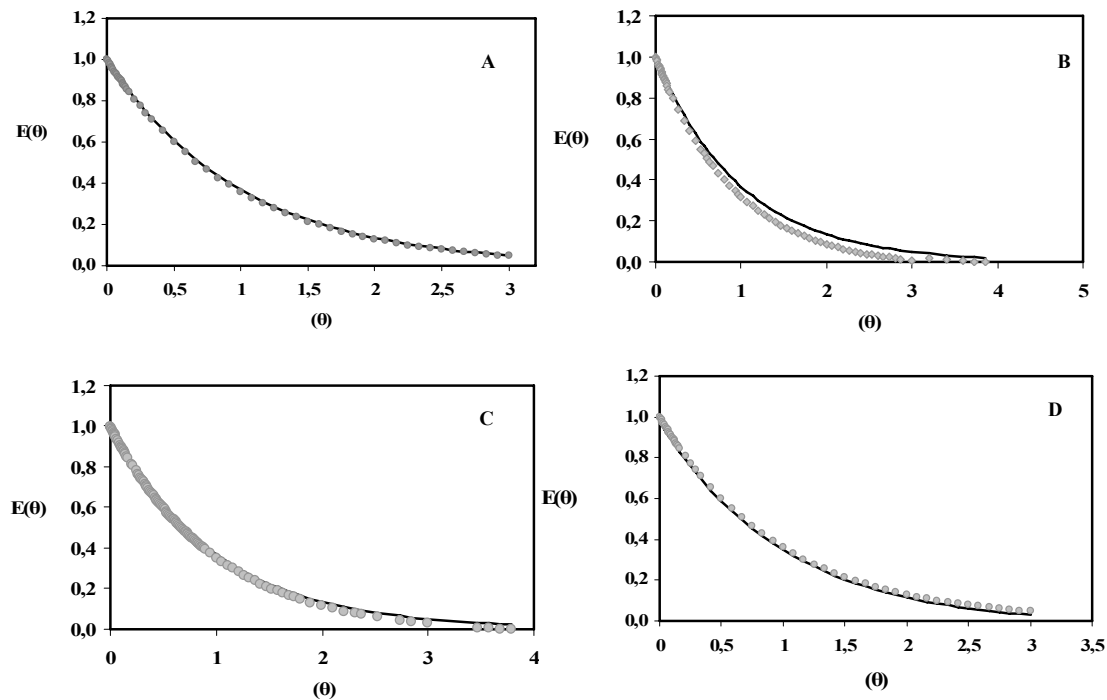


Figura 13. DTRs experimental e prevista pelo modelo de mistura perfeita para os testes realizados com um TRH de: (A) 1,95h, (B) 2,32h, (C) 3,18h e (D) 4,1h, onde (●) dados experimentais e (—) modelo de mistura perfeita.

Pela Figura 13 apresentada pode-se observar que o comportamento do biorreator apresentou comportamento muito similar ao previsto pelo modelo ideal de mistura perfeita (CSTR). A Tabela 11 mostra os resultados relativos às médias das DTRs e os seus desvios em relação aos valores de TRH.

Tabela 11. Médias da DTRs e desvios em relação aos valores de TRH

TRH (min)	Tempo médio ( $t_m$ ) (min)	Desvio médio observado (%)
120	117,2 ± 3,2	2,3
150	139,2 ± 4,1	7,2
180	190,8 ± 3,2	4,8
240	246,1 ± 4,3	2,5

Levando-se em conta os erros e imprecisões associadas a esta determinação pode-se concluir que os desvios entre os valores de tempo médio e os de TRH são muito pequenos e, portanto, a eventual presença de zonas mortas pode ser considerada insignificante.

### **5.1.2 Tempo de mistura**

A grande capacidade de mistura alcançada para as condições operacionais investigadas também fica evidente ao se analisar os resultados de tempo de mistura.

A Figura 14 apresenta os dados típicos obtidos para os testes com traçador salino realizados conforme descrito no item 4.4.1.2, para a determinação do tempo de homogeneização do líquido a partir da injeção instantânea de um pulso de solução salina no interior do reator.

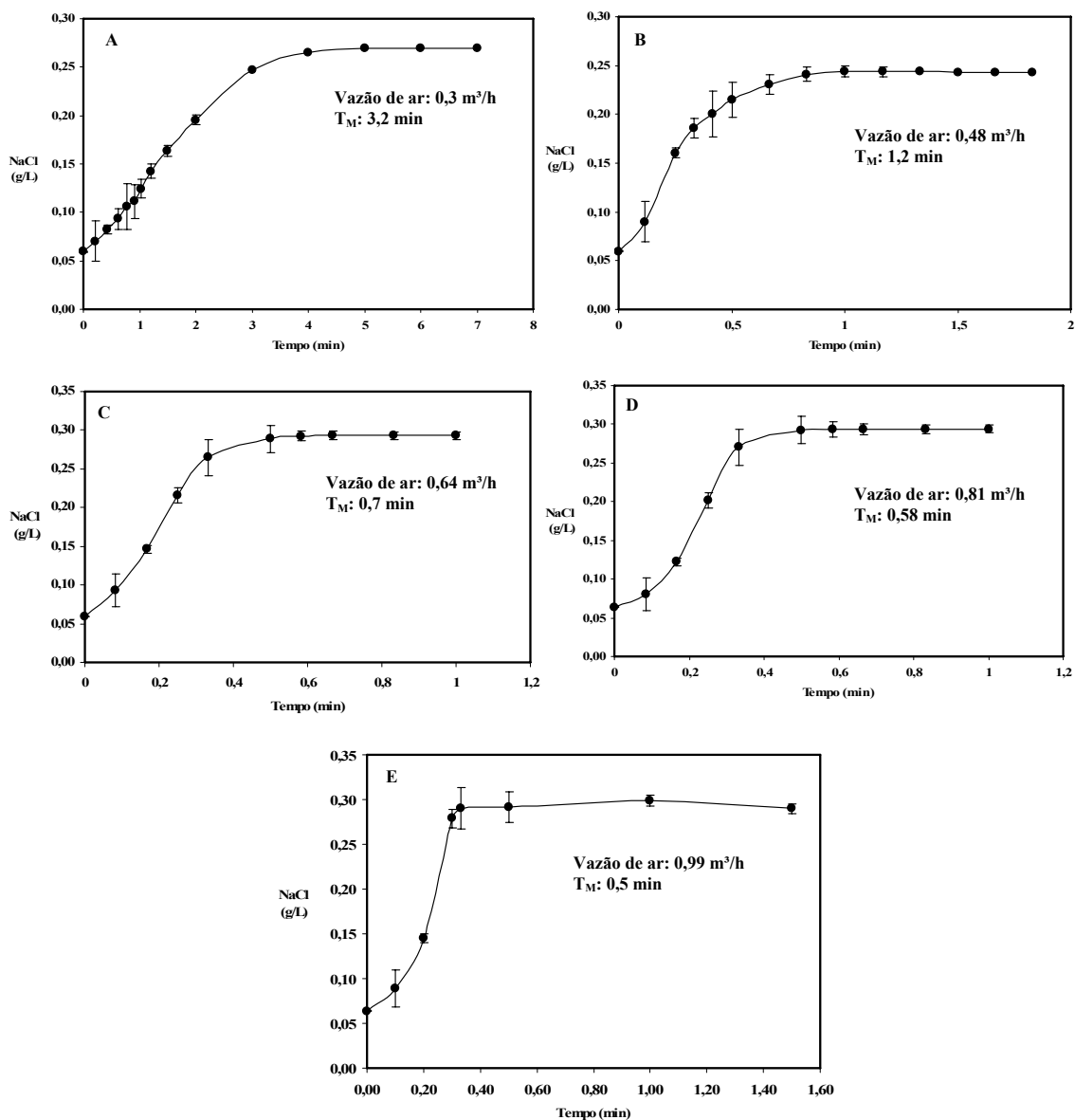


Figura 14. Variação da concentração de NaCl com tempo para os testes com  $U_G$  de: (A)  $13,6 \text{ m.h}^{-1}$ , (B)  $21,8 \text{ m.h}^{-1}$ , (C)  $29,1 \text{ m.h}^{-1}$ , (D)  $36,8 \text{ m.h}^{-1}$  e (E)  $36,8 \text{ m.h}^{-1}$ .

Os valores médios calculados para o tempo de mistura (triplicata) podem ser observados na Tabela 12, e foram obtidos a partir das curvas da Figura 14, correspondendo a 95% da concentração máxima da solução salina registrada (valor de plateau).

Tabela 12. Tempos de mistura obtidos para diferentes valores de  $U_G$ .

$U_G$ ( $m.h^{-1}$ )	Tempo médio de mistura (min)
13,6	$3,21 \pm 0,84$
21,8	$1,17 \pm 0,22$
29,1	$0,66 \pm 0,16$
36,8	$0,58 \pm 0,12$
45,0	$0,52 \pm 0,08$

A Figura 15 mostra como o tempo de mistura variou com  $U_G$  no intervalo considerado.

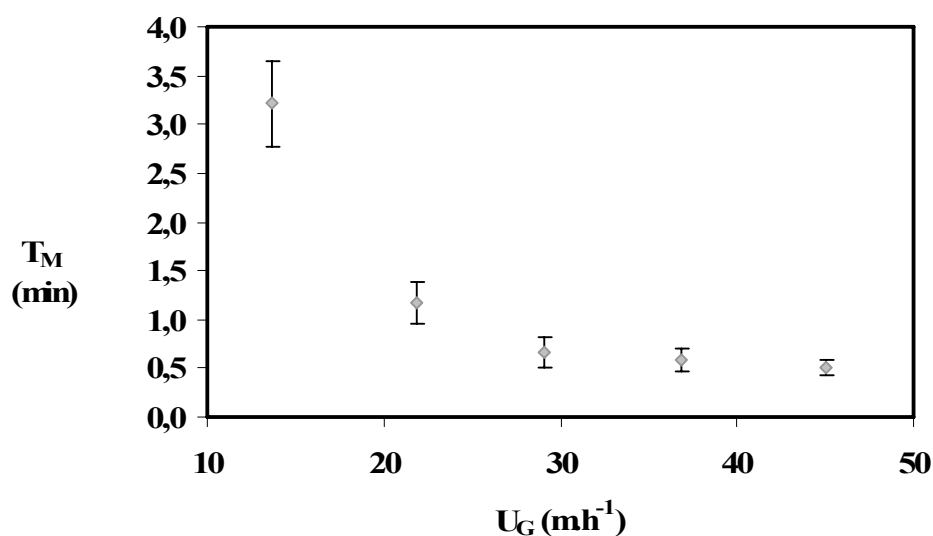


Figura 15. Tempos de mistura médios ( $T_M$ ) com seus respectivos desvios padrão para diferentes valores de  $U_G$ .

A Figura 15 mostra que  $T_M$  decai fortemente com o aumento de  $U_G$ , tendendo a um limite inferior característico de cada sistema. VENDRAMEL (2004) encontrou uma relação linear entre o  $T_M$  e  $U_G$ , ao estudar um reator de leito fixo submerso. No entanto, a faixa de

vazão estudada no presente trabalho foi bem superior à empregada por VENDRAMEL (2004).

Observando-se os valores dos tempos médios de residência ( $t_m$ ) obtidos e os valores de  $T_M$ , percebe-se que mesmo para a pior condição ( $T_M = 3,21 \pm 0,84$  min e  $t_m = 117,2 \pm 3,2$  min), pode-se assegurar que o volume reacional encontra-se homogêneo nas condições de operação investigadas. Nesse caso, o tempo de mistura intrínseco ao sistema, corresponde a apenas 2,7% do tempo médio de residência da fase líquida no reator.

### 5.1.3 Coeficiente de transferência de oxigênio ( $K_L a$ )

Sendo o oxigênio um dos fatores limitantes nos processos biológicos aerados, se justifica a determinação da capacidade oxigenante de um sistema ou equipamento de aeração. Esta quantificação se dá através da determinação do  $K_L a$ . O coeficiente de transferência de oxigênio foi determinado para uma faixa de vazão de ar aplicada ao sistema de 0,3 a 0,99  $m^3 \cdot h^{-1}$  e seus valores foram corrigidos para a temperatura de 20°C. No entanto, no decorrer do desenvolvimento deste trabalho foi observada a necessidade de se aumentar o fornecimento de oxigênio, mesmo com diminuição da carga orgânica aplicada ao sistema.

Esse fato deve ser destacado já que, para a seqüência de experimentos a serem realizados, esperava-se uma redução gradual no fornecimento de ar ao sistema. Esse fato é importante uma vez que um aumento acentuado na velocidade de ascensão do gás UG ocasiona um aumento apreciável na concentração de substâncias poliméricas extracelulares segundo TRINET *et al.*, (1991).

A Figura 16 mostra uma curva típica de acompanhamento da reoxigenação do meio líquido. As curvas relativas a outros ensaios encontram-se no Anexo III.



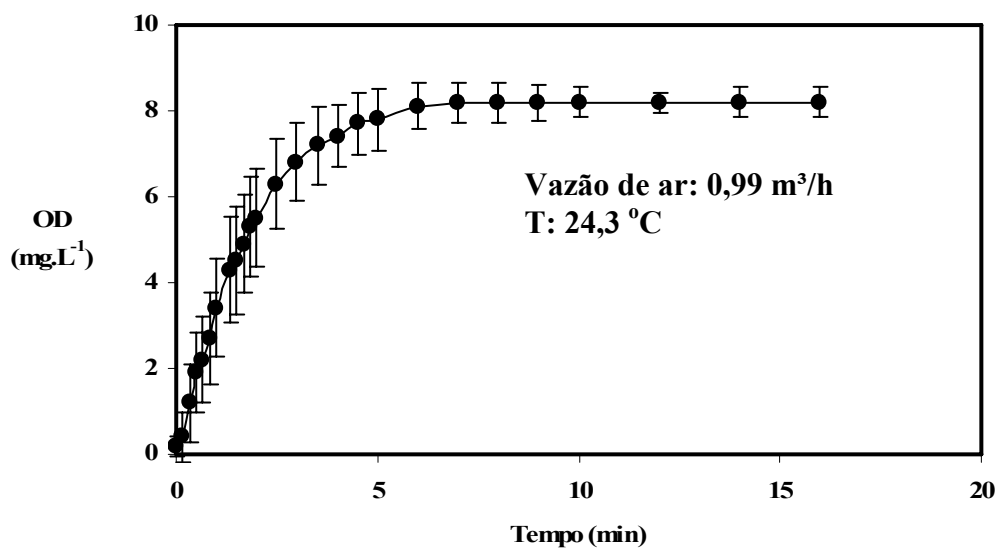


Figura 16. Curva de reoxigenação do meio líquido para o ensaio realizado com  $U_G$  de 45  $m.h^{-1}$ .

A partir das curvas de reoxigenação foram determinados os valores de  $K_{L,a}$ , como descrito no item 4.4.2 para todas as condições analisadas.

Na Tabela 13 são apresentados os valores do  $K_{L,a}$  médios determinados experimentalmente e aqueles corrigidos pela Equação 4.8.

Tabela 13. Resultados experimentais de  $K_{L,a}$ .

Ensaio	T (°C)	$U_G$ ( $m.h^{-1}$ )	$K_{L,a}$ ( $min^{-1}$ )	$K_{L,a}$ corrigido a 20°C ( $min^{-1}$ )
1	25	13,52	0,36	0,32
2	24	21,91	0,43	0,39
3	22	29,14	0,46	0,44
4	24	36,93	0,52	0,47
5	24	45,00	0,57	0,52

O aumento do  $K_{L,a}$  com o aumento da velocidade superficial do gás foi confirmado em vários trabalhos. Para uma dada configuração,  $K_{L,a}$  depende fortemente de  $U_G$ , como observado por TAVARES e SANT'ANNA Jr. (1993).

REIS e SANT'ANNA Jr. (1985) propuseram um modelo empírico para descrever  $K_La$  em função de  $U_G$ , apresentado a seguir pela Equação 5.1:

$$K_La = \alpha \times (U_G)^\beta \quad (5.1)$$

Onde:

$\alpha$  corresponde às características do sistema difusor (processo);

$\beta$  corresponde às características do sistema (material suporte, hidrodinâmica, difusor);

Estes parâmetros podem ser facilmente estimados a partir dos dados experimentais advindos da curva  $K_La$  versus  $U_G$ .

A influência da porcentagem de suporte ( $V_S/V_R$ ) no  $K_La$  foi observada por SIMÕES (1994), que trabalhou com um reator de leito expandido (trifásico). Foi observado que, com o aumento da quantidade de suporte dentro do reator ocorreu a intensificação do fenômeno de coalescência de bolhas, diminuindo em decorrência, o  $K_La$ .

Neste trabalho, no entanto, não foi investigado o efeito da porcentagem de suporte que foi mantida nos valores de 40 e 50 %.

A partir dos dados apresentados na Tabela 12, foram estimados os valores dos parâmetros  $\alpha$  e  $\beta$  da equação 5.1. A Equação 5.2 pode ser escrita, então, da seguinte forma:

$$K_La = 0,301 \times (U_G)^{1,0142} \quad (5.2)$$

A Figura 17 mostra a relação entre  $K_La$  e  $U_G$  experimental e estimada pela equação 5.2.

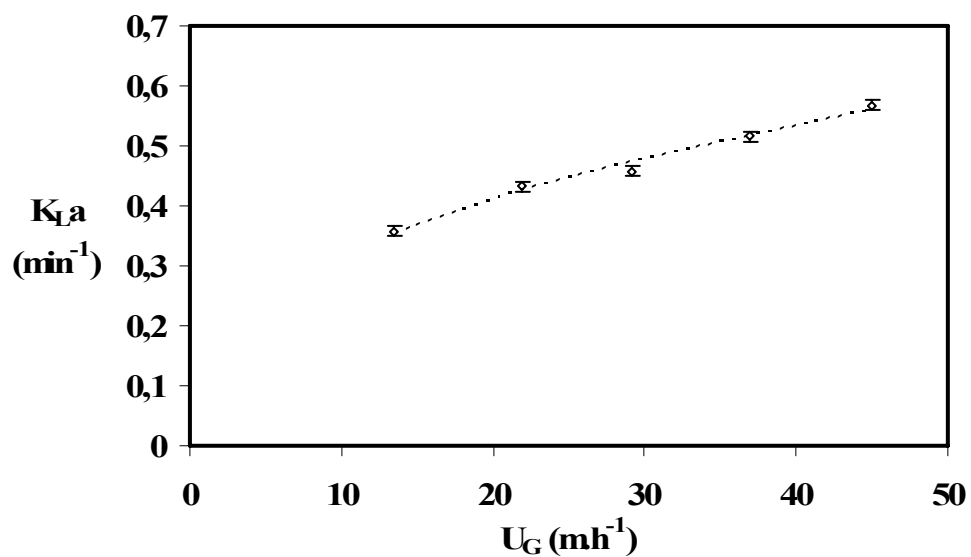


Figura 17. Variação de  $K_{La}$  em função de  $U_G$ , onde ( $\diamond$ ) dados experimentais e (--) dados obtidos via Equação 5.2.

Vários trabalhos da literatura observaram relação linear entre  $K_{La}$  e  $U_G$ . VIERO *et al.* (2003) e FICA-PIRAS (2003) identificaram esta relação em seus estudos com biorreator com membrana submersa e bioreator aerado de leito fixo, respectivamente. Na Figura 18 é apresentado o ajuste dos dados a uma relação linear, ou seja, conferindo-se o valor 1 ao coeficiente  $\beta$  da Equação 5.1.

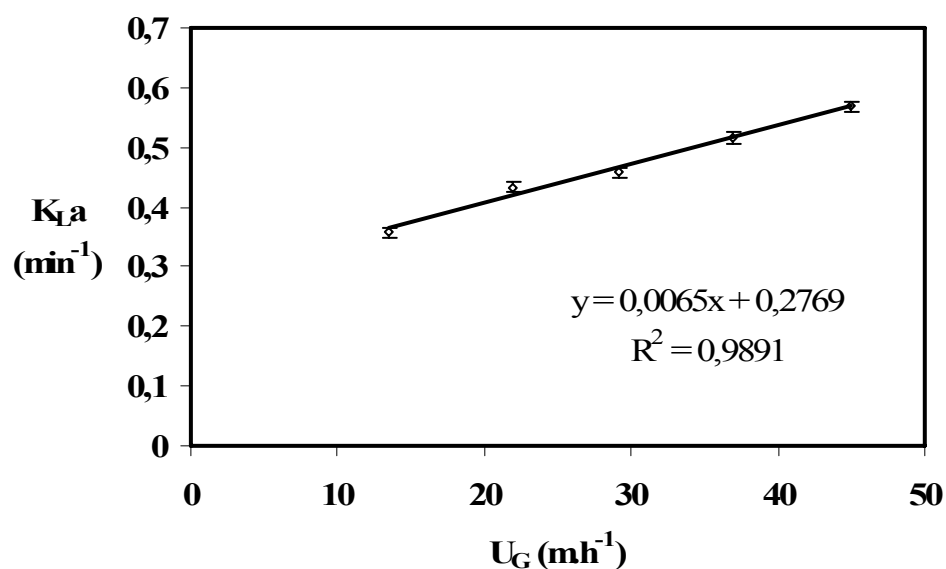


Figura 18. Ajuste de uma relação linear de dependência entre  $K_{La}$  e  $U_G$  onde ( $\diamond$ ) obtidos experimentalmente e (—) correlação linear obtida.

Os valores obtidos para  $K_{La}$  situaram-se na faixa de  $0,32\text{-}0,52 \text{ min}^{-1}$ , resultados equivalentes a resultados obtidos na literatura.

VENDRAMEL (2004) operou numa faixa de  $U_G$  de  $5,13$  a  $13,1 \text{ m.h}^{-1}$  um bioreator aerado de leito fixo submerso (abaixo da investigada neste trabalho), e observou valores de  $K_{La}$  na faixa de  $0,22\text{-}0,57 \text{ min}^{-1}$ . Este estudo foi importante, já que, o segundo bioreator utilizado neste trabalho foi o mesmo utilizado por VENDRAMEL (2004), embora sem recheio fixo. Isso é importante, já que, para alguns autores o que mais interfere no coeficiente de transferência de oxigênio são os aeradores e não o meio suporte adotado no processo MBBR (ØDEGAARD *et al.*, 2000).

VIERO *et al.*, (2003) operando um biorreator com membranas submersas, empregaram  $U_G$  de  $15$  a  $50 \text{ m.h}^{-1}$  e observaram valores de  $K_{La}$  na faixa de  $0,5\text{-}2,5 \text{ min}^{-1}$ .

Estes resultados mostram que, embora relações lineares entre  $K_{La}$  e  $U_G$  tenham sido observadas com freqüência, os valores de  $K_{La}$  são fortemente dependentes do sistema estudado, em particular, do tipo de difusor de ar, que pode gerar bolhas muito pequenas (aumentando o valor de  $\alpha$ ) ou médias e grandes.

## 5.2 Monitoramento da temperatura, pH e oxigênio dissolvido nos reatores

### 5.2.1 Temperatura

A temperatura foi monitorada regularmente e em função das baixas variações observadas pode-se assegurar que não houve influência dela na eficiência do processo ao longo dos 5 regimes. Os valores da temperatura média para os cinco regimes foram apresentados na Tabela 6 e os dados diários encontram-se no Anexo VI.

### 5.2.2 pH

Durante os cinco regimes de operação, foram monitoradas as correntes de entrada e saída do MBBR01 e para os dois últimos regimes as correntes de entrada e saída do MBBR02. A Tabela 14 apresenta os valores médios de pH e seus respectivos desvios padrão para os dois reatores monitorados e os dados diários encontram-se no Anexo VI.

Tabela 14. Valores de pH de entrada e saída para os dois biorreatores para os regimes de operação investigados.

Regimes	MBBR01		MBBR02	
	pHEntrada	pHsaída	pHEntrada	pHsaída
1	7,13 ± 0,24	7,33 ± 0,25	-	-
2	7,32 ± 0,28	7,75 ± 0,26	-	-
3	7,24 ± 0,21	7,72 ± 0,26	-	-
4	7,22 ± 0,24	7,95 ± 0,33	8,15 ± 0,33	5,43 ± 0,56
5	7,09 ± 0,64	8,2 ± 0,24	8,22 ± 0,24	4,43 ± 0,58

Vale lembrar que para os regimes 1, 2 e 3 apenas o MBBR01 foi operado. No entanto, foi necessário um segundo biorreator para melhorar o desempenho do processo no que tange à nitrificação. Como a carga orgânica empregada no sistema foi muito alta, não foram observadas remoções significativas do íon  $N-NH_4^+$ , referentes à etapa de nitrificação no MBBR01. Mesmo assim foi verificado um leve aumento do pH para todos os regimes de

operação no primeiro biorreator, isso pode ser devido à excreção de metabólitos pelos microorganismos (METCALF & EDDY, 1991).

No caso do segundo biorreator foi marcante o efeito da liberação de íons  $H^+$  no meio e menores valores de pH foram atingidos. Comparando os regimes 4 e 5 verificou-se maior nitrificação no quinto regime, isso se deve ao fato dele ter sido submetido a menor carga orgânica do que o regime anterior, o que favorece a nitrificação. É importante ressaltar que a alta acidez pode prejudicar a etapa de nitrificação (BONOMO *et al.*, 2000), e para isso deve-se fazer o controle da acidez. Não foram encontradas na literatura quais as condições limites que interferem na etapa de nitrificação e devido a tal, não foi feito nenhum controle de acidez no MBBR02 neste trabalho.

### 5.2.3 Oxigênio dissolvido (OD)

O suprimento de oxigênio ao sistema foi realizado a partir de ar comprimido e monitorado com rotâmetros. Como este parâmetro tem influência direta sobre a biodegradação e sobre a homogeneização do meio reacional, foram monitorados diariamente os níveis de OD no interior dos biorreatores para os cinco regimes.

A Tabela 15 apresenta os valores médios de oxigênio dissolvido e sua variação entre regimes. Os dados de monitoramento diário encontram-se no Anexo VI.

Tabela 15. Concentrações médias de oxigênio dissolvido nos biorreatores para os regimes de operação investigados.

