



Campus de São Carlos

PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES DE
REATORES ANAERÓBIOS UTILIZANDO
BIOFILTRO AERADO SUBMERSO

CAMILA PEREIRA SITÔNIO

ORIENTADOR: PROF. DR. JURANDYR POVINELLI

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO



**ESCOLA DE ENGENHARIA
DE SÃO CARLOS**

Serviço de Pós-Graduação EESC/USP

EXEMPLAR REVISADO

Data de entrada no Serviço: 29 / 11 / 01

Ass.: Guilherme

**PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES DE
REATORES ANAERÓBIOS UTILIZANDO
BIOFILTRO AERADO SUBMERSO**

CAMILA PEREIRA SITÔNIO

Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, como parte dos requisitos para obtenção do Título de Mestre em Hidráulica e Saneamento.

ORIENTADOR: Prof. Dr. Jurandyr Povinelli



São Carlos

2001

DEDALUS - Acervo - EESC



31100036828

Class. TESE-EESC

Curr. 5190

Tombo T0246/01

1212594

Ficha catalográfica preparada pela Seção de Tratamento
da Informação do Serviço de Biblioteca - EESC/USP

S623p

Sitônio, Camila Pereira

Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios
utilizando biofiltro aerado submerso / Camila Pereira
Sitônio. -- São Carlos, 2001.

Dissertação (Mestrado) -- Escola de Engenharia de
São Carlos-Universidade de São Paulo, 2001.

Área : Hidráulica e Saneamento.

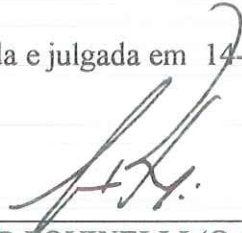
Orientador: Prof. Dr. Jurandyr Povinelli.

1. Pós-tratamento. 2. Reator aeróbio. 3. Biofiltro
aerado submerso. 4. Nitrificação. 5. Esgoto sanitário.
I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidata: Engenheira **CAMILA PEREIRA SITONIO**

Dissertação defendida e julgada em 14-09-2001 perante a Comissão Julgadora:



Prof. Tit. **JURANDYR FOVINELLI (Orientador)**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADA



Prof. Dr. **LUIZ ANTONIO DANIEL**
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADA



Dr. **ERICH KELLNER**
(SAAE – Serviço Autônomo de Água e Esgoto - São Carlos)

APROVADA



Profa. Associada **MARIA DO CARMO CALIJURI**
Coordenadora do Programa de Pós-Graduação
em Engenharia (Hidráulica e Saneamento)



JOSÉ CARLOS A. CINTRA
Presidente da Comissão de Pós-Graduação da EESC

*E até parece que foi ontem minha mocidade
Com diploma de sofrer de outra universidade
Minha fala nordestina, quero esquecer o francês*

*E vou viver as coisas novas, que também são boas
O amor, o humor das praças, cheias de pessoas
Agora eu quero tudo, tudo outra vez.*

Belchior

*Dedico este trabalho aos meus pais, João
e Ildair, aos meus irmãos, Carol e João
Carlos, à minha avó Nilce, à minha tia
Eliane e ao meu noivo Jesus.*

AGRADECIMENTOS

A Deus que sempre me iluminou, dando-me coragem de seguir sempre em frente.

Ao Prof. Dr. Jurandy Povinelli, pela orientação e atenção dispensada durante o desenvolvimento deste trabalho.

Aos professores do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC/USP, pela contribuição à minha formação profissional.

À Coordenadoria de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior – CAPES, pela bolsa de estudo concedida.

Aos funcionários do Laboratório de Saneamento da EESC/USP, Júlio, Paulo e Cidinha, pela atenção e ajuda na realização das análises.

Às secretárias do curso de Pós-graduação em Hidráulica e Saneamento, Sá e Pavi, pela atenção, e aos funcionários Rose e Alex, pela amizade e carinho.

À Doutora Eloiza Pozzi, pela ajuda nos exames microscópicos e discussão dos resultados.