Regimes	MBBR01			MBBR02		
	$U_G$ ( $m.h^{-1}$ )	OD ( $mg.L^{-1}$ )	Varição OD ( $mg.L^{-1}$ )	$U_G$ ( $m.h^{-1}$ )	OD ( $mg.L^{-1}$ )	Varição OD ( $mg.L^{-1}$ )
1	39,2	5,1	4,2 – 7,4	-	-	-
2	46,8	3,7	2,1 – 6,4	-	-	-
3	54,1	3,9	1,5 – 5,2	-	-	-
4	75,6	3,2	2,2 – 4,2	32,4	5,3	4,8 – 6,1
5	75,6	3,2	2,4 – 4,1	32,4	5,6	4,4 – 6,1

Dos dados da Tabela 15, pode-se notar que houve necessidade de aumentar  $U_G$  ao longo da realização dos experimentos. Os testes hidrodinâmicos e de transferência de oxigênio foram realizados sem biomassa, entretanto, com a formação de biofilmes sobre os suportes, tanto a hidrodinâmica, quanto a transferência de oxigênio podem sofrer alterações. Quanto mais espesso o biofilme, mais denso fica o meio suporte; com isso, para mantê-lo adequadamente em movimento, houve a necessidade de se aumentar a vazão de ar. No caso da transferência de oxigênio, maiores cargas orgânicas aplicadas levam a maiores taxas de respiração microbiana, exigindo maiores aportes de ar. Ademais, os biofilmes e os flocos microbianos impõem resistências à transferência de oxigênio, havendo necessidade de se operar com maiores vazões de ar para manter níveis adequados de oxigênio dissolvido na fase líquida. Isto foi conseguido, como indicam os valores médios registrados na Tabela 15, nunca inferiores a  $2 \text{ mg.L}^{-1}$ , como recomendado por diversos autores.

### **5.3 Influência da carga orgânica no desempenho do MBBR**

#### **5.3.1 Eficiência de remoção de matéria orgânica solúvel no MBBR01**

Cinco regimes operacionais foram realizados para verificar a influência da carga orgânica volumétrica na eficiência do processo. Os experimentos foram realizados nas condições já indicadas na Tabela 7.

As Figuras 19 e 20 mostram resultados típicos de variação da concentração de matéria orgânica solúvel ( $DQO_F$ ) para cada regime investigado ao longo do tempo de operação.

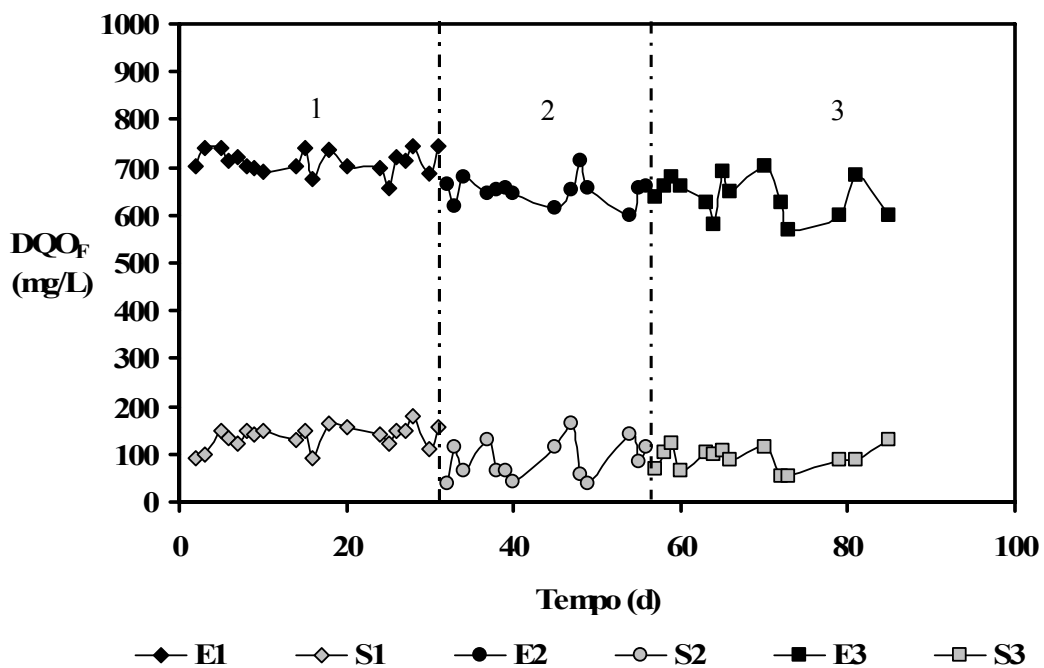


Figura 19. Variação da  $DQO_F$  na entrada (E) e na saída (S) do biorreator para os regimes de operação 1,2 e 3.

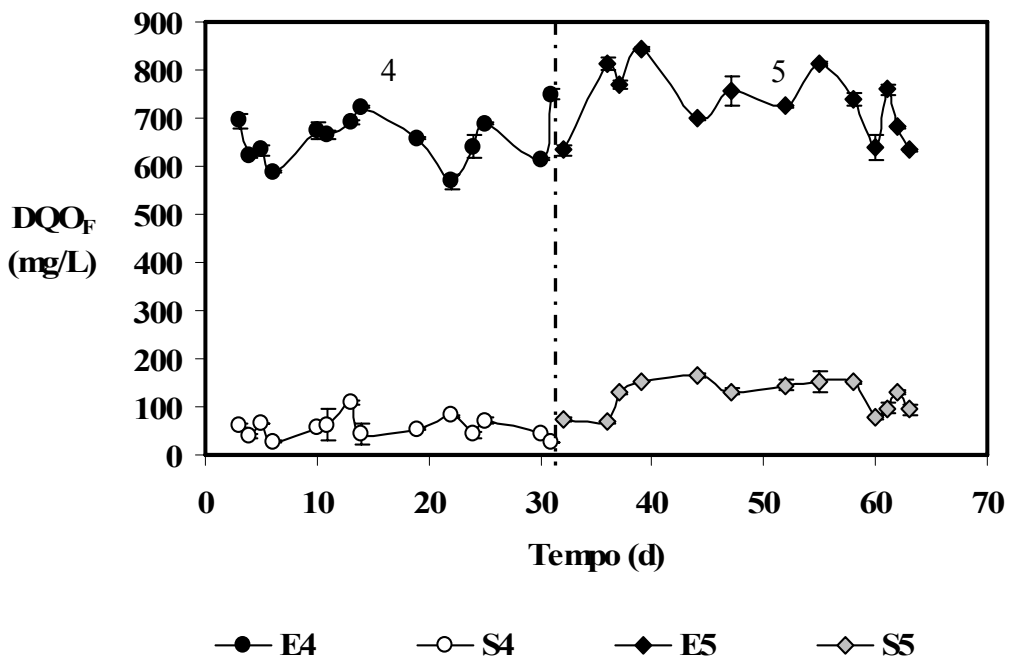


Figura 20. Variação da  $DQO_F$  na entrada (E) e na saída (S) do biorreator para os regimes 4 e 5.



As variações observadas na DQO de alimentação do biorreator podem ser atribuídas a certo nível de biodegradação ocorrido, mesmo tendo sido feita a armazenagem a frio do efluente sintético. Para o primeiro regime, o consumo diário de efluente foi de 120 L.d<sup>-1</sup>, exigindo sua preparação diária. Em função disso, o tempo de armazenamento do efluente sintético foi muito pequeno e, conseqüentemente, não houve tempo suficiente para uma significativa biodegradação. Para os demais regimes, com TRHs maiores, o tempo de armazenamento do efluente sintético foi maior.

Uma tentativa para minimizar esse problema foi aumentar a concentração inicial do efluente preparado. Com isso, mesmo ocorrendo biodegradação no armazenamento, a concentração do efluente sintético se manteve próxima da concentração desejada de 700 mg.L<sup>-1</sup>.

A eficiência do processo em termos de remoção de matéria orgânica solúvel pode ser considerada ótima, em função das altas cargas orgânicas aplicadas. A Figura 21 apresenta os resultados de eficiência média ( $\eta$ ), com seus respectivos desvios padrão, para os regimes operacionais investigados.

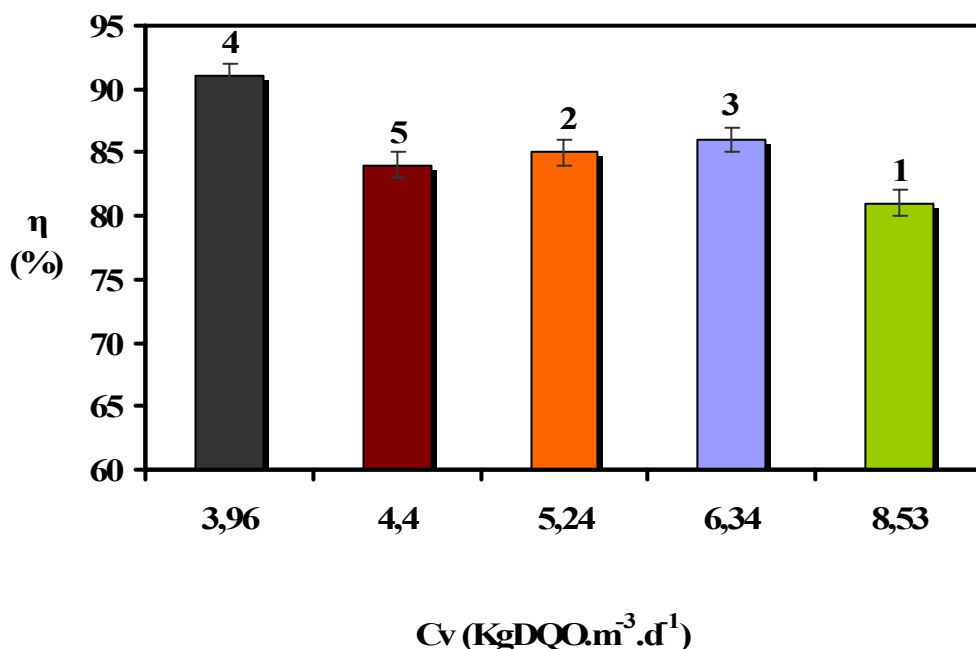


Figura 21. Eficiência média de remoção da DQO<sub>F</sub> em função da carga orgânica aplicada para os cinco regimes de operação investigados.

A baixa eficiência alcançada no 5º regime (83%) foi um resultado inesperado, já que o biorreator estava operando com menores cargas volumétricas  $C_V$ , é válido ressaltar, no entanto, que estas cargas são consideradas elevadas para tratamentos aeróbios. Uma possível causa desse pior desempenho pode ter sido o acúmulo de substâncias poliméricas extracelulares no meio reacional, como será discutido mais adiante. No 4º regime também ocorreu este fato nos últimos dias de experimento, mas na média a eficiência obtida foi mais alta (91%).

Mesmo não havendo uma diferença numérica considerável em relação às médias de eficiência e seus respectivos desvios padrão, foi possível, com a aplicação do teste estatístico “*t-student*”, avaliar diferenças significativas entre os regimes. Os resultados obtidos no teste “*t-student*” para eficiência de remoção de matéria orgânica, nos regimes investigados, estão representados na Tabela 16.

Tabela 16. Resultados obtidos no teste “*t-student*”.

Ensaio comparados	Número de pontos	Valor de “t”	Valor de “p”	Avaliação obtida
01-02	14	-1,54986	0,145171	NS
01-03	14	-3,38655	0,004866	DS
01-04	14	-8,68033	0,000001	DS
01-05	13	-1,72465	0,110227	NS
02-03	14	-0,40912	0,689108	NS
02-04	14	-2,56619	0,023463	DS
02-05	13	0,610288	0,553053	NS
03-04	14	-3,97410	0,001588	DS
03-05	13	2,442131	0,031037	DS
04-05	13	5,528228	0,000130	DS

DS - Existe diferença significativa entre os ensaios para ( $p < 0,05$ ), NS - Não existe diferença significativa entre os ensaios ( $p > 0,05$ ), (t e p) - Parâmetros obtidos na aplicação do teste “*t-student*”

Em função das variáveis manipuladas e de as faixas investigadas serem pouco amplas, era de se esperar que não existisse diferença significativa entre alguns ensaios. No

entanto, para outros regimes, pode-se assegurar esta distinção. Essas diferenças obtidas podem ser atribuídas não apenas à carga orgânica aplicada, mas também à porcentagem de recheio utilizada e/ou eventuais problemas na operação do reator. O que se verifica é que para as condições de menor carga orgânica volumétrica, estatisticamente, tem-se os melhores desempenhos.

Na Figura 22 os resultados são expressos em termos de  $C_V$  removida *versus*  $C_V$  aplicada. Constatase que o aumento da carga orgânica aplicada provoca queda na capacidade do reator de remover DQO. No entanto, para a faixa de elevadas cargas investigadas (3,96 a 8,53  $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ) essa queda pode ser considerada pequena, revelando robustez do reator e capacidade de processar altas cargas com bom desempenho.

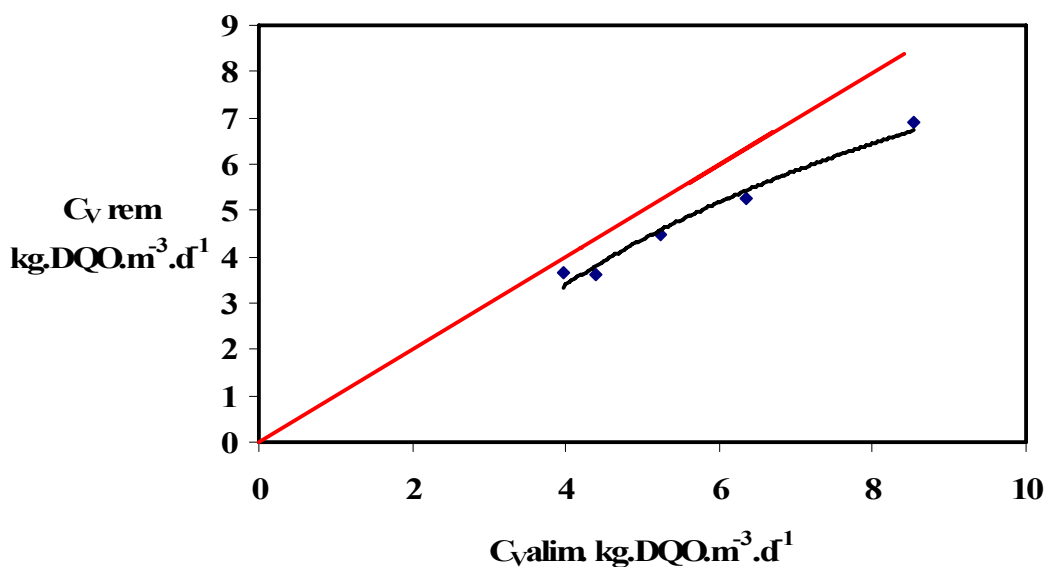


Figura 22. Carga orgânica volumétrica removida versus carga orgânica volumétrica aplicada no reator para os cinco regimes operacionais.

Esse fato fica evidenciado quando se relaciona a eficiência de remoção de DQO com a carga orgânica superficial aplicada ( $C_S$ ), como indicado na Figura 23.

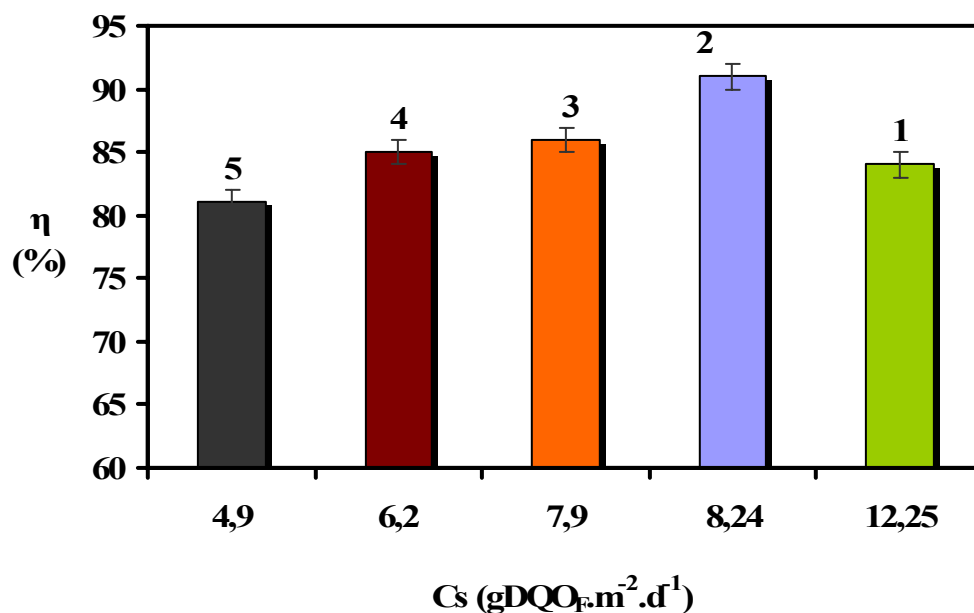


Figura 23. Eficiência de remoção de DQO<sub>F</sub> versus carga orgânica superficial aplicada no reator para os cinco regimes operacionais.

A capacidade de manter boas eficiências de remoção de DQO para ampla faixa de cargas orgânicas foi observada por ØDEGAARD (2006), em trabalho com os suportes K1 e K2 Kaldnes<sup>®</sup>.

A Tabela 17 sumariza dados de desempenho médio relativos à matéria orgânica solúvel com as respectivas cargas orgânicas volumétricas aplicadas e removidas nos reatores MBBR01 e MBBR02. Os dados de desempenho do MBBR02 estão apresentados no Anexo V.

Tabela 17. Desempenho médio dos experimentos avaliados em função da carga orgânica solúvel.

Regimes	DQO <sub>F</sub> (e) (mg.L <sup>-1</sup> )	DQO <sub>F</sub> (s) (mg.L <sup>-1</sup> )	η (%)	C <sub>V</sub> aplicada (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )	C <sub>V</sub> removida (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )
1	711 ± 23	127 ± 41	81	8,53	6,9
2	655 ± 29	88 ± 23	85	5,24	4,47
3	660 ± 43	82 ± 24	86	6,34	5,26
4	660 ± 49	60 ± 25	91	3,96	3,36
5	731 ± 71	121 ± 34	82	4,4	3,61
4*	60 ± 25	33 ± 13	52	0,18	0,08
5*	121 ± 34	66 ± 33	54	0,36	0,16

(\*) Condições de desempenho para o MBBR2

Os resultados obtidos para o MBBR01 podem ser considerados muito bons quando comparados com outros sistemas biológicos aerados submetidos a cargas orgânicas elevadas.

### 5.3.2 Remoção global de matéria orgânica

A eficiência de remoção também foi monitorada avaliando-se a DQO total do afluente e do efluente dos reatores (DQO<sub>B</sub>) para os regimes investigados. Os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 18.

Tabela 18. Dados de eficiência de remoção de DQO total (DQO<sub>B</sub>) para os regimes operacionais investigados.

Regimes	DQO <sub>B</sub> (e) (mg.L <sup>-1</sup> )	DQO <sub>B</sub> (s) (mg.L <sup>-1</sup> )	η (%)
1	720 ± 32	150 ± 29	78
2	661 ± 40	100 ± 23	81
3	690 ± 33	64 ± 18	71
4	718 ± 46	439 ± 97	43
5	760 ± 47	468 ± 98	42
04*	239 ± 97	76 ± 24	69
05*	268 ± 98	85 ± 38	70

(\*) Condições de desempenho para o MBBR2

Para os regimes 1 e 2 a diferença entre as remoções de DQO bruta (DQO<sub>B</sub>) e DQO filtrada (DQO<sub>F</sub>) foram pequenas, da ordem de 3 a 4 pontos percentuais. Uma diferença maior foi observada no regime 3, no qual a remoção de DQO<sub>B</sub> atingiu 71%, contra 86% de remoção de DQO solúvel.

Para os regimes 4 e 5 observaram-se resultados inesperados, com queda acentuada na remoção de DQO<sub>B</sub>. Esses resultados podem ser atribuídos à excessiva produção de substância polimérica extracelular ocorrida nesses regimes, como será comentado no item 5.4.1.2.

No reator MBBR02 a remoção de DQO<sub>B</sub> foi maior do que a de DQO<sub>F</sub> (cerca de 16 pontos percentuais) para os regimes avaliados Tabelas 17 e 18. Esse resultado pode ser atribuído à quantidade de sólidos em suspensão presentes no efluente do MBBR02, onde, para a análise de DQO<sub>F</sub>, a amostra é filtrada em membrana Millipore® 0,45 µm e os sólidos não foram contabilizados na oxidação catalítica. Este fato reforça a idéia de que os componentes responsáveis pela carga orgânica contabilizada no MBBR02 foram essencialmente sólidos em suspensão e substâncias extracelulares não filtráveis.

### 5.3.3 Avaliação cinética do processo

Através da Figura 24, obtida como descrito na seção 5.3.3, foi determinada uma constante cinética (K) igual a  $0,62 \text{ h}^{-1} \cdot \text{m}^{-2}$ . Para a obtenção deste valor foi descartada a cinética do regime 5 em função dos resultados obtidos não estarem dentro do esperado pelas condições de operação impostas.

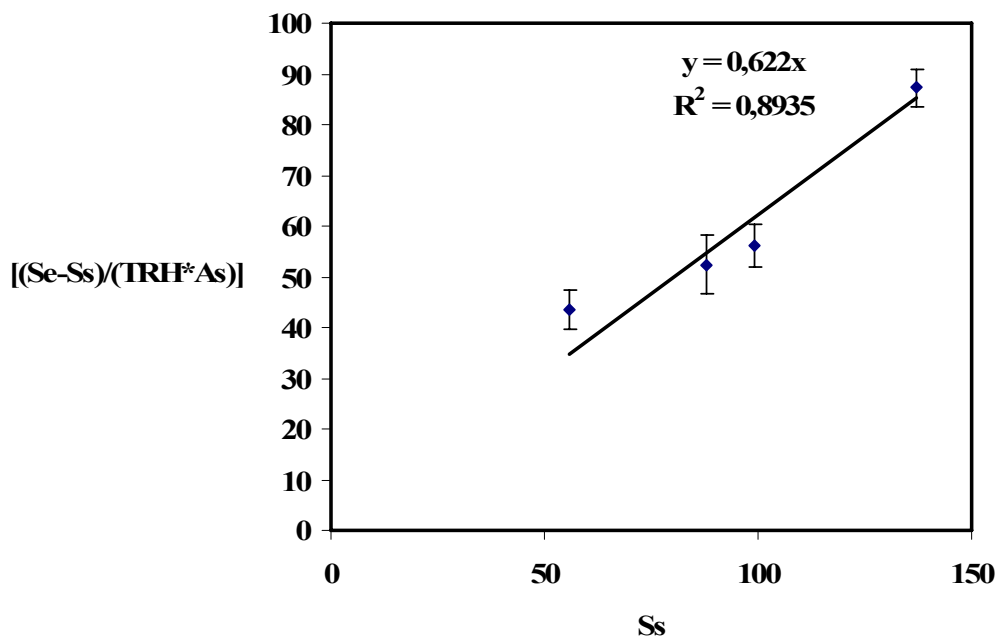


Figura 24. Obtenção da constante cinética de biodegradação de primeira ordem para o modelo apresentado pela Equação 4.11.

No Anexo III são apresentados os valores de K para todos os regimes analisados no MBBR01. Um outro modelo não linear poderia representar melhor os resultados experimentais obtidos. No entanto, pensando-se em um modelo para sistema biológico com tal coeficiente de correlação, pode-se afirmar que este modelo é representativo.

## 5.4 Biomassa em suspensão EPS e biomassa aderida ao suporte

### 5.4.1 Biomassa em suspensão e EPS

#### 5.4.1.1 Variação dos sólidos suspensos totais e sólidos suspensos voláteis

As Figuras 25 e 26 apresentam os resultados referentes aos sólidos suspensos totais SST e voláteis SSV na corrente de saída do MBBR01. Os dados completos encontram-se no Anexo V.

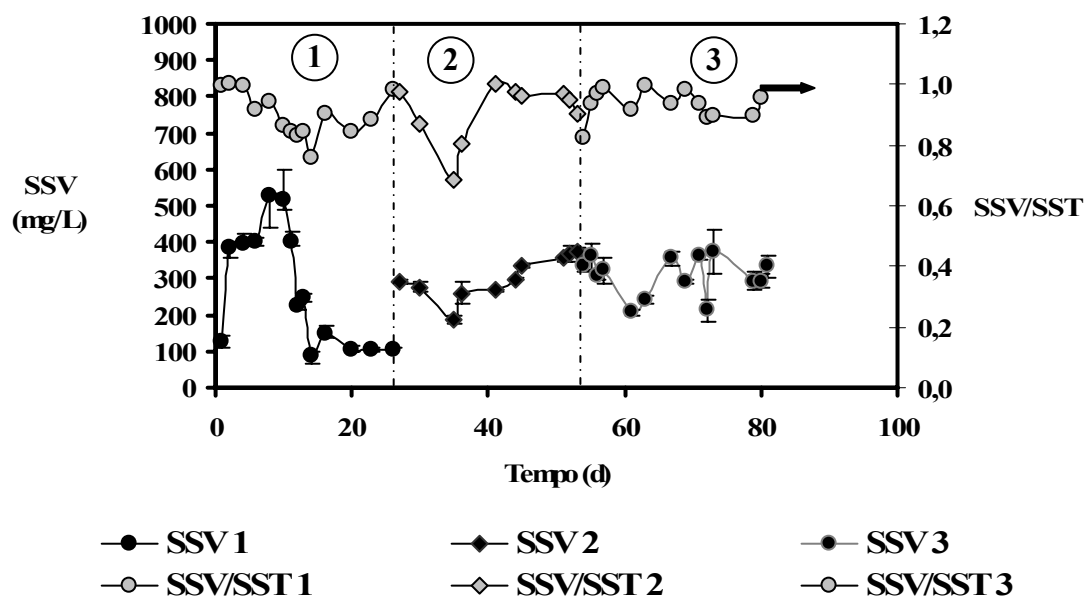


Figura 25. Variação dos teores de SSV e da razão SSV/SST para os regimes 1, 2 e 3.