Às grandes amigas Pattinha, Mércia, Cascia, Dirlane, Isabel e Luana, pelo apoio e carinho constantes, nos momentos difíceis e alegres, a quem jamais esquecerei.

Aos conterrâneos Luciana, Vinícius, André Schuster, Cristiano, Joel, Leonardo e Andréa, por compartilhar as saudades de casa e pela amizade.

Aos amigos André, Neyson, Evandro (cacau), Kênia, André (mineiro), Valmir, Douglas, Tatiana, Celma, Leonídia, Virginia, Marcelo, Zé Edu, Luciana (manaus), Con, Rafaella, Karina, Jucélia, Monique, Paola, Sávia, Zé Alberto, Dick, colegas paraenses e cearenses, pela convivência muito agradável em São Carlos.

Aos meus familiares, pelo amor, carinho e incentivo durante toda a minha vida e a quem devo ter alcançado mais essa etapa profissional, e ao meu noivo Jesus, meu grande amor, pela pessoa especial que é.

A todos que de alguma forma contribuíram para o desenvolvimento desta pesquisa.

SUMÁRIO

	Página
LISTA DE FIGURAS	i
LISTA DE TABELAS	iv
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS	vi
LISTA DE SÍMBOLOS	vii
RESUMO	viii
ABSTRACT	ix
1. INTRODUÇÃO	01
2. OBJETIVOS	05
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	06
3.1. Reator anaeróbio compartimentado (ABR)	06
3.2. Filtro biológico aeróbio	08
3.3. Biofiltro aerado submerso (BF)	14
3.4. Nitrificação biológica	27
4. MATERIAIS E MÉTODOS	36
4.1. Descrição do sistema	36
4.2. Sistema de alimentação do substrato	39
4.3. Operação da unidade de pós-tratamento	41
4.3.1. Inóculo utilizado na partida do BF	42
4.3.2. Sistema de aeração	42
4.3.3. Sistema de lavagem	42
4.3.4. Adição de fonte de alcalinidade	43
4.4. Análises de caracterização e monitoramento	43
4.5. Outros ensaios	47
5. RESULTADOS	48
5.1. Resultados gerais de desempenho do BF	48
5.2. Exame microscópico da biomassa imobilizada	64

6. DISCUSSÃO	70
6.1. pH e alcalinidade	70
6.2. Remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos	71
6.3. Remoção de nitrogênio e fósforo	74
7. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	78
7.1. Conclusões	78
7.2. Recomendações	80
8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	81
ANEXO A Resultados gerais da operação do reator BF	89

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 3.1.1 – Esquema de um reator anaeróbio compartimentado	7
Figura 3.2.1 – Esquema do biofilme do filtro biológico aeróbio	12
Figura 3.3.1 – Fluxograma típico de uma ETE com BF	17
Figura 3.3.2 – Opções de fluxo hidráulico e tipos de meio suporte em BF	19
Figura 3.3.3 – Esquema do protótipo BIOFOR®	24
Figura 3.3.4 – Esquema do biofiltro BIOSTYR® / nitrificação e desnitrificação	25
Figura 3.4.1 – Ciclo simplificado do nitrogênio	27
Figura 4.1.1 – Fluxograma simplificado do sistema de pós-tratamento utilizado	36
Figura 4.1.2 – Biofiltro aerado submerso	38
Figura 4.2.1 – Sistema de alimentação do reator por gravidade (a) e diretamente pela bomba dosadora (b), e detalhe da entrada do afluente do reator, alimentado por gravidade (c)	40
Figura 5.1.1 – Curvas de variação do pH do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	54
Figura 5.1.2 – Curvas de variação da temperatura do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	54
Figura 5.1.3 – Curvas de variação do oxigênio dissolvido (OD) do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	54
Figura 5.1.4 – Curvas de variação da alcalinidade total (AT) do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	55
Figura 5.1.5 – Curvas de variação do pH e alcalinidade total (AT) do afluente e efluente do reator	55
Figura 5.1.6 – Curvas de variação da DBO ₅ da amostra bruta do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	55
Figura 5.1.7 – Curvas de variação da DQO da amostra bruta do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	56
Figura 5.1.8 – Curvas de variação da DQO da amostra filtrada do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	56
Figura 5.1.9 – Resultados de eficiência de remoção de DQO da amostra bruta e filtrada no reator, para as duas fases de operação	56