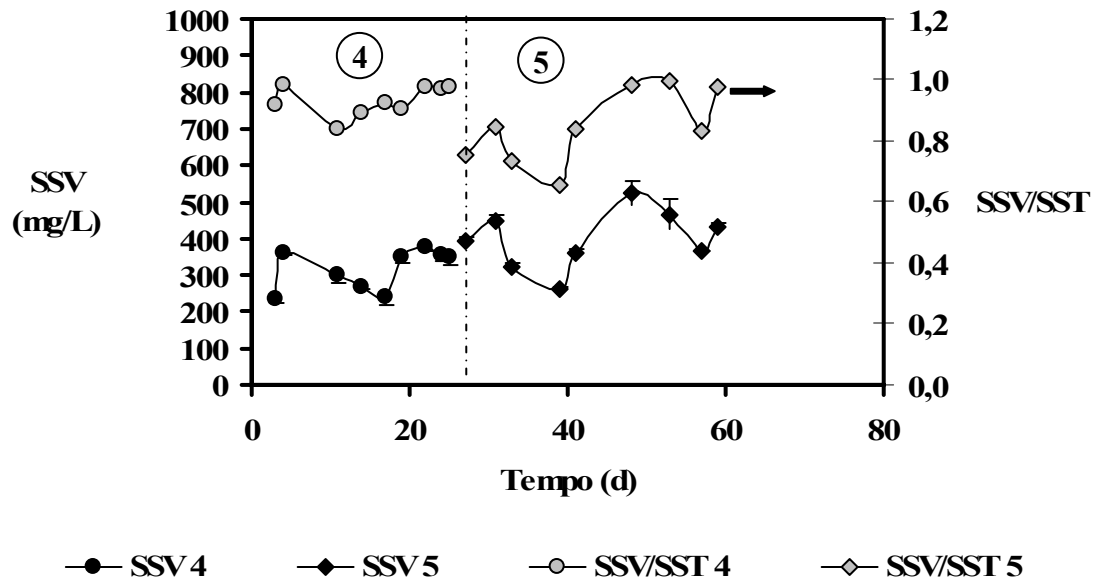


Figura 26. Variação dos teores de SSV e da razão SSV/SST para os regimes 4 e 5.

Das Figuras 25 e 26 observa-se que a concentração da biomassa em suspensão no efluente do reator é relativamente baixa, variando de 200 a 400  $\text{mg.L}^{-1}$  na maioria dos regimes investigados. Essa é uma característica dos MBBRs, já que a maioria da biomassa presente no reator encontra-se aderida ao suporte. A relação SSV/SST manteve-se na faixa de 0,8 a 1 para todos os regimes, indicando que o lodo em suspensão é pouco mineralizado.

A variação observada no primeiro regime tendendo a um plateau menor de concentração de sólidos não se manteve, possivelmente devido à adaptação do sistema.

Em função disso, para esse regime não foram considerados estes valores menores para o cálculo da produção específica de lodo ( $Y$ ), que é dada pela quantidade de biomassa gerada no meio ( $\text{mgSSV}$ ) pela quantidade de matéria orgânica removida no processo ( $\text{mgDQOremovida}$ ). A Figura 27 mostra os valores médios de  $Y$  e seus respectivos desvios padrão para os cinco regimes investigados.

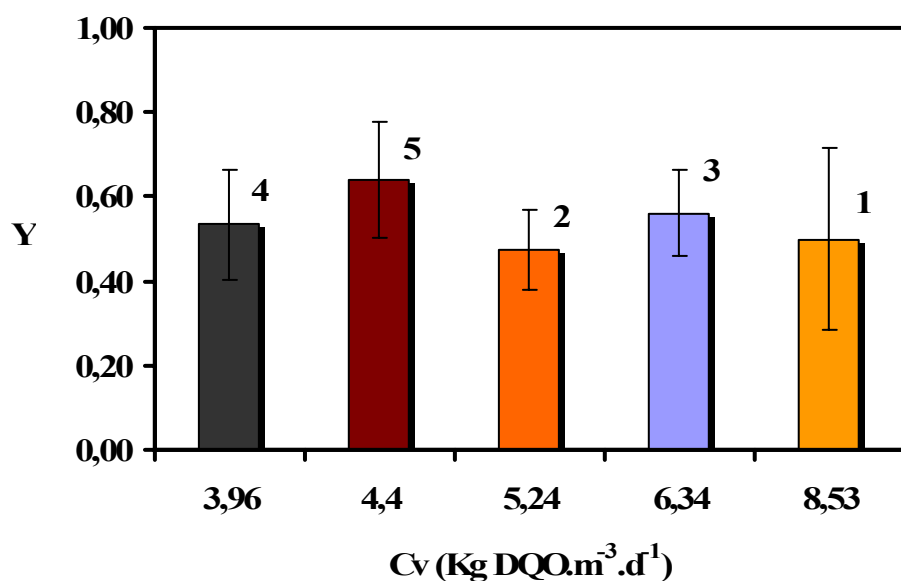


Figura 27. Produção específica de lodo  $Y$  ( $\text{mgSSV/mgDQO}_F$  removida) observada para a operação do MBBR01 a diferentes cargas orgânicas.

Levando-se em conta os desvios observados, não foi constatada influência da carga orgânica volumétrica aplicada na produção específica de lodo. Alguns trabalhos verificaram essa influência para reatores de leito fluidizado (TAVARES, 1992 e SIMÕES, 1994). Nos poucos trabalhos encontrados com MBBRs para remoção de matéria orgânica não foram encontradas referências específicas para a produção de lodo. Os valores de  $Y$  obtidos neste trabalho, para todos os regimes, se situaram na faixa de 0,4 a 0,6  $\text{mgSSV/mgDQO}_F$  removida. Os valores de produção específica de lodo obtidos se situam na mesma faixa encontrada em sistemas de lodos ativados convencionais, 0,4-0,6 (METCALF & EDDY, 1991). No entanto, é válido lembrar que os valores de cargas volumétricas usados nesse trabalho são muito maiores que as concentrações altas recomendadas para trabalhar em sistemas aeróbios; com esses valores de carga volumétrica possivelmente não se conseguiria operar uma unidade de lodos ativados. As curvas de variação de  $Y$  com o tempo, para cada regime, encontram-se no Anexo VI.

A Figura 28 apresenta os resultados de SSV e da razão SSV/SST na corrente de saída do MBBR02.

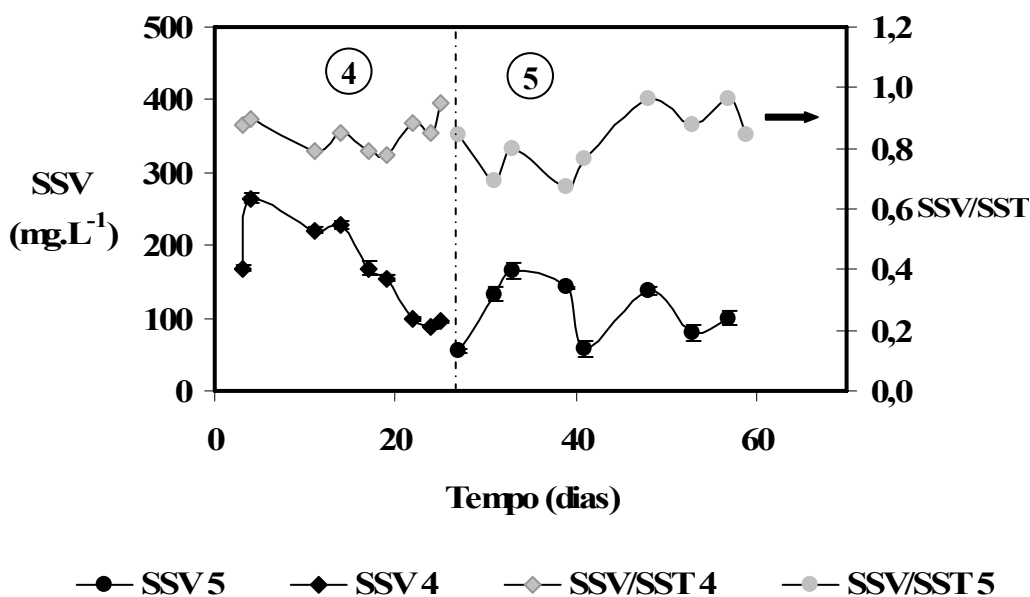


Figura 28. Variação do teor de SSV e da razão SSV/SST para os regimes 4 e 5 - MBBR02.

Os resultados mostram menores teores de sólidos em suspensão do que os observados para o MBBR01, ou seja, além do objetivo principal de nitrificação, o segundo biorreator também proporcionou uma significativa remoção de sólidos em suspensão. O teor de mineralização do lodo manteve-se baixo, como indica a razão SSV/SST, que ficou compreendida entre 0,7 e 1.

Da Figura 28 também se pode verificar que ocorreu um aumento considerável da remoção de sólidos do 4º para o 5º regime, com eficiências médias da ordem de 40 e 69%, respectivamente.

O início de operação do MBBR02 se deu durante o período de readaptação do MBBR01, para o início do quarto regime. Este tempo de readaptação de três semanas pode não ter sido suficiente para a completa adaptação do MBBR02, o que justificaria as baixas remoções observadas no início do regime. Outro fator que influenciou bastante essa remoção foi à quantidade substância polimérica extracelular no meio reacional.

Como será comentado no próximo item, a partir do 18º dia de operação iniciou-se o procedimento de aeração do sobrenadante do primeiro decantador (ponto 12 da Figura 12), que contribuiu para aumentar a eficiência de remoção de sólidos em suspensão no regime 5.

#### 5.4.1.2 Teor de polissacarídeos e proteínas em solução na fase líquida

Foram monitoradas as concentrações de polissacarídeos e proteínas totais encontradas na fase líquida. As análises mostraram resultados típicos oscilatórios para estes parâmetros neste tipo de sistema. Apesar da variabilidade associada a essas determinações e ao comportamento aparentemente oscilatório desses parâmetros, tendências gerais de variação podem ser observadas. As Figuras 29 e 30 apresentam os resultados do teor de polissacarídeos com o tempo de operação para os cinco regimes. Esses dados são referentes à operação do MBBR01.

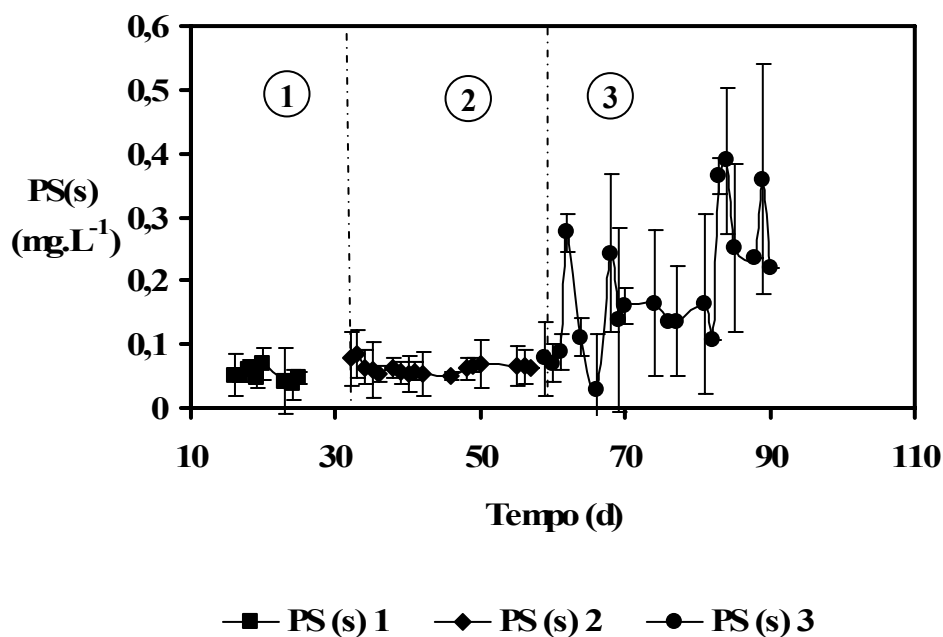


Figura 29. Variação do teor de polissacarídeos na fase líquida para os regimes 1, 2 e 3.

Na Figura 29 observa-se uma tendência de crescimento acentuado do teor de polissacarídeos na fase líquida ao longo dos regimes operacionais. Entretanto, os níveis desse parâmetro ficaram aquém de 0,5 mg.L<sup>-1</sup>.

Na Figura 30, os níveis de polissacarídeos atingiram valores muito altos, da ordem de dezenas de mg.L<sup>-1</sup>. Esses compostos formam um gel na etapa de filtração, e não passam para o filtrado. No entanto, são contabilizados como DQO na amostra não filtrada (DQO<sub>B</sub>).

A excessiva produção de polissacarídeos afetou o desempenho do reator em termos de remoção de  $DQO_B$ , como já comentado.

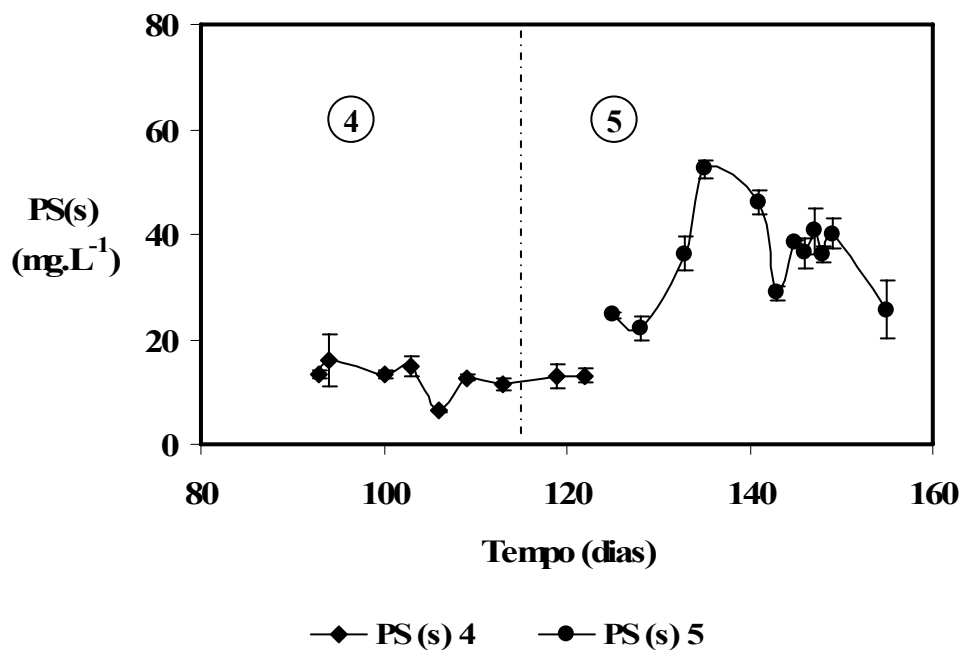


Figura 30. Variação do teor de polissacarídeos na fase líquida os regimes 4 e 5.

A velocidade superficial do gás ( $U_G$ ) passou de 54,1 (regime 3) para 75,6  $m.h^{-1}$  (regimes 4 e 5) e, como mostra a Figura 31, houve aumento excessivo na quantidade de filamentos desprendidos dos biofilmes nos dois últimos regimes.

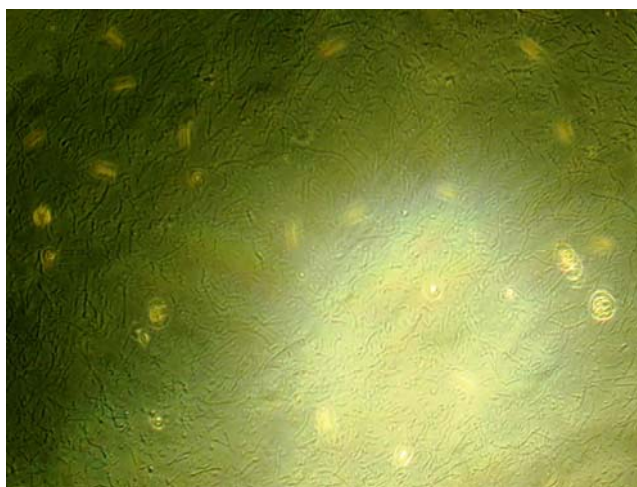


Figura 31. Imagem de alíquota retirada do MBBR01 (regime 4), aumento de 100X.

A Figura 32 mostra o aspecto da fase centrifugada a 2500 rpm por 15 minutos. Observa-se para os regimes 4 e 5, a formação de uma fase gelatinosa, de considerável volume, após centrifugação da fase líquida. Essa camada contribuiu para elevar os valores de turbidez do efluente que saía do MBBR01 e interferiu de maneira muito significativa no desempenho do biorreator.

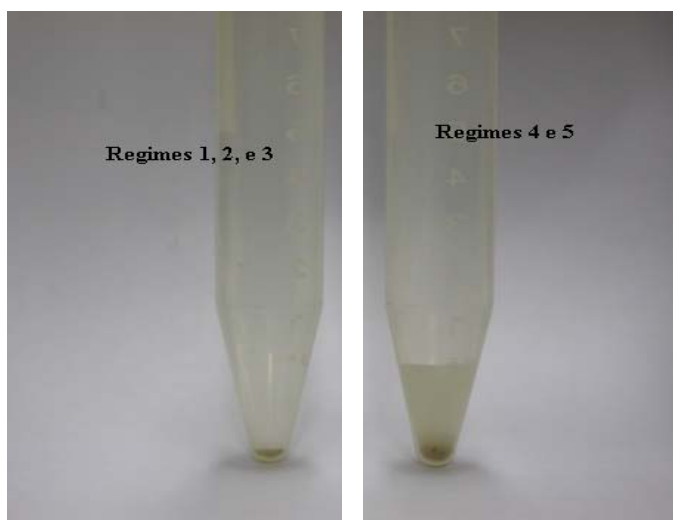


Figura 32. Aspecto do centrifugado da fase líquida nos diferentes regimes de investigados.

Também foram quantificadas as proteínas extracelulares presentes na fase líquida. A Figura 33 apresenta estes resultados. Para as proteínas houve tendência de aumento nas concentrações dos três primeiros para os dois últimos regimes, mas não se observou aumento tão excessivo como verificado para os polissacarídeos. Os níveis de proteínas ficaram confinados na faixa de 0,5 a 0,95 mg.L<sup>-1</sup> para os regimes 4 e 5.

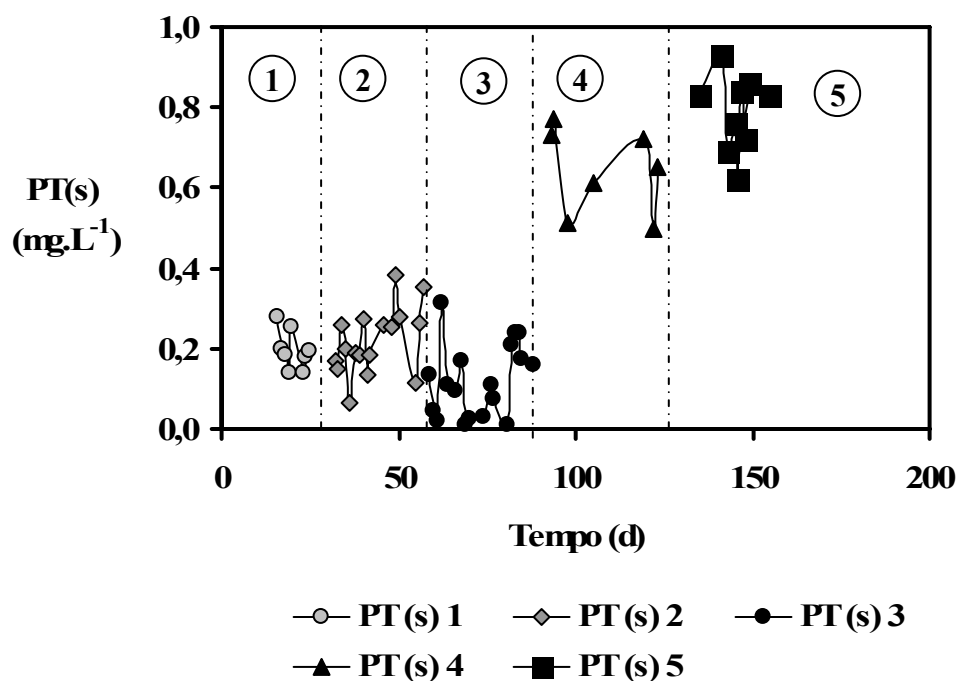


Figura 33. Variação do teor de proteínas na fase líquida para os cinco regimes de operação.

#### 5.4.2 Evolução da biomassa aderida ao suporte

O efeito das condições operacionais sobre a adesão e/ou produção de exopolímeros nos biofilmes se encontra representado na Figura 34. Em todos os experimentos foi observada uma baixa variação entre as concentrações de proteínas e polissacarídeos no biofilme. Mas, também para o biofilme, houve uma tendência de aumento da massa de polissacarídeos. As curvas típicas de monitoramento da variação dos componentes polissacarídeos aderidos aos suportes PS(b) e proteínas aderidas aos suportes PT(b) estão no Anexo VII.

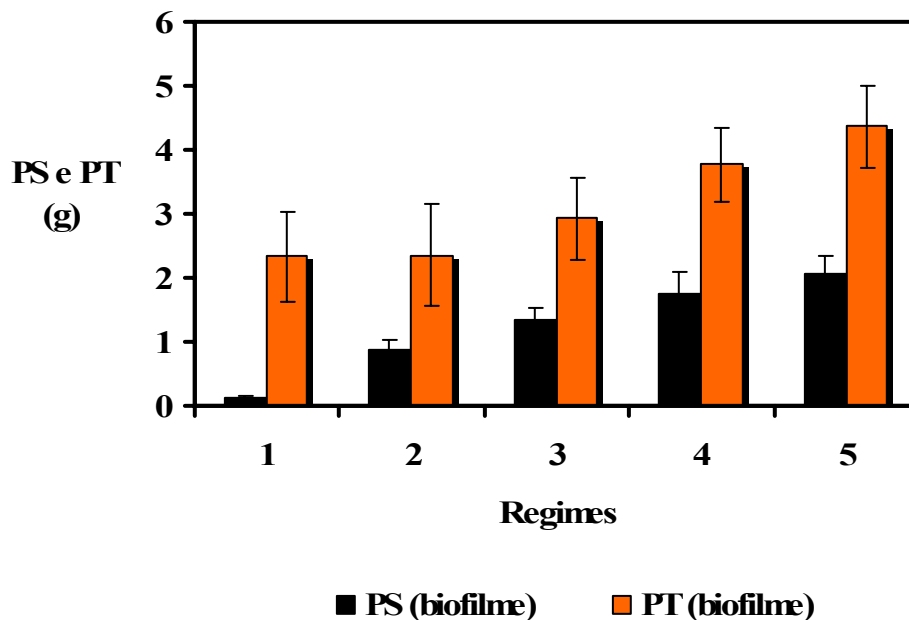


Figura 34. Quantidade de proteína e polissacarídeos aderidos nos suportes no biorreator.

As variações foram de 0,03 a 2,2 gramas para polissacarídeos e de 2,3 a 4,3 para proteínas ao longo dos regimes de operação. Este aumento está diretamente relacionado ao aumento de biomassa aderida nos suportes.

Vários autores avaliaram esses parâmetros em sistemas diversos, na tentativa de se estabelecer as prováveis relações entre proteínas e polissacarídeos e suas respectivas influências nesses sistemas. Uma forma de se avaliar essas relações é comparando as relações (PS/PT) para cada condição.

TAVARES *et al.*, (1994) e TAVARES *et al.*, (1995) estudaram um biorreator trifásico de leito fluidizado e encontraram relações PS/PT para biofilmes iguais a 1,6 e 2,5.

SIMÕES (2002) avaliou o desempenho de um biorreator de membranas submersas no tratamento de efluentes de refinaria de petróleo. Para monitorar o desenvolvimento de biofilmes na membrana “efeito *fouling*”, SIMÕES (2002) determinou relações de PS/PT nos biofilmes; os valores se situaram na faixa 0,22 a 0,41. De forma representativa para todos os regimes investigados, a faixa de PS/PT para biofilmes obtidas neste trabalho, com



exceção dos extremos de máximo e mínimo, foi de 0,1 a 0,6. Valores esses similares ao encontrado por SIMÕES (2002).

Pela Figura 35 pode-se observar a variação da quantidade de biofilme aderida ao suporte. A variação observada foi de 277 a 459 gramas de biofilme no reator.

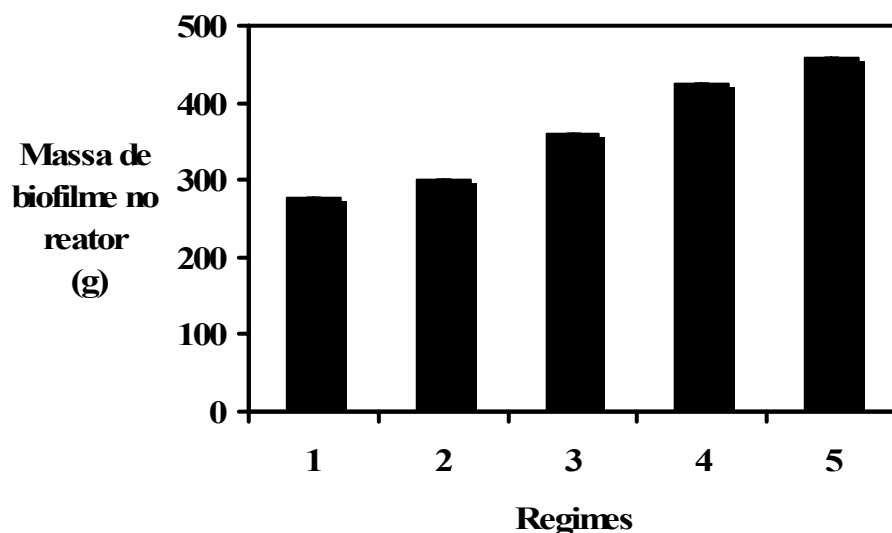


Figura 35. Quantidade de biofilme aderido ao suporte para os cinco regimes.

Os resultados obtidos para polissacarídeos e proteínas (na fase líquida e aderidos ao suporte) mostraram a importância desses parâmetros no MBBR. No entanto, nenhum estudo com MBBR foi encontrado visando à avaliação dessas variáveis e talvez esse seja motivo de tão poucos trabalhos objetivando unicamente remoção de matéria orgânica. A grande maioria dos trabalhos referenciados na literatura avalia unicamente a remoção de nutrientes (N, P), metais pesados e/ou efluentes recalcitrantes. O que se sabe na verdade, no caso do MBBR, é que as empresas que comercializam este produto indicam um limite de carga orgânica volumétrica para esgoto doméstico de acordo com suas características; e ainda sem exceção, recomendam o acoplamento ou de um processo físico-químico ou biológico para promover a depuração completa do efluente.

As substâncias poliméricas extracelulares interferem na DQO<sub>B</sub> final (como já comentado) e a qualidade de descarte do efluente é prejudicada. Analisando a remoção global (MBBR01 + MBBR02), a interferência destes compostos extracelulares é menor e as normas técnicas para descarte do efluente são atendidas.

Foi monitorada também a variação de PS e PT aderidos ao suporte e na fase líquida para o MBBR02, os dados e curvas típicas obtidas estão representados no Anexo VII.

### 5.5 Coeficiente específico de desprendimento ( $b_s$ )

Numa tentativa de se obter mais informações sobre desenvolvimento do biofilme foi obtido o coeficiente específico de desprendimento, como mostrado na seção 4.8.3. O desenvolvimento de um biofilme muito espesso aumenta a densidade do suporte e manter a mesma hidrodinâmica exigiria um maior custo energético. Com isso, surge a necessidade de se controlar o desenvolvimento do biofilme.

Os valores médios de  $b_s$  foram obtidos para os cinco regimes estudados (MBBR01) e se encontram na Tabela 19.

Tabela 19. Coeficiente específico de desprendimento.

Regimes	$b_s$ (dia <sup>-1</sup> )
1	0,12 ± 0,023
2	0,03 ± 0,001
3	0,07 ± 0,01
4	0,04 ± 0,0095
5	0,05 ± 0,012

Através dos resultados da Tabela 19, não se pode concluir sobre a influência da carga orgânica volumétrica no coeficiente específico de desprendimento. Por outro lado, pela aplicação da equação apresentada por RITTMANN (1982) foram obtidos resultados que se justificam, com o observado durante o período de operação do MBBR01. A ordem de grandeza entre o  $b_s$  do 1º regime e os demais regimes, justifica o fato de o 1º regime ser o único a apresentar um biofilme fino quase imperceptível no suporte. Altos valores de  $b_s$

indicam uma perda mais acentuada de biomassa com um aumento de  $X_e$  e diminuição de  $X_{ad}$  segundo a Equação 4.12. Um sistema com baixa atividade de biomassa teria seu desempenho afetado com essa perda de biomassa, entretanto, para o MBBR ocorre o favorecimento da hidrodinâmica e mantém a presença de biofilmes finos e com alta atividade microbiana.

Nos demais regimes foram observados a presença de biofilmes densos, aumento acentuado de da biomassa aderida ao suporte  $X_{ad}$ , e com isso o coeficiente de desprendimento foi baixo. Pelos resultados apresentados quanto à presença de proteínas e polissacarídeos no biofilme Figura 34, fica evidente que estes não foram às causas dos baixos  $b_s$ .

## 5.6 Eficiência de remoção de amônia nos biorreatores MBBR01 e MBBR02

A fim de avaliar o desempenho do MBBR na etapa de nitrificação, o teor de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> foi monitorado para os cinco regimes operacionais estudados. No início, a idéia era avaliar a remoção de matéria orgânica e a nitrificação no mesmo reator (MBBR01). Três regimes foram conduzidos com apenas um reator, mas, em função da carga orgânica aplicada o desempenho quanto à nitrificação foi insatisfatório. Foi então introduzido um segundo biorreator em série com o intuito de melhorar a remoção de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>. A Figura 36 apresenta resultados obtidos para remoção de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> nas correntes de entrada e saída do MBBR02.

Vale ressaltar que neste trabalho não foram monitorados nitratos e nitritos, indicadores da remoção biológica de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>. Com isso deve se considerar que ao se monitorar apenas nitrogênio amoniacal no meio, além da biodegradação ocorrem perdas de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> devido à aeração do reator. Estes índices são desconsiderados frente até mesmo à presença de íons N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> adsorvidos na matriz dos flocos em suspensão (NIELSEN, 1996) e por isso não foram contabilizados neste trabalho. A despeito da grande variação do teor de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> na alimentação, houve estabilização da corrente de saída na maior parte do tempo de operação, em especial para o quinto regime.

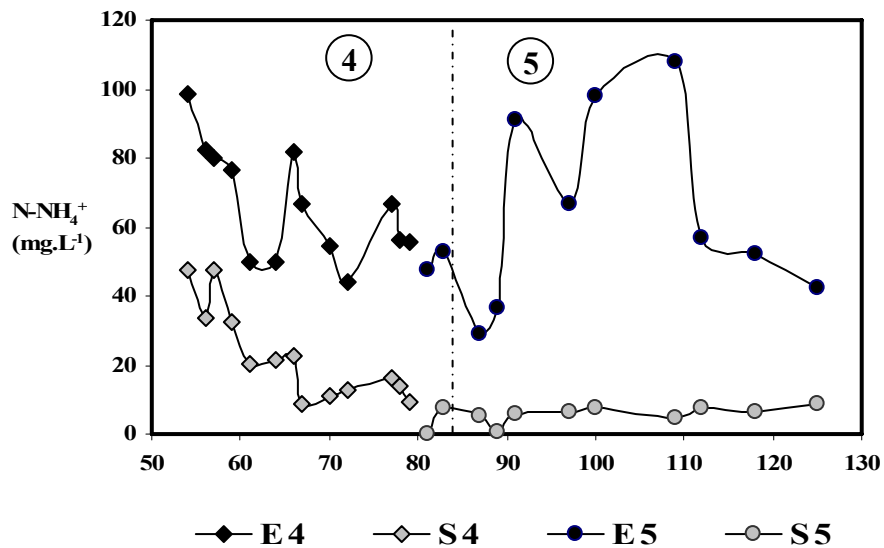


Figura 36. Variação do teor de  $N-NH_4^+$  no MBBR02 nos regimes 4 e 5, onde: (E) entrada, (S) saída.

A Figura 37 apresenta os resultados médios de eficiência atingidos antes e após a inclusão do segundo biorreator. Os regimes 1 e 2 foi operado com um único reator e no terceiro não foi monitorado a nitrificação, já que, durante este regime estava sendo montado o segundo reator para ser acoplado em série com o primeiro.

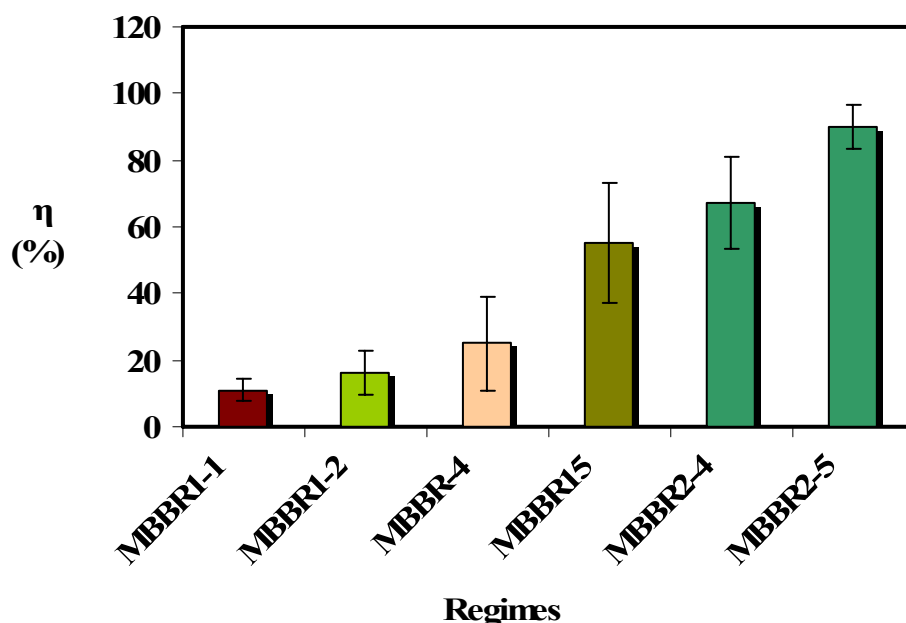


Figura 37. Valores médios da eficiência de remoção de  $N-NH_4^+$  obtidos em cada um dos reatores isoladamente.

Com a redução da carga orgânica aplicada ao sistema nos regimes 4 e 5, houve melhora no desempenho do primeiro reator. Mas as melhores eficiências foram obtidas com a introdução do segundo reator, que permitiu que fossem alcançadas remoções globais de  $N-NH_4^+$  da ordem de 95 %.

A Tabela 20 resume os resultados obtidos para remoção de  $N-NH_4^+$  para os regimes avaliados.

Tabela 20. Eficiências médias de remoção de  $N-NH_4^+$  para os regimes investigados.

Regimes	η MBBR01 (%)	η MBBR02 (%)	η Global (%)
1	10,89 ± 3,31	-	-
2	16,12 ± 6,61	-	-
3	-	-	-
4	25,04 ± 14,2	67,44 ± 13,22	92 ± 16,4
5	55,23 ± 18	90,33 ± 6,5	95,5 ± 2,5

Os resultados indicam que foi justificada a inclusão do segundo reator no sistema, mostrando esta, ser uma configuração muito efetiva para a remoção de  $N-NH_4^+$ .

O efeito marcante da carga orgânica aplicada sobre a eficiência de remoção de amônia está ilustrado na Figura 38.

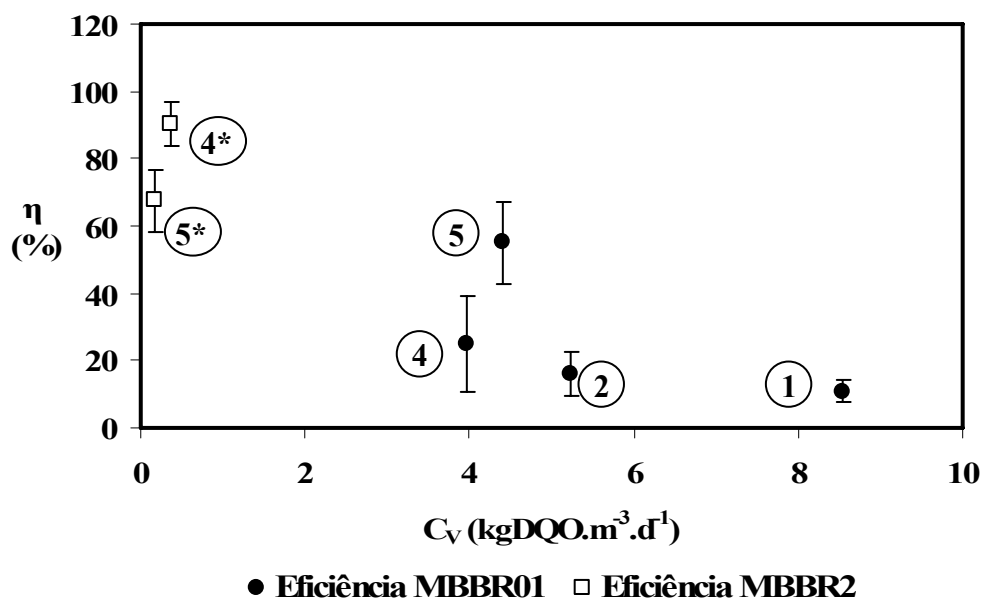


Figura 38. Relação de eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal em função da  $C_v$  aplicada.

Observa-se a diminuição da eficiência de remoção de  $N-NH_4^+$  com o aumento da  $C_v$  aplicada como foi descrito por vários autores (SALVETTI *et al.*, 2006 e LEIKNES & ØDEGAARD, 2006). No entanto, em dois regimes foi constatado um aumento significativo da remoção de  $N-NH_4^+$  com um pequeno aumento de carga orgânica volumétrica. Essa observação não foi confirmada para uma ampla faixa de  $C_v$  aplicada como observado nos regimes 1, 2 e 4. Tal como ocorrido para remoção de matéria orgânica no MBBR01 as resultados do quinto regime não foi efetivamente o esperado. O reator apresentou uma eficiência de remoção de  $N-NH_4^+$  acentuada para as condições de altas cargas orgânicas aplicada, o que não ocorreu, por exemplo, para o quarto regime.

## 5.7 Microscopia

O monitoramento da biomassa foi feito por microscopia óptica, confirmando-se como uma boa ferramenta de análise, pois indica a abundância microbiana de espécies diretamente relacionadas com o processo. Neste tipo de processo a alta atividade microbiana e a variedade de microorganismos existentes proporcionam o adequado tratamento ao efluente.

### 5.7.1 Microscopia do MBBR01

Durante todos os regimes de operação observou-se a presença de protozoários (fixos e livre-natantes) além de nematódeos, ocorrendo em maior ou menor densidade conforme as condições de operação do sistema.

No primeiro regime, como mostra a Figura 39, desenvolveu-se uma grande quantidade de ciliados livre-natantes principalmente da espécie *Uronemas*, e outros vários, passíveis de identificação. Mas, desde o início da operação, já se observava a presença pouco densa de algumas espécies de *Vorticella* e *Epystillis* isolados. A presença desses protozoários fixos ocorria tanto no biofilme como nos flocos em suspensão, o que indicava a perda de biofilme dos suportes durante a operação.

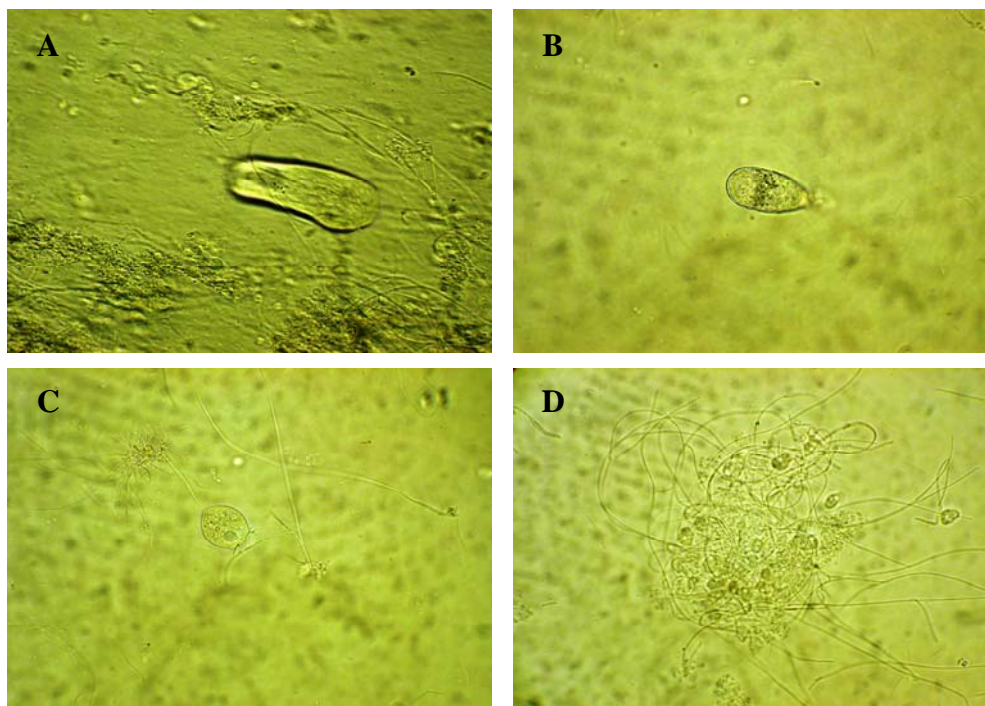


Figura 39. Microfotografias dos microorganismos presentes em suspensão no meio líquido no primeiro regime de operação. (A) protozoários ciliados da espécie *Uronemas*, aumento 400x. (B) espécie de protozoário ciliado não caracterizada, mas muito abundante no meio, aumento 400x. (C) *Vorticella*, aumento 400x. (D) Bactérias filamentosas, provavelmente, *Sphaerotilus natans*, aumento 100x.

Os protozoários são microrganismos unicelulares, microscópicos, com tamanho variando de 5 a 5000  $\mu\text{m}$ , embora a maioria das espécies apresente 30 a 300  $\mu\text{m}$ . Algumas espécies formam colônias “cuanoflagelados”, sendo suas células fundamentalmente independentes e similares na estrutura e função. A forma das células é bastante variada, sendo as mais comuns: a esférica, a oval, a alongada ou a achatada. São tipicamente translúcidos (transparentes), mas algumas espécies podem apresentar coloração devido a ingestão de alimento, material de reserva ou pigmento (clorofila). Alimentam-se de bactérias outros protozoários e de matéria orgânica dissolvida e particulada. Os protozoários podem ser subdivididos em grupos de acordo com o tipo de organela utilizada para a locomoção e captura de alimentos.

Os ciliados livres apresentados na Figura 39 (A e B) possuem cílios que são organelas curtas e numerosas em forma de fio, que se projetam da parede da célula. Os



cílios encontram-se arranjados um sentido longitudinal, diagonal e oblíquos, apresentando movimentos ondulatórios e coordenados ao longo da célula. Eles podem ser denominados de ciliados livre natantes: são os ciliados que possuem cílios distribuídos regularmente por toda a célula e nadam livremente entre os flocos presentes.

Na Figura 39 (C) é apresentado uma espécie de protozoário fixo ou pedunculado: podem ser isolados ou coloniais. Estão ligados ao substrato por um pedúnculo e seus cílios encontram-se concentrados na região anterior, próximo a *boca*. O batimento destes cílios cria uma corrente de água que capta o alimento do meio circundante. Possuem uma fase larval livre nadante. Algumas espécies possuem estruturas semelhantes a *espinhos* no lugar dos cílios. Estas estruturas são responsáveis pela captura passiva de presas que, por descuido, as tocam. Alguns gêneros são providos de uma organela contrátil, conhecida por mionema, que se localiza no interior do pedúnculo. Esta organela permite ao ciliado “fugir” de predadores através de sua rápida e eficiente contração (VON SPERLING, 1996).

As bactérias filamentosas Figura 39 (D) estão presentes na maioria dos processos aeróbios e são responsáveis por formar macroestrutura dos flocos. Sua presença contribui para uma boa eficiência do processo, já que possuem alta capacidade de consumir matéria orgânica e, conseqüentemente produzir um efluente final de boa qualidade. Enquanto o número de bactérias filamentosas permanecer constante sem prejudicar a sedimentação do lodo, normalmente não haverá problema. No entanto, se o número de filamentosas começar a aumentar e esses filamentos se estenderem para fora dos flocos, haverá problemas na sedimentação. Esse fenômeno é conhecido como *intumescimento filamentoso do lodo*. Os microrganismos filamentosos mais freqüentes em lodos ativados são: *Sphaerotilus natans*, *Thiothrix*, *Beggiatoa*, *Microthrix parvicella*, *Nocardia*, (VON SPERLING, 1996).

Neste trabalho a quantidade de bactérias filamentosas foi bem elevada durante todos os regimes investigados. Este fato está de acordo com a literatura, já que, o número dessas bactérias aumenta com o aumento da carga orgânica volumétrica aplicada (VON SPERLING, 1996). Como o sistema produz uma baixa concentração de sólidos em suspensão, estas bactérias não influenciaram na sedimentação desses flocos.

Na Figura 40 podem ser observadas as microfotografias dos biofilmes no início da operação e, em especial, alguns protozoários.

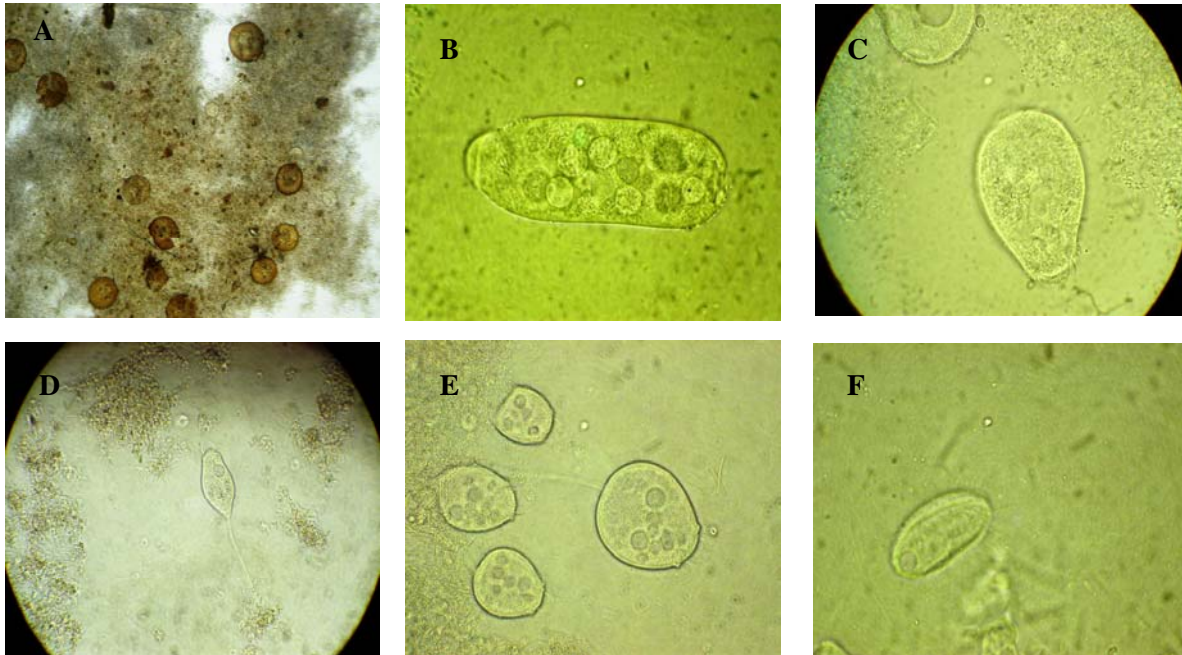


Figura 40. Microfotografia dos microorganismos presentes no biofilme durante o período de operação do primeiro regime. (A) Presença de amebas (cargas altas e/ou falta de oxigênio), aumento 100x. (B) Protozoários, aumento 400x com contraste de fase 2. (C) Ciliados livres *Vorticella*, aumento de 400x com contraste de fase 1. (D) Presença solitária de *Epistylis sp.*, (E) Colônia de *Vorticella sp-1*, aumento 400x com contraste de fase 1 (F) Protozoário *Euplotes*, aumento 400x.

As amebas Figura 40 (A) locomovem-se através de organelas transitórias, os pseudópodes, que são simplesmente prolongamentos do protoplasma, formados em qualquer ponto da célula. Geralmente são transparentes e não possuem forma bem definida. Nas espécies que apresentam carapaça, a forma varia de arredondada a globosa e podem apresentar coloração parda quando ocorre impregnação por sais de ferro. A carapaça pode ser secretada pela própria ameba ou ser formada de partículas retiradas do meio. Podem ser de natureza calcária, silicosa ou orgânica. São microrganismos lentos e sua visualização muitas vezes fica comprometida, pois podem ser confundidas com os flocos aos quais se ligam. A forma estrelada adotada por muitas espécies está relacionada com o *stress* sofrido quando da manipulação da amostra em que se encontra (VON SPERLING, 1996).

A presença desses microorganismos e de outros que não puderam ser identificados evidencia uma das principais características do ambiente desses reatores, que é a diversidade microbiana, tanto no biofilme, como em suspensão.

A escassez ou abundância desses microorganismos pode servir como indicação da qualidade do tratamento. No entanto, devido à heterogeneidade de flocos e biofilmes, e diferentes condições no macro e micro ambiente, fica difícil estabelecer essas relações de diversidade, abundância e qualidade do processo. As demais microfotografias apresentam uma variedade de protozoários ciliados penduculados e livre nadantes.

Na Figura 41 são apresentadas microfotografias do segundo regime operacional.

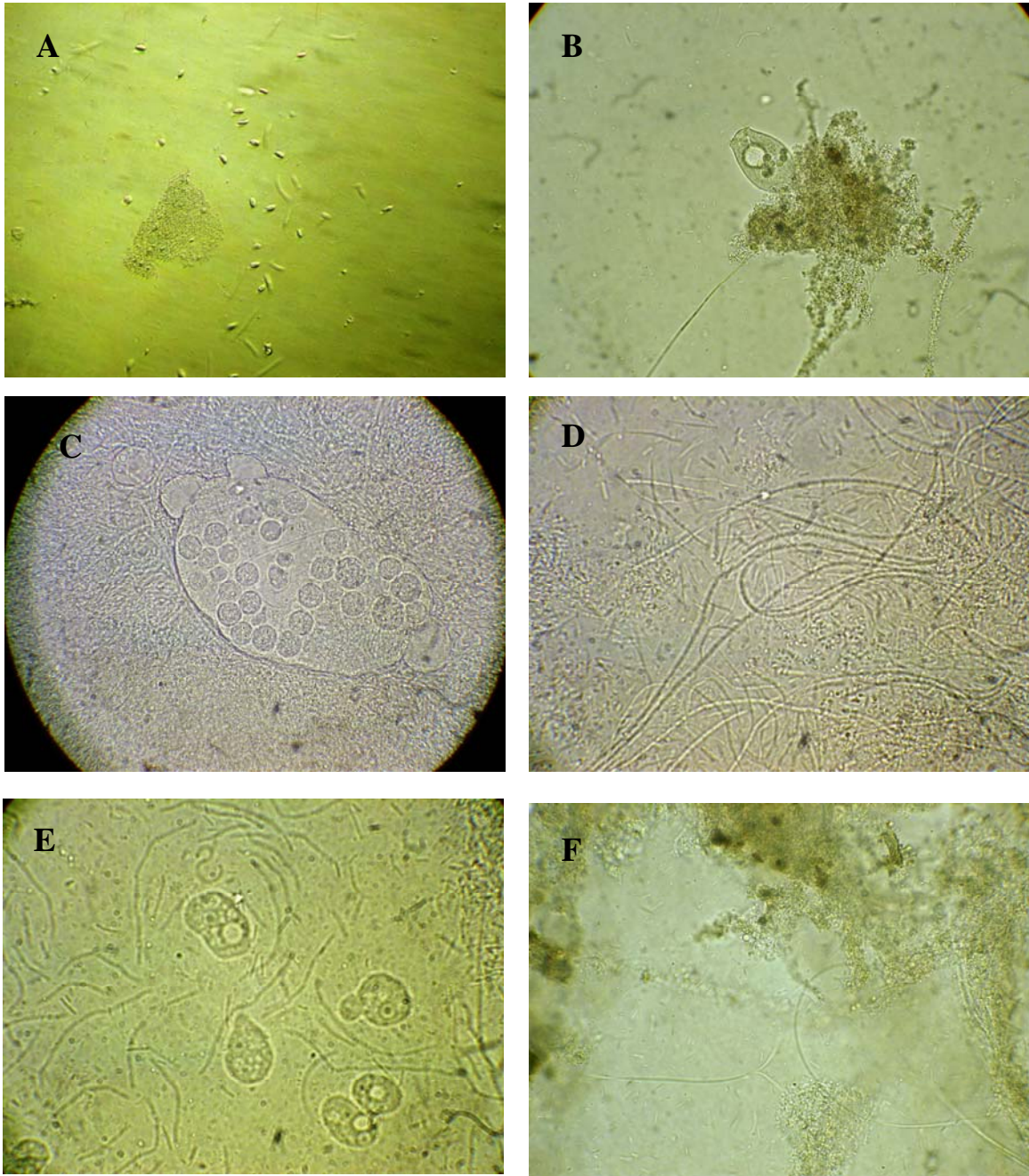


Figura 41. Microfotografia do segundo regime. (A) significativa presença de livre-natantes *Uronemas*, aumento 100x. (B) *Epystillis* caracterizando perda de biofilme dos suportes, aumento de 400x. (C) Protozoário não identificado, presente somente no 2º regime, aumento de 400x com contraste de fase 1. (D) presença marcante de bactérias filamentosas, aumento 400x. (E) protozoários como o apresentado na figura C, aumento 100x. (F) filamentos longos e inteiros, aumento de 400x.