Figura 5.1.10	– Curvas de variação de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	57
Figura 5.1.11	– Curvas de variação de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	57
Figura 5.1.12	– Curvas de variação de fósforo total do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	57
Figura 5.1.13	– Curvas de variação de NTK do afluente e efluente do reator e resultados de eficiência de remoção de NTK, para as duas fases de operação	58
Figura 5.1.14	– Curvas de variação de N-amoniaco do afluente e efluente do reator e resultados de eficiência de remoção de N-amoniaco, para as duas . . fases de operação	58
Figura 5.1.15	– Curvas de variação de N-orgânico do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	58
Figura 5.1.16	– Curvas de variação de Nitrito do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	59
Figura 5.1.17	– Curvas de variação de Nitrato do afluente e efluente do reator, para as duas fases de operação	59
Figura 5.1.18	– Curvas de variação do pH de pontos intermediários do reator, para as duas fases de operação	59
Figura 5.1.19	– Curvas de variação da temperatura de pontos intermediários do reator, para as duas fases de operação	60
Figura 5.1.20	– Curvas de variação do oxigênio dissolvido (OD) de pontos intermediários do reator, para as duas fases de operação	60
Figura 5.1.21	– Perfil do reator relativo ao parâmetro pH, valores médios para as duas fases de operação	60
Figura 5.1.22	– Perfil do reator relativo ao parâmetro temperatura, valores médios para as duas fases de operação	61
Figura 5.1.23	– Perfil do reator relativo ao parâmetro oxigênio dissolvido (OD), valores médios para as duas fases de operação	61
Figura 5.1.24	– Perfil do reator relativo ao parâmetro DQO_F , valores médios para a fase II de operação	61
Figura 5.1.25	– Curvas de variação das relações DQO/NTK , DQO/N -amoniaco e da eficiência de remoção de N-amoniaco, para as duas fases de operação do reator	63

Figura 5.2.1	– Fotografia de microscopia óptica comum da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 200x1.25 – Ameba com carapaça, semelhante à <i>Arcella</i> , agregada à biomassa compacta	66
Figura 5.2.2	– Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Morfotipos semelhantes a bactérias nitrificantes <i>Nitrosococcus</i> (WATSON et al., 1989)	66
Figura 5.2.3	– Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.000x1.25 – Filamento semelhante a <i>Thiothrix</i> (JENKINS et al., 1993)	67
Figura 5.2.	– Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Filamento semelhante ao tipo 021N (JENKINS et al., 1993)	67
Figura 5.2.5	– Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Organismo semelhante à <i>Methanosarcina</i>	68
Figura 5.2.6	– Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Protozoários flagelados	68
Figura 5.2.7	– Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Filamento semelhante ao tipo 1863 (JENKINS et al., 1993)	69
Figura 5.2.8	– Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Filamento semelhante ao tipo 0041 (JENKINS et al., 1993)	69
Figura 6.2.1	– Correlação entre a carga orgânica volumétrica removida (COV_R) e aplicada (COV_A) de DQO da amostra bruta, durante a operação do reator	72
Figura 6.2.2	– Frequência de distribuição dos resultados de DBO_5 da amostra bruta do afluente e efluente do reator	73