No segundo regime as espécies se apresentaram com maior ou menor abundância. Foram observados alguns protozoários, cuja abundância é associada a melhores condições de tratamento.

Na Figura 42 são mostrados as microfotografias do terceiro regime operacional. Vale ressaltar que os microorganismos observados nos regimes anteriores mantiveram-se presentes neste regime, com exceção daquele mostrado na Figura 42.(C).

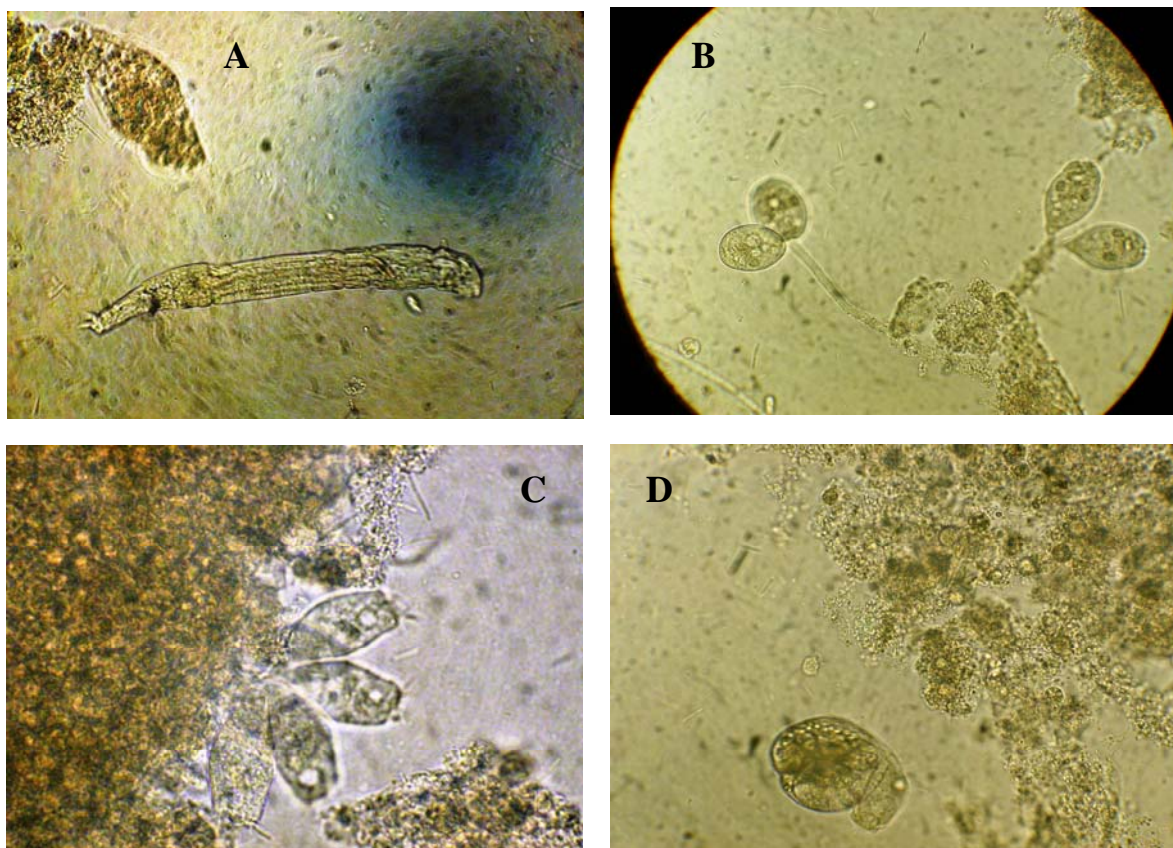


Figura 42. Microfotografias no terceiro regime. (A) Protozoário *Litonotus*, aumento 400x com contraste de fase 1. (B) *Vorticella*, aumento 100x. (C) colônias de *Epistylis*, aumento 400x com contraste de fase 1. (D) Rotífero *Litonotus* e característica do biofilme ao final do terceiro regime, aumento 100x.

Para os regimes 4 e 5 houve aumento significativo nas populações de nematódeos, ciliados penduculados e rotíferos, cuja abundância está associada a boa qualidade de tratamento. Foi também constatada a presença da espécie *Paramecium aurelius*, de forma abundante. As Figuras 43 e 44 apresentam as microfotografias relativas aos regimes 4 e 5. Os metazoários são microrganismos formados por várias células que, agrupadas, formam

verdadeiros tecidos. Células diferentes possuem funções diferentes. Nos processos aeróbios são representados pelos anelídeos, rotíferos Figura 44 (A, B, C, D, E) e nematóides Figura 44 (A) de acordo com VON SPERLING, 1996.

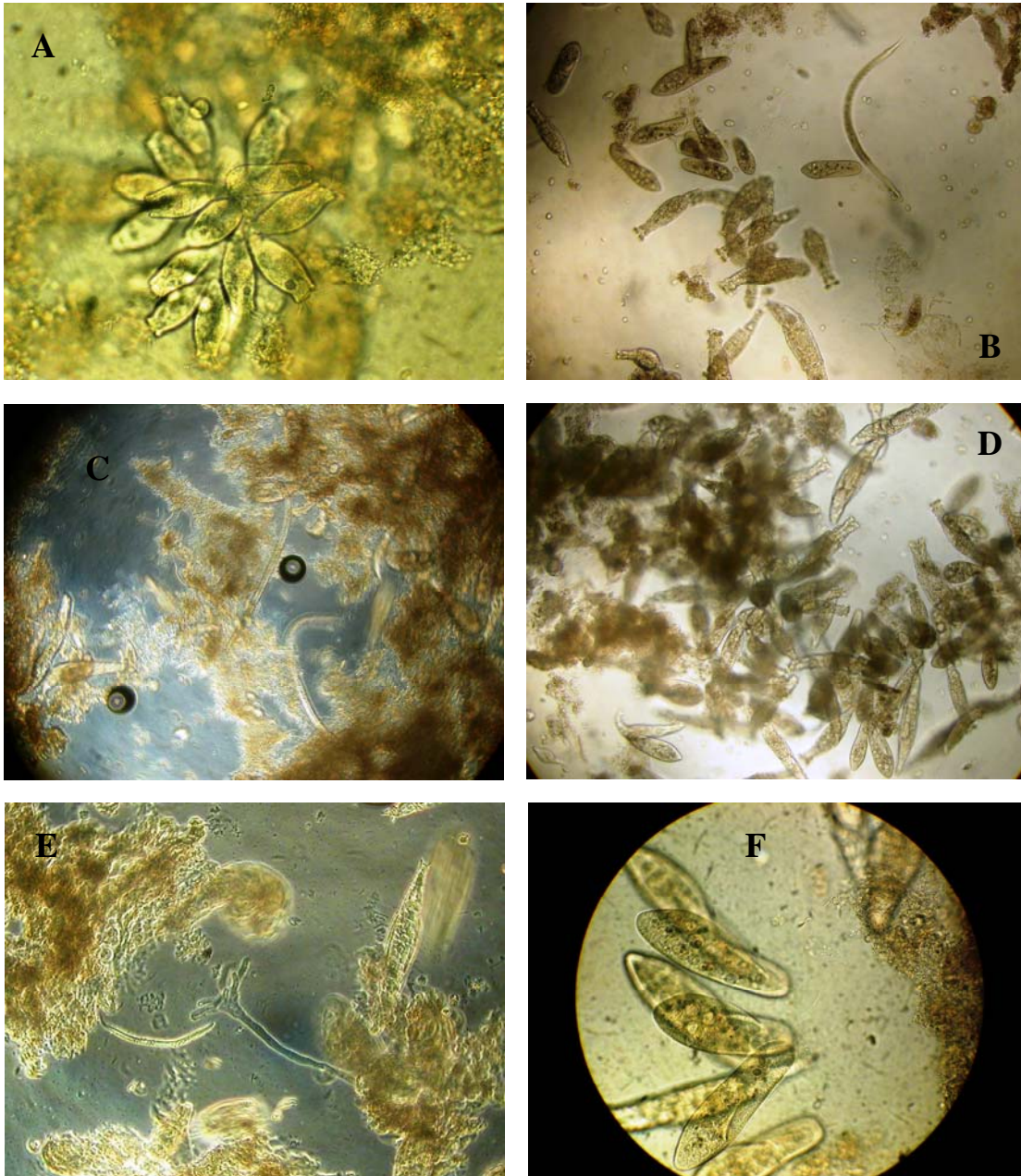


Figura 43. Microfotografias dos regimes 4 e 5. (A) colônia de *Epistylis*, aumento 400x com contraste de fase 1. (B) Rotíferos *Litonotus*, aumento 100x com contraste de fase 3. (C) Nematódeos, Rotíferos e ciliados, aumento 100x com contraste de fase escura. (D) ciliados



e rotíferos, aumento 100x. (E) penduculado solitário não identificado, aumento 100x. (F) presença abundante de ciliados *Paramecium aurelius*, aumento 400x.

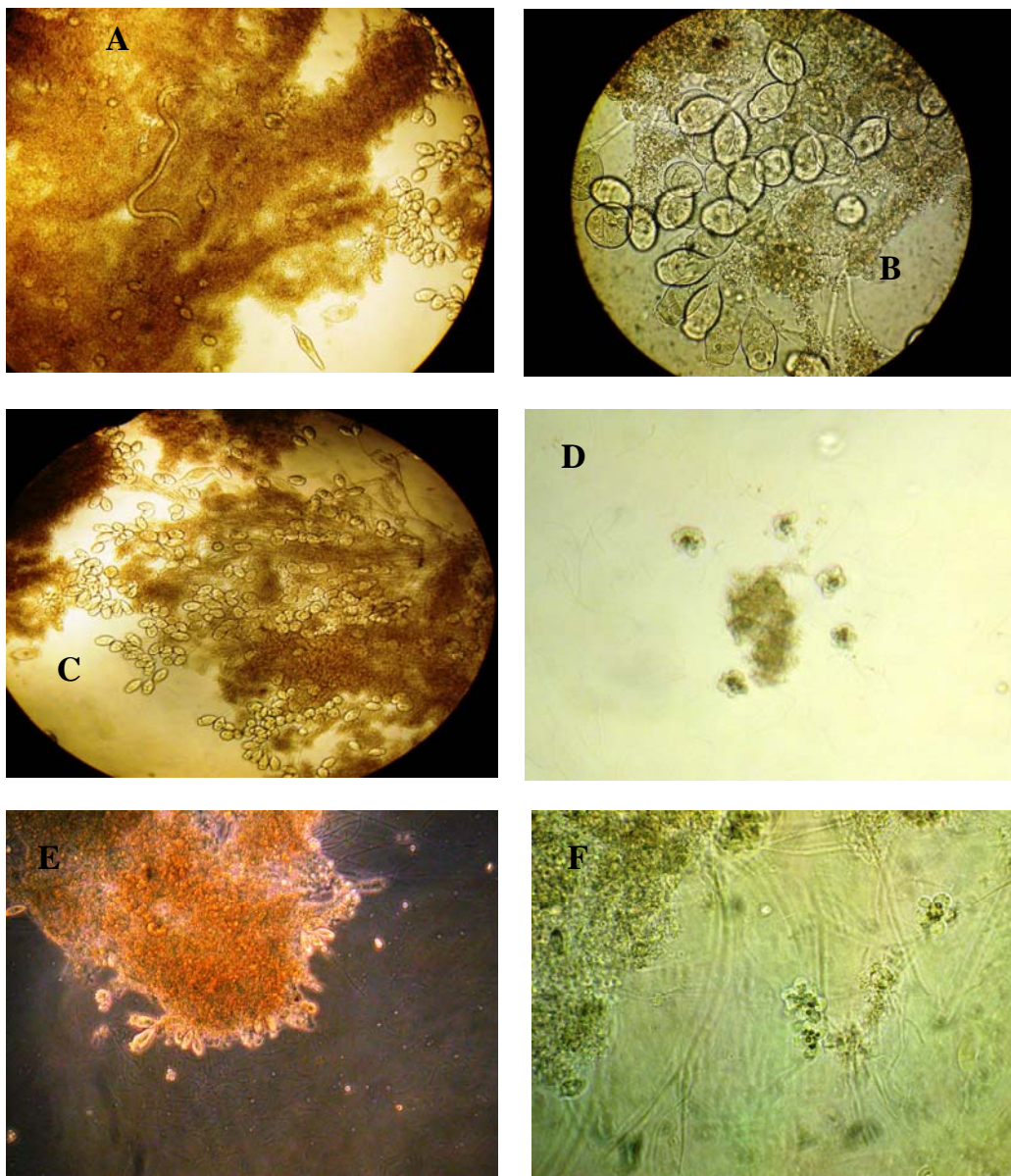


Figura 44. Microfotografias dos regimes 4 e 5. (A) nematódeos, rotíferos e penduculados, aumento de 100x. (B) colônia de *Vorticella*, aumento 400x. (C) Colônias de *Vorticella* com pendúnculos alongados, aumento 100x. (D) Presença de agregados de protozoários fixos “cuanoflagelados” e filamentos em suspensão, aumento 400x. (E) *Vorticella*, *Epistylis* e característica do biofilme com filamentos quebrados e na fase líquida, aumento 100x. (F) “cuanoflagelados” e filamentos quebrados no biofilme e em suspensão, aumento 400x.

### **5.7.2 Microscopia MBBR02**

Para este reator praticamente não se pôde observar a presença de microorganismos. Como o crescimento de nitrificantes se dá lentamente, e como os biofilmes formados tendem a ser muito finos, não foi possível realizar observações com a técnica até então utilizada. Como os resultados mostraram que estava ocorrendo nitrificação, havia atividade bacteriana no reator. Na tentativa de monitorar as características da biomassa no MBBR02, foram feitas observações usando as lentes do microscópio óptico com óleo de imersão, que proporcionam aumento de até 1000x. Os resultados obtidos não se mostraram promissores. Assim sendo, o único indicador de desempenho do MBBR02 foram as altas remoções de nitrogênio amoniacal (da ordem de 95%).

### **5.7.3 População microbiana**

A população microbiana dos processos MBBR é muito diversificada e muito ativa. Ao longo dos anos surgiram vários apontamentos na literatura que tentaram relacionar a sensibilidade destes microorganismos às condições do meio que eles se encontram. No entanto, a complexidade dos efluentes e as variações das condições de operação dificultam a fundamentação dessas relações, e leva muitas vezes a considerações improváveis.

Neste trabalho não foi feita a contagem da flora microbiana ao longo dos regimes operacionais, mas, didaticamente, pode ser prevista a abundância desses microorganismos no meio de acordo com as condições de operação de cada regime, em função de suas aparições nas análises de microscopia.

Na Tabela 21, de forma didática, foram lançados respectivos pesos às espécies presentes no reator durante o período de operação de cada regime. Com isso foi possível estabelecer relações entre os microorganismos presentes na literatura com as condições operacionais impostas ao reator como mostra a Figura 45.



Tabela 21. Estimativa da população microbiana presente no MBBR01 nos cinco regimes operacionais.

Regimes	C <sub>s</sub> Aplicada (g.DQO.m <sup>-2</sup> .d <sup>-1</sup> )	Amebas	Ciliados	Ciliados livres natantes	Metazoários
1	12,4	++	+	-	-
2	8,2	+	++	+	-
3	7,9	+	+++	++	-
4	6,2	-	+++	++	+
5	5,0	-	++++	++	+

(+) Frequência de abundância durante o tempo de operação de cada regime

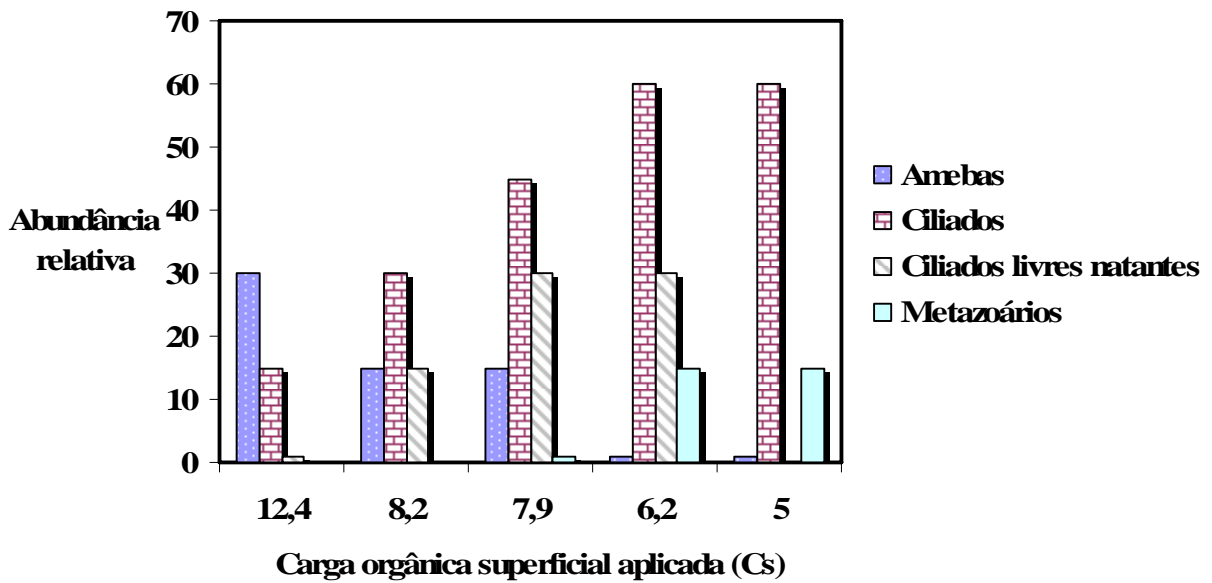


Figura 45. Abundância relativa dos microorganismos nos regimes operacionais investigados no MBBR01.

## **5.8. Resultados de “Jar test” para remoção dos excessos de polissacarídeos e proteínas do efluente do MBBR01 no quinto regime**

Na tentativa de remover os compostos extracelulares não filtráveis que saíam do MBBR01, foram feitos testes de coagulação/floculação, usando três agentes coagulantes/floculantes. O objetivo desses testes foi avaliar a possibilidade de remover o material polimérico extracelular, produzido mais intensamente em alguns dos regimes operacionais do MBBR01. As condições empregadas e os resultados obtidos estão apresentados na Tabela 22. Pode-se observar que a coagulação/floculação não foi efetiva para remover as substâncias poliméricas extracelulares.

Os dados de  $DQO_B$  do efluente antes e após o ensaio revelam remoções inferiores a 30%, com exceção da promovida pelo polímero aniônico na maior dosagem (53%). Neste caso houve também maior redução de turbidez. Entretanto, tanto a remoção de proteínas, como de polissacarídeos foi pequena em todos os ensaios.

Assim, a estratégia de aerar o sobrenadante do sedimentador a montante do MBBR02 foi mais adequada, pois promoveu efetiva redução da DQO afluente ao reator, o que não seria, possivelmente, conseguido com a técnica de coagulação/floculação, como indicam os resultados da Tabela 22.

Tabela 22. Resultado apresentados referentes aos testes de coagulação/floculação realizado com o efluente de saída do MBBR01.

Agentes	Quant. Usada	T (°C)	DQO <sub>B</sub> (e) (mg.L <sup>-1</sup> )	DQO <sub>B</sub> (s) (mg.L <sup>-1</sup> )	Turbidez (NTU)	Turbidez (NTU)	PS(e) (mg.L <sup>-1</sup> )	PS(s) (mg.L <sup>-1</sup> )	PT(e) (mg.L <sup>-1</sup> )	PT(e) (mg.L <sup>-1</sup> )
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	25	24,2	266	212	144 ± 5	108	244 ± 23	212 ± 12	0,76±0,1	0,57±0,1
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	50	24,3	266	187	144 ± 5	107	244 ± 23	233 ± 10	0,76±0,1	0,54±0,1
FeCl <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	25	23,9	266	233	144 ± 5	107	244 ± 23	221 ± 11	0,76±0,1	0,62±0,1
FeCl <sub>3</sub> (mg.L <sup>-1</sup> )	50	24,1	266	220	144 ± 5	112	244 ± 23	203 ± 19	0,76±0,1	0,45±0,1
Polímero* (mL.L <sup>-1</sup> )	10	24,2	266	182	144 ± 5	95	244 ± 23	256 ± 23	0,76±0,1	0,54±0,1
Polímero* (mL.L <sup>-1</sup> )	25	24,3	266	124	144 ± 5	66	244 ± 23	236 ± 14	0,76±0,1	0,66±0,1

(\*) Polímero aniônico NAUCO<sup>®</sup>

## **5.9 Resultados globais**

Para se ter uma visão geral dos resultados obtidos neste trabalho, a Tabela 23 apresenta as condições operacionais empregadas em todas as etapas, bem como os dados de desempenho do processo. Os resultados apresentados referem-se às concentrações médias e eficiências médias em cada regime. Observando-se as eficiências globais verifica-se que o biorreator apresentou ótimo desempenho, tanto na etapa de remoção de matéria orgânica, quanto na etapa de nitrificação.

Tabela 23. Resumo das condições operacionais e dos resultados obtidos em todos os regimes de operação do MBBR.

Parâmetros	1	2	3	4	5	4*	5*
DQO <sub>B</sub> (mg.L <sup>-1</sup> ) Entrada	720 ± 32	661 ± 40	690 ± 33	718 ± 46	760 ± 47	239 ± 97	268 ± 98
DQO <sub>F</sub> (mg.L <sup>-1</sup> ) Entrada	711 ± 23	655 ± 29	660 ± 43	660 ± 49	731 ± 71	60 ± 25	121 ± 34
DQO <sub>B</sub> (mg.L <sup>-1</sup> ) Saída	150 ± 29	100 ± 23	64 ± 18	439 ± 97	468 ± 98	76 ± 24	85 ± 38
DQO <sub>F</sub> (mg.L <sup>-1</sup> ) Saída	127 ± 41	88 ± 23	82 ± 24	60 ± 25	121 ± 34	33 ± 13	66 ± 33
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> ) Saída	21 ± 0,93	34 ± 4	-	88 ± 12	128 ± 18	66 ± 7	62 ± 26
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg.L <sup>-1</sup> ) Saída	18 ± 0,5	27 ± 3	-	66 ± 15	58 ± 22	23 ± 8	5,5 ± 2,5
C <sub>V</sub> (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> ) Ent.	8,53	5,24	6,34	3,96	4,4	0,18	0,3
C <sub>V</sub> (kgDQO.m <sup>-3</sup> .d <sup>-1</sup> )rem.	6,9	4,47	5,26	3,36	3,61	0,08	0,16
TRH (min)	120	150	180	240	240	480	480
OD (mg.L <sup>-1</sup> )	5,1	3,7	3,9	3,2	3,2	5,3	5,6
Temperatura (°C)	26,07	25,9	24,4	23,5	24,4	23,1	24
pH Entrada	7,13 ± 0,24	7,32 ± 0,28	7,24 ± 0,21	7,22 ± 0,24	7,09 ± 0,64	8,15 ± 0,33	5,43 ± 0,56
pH Saída	7,33 ± 0,25	7,75 ± 0,26	7,72 ± 0,26	7,95 ± 0,33	8,2 ± 0,24	8,22 ± 0,24	4,43 ± 0,58
PS(suspensão) (g)	0,05	0,06	0,19	1,05	2,62	0,11	0,09
PS(biofilme) (g)	0,12	0,89	1,33	1,74	2,07	0,33	0,44
PT(Suspensão) (g)	0,2	0,22	0,12	0,27	0,21	0,12	0,23
PT(biofilme) (g)	2,33	2,35	2,93	3,77	4,66	2,01	1,55
SST (mg.L <sup>-1</sup> )	297 ± 76	320 ± 40	323 ± 57	337 ± 51	466 ± 21	135 ± 54	195 ± 77
SSV (mg.L <sup>-1</sup> )	269 ± 162	293 ± 55	306 ± 54	315 ± 55	396 ± 16	103 ± 38	165 ± 64
b <sub>s</sub> (d <sup>-1</sup> )	0,12 ± 0,02	0,03 ± 0,001	0,07 ± 0,01	0,04 ± 0,009	0,05 ± 0,012	-	-
Y (kgSSV.kgDQOrem <sup>-1</sup> )	0,5	0,47	0,56	0,54	0,64	-	-
η (%) DQO <sub>B</sub>	78	81	71	43	42	69	70
η (%) DQO <sub>F</sub>	81	85	86	91	82	52	54
η (%) N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	11	16	-	25	55	67	90
η (%) DQO <sub>B</sub> Global	-	-	-	-	-	<b>90**</b>	<b>89**</b>
η (%) DQO <sub>F</sub> Global	-	-	-	-	-	<b>95**</b>	<b>91**</b>
η (%) N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> Global	-	-	-	-	-	<b>92**</b>	<b>95**</b>

(\*) Dados do segundo biorreator acoplado ao sistema. (\*\*) Remoções globais considerando os dois reatores.

## 6. CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS FUTURAS

### 6.1 Conclusões

Os reatores biológicos de leito móvel com biofilme (escala de bancada) utilizados no presente trabalho apresentaram comportamento hidrodinâmico que pôde ser representado pelo modelo de mistura perfeita, como indicaram os resultados dos ensaios de determinação da distribuição dos tempos de residência da fase líquida.

O sistema de aeração empregado nos reatores, além de assegurar a adequada mistura da fase líquida e o movimento do suporte, permitiu obter coeficientes volumétricos de transferência de oxigênio ( $K_{La}$ ), na faixa de 0,32 a 0,52  $\text{min}^{-1}$ , dependendo da vazão de ar aplicada. Tais níveis de aeração permitiram que os teores de oxigênio dissolvido no reator, em todos os regimes operacionais investigados, ficassem acima dos valores recomendados para os processos aeróbios.

No que se refere à remoção de matéria orgânica, expressa como DQO, foram alcançados percentuais de remoção de DQO solúvel na faixa de 81 a 90 %, quando aplicadas cargas orgânicas superficiais de 5 a 12,4  $\text{gDQO.m}^{-2}.\text{d}^{-1}$ , ou cargas volumétricas de 3,2 a 8,4  $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ . Estes resultados evidenciam a capacidade do reator de leito móvel com biofilme (MBBR) de operar com cargas orgânicas muito maiores do que aquelas aplicadas nos sistemas convencionais de tratamento biológico aeróbio. Ademais, observou-se que a eficiência de remoção de DQO solúvel foi pouco afetada com o aumento da carga orgânica aplicada na faixa investigada.

Entretanto, quando se considera a DQO bruta, observou-se apreciável queda na eficiência do processo, quando o reator foi submetido às menores cargas orgânicas aplicadas (4,8 e 6,2  $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ ). Nestas condições operacionais as eficiências de remoção ficaram próximas a 50%. Esta queda de desempenho está associada à intensa produção de substâncias poliméricas extracelulares (EPS), que foi observada nesses regimes operacionais, em função “principalmente” do aumento da velocidade de ascensional do gás  $U_G$ .

As observações microscópicas do biofilme revelaram a presença abundante de protozoários e, em alguns regimes, de metazoários. Observou-se decréscimo na

abundância de metazoários e protozoários ciliados livre-natantes com o aumento da carga orgânica aplicada. A microscopia revelou-se uma ferramenta de trabalho muito importante para avaliar o impacto das diferentes cargas orgânicas na diversidade biológica dos biofilmes.

A nitrificação ocorreu em níveis elevados no segundo reator de leito móvel, operado em série com o primeiro. Nesse reator, ao qual foi imposto um tempo de retenção hidráulico de 8h, o percentual de nitrificação foi da ordem de 90%. Como nos dois últimos regimes operacionais investigados a produção de substâncias poliméricas extracelulares foi intensa, foi feita prévia aeração do afluente ao reator, ainda no sedimentador, de modo a reduzir a DQO da corrente de alimentação para assegurar a ocorrência plena da nitrificação. Esse procedimento mostrou-se muito apropriado para degradar as substâncias poliméricas presente no afluente do primeiro reator e permitir o desenvolvimento da nitrificação no segundo reator. As altas taxas de biodegradabilidade dos compostos poliméricos extracelulares permitiram a eficiência desse artifício utilizado.

Apesar do reator de leito móvel ter apresentado bom desempenho quando submetido a elevadas cargas orgânicas, alguns aspectos operacionais demandariam maior investigação, a saber: a inesperada produção intensa de substâncias poliméricas extracelulares, como a verificada nos regimes operacionais 4 e 5, deste trabalho e a aglomeração dos suportes na superfície do líquido e nas paredes do reator.

## **6.2 Sugestões e perspectivas futuras**

O leito móvel está se consolidando no mercado internacional como alternativa viável para melhorar desempenho de plantas de lodo ativado existentes, construção de novas estações em locais com pouco espaço disponível, principalmente nos grandes centros urbanos. No entanto, principalmente para as condições de clima tropical, como é o caso do Brasil, alguns pontos devem ser investigados:

- remoção de nitrogênio e fósforo, já que há problemas de remoção desses nutrientes em muitos efluentes industriais;

- avaliação criteriosa da biomassa dos reatores e monitoração do teor de substâncias poliméricas extracelulares, permitindo esclarecer as causas da produção excessiva dessas substâncias.



## 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ÆSOI, ØDEGAARD, H., BACH, K., PUJOL, R., HAMON, M., 1998, “Denitrification in a packed bed biofilm reactor (biofor) – Experiments with different carbon sources”, *Water Research*, v. 32, n. 5, pp. 1463-1470.

(APHA) American Public Health Association, “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21st, Centennial Edition, Washington, 2005.

ARVIN, E., HARREMOES, P., 1990, “Concepts and models for biofilm reactor performance”, *Water Science and Technology*, v. 22, n. 1/2, pp. 171 – 192.

ATKINSON, B., Immobilised biomass - a basis for process development in wastewater treatment – In “Biological fluidised bed treatment of water and wastewater”, Eds. Cooper e Atkinson , Ellis Horwood Limited Pub., Grã-Bretanha - Capítulo 1, pp. 22 – 34, 1981.

BAILEY, J.E.; OLLIS, D.F., *Biochemical Engineering Fundamentals.*, 2nd edition, McGraw-Hill, New York, 1986.

BEWTRA J . K.. NICHOLAS W. R . AND POLKOWSKI L. B ., 1970 “Effect of temperature on oxygen transfer in water”, *Water Research*, v. 4, pp. 115-123.

BONHOMME, M., ROGALLA, F., BOISSEAU, G., SIBONY, J., 1990, “Enhancing nitrogen removal in activated sludge with fixed biomass”, *Water Science and Technology*, v. 22, n. 1/2, pp. 127-135.

BONOMO, L., PASTORELLI, G., QUINTO, E., RINALDI, G., 2000, “Tertiary nitrification in pure oxygen moving bed biofilm reactors”, *Water Science and Technology*, v. 41, n. 4/5, pp. 361-368.

BRADFORD, M. M., 1976, “A rapid and Sensitive Method dor the Quantitatio of Microgram Quantities os Protein Utilizing the Principle of Protein-Dye Binding”, *Analytical Biochemistry*, v. 72, pp. 248-254.

BROCH-DUE, A., ANDERSEN, R., OPHEIM, B., 1997, “Treatment of integrated newsprint mill wastewater in moving bed biofilm reactors”, *Water Science Technology*, v.35, n. 2/3 pp.173-180.

CAMMAROTA, M. C., 1998, *Produção de exopolímeros e adesão microbiana*, Tese de D.Sc, IQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

CAMMAROTA, M. C., SANT'ANNA JR., G. L., 1998, "Metabolic blocking of exopolysaccharides synthesis: effects on microbial adhesion and biofilm accumulation", *Biotchnology Letters*, v.20, n. 1, pp. 1-4.

CAMPOS, J. C., BORGES, R. M. H., OLIVEIRA FILHO A. M., NOBREGA, R., SANT'ANNA Jr., G. L., 2002, "Oilfield wastewater treatment by combined microfiltration and biological Processes", *Water Research*, v. 36, pp. 95-104.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A. C.; CYBIS, L. F., Introdução. In: "Prosab- Programa de Pesquisa em Saneamento Básico. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios", 2001. pp. 19-34.

DANIELS, L., HANSON, R. S., PHILLIPS, J. A., 1994, "Chemical Analysis". In: Gerhart, P., Murray, R. G. E., Wood, W. A., *et al.* (eds), *Methods for General and Molecular Bacteriology*, chapter 4, washington, USA, ASM press.

DAVIES, D. G., PARSEK, M. R., PEARSON, J. P., IGLEWSKI, B.H., COSTERTON, J. W., GREENBERG, E. P., 1998, "The involvement of cell-to-cell signals in the development of a bacterial biofilm", *Science*, v. 280, pp. 295-298.

DUBOIS, M., GILLES, K. A., HAMILTON, J. K., REBERS, P. A., SMITH, F., *Division of Biochemistry*, University of Minnesota, St. Paul, Minn, 1956.

DUPLA, M., COMEAU, Y., PARENT, S., VILLEMUR, R., JOLICOEUR, M., 2006, "Design optimization of a self-cleaning moving-bed bioreactor for sewer denitrification", *Water Research*, v. 40, n. 2, pp. 249-258.

FAZOLO, A., 2000, "Nitrificação e desnitrificação simultânea em um único reator aeróbio/anaeróbio alimentado com efluente de reator anaeróbio horizontal de leito fixo", Projeto de pesquisa de Doutorado (EESC/USP).

FICA-PIRAS, P. R., 1993, *Tratamento Biológico de Efluentes de Refinaria de Petróleo em Lagoas Aeradas em Série*, Tese de M. Sc., PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

FLEMMING, H. C., WINGLINDER, J., 2001, "Relevance of microbial extracellular polymeric substances (EPS)" – Parte I: Structural and ecological aspects, *Water Science and Technology*, v. 43, n. 6, pp. 1-8.

FOGLER, H. S., 1998, *Distribution of Residence Times for Chemical Reactors*, In: Elements of Chemical Reaction Engineering, 3<sup>a</sup> ed., New York, Prentice Hall International Series.

FRØLUND, B., PALMGREN, R., KEIDING, K., 1996, "Extraction os extracellular Polymers from Activated Sludge using a Cation Exchange Resin", *Water Research*, v. 30, n. 8, pp. 1749-1758.

GONÇALVES, R. F., CHERNICHARO, C. A. L., ANDRADE NETO, C. C., ALEM SOBRINHO, P., KATO, M. T., DA COSTA, R. H. R., AISSE, M. M., ZAIAT, M., *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme* In: CHERNICHARO, C. A. L., "Pós-Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios", 1<sup>a</sup>. Edição, Capítulo 4, Segraf Editora e Gráfica, Belo Horizonte, 2001.

GONÇALVES, R. F., ZEGHAL, S., SAMMUT, F., ROGALLA, F., 1993, "Remoção de nutrientes de águas residuárias através de biofiltros submersos de alta taxa", *Anais do 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, Natal, v. 1, pp. 2-20.

GUDLAUSKI, D. G., 1996, "White water system closure means managing microbiological buildup", *Pulp and Paper*, v. 70, n. 3, pp. 161-165.

GUPTA, S. K., SHARMA, R., 1996, "Biological oxidation of high strength nitrogeneous wastewater, *Water Science*", v. 30, n. 3, pp. 593-600.

GURGEL, I. M. M. D. S., 1995, *Biodegradação de Compostos Recalcitrantes de Efluente de Refinaria de Petróleo em um Filtro Biológico Submerso Aerado*, Dissertação de M. Sc., PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

HELNESS, H. and ØDEGAARD, H., 2001, "Biological phosphorous and nitrogen removal in a sequencing batch moving bed biofilm reactor", *Water Science and Technology*, v. 41, n. 1, pp. 233-240.

HEM, L. J., RUSTEN, B., BROCH-DUE, A., MATTSSON, E., WESTRUM, T., 1994, "Treatment of forest industry wastewater in moving bed biofilm reactor", *Proceedings 49th Annual Purdue University Industrial Waste Conference*, in press. Apud: RUSTEN, B., MATSSON, E., BROCH-DUE, A., WESTRUM, T., 1994, "Treatment of pulp and paper industry wastewater in novel moving bed biofilm reactors", *Water Science and Technology*, v.30, n. 3, 161-171.

HOLLER, S., TROSCH, W., 2001, "Treatment of urban wastewater in a membrane bioreactor at high organic loading rates", *Journal of Biotechnology*, v. 92, n. 2, pp. 95-101.

HORAN, N. J., ECCLES, C. R. 1986, "Purification and characterization of Extracellular Polysaccharide from Activated Sludges", *Water Research*, v. 20, n. 11, pp. 1427-1432.

HOSSEINI, S.H, BORGHEI, S.M., 2005, "The treatment of phenolic wastewater using a moving bed bio-reactor", *Process Biochemistry*, v. 40, n. 3/4, pp. 1027-1031.

ISOLDI, L. A., 1998, *Remoção de nitrogênio de águas residuárias da industrialização de arroz por tecnologias performantes*. Pelotas: pp. 153. Tese (Doutorado em Biotecnologia) – Centro de Biotecnologia (CENBIOT), Universidade Federal de Pelotas.

ISOLDI, L. A., KOETZ, P. R., 1998, "Remoción de nitrógeno de águas residuales de la industrialización de arroz em reatores performantes". In. TALLER, Y. SEMINARIO LATINO AMERICANO DE TRATAMIENTO ANAERÓBICO DE AGUAS RESIDUALES, v.5, Viña del Mar. Anales... Viña del Mar: UCVP/IAWQ/UTFSM, pp. 234.

LABELLE, M. A., JUTEAU, P., JOLICOEUR, M., VILLEMUR, R., PARENT, S., COMEAU, Y., 2005, "Seawater denitrification in a closed mesocosm by a submerged moving bed biofilm reactor", *Water Research*, v. 39, n. 14, pp. 3409-3417

LAZAROVA, V., MANEM, 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.

LEIKNES, T., ØDDEGARD, H., 2006, " The development of a biofilm membrane bioreactor", *Desalinization*, v.202, pp. 135-143.

LESSEL, T.H., 1993, "Upgrading and nitrification by submerged bio-film reactors - experiences from a large scale plant" - Anais 2nd International Conf. Specialize on Biofilm Reactors, Paris, France - pp. 231 – 238.

LOWRY, O. H., ROSENBROUGH, N. J., FARR, A. L., 1951, "Protein Measurement with the Folin Phenol Reagent", *Jornal of Biological Chemistry*, v. 193, pp. 265-275.

LUOSTARINEN, S., LUSTE, S., VALENTIN, L., RINTALA, J., 2006, “Nitrogen removal from on-site treated anaerobic effluents using intermittently aerated moving bed biofilm reactors at low temperatures”, *Water Research*, v. 40, n. 8, pp. 1607-1615.

METCALF & EDDY, “Wastewater Engineering: treatment, disposal, reuse”, 3.Ed. New York: Mcgraw Hill, P.83, 90-93, 364-369, 374-377, 384-389, 531-546, 1265-1266, 1275-1277, 1991.

MOTTA, S. L., RUSSO, C., SANT’ANNA Jr., G. L., 1995, *Tratamento biológico de esgoto em reator de leito fixo submerso*– resultados do projeto piloto operado na ETE Penha/RJ. Anais do 18º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, Salvador, Edição em CD-ROM, 12pp.

NIELSEN, P. H., 1996, “Adsorption of ammonium to activated sludge”, *Water Research*, v. 30, n. 3, pp. 762-764.

ØDEGAARD, H., 2006, “Innovations in wastewater treatment: The moving bed biofilm process”, *Water Science and Technology*, v. 53, n. 9, pp. 17-33.

ØDEGAARD, H., GISVOLD, B., STRICKLAND, J., 2000, “The influence os size and shape in the moving bed biofilm process”, *Water Science and Technology*, v. 41, n. 4/5, pp. 383-391.

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., SILUJUDALEN, J., 1999, “The development of the moving bed biofilm process from idea to commercial product”, *Europea Water Manage*, v. 2, n. 3, pp.36-43.

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., 1993, “Wastewater treatment with aerated submerged biological filters”, *Journal Water Pollution Control Federation*, v. 56, n. 5, pp. 424-431.

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., WESSMAN, F., 2004, “Estate of the art in Europe of the moving bed biofilm reactor (MBBR) process”. Paper presented in WEFTEC’04 in New Orleans, 4 october.

ØDEGAARD, H., RUSTEN, B., WESTRUM, T., 1994, “A new moving bed biofilm reactor – Applications and results”, *Water Science and Technology*, v. 29, n. 10/11, pp. 157-187.

POCHANA, K., KELLER, J., 1999, "Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND)", *Water Science and Technology*, v. 39, n. 6, pp. 61-68.

REIS, L. G. C. ; SANT'ANNA JUNIOR, G. L., 1983, "Reator Biológico com Biomassa Fixa e Imersa Aplicado ao Tratamento Aeróbio de Efluentes Concentrados", In: XI Encontro Nacional de Escoamento em Meios Porosos, Rio de Janeiro. Anais do XI ENEMP, 1983. v. II. p. 83-96.

RITTMANN, B. E., 1982, "Comparative performance of biofilm reactor types", *Biotechnology and Bioengineering*, v. 24, pp. 1341-1370.

RODGERS, M., XIN-MIN, Z., 2004, "Biological nitrogen removal using a vertically moving biofilm system", *Bioresource Technology*, v.93, n. 3, pp. 313-319.

RODGERS, M., XIN-MIN, Z., GALLAGHER, B., 2003, "A pilot plant study using a vertically moving biofilm process to treat municipal wastewater", *Bioresource Technology*, v. 89, n. 2, pp.139-143.

ROGALLA, F., ROUDON, G., SIBONY, J. E., BLONDEAU, F., 1992, "Minimising nuisances by covering compact sewage plants", *Water Science and Technology*, v. 25, n. 4/5, pp. 363 - 374.

ROQUES, H., 1980, "Fondementes Theoriques du Traitement Biologique des Eaux", v. 2, Technique et Documentation, Paris.

RUSTEN, B., EIKEBROKK, B., ULGENES, Y., LYGREN, E., 2005, "Desing and operations of the Kaldnes moving bed biofilm reactor", *Aquacultural Engineering*; v. 34, n. 3, pp. 322-331.

RUSTEN, B., HELLSTROM, B. G., HELLSTROM, F., SEHESTED, O., SKJELFOSS, E., SVENDSEN, B., 2000, "Pilot testing and preliminary design os moving bed biofilm reactors for nitrogen removal at the FREVAR wastewater treatment plant", *Water Science and Technology*, v. 42, n. 4/5, pp. 13-20.

RUSTEN, B., KOLKINN, O., ØDEGAARD, H., 1997, "Moving bed biofilm reactors and chemical precipitation for high efficiency treatment of wastewater from small communities", *Water Science and Technology*, v. 35, pp. 71-79.

RUSTEN, B., MATSSON, E., BROCH-DUE, A., WESTRUM, T., 1994, "Treatment of pulp and paper industry wastewater in novel moving bed biofilm reactors", *Water Science and Technology*, v.30, n. 3, 161-171.

RUSTEN, B., ØDEGAARD, H., LUNDAR, A., 1992, "Treatment of dairy wastewater in a novel moving bed biofilm reactor", *Water Science and Technology*, v. 26, n. 3/4, pp. 703.

SALVETTI, R., AZZELLINO, A., CANZIANI, R., BONONO, L., 2006, "Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors", *Water Research*, v. 40, n. 30, pp. 2981-2993.

SEDLAK, R., 1991, "Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater". New York: Ed. Lewis, pp. 240.

SIMÕES, S. D., 1994, "*Efeito da Carga de Suporte no Desempenho de um Bio-reator de Leito Fluidizado Trifásico*", Dissertação (M.Sc), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

SOKÓL, W., 2003, "Treatment of refinery wastewater in a three- phase fluidised bed bioreactor with a Low density biomass support", *Biochemistry Engineering Journal*, v. 15, pp. 1-10.

TAVARES, C.R.G., *Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-reatores de Leito Fluidizado Trifásico Aeróbio*, Tese de Doutorado, UFRJ, RIO DE JANEIRO, RJ, Brasil, 1992.

TAVARES, C.R.G., C. RUSSO, SANT'ANNA Jr., G. L., 1994, "Aerobic treatment of wastewater in a three-phase fluidised-bed bioreactor: Comparison of two types of polymeric supports", *Environment Technology*, v. 15, pp. 687-693.

TAVARES, C. R. G. ; SANT'ANNA JUNIOR, G. L. , "Tratamento Aeróbio de Efluentes em Bio-Reator de Leito Fluidizado Trifásico - Influencia do Tipo de Suporte", In: XX Encontro Nacional de Escoamento em Meios Porosos, 1993, São Carlos. Anais do XX ENEMP, 1993. v. 1. p. 291-303.

TAVARES, C.R.G., SANT'ANNA Jr., 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, pp. 2293-2298.

TRINET, F., HEIM, R., AMAR, D., CHANG, H., 1991, “Study of biofilm and fluidization of bioparticles in a three-phase liquid fluidized-bed reactor”, *Water Science and Technology*, v. 23, pp. 1347-2354.

VENDRAMEL, S. M. R., 2004, “*Tratamento de Efluentes de Refinaria de Petróleo em Bio-reator Aeróbio de Leito Fixo Submerso*”. Dissertação (M.Sc), COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

VIERO, A. F., SANT’ANNA Jr., G. L., NOBREGA, R., 2003, “*Biorreator com Membranas Submersas para Tratamento de Efluentes*”, Colóquio Anual de Engenharia Química, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

VON SPERLING, MARCOS. Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos. “*Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias*”, 2ª Ed., v. 1, 1996.

WANG, X. J., XIA, S. Q., CHEN, L., ZHAO, J. F., RENAULT, N. J., CHOVELON, J. M., 2006, “Nutrients removal from municipal wastewater by chemical precipitation in a moving bed biofilm reactor”, *Process Biochemistry*, v.41, n. 4, pp. 824-828

WEF, Manual of Practice – MOP 11, *Operation of Municipal Wastewater Treatment Plants*, Vol. 2, 5<sup>th</sup> Edition, Water Environment Federation, Alexandria, 1996.

WELANDER, U., MATTIASSON, B., 2003, “Denitrification at low temperatures using a suspended carrier biofilm process”, *Water Research*, v.37, n. 10, pp. 2394-2398.

ZAIAT, M., 1996, *Desenvolvimento de Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo para tratamento de águas residuárias*, Dissertação (D.Sc) - Escola de Engenharia de São Carlos/USP, São Paulo, SP, Brasil.

ZHANG, G.T., WNNENMACHER N., HAIDER A. END LEVENSPIEL, O., 1990, “How to narrow the residence time distribution of fluids in laminar flow in pipes”. *The chemical Engineering Journal*, v.45, pp. 43-48.



## **ANEXOS**

**ANEXO I**  
**ANEXO I.1**  
**DETERMINAÇÃO DE POLISSACARÍDEOS**  
Método de DUBOIS *et al* (1956)

Reagentes:

- Solução de fenol a 5% (M/v)
- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado (95,5 %, d=1,84)

**Procedimento de dosagem:**

1,0 mL de amostra padrão

1,0 mL de solução de fenol a 5%

Agitar em vórtex

Adicionar rapidamente 5,0 mL de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado diretamente sobre a mistura, sem escorrer pelas paredes do tubo

Deixar em repouso por 10 min ao abrigo da luz

Agitar em vortex e levar a banho-maria a 25-30° C durante 15 min

Ler absorbância a 490 nm contra um branco preparado com água destilada

**Curva padrão:**

Preparar uma solução padrão de glicose a 100 mg.L<sup>-1</sup> em água destilada. Armazenar sob refrigeração.

Fazer uma série de diluições desta solução-mãe, completando o volume com água destilada.

Obs: O teor de polissacarídeos é expresso em termos de unidades equivalentes de glicose.

A Figura A.1 ilustra curvas-padrões obtidas nesses ensaios.

## ANEXO I.1

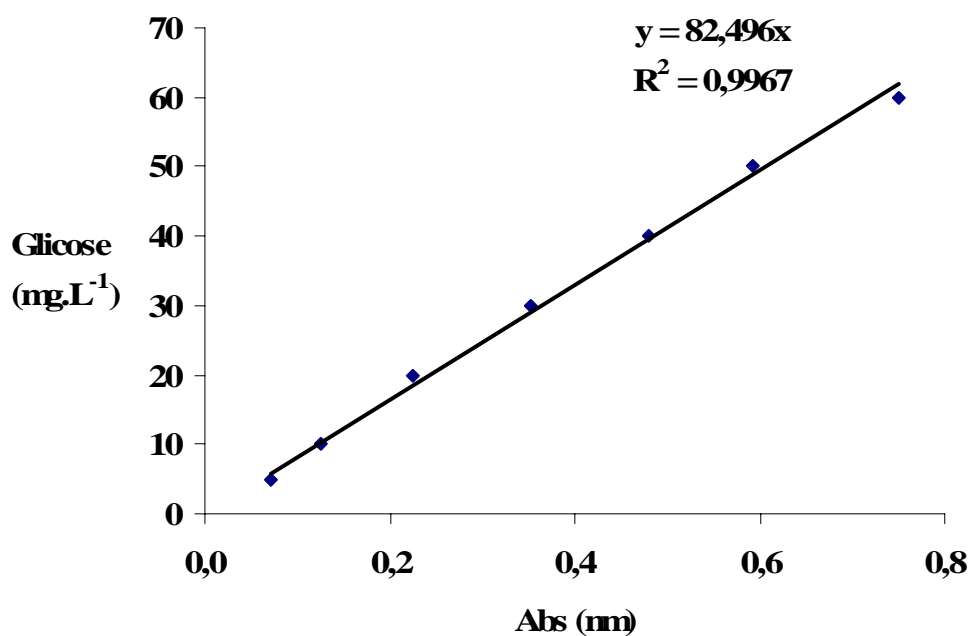
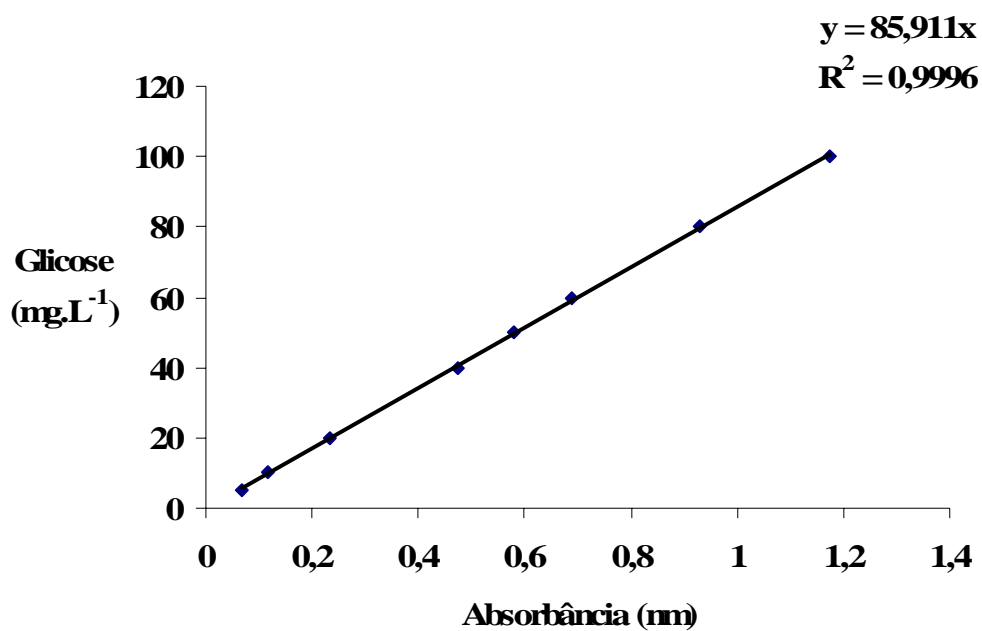


Figura A.1. Curvas padrões típicas para dosagem de polissacarídeos.

**ANEXO I.2**  
**DETERMINAÇÃO DE PROTEÍNAS**  
Método de BRADFORD (1976)

**Reagente de Bradford:**

- Coomassie Blue Brillhante G-250
- Etanol (95 %)
- Ácido Fosfórico (85 % p/v)

Obs: Diluir a 1L, quando o corante estiver completamente dissolvido e filtrar imediatamente antes do uso. O reagente de Bradford deve ter coloração marrom-clara. A filtração deve ser repetida para livrar o reagente de componentes de cor azul. (Deve ser conservado na geladeira em frasco âmbar).

**Procedimento de dosagem:**

0,5 mL de amostra padrão

Adicionar 5,0 mL do Reagente de Bradford e esperar 5 min

Ler absorbância a 595 nm contra um branco preparado com água destilada

Obs: Para o caso de soluções muito concentradas, em que seria necessário que se pipetasse menos que 0,5 mL, é recomendável que se dilua um volume da amostra 10 vezes e se proceda a dosagem.

**Curva padrão:**

Preparar uma solução padrão de BSA a  $0,1 \text{ g.L}^{-1}$

Fazer uma série de diluições desta solução-mãe, completando o volume com água destilada.

A Figura A.2 ilustra curvas-padrões obtidas para esse ensaio.

ANEXO I.2  
DETERMINAÇÃO DE PROTEÍNAS

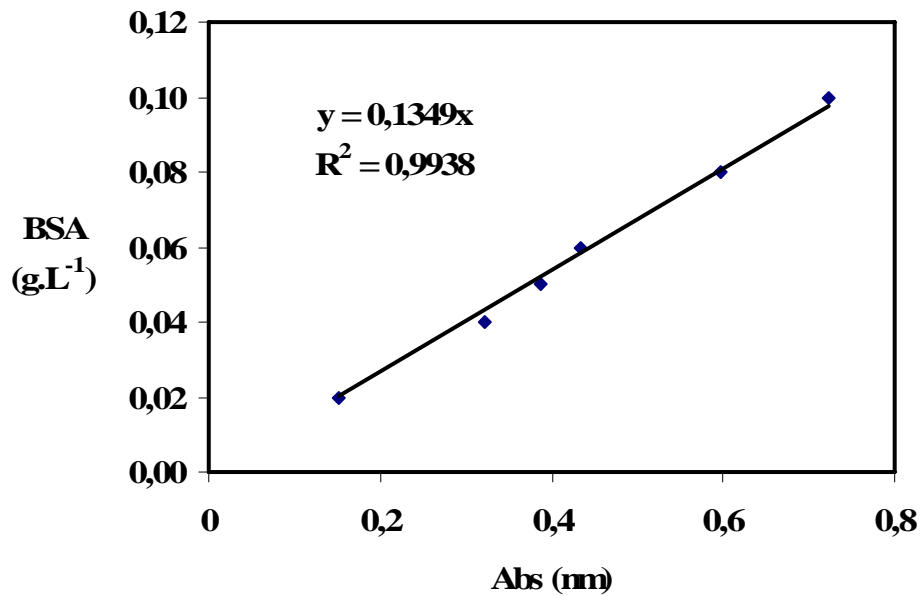
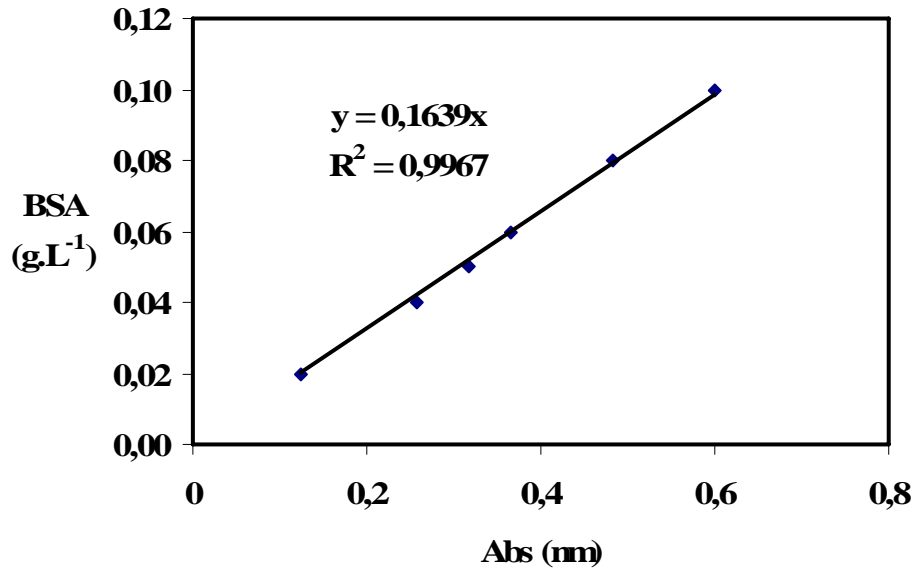


Figura A.2. Curvas padrões típicas para dosagem de proteínas.

## ANEXO II

Variação de concentração de traçador e curva adimensionalizada para determinação de DTR

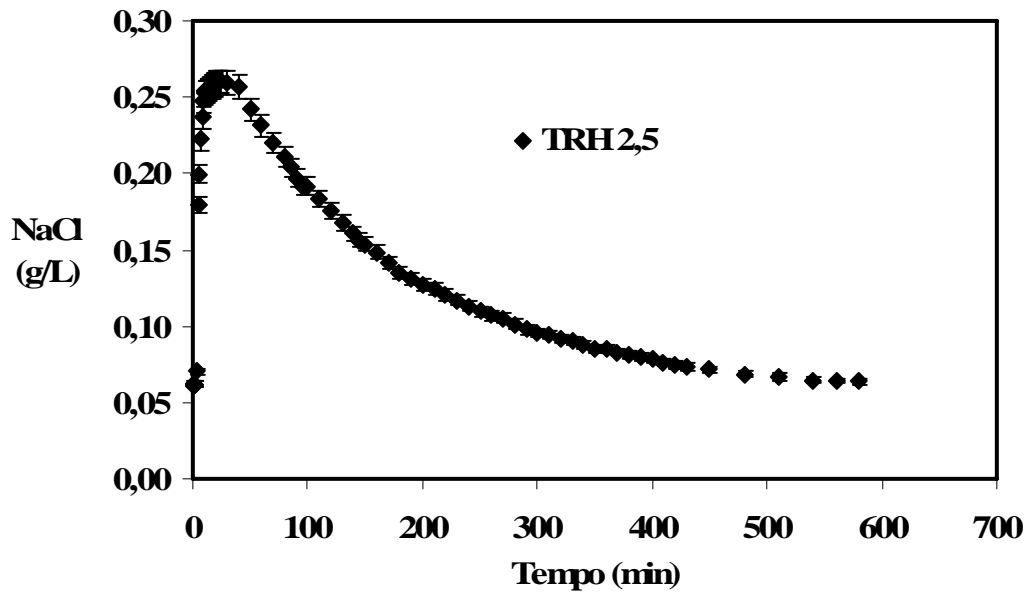


Figura A.II.1. Curva experimental para determinação de DTR

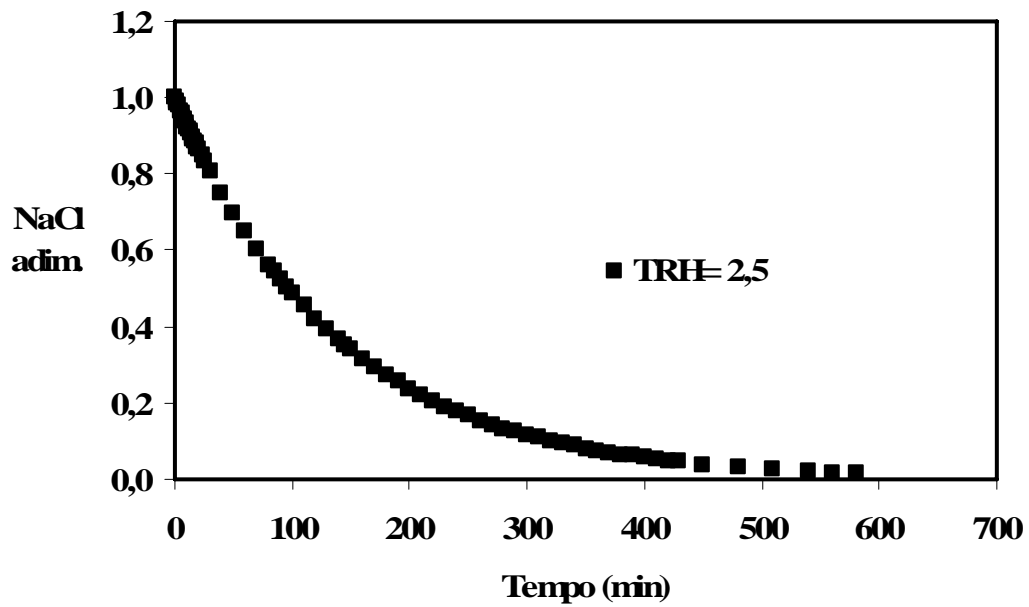


Figura A.II.2. Curva adimensionalizada para determinação de DTR

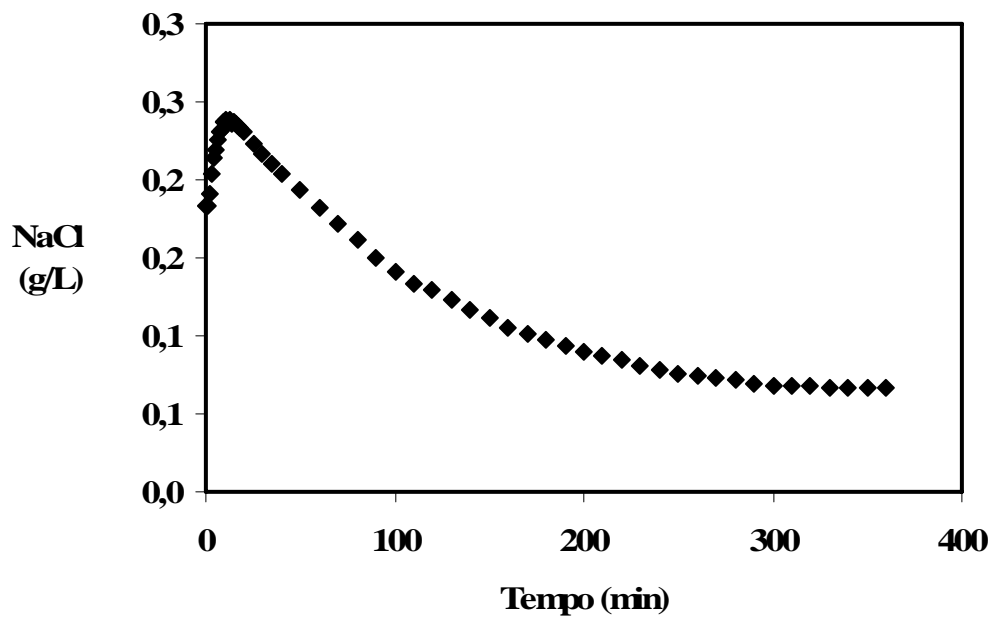


Figura A.II.3. Curva experimental para determinação de DTR

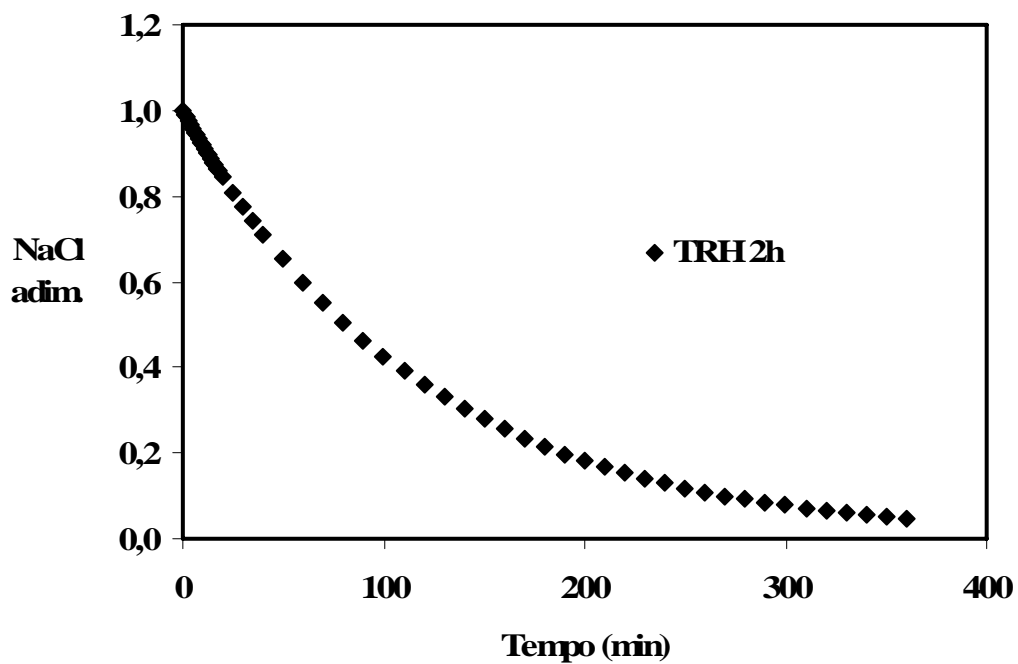


Figura A.II.4. Curva adimensionalizada para determinação de DTR

### ANEXO III

#### CURVAS DE REOXIGENAÇÃO PARA DETERMINAÇÃO DE $K_{L,A}$

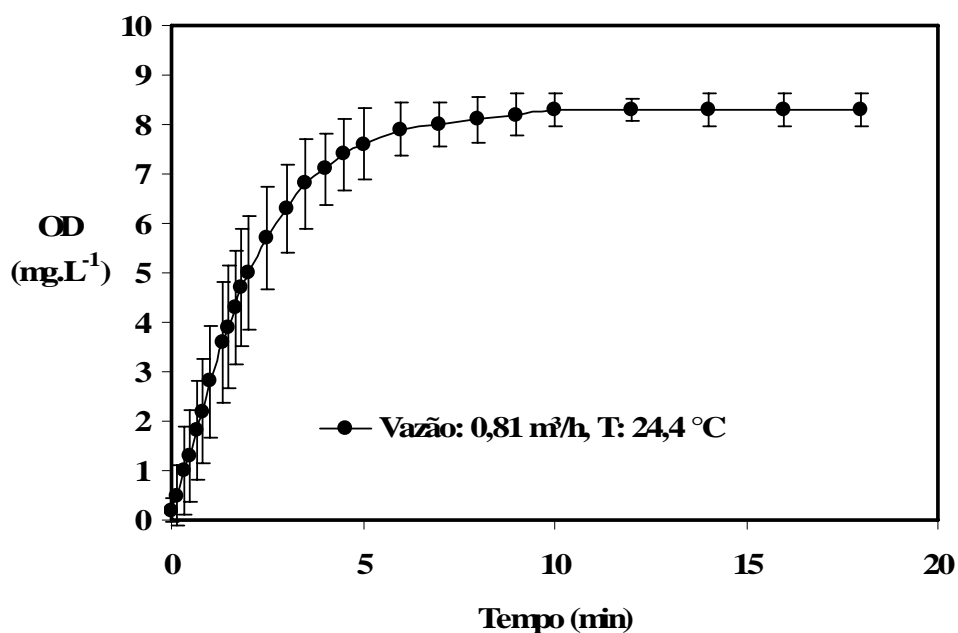


Figura A.III.1. Curva típica de reoxigenação para determinação de  $K_{L,A}$ .

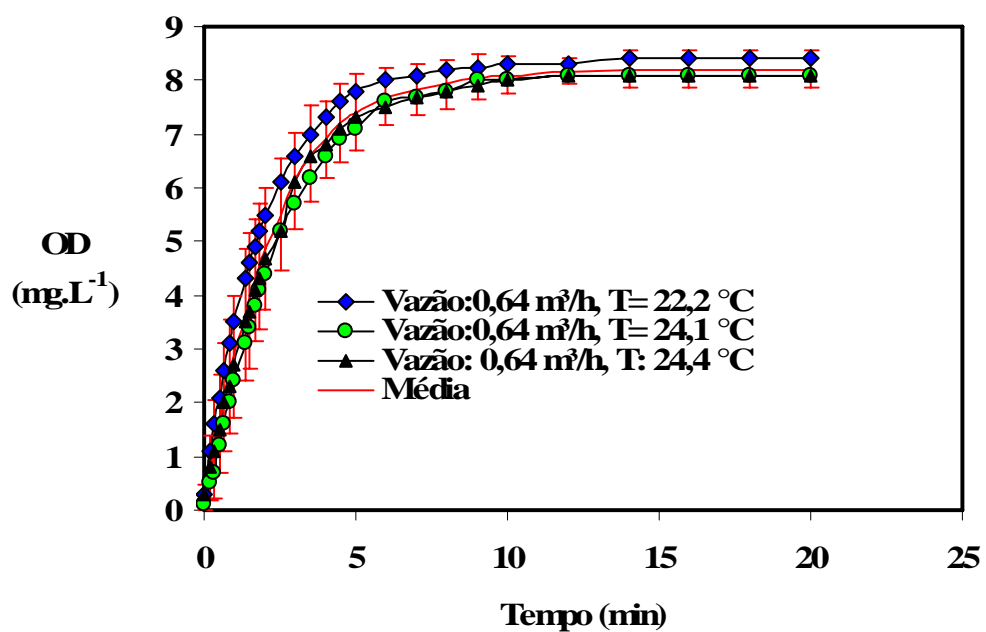


Figura A.III.2. Curvas típicas de reoxigenação para determinação de  $K_{L,A}$ .



### ANEXO III

#### CURVAS DE REOXIGENAÇÃO PARA DETERMINAÇÃO DE $K_{LA}$

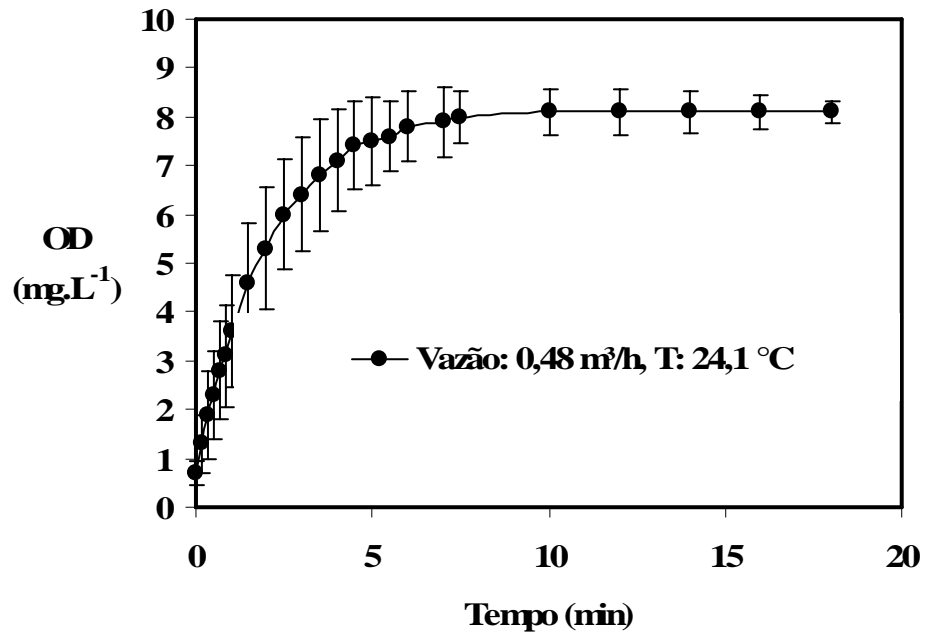


Figura A.III.3. Curva típica de reoxigenação para determinação de  $K_{LA}$ .

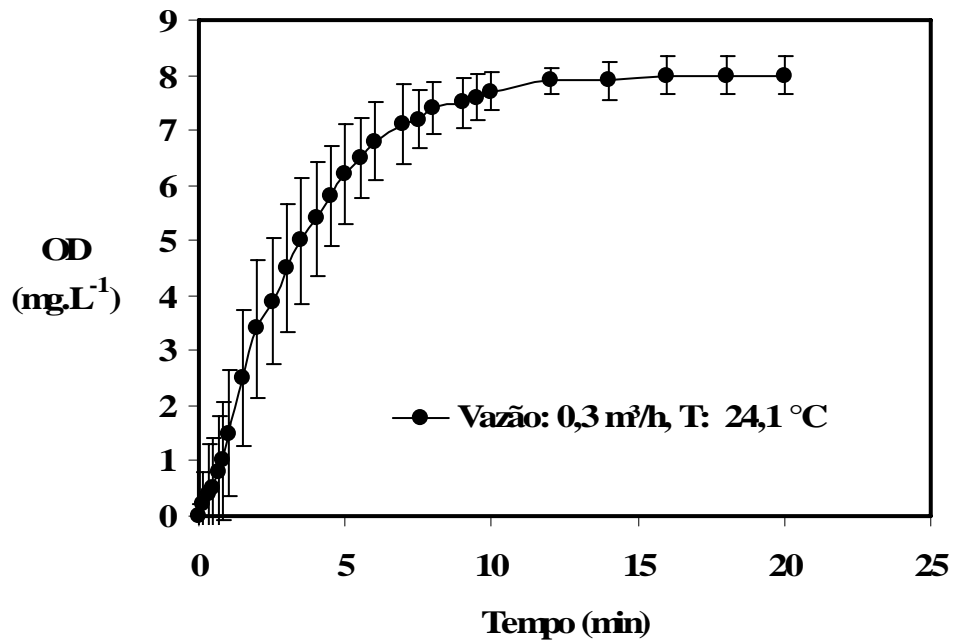


Figura A.III.4. Curva típica de reoxigenação para determinação de  $K_{LA}$ .

### ANEXO III

#### VERIFICAÇÃO DE MODELO CINÉTICO DE BIODEGRADAÇÃO CONSIDERANDO TODOS OS REGIMES OPERACIONAIS

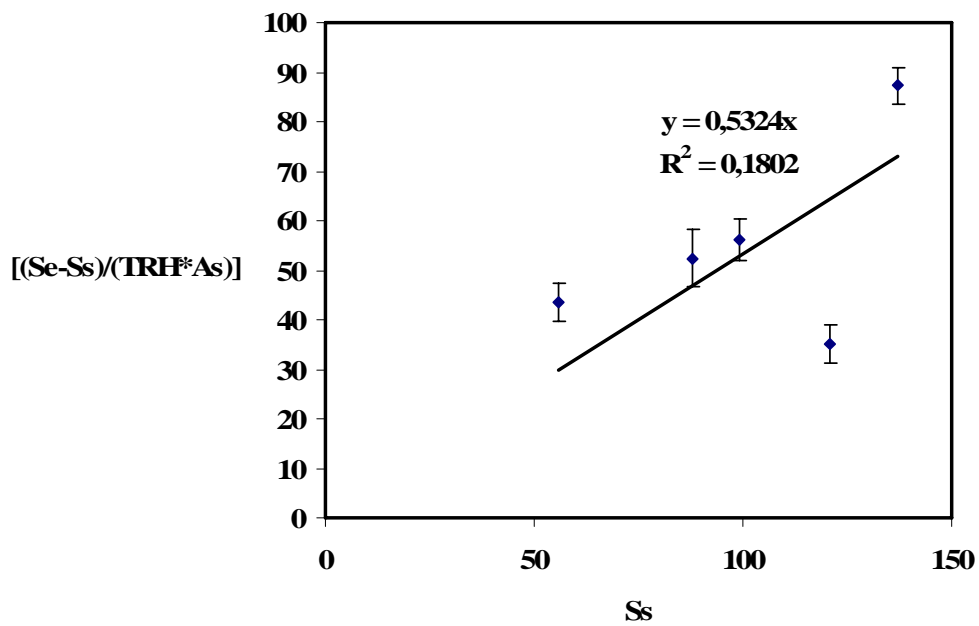


Figura A.III.5. Representação dos dados para verificação de modelo cinético: Ajuste não satisfatório e modelo desconsiderado.

**ANEXO IV**  
**Dados diários de T, pH e OD para o MBBR01**

Tabela IV.1. Dados de Temperatura, pH e Oxigênio Dissolvido para os regimes 1 e 2.

REGIME 1						REGIME 2					
Dias	TRH (h)	T (°C)	pH (e)	pH(s)	OD (mg/L)	Dias	TRH (h)	T (°C)	pH(e)	pH(s)	OD (mg/L)
2	2	27,6	7	7,5	5,2	32	3	27,6	7	7,5	4,3
3	2	23,4	7	7,5	5,4	33	3	23,4	7	7,5	3,9
5	2	25,8	7	7,5	6	34	3	25,8	7	7,5	4
6	2	24	7	7,5	5,8	37	3	24	7	7,5	3,8
7	2	26,2	7	7,5	6	38	3	26,2	7	7,5	3,2
8	2	27	7	7,5	4,8	39	3	28	7	7,5	2,4
9	2	28	7	7,5	3,9	40	3	27,4	7	7,5	2,1
10	2	27	7	8	4,8	45	3	24,2	7	8	2,2
14	2	28	7	8	4,6	47	3	25,2	7	8	4,5
15	2	27,4	7	8	5,4	48	3	25,6	7	8	5,1
16	2	24,2	7	8	6,2	49	3	24	7	8	4,2
18	2	26	7	8	6,1	54	3	27	7	8	3,9
20	2	27	7	8	3,4	55	3	26	7	8	4,4
24	2	24	7	8	3,8	56	3	28	7	8	4,2
25	2	25,2	7	8	3,9						
26	2	25,6	7	8	5,2						
27	2	24	7	7,5	4,8						
28	2	27	7	7,5	5,8						
30	2	26	7	7,5	6						
31	2	28	7	7,5	5,2						

**ANEXO IV**  
**Dados diários de T, pH e OD para o MBBR01**

Tabela IV.2. Dados de Temperatura, pH e Oxigênio Dissolvido para os regimes 3 e 4.

REGIME 3						REGIME 4					
Dias	TRH (h)	T (°C)	pH (e)	pH(s)	OD (mg/L)	Dias	TRH(h)	T (°C)	pH (e)	pH(s)	OD (mg/L)
57	2,5	23	7	8	3,9	93	4	24	7,2	7,97	2,2
58	2,5	24	7	8	4,1	94	4	25	7,3	8,07	3,1
59	2,5	24,4	7	7,5	4,7	100	4	23	7,1	7,87	4,2
60	2,5	22,8	7	7,5	4,5	103	4	23	7,4	8,17	2,9
63	2,5	25,8	7	7,5	4,7	106	4	24	7,2	7,97	3,1
64	2,5	24,8	7	7,5	3,5	109	4	26	7,3	8,07	4,2
65	2,5	26,6	7	8	2,6	113	4	24	7,1	7,87	3,3
66	2,5	24,4	7	8	3,5	119	4	23	7,4	8,17	3,1
70	2,5	22,8	7	7,5	3,3	122	4	25	7,2	7,97	2,2
72	2,5	25,8	7	8	4,1	123	4	24	7,3	8,07	3,6
73	2,5	24,8	7	8	4,9	127	4	24,4	7,1	7,87	2,2
79	2,5	25,2	7	7,5	4,8	133	4	23,2	7,4	8,17	3,1
81	2,5	22,6	7	7,5	2,1	139	4	25,1	7,2	7,97	4,2
85	2,5	25	7	7,5	2,5	142	4	24,6	7,3	8,07	3,3

**ANEXO IV**  
**Dados diários de T, pH e OD para o MBBR01**

Tabela IV.3. Dados de Temperatura, pH e Oxigênio Dissolvido para o regime 5.

Dias	TRH (h)	T (°C)	pH (e)	pH(s)	OD (mg/L)
145	4	24,9	6,9	8,17	2,9
147	4	25,9	7,2	8,27	3,1
149	4	23,9	7	8,07	2,4
154	4	23,9	7,1	8,37	3,1
157	4	24,9	7,1	8,17	4,2
159	4	26,9	7,2	8,27	2,9
165	4	24,9	7	8,07	3,1
167	4	23,9	7	8,37	4,2
169	4	25,9	7,1	8,17	2,9
171	4	24,9	7,2	8,1	2,6
172	4	25,3	7	8,07	3,1
173	4	24,1	7,3	8,37	4,2
174	4	26	7,1	8,17	3,3
175	4	25,5	7,2	8,27	3,1
176	4	25,06	7,15	8,22	2,5

**ANEXO IV**  
**Dados diários de T, pH e OD para o MBBR02**

Tabela IV.4. Dados de Temperatura, pH e Oxigênio Dissolvido para os regimes 4 e 5.

REGIME 4						REGIME 5					
Dias	TRH (h)	T (°C)	pH(e)	pH(s)	OD (mg/L)	Dias	TRH (h)	T (°C)	pH(e)	pH(s)	OD (mg/L)
93	4	24	7,97	6,5	4,8	145	4	24,9	8,17	3,9	4,9
94	4	25	8,07	5,5	5,1	147	4	25,9	8,27	4,5	5
100	4	23	8,9	5	5,4	149	4	23,9	8,07	4,4	6
103	4	23	8,17	5,3	6,1	154	4	23,9	8,37	5,3	5,8
106	4	24	7,97	4,8	4,8	157	4	24,9	8,17	4,1	6,1
109	4	26	8,07	5	5,1	159	4	26,9	8,27	5	6,6
113	4	24	8,2	4,5	5,4	165	4	24,9	8,07	4,4	5,8
119	4	23	8,17	6	6,1	167	4	23,9	8,37	4,7	4,9
122	4	25	7,97	5	4,8	169	4	25,9	8,17	4	5,5
123	4	24	8,07	5,5	5,1	171	4	24,9	8,27	4,1	5,6
127	4	24,4	7,87	6,2	4,8	172	4	25,3	8,07	4,4	5
133	4	23,2	8,17	5	5,1	173	4	24,1	8,37	5,3	5,3
139	4	25,1	8,3	5,5	5,4	174	4	26	8,17	3,9	5,3
142	4	24,6	8,07	6,2	6,1	175	4	25,5	8,27	4,1	5,8

## ANEXO V

### Resultados brutos de SST, SSV, para o MBBR01

REGIME 1			REGIME 2			REGIME 3			REGIME 4		
Dias	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	Dias	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	Dias	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	Dias	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
1	128	128	28	297	289	54	407	334	82	257	236
2	385	385	30	318	277	55	386	360	83	366	360
4	399	398	35	273	187	56	320	310	90	356	298
6	435	400	36	323	260	57	326	322	93	302	270
8	557	525	41	267	267	61	225	207	96	260	240
10	595	515	44	305	298	63	242	241	99	388	350
11	475	400	45	347	333	67	378	355	102	387	377
12	268	223	51	366	355	69	296	290	104	364	354
13	292	247	52	387	367	71	388	363	105	357	349
14	115	87	53	413	373	72	240	213			
16	163	147				73	318	374			
20	124	105				79	327	293			
23	121	107				80	326	293			
26	104	102				81	349	333			

## ANEXO V

**Resultados brutos para SST, SSV para o regime 5 do MBBR01 e para os regimes 4\* e 5\* do MBBR02.**

REGIME 5			REGIME 4*			REGIME 5*		
Dias	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	Dias	SST (mg/L)	SSV (mg/L)	Dias	SST (mg/L)	SSV (mg/L)
106	522	393	82	192	168	106	192	133
128	530	448	83	295	265	128	206	165
130	438	321	90	278	220	130	212	142
136	397	260	93	269	228	136	159	58
139	428	358	96	212	168	139	143	138
146	535	526	99	199	155	146	104	100
149	470	467	102	112	99	149	98	83
152	437	365	104	102	87	152	180	140
155	440	430	105	100	95	155	98	86

(\*) Dados do segundo reator acoplado à saída do primeiro.



## ANEXO V

### Resultados brutos de DQO<sub>F(e)</sub>, DQO<sub>F(s)</sub>, para o MBBR01

REGIME 1			REGIME 2			REGIME 3			REGIME 4		
Dias	DQO <sub>F(e)</sub> (mg/L)	DQO <sub>F(s)</sub> (mg/L)	Dias	DQO <sub>F(e)</sub> (mg/L)	DQO <sub>F(s)</sub> (mg/L)	Dias	DQO <sub>F(e)</sub> (mg/L)	DQO <sub>F(s)</sub> (mg/L)	Dias	DQO <sub>F(e)</sub> (mg/L)	DQO <sub>F(s)</sub> (mg/L)
2	703	92	32	663	38	57	636	69	88	694	60
3	740	98	33	618	116	58	660	105	89	621	38
5	741	150	34	679	63	59	679	123	90	634	65
6	712	132	37	644	131	60	659	66	91	589	28
7	720	124	38	653	65	63	625	102	95	674	58
8	703	150	39	657	66	64	581	100	96	665	62
9	699	142	40	645	42	65	692	109	98	692	109
10	690	150	45	613	113	66	651	86	99	724	44
14	701	130	47	652	165	70	704	114	104	657	53
15	740	150	48	715	58	72	625	53	107	568	81
16	675	92	49	657	37	73	568	55	109	641	43
18	735	164	54	598	141	79	599	86	110	689	71
20	704	157	55	657	84	81	684	88	115	614	44
24	699	140	56	662	113	85	599	129	116	749	24
25	657	122									
26	723	150									
27	712	147									
28	743	181									
30	687	111									
31	745	155									

## ANEXO V

**Resultados brutos de DQO<sub>F</sub>(e), DQO<sub>F</sub>(s) para o regime 5 do MBBR01 e para os regimes 4\* e 5\* do MBBR02.**

REGIME 5			REGIME 4*			REGIME 5*		
Dias	DQO <sub>F</sub> (e) (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (s) (mg/L)	Dias	DQO <sub>F</sub> (e) (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (s) (mg/L)	Dias	DQO <sub>F</sub> (e) (mg/L)	DQO <sub>F</sub> (s) (mg/L)
117	634	74	88	65	16	117	74	27
121	812	68	89	49	41	121	68	39
123	769	130	90	27	18	123	130	72
125	845	154	91	31	20	125	154	84
131	698	164	95	77	57	131	164	66
134	757	132	96	57	42	134	132	40
139	724	145	98	91	37	139	145	66
141	813	151	99	42	36	141	151	49
144	739	152	104	42	38	144	152	39
146	638	79	107	44	37	146	79	31
147	759	97	109	39	32	147	97	38
148	681	132	110	37	4	148	132	39
149	634	94	115	86	38	149	94	50
			116	44	41			

## ANEXO V

### Curva de variação do teor de nitrogênio amoniacal (N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>)

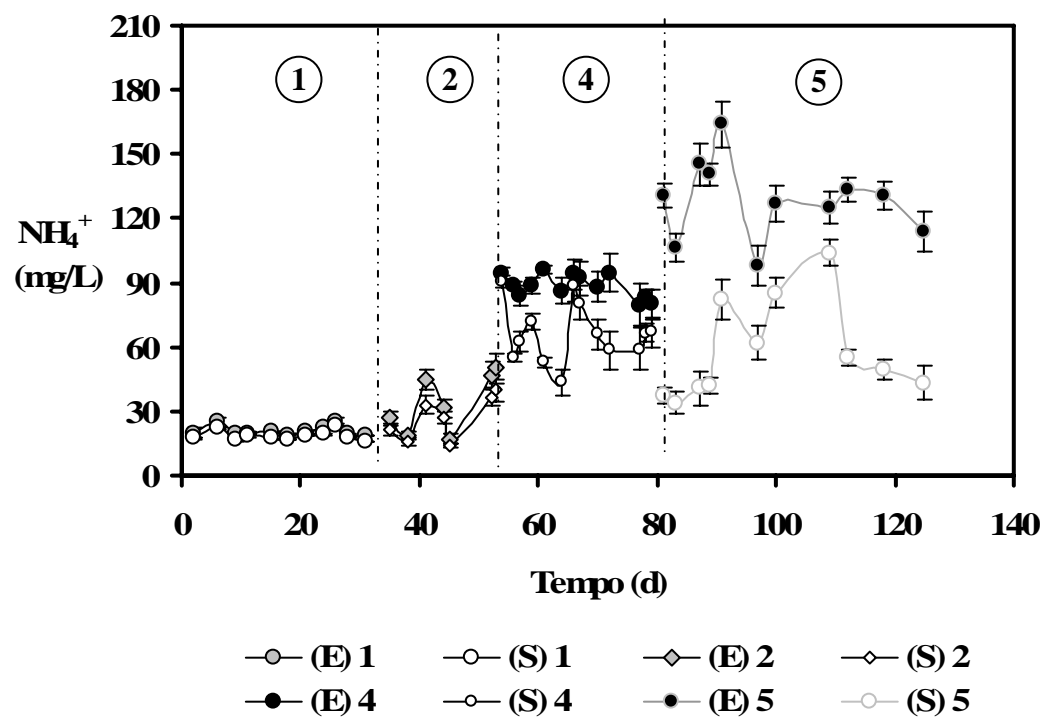


Figura V.1. Curvas típicas de variação de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> para o MBBR01.

**ANEXO VI**  
**VARIAÇÃO DA PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE LODO (Y) PARA OS CINCO**  
**REGIMES NO MBBR01**

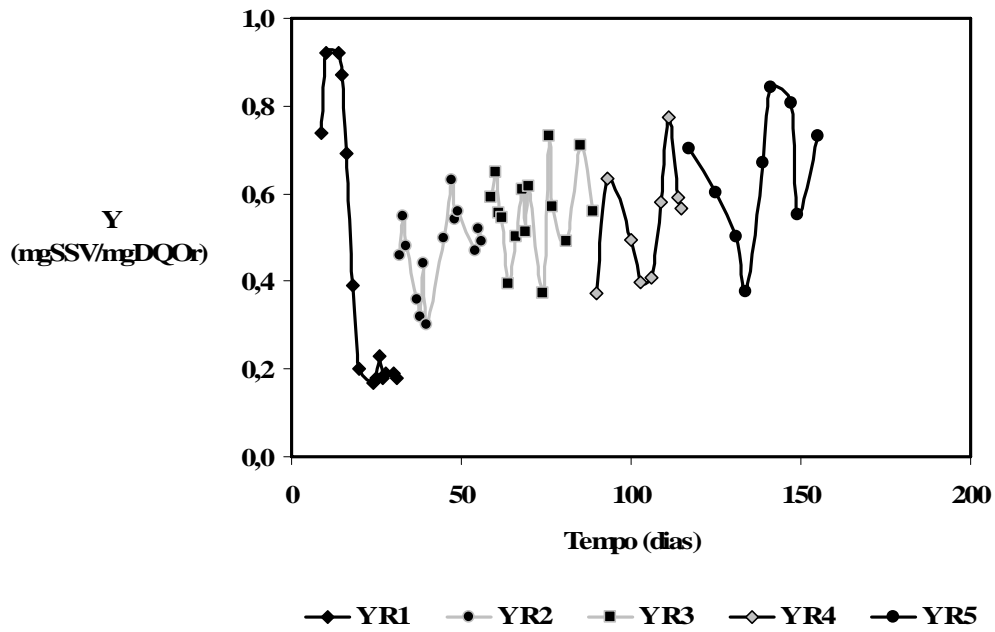


Figura VI.1. Variação da produção específica de lodo no primeiro reator.

## ANEXO VII

### PROTEÍNAS E POLISSACARÍDEOS: DADOS DO MBBR01

REGIME 1					REGIME 2					REGIME 3				
Dias	PS(S) (mg/L)	PS(b) (mg/L)	PT(S) (mg/L)	PT(b) (mg/L)	Dias	PS(S) (mg/L)	PS(b) (mg/L)	PT(S) (mg/L)	PT(b) (mg/L)	Dias	PS(S) (mg/L)	PS(b) (mg/L)	PT(S) (mg/L)	PT(b) (mg/L)
16	0,05	9,55	0,28	122	32	0,08	197	0,17	400	59	0,08	330	0,13	257
17	0,05	12,22	0,20	200	33	0,09	152	0,15	330	60	0,07	304	0,05	279
18	0,06	14,19	0,18	277	34	0,06	186	0,26	492	61	0,09	361	0,02	481
19	0,05	20,12	0,14	530	35	0,06	218	0,20	311	62	0,28	252	0,31	521
20	0,07	19,63	0,25	437	36	0,05	136	0,06	575	64	0,11	205	0,11	389
23	0,04	39,54	0,14	612	38	0,06	175	0,19	369	66	0,03	227	0,09	384
24	0,04	38,24	0,18	590	39	0,06	229	0,18	248	68	0,24	262	0,17	430
25	0,05	43,95	0,19	638	40	0,05	163	0,27	395	69	0,14	205	0,01	331
					41	0,06	166	0,14	355	70	0,16	207	0,02	264
					42	0,05	143	0,18	366	74	0,16	319	0,03	527
					46	0,05	176	0,26	654	76	0,13	220	0,11	383
					48	0,06	288	0,25	524	77	0,14	216	0,08	438
					49	0,07	289	0,38	571	81	0,16	219	0,01	577
					50	0,07	241	0,28	622	82	0,11	230	0,21	855
					55	0,07	184	0,12	693	83	0,36	239	0,24	663
					56	0,06	200	0,27	681	84	0,39	116	0,24	574
					57	0,06	215	0,35	681	85	0,25	197	0,17	922
										88	0,24	212	0,16	884

PS – Polissacarídeos; PT – Proteínas; (S) Biomassa fase líquida; (b) Biomassa no biofilme;

**ANEXO VII**  
**PROTEÍNAS E POLISSACARÍDEOS: DADOS DO MBBR01**

REGIME 4					REGIME 5				
Dias	PS(S) (mg/L)	PS(b) (mg/L)	PT(S) (mg/L)	PT(b) (mg/L)	Dias	PS(S) (mg/L)	PS(b) (mg/L)	PT(S) (mg/L)	PT(b) (mg/L)
93	132	491	0,73	943	125	246	452	0,83	776
94	163	216	0,77	583	128	222	404	0,00	639
100	133	475	0,00	803	129	364	458	0,93	619
103	147	341	0,51	591	130	530	430	0,00	598
106	63	483	0,00	1172	131	451	521	0,69	579
109	127	405	0,00	883	135	286	344	0,76	812
113	115	272	0,00	854	141	385	356	0,62	959
119	129	524	0,61	957	143	363	353	0,84	1219
122	131	278	0,72	748	145	403	220	0,00	1068
					146	363	332	0,00	950
					147	402	233	0,00	770
					148	255	330	0,00	614
					149	298	448	0,00	701
					155	73	315	0,00	699

PS – Polissacarídeos; PT – Proteínas; (S) Biomassa na fase líquida; (b) Biomassa no biofilme;

**ANEXO VII**  
**RAZÃO DE PROTEÍNAS E POLISSACARÍDEOS NO BIOFILME**

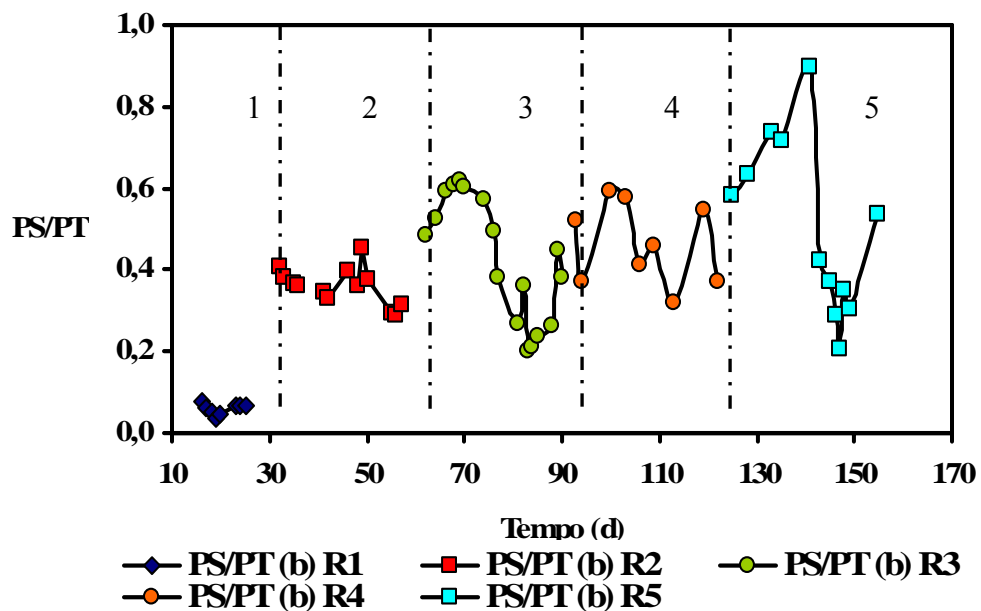


Figura A.VII.1. Monitoramento dos EPS no biofilme para os regimes investigados MBBR01.

**ANEXO VIII**  
**CURVAS DE CALIBRAÇÃO TÍPICAS PARA TODAS AS DETERMINAÇÕES DE**  
**DQO REALIZADAS**

Curvas típicas obtidas para DQO:

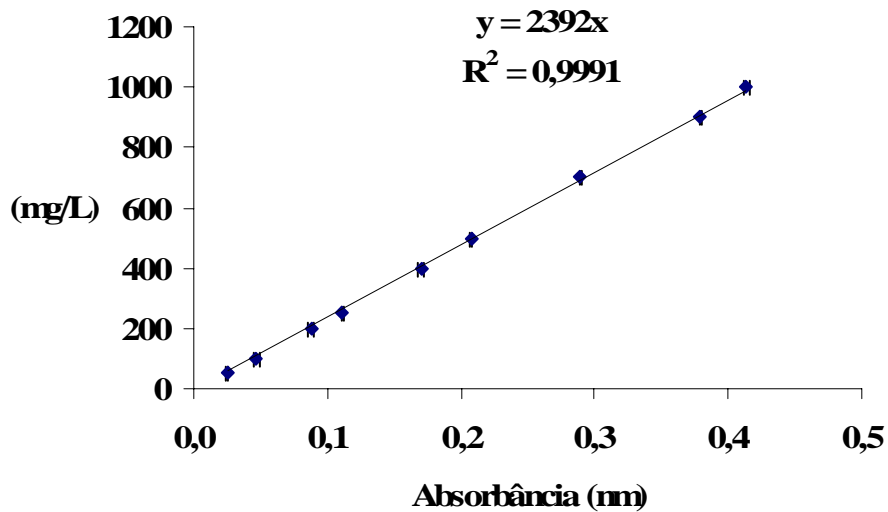
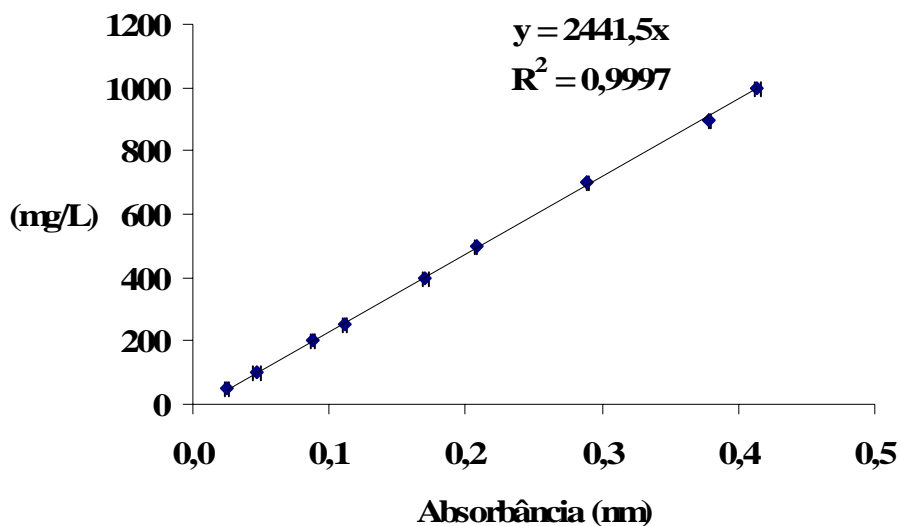


Figura VIII.1. Curvas de calibração típicas para análise de DQO.



**ANEXO VIII**  
**CURVAS DE CALIBRAÇÃO TÍPICAS PARA TODAS AS ANÁLISES**  
**REALIZADAS**

**Curvas para Análise de Amônia:**

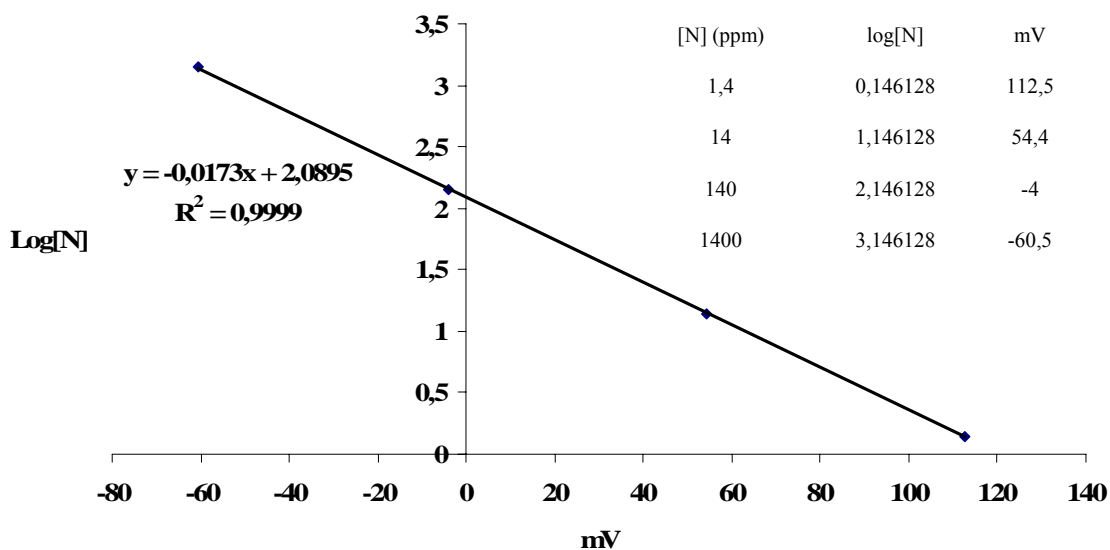
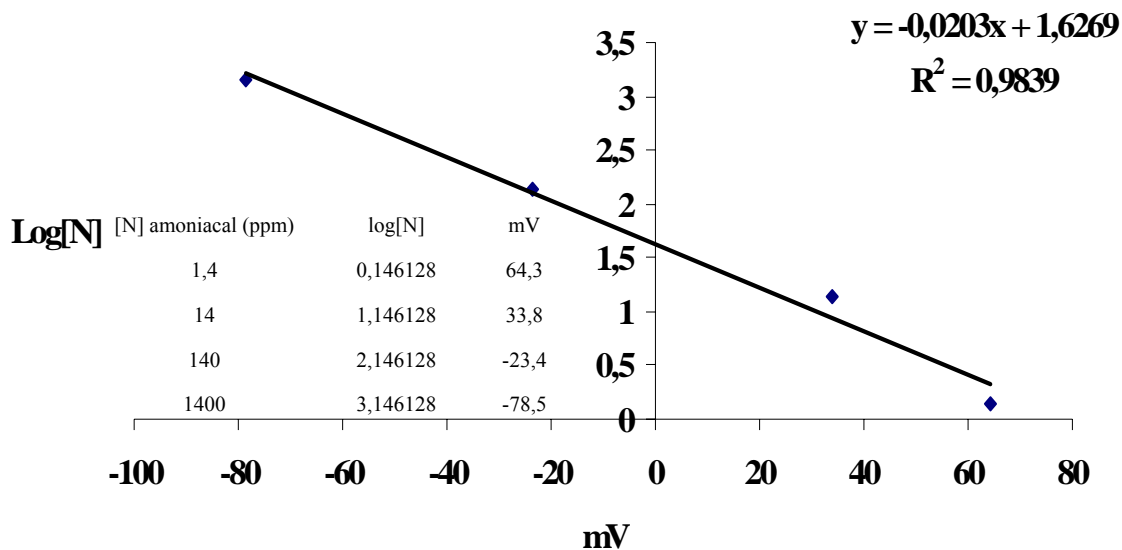


Figura VIII.2. Curvas típicas para análise de amônia.