LISTA DE TABELAS

	Página
Tabela 3.2.1 – Classificação dos filtros biológicos em função das características operacionais	14
Tabela 3.3.1 – Principais ETE com BF tratando esgoto sanitário doméstico	23
Tabela 3.3.2 – Principais diferenças dos biofiltros BIOSTYR [®] e BIOCARBONE [®]	24
Tabela 3.4.1 – Consumo de alcalinidade e de oxigênio no processo de nitrificação	30
Tabela 3.4.2 – Fração de organismos nitrificantes em função da relação DBO ₅ /NTK	32
Tabela 4.1.1 – Características principais da unidade piloto	38
Tabela 4.3.1 – Características operacionais do biofiltro aerado submerso utilizado na pesquisa, durante as duas fases de operação	41
Tabela 4.4.1 – Frequência e método de análise para a determinação dos principais parâmetros	46
Tabela 5.1.1 – Valores médios (M), desvios padrões (DP) e número de dados levantados (n) relativo aos parâmetros pH, temperatura, oxigênio dissolvido (OD) e alcalinidade total (AT), para o afluente e efluente do reator, em função da fase de operação	49
Tabela 5.1.2 – Valores médios (M), desvios padrões (DP) e número de dados levantados (n) relativo aos parâmetros demanda química de oxigênio da amostra bruta (DQO _B) e da amostra filtrada (DQO _F), demanda bioquímica de oxigênio da amostra bruta (DBO ₅), sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV), para o afluente e efluente do reator, em função da fase de operação	50
Tabela 5.1.3 – Valores médios (M), desvios padrões (DP) e número de dados levantados (n) relativo aos parâmetros NTK, N-amoniaco, N-orgânico, nitrito, nitrato e fósforo total, para o afluente e efluente do reator, em função da fase de operação	51
Tabela 5.1.4 – Valores médios para os parâmetros pH, temperatura, OD e DQO _F , referentes ao perfil do reator, fase I de operação	52
Tabela 5.1.5 – Valores médios para os parâmetros pH, temperatura, OD e DQO _F , referentes ao perfil do reator, fase II de operação	52
Tabela 5.1.6 – Eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogenada no BF	53
Tabela 5.1.7 – Eficiência de remoção de material em suspensão no BF	53

Tabela 5.1.8	– Valores das relações DQO/NTK e DQO/N-amoniacal, da carga orgânica aplicada de N-amoniacal e de eficiência de remoção (E%) de N-amoniacal, durante a operação do BF	62
Tabela 5.1.9	– Valores de vazão, taxas de carregamento e taxas de remoção de substrato, para as duas fases de operação do BF	63
Tabela A.1	– Valores de vazão, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura do afluente efluente e pontos intermediários do BF (I20, I60 e I80, a 20, 60 e 80 cm de altura), para as duas fases de operação	90
Tabela A.2	– Valores de pH e alcalinidade total (AT) do afluente, efluente e pontos intermediários do BF, para as duas fases de operação	94
Tabela A.3	– Valores de DQO _B e DQO _F do afluente e efluente do BF, e de COV _A e E% de DQO da amostra bruta e filtrada, para as duas fases de operação	97
Tabela A.4	– Valores de DBO ₅ e da relação DBO ₅ /DQO _B do afluente e efluente do BF, e de COV _A e E% de DBO ₅ , para as duas fases de operação	99
Tabela A.5	– Valores de sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF), voláteis (SSV) e da relação SSV/SST do afluente e efluente do BF, e de eficiência de remoção (E%) de SST e SSV, para as duas fases de operação	100
Tabela A.6	– Valores de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e da relação N-amoniacal/NTK do afluente e efluente do BF, de COV _A de N-amoniacal e de E% de NTK e N-amoniacal, para as duas fases de operação	102
Tabela A.7	– Valores de Nitrito e Nitrato do afluente e efluente do BF e de NTK consumido e N-oxidado, para as duas fases de operação	104
Tabela A.8	– Valores de fósforo e fósforo total do afluente e efluente do BF e de eficiência de remoção (E%) de fósforo total, para as duas fases de operação	105

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABR:	Anaerobic baffed reactor / reator anaeróbio compartimentado
ASFF:	Aerated submerged fixed film / reator aeróbio de filme fixo submerso
BAF:	Biological aerated filter / filtro biológico aerado
BF:	Biofiltro aerado submerso
CETESB:	Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental
CONAMA:	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COV _A :	Carga orgânica volumétrica aplicada
COV _R :	Carga orgânica volumétrica removida
DBO:	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO:	Demanda Química de Oxigênio
Eq:	Equação
ETE:	Estação de tratamento de esgoto
E%:	Eficiência de remoção
O.T.V.:	Centro de Pesquisa Companhia General dês Eaux - França
pH:	Potencial hidrogeniônico
SS:	Sólidos em suspensão
TDH:	Tempo de detenção hidráulica
UASB:	Upflow anaerobic sludge blanket / reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo

LISTA DE SÍMBOLOS

AT:	Alcalinidade total, [M].[L ⁻³]
DBO ₅ :	Demanda Bioquímica de Oxigênio da amostra bruta (no 5º dia a 20°C), [M].[L ⁻³]
DQO _B :	Demanda Química de Oxigênio da amostra bruta, [M].[L ⁻³]
DQO _F :	Demanda Química de Oxigênio da amostra filtrada, [M].[L ⁻³]
N-amoniacal:	Concentração de nitrogênio na forma de NH ₃ (gás amoníaco) e de NH ₄ ⁺ (ion amônio), [M].[L ⁻³]
N-NH ₃ :	Concentração de nitrogênio na forma de gás amoníaco, [M].[L ⁻³]
N-NH ₄ ⁺ :	Concentração de nitrogênio na forma de ion amônio, [M].[L ⁻³]
N-NO ₂ ⁻ :	Concentração de nitrogênio na forma de nitrito, [M].[L ⁻³]
N-NO ₃ ⁻ :	Concentração de nitrogênio na forma de nitrato, [M].[L ⁻³]
NTK:	Nitrogênio Total Kjeldahl (nitrogênio orgânico + nitrogênio amoniacal), [M].[L ⁻³]
OD:	Oxigênio Dissolvido, [M].[L ⁻³]
SSF:	Sólidos suspensos fixos, [M].[L ⁻³]
SST:	Sólidos suspensos totais, [M].[L ⁻³]
SSV:	Sólidos suspensos voláteis, [M].[L ⁻³]
T:	Temperatura, °C

RESUMO

SITÔNIO, C. P. *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios utilizando biofiltro aerado submerso*. São Carlos, 2001, 105 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

O potencial de aplicação do biofiltro aerado submerso (BF) para pós-tratamento de efluentes de um reator anaeróbio compartimentado foi avaliado através de um experimento em escala de laboratório (bancada), visando adequar o efluente tratado aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental. Estudou-se a remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos no BF, e também a possibilidade de nitrificação no reator. O reator foi construído em coluna de acrílico com 1,30 m de altura, 100 mm de diâmetro e com volume útil de 7,2 L, sendo operado com tempo de detenção hidráulica de 5 horas. Como suporte de imobilização celular, utilizou-se matrizes cúbicas de espuma de poliuretano. Neste trabalho, são apresentados os principais resultados obtidos na operação contínua do reator BF, durante 93 dias consecutivos, divididos em duas fases, devido à variação da carga orgânica volumétrica aplicada (Fase I: 0,99 – 1,87 kg DQO/m³.dia; Fase II: 0,26 – 0,88 kg DQO/m³.dia). Durante a fase I de operação, o BF alcançou eficiências médias de remoção de DQO e DBO₅ da amostra bruta de 82 e 86%, respectivamente, e de conversão do nitrogênio amoniacal de 81%, com concentração média efluente de 7,5 mg N-amoniaco/L. Na fase final de operação, para remoções médias de 70% de DQO_B e 57% de DBO₅, o efluente produzido pelo BF apresentava concentrações médias de 30 mg DQO_B/L e 21 mg DBO₅/L. Entretanto o processo de nitrificação nessa fase foi instável, com concentração média efluente de 25,3 mg N-amoniaco/L. O BF produziu efluente bastante clarificado alcançando valores médios de 3,46 e 2,58 mg/L para SST e SSV, para a segunda fase de operação. Este efluente atendeu ao padrão de lançamento do Estado de São Paulo em 100% dos resultados de DBO₅, durante todo o período experimental, apresentando bom desempenho na remoção de matéria orgânica, tanto para altas como para baixas cargas orgânicas volumétricas aplicadas. A espuma de poliuretano mostrou-se um suporte adequado para imobilização da biomassa aeróbia e remoção de sólidos suspensos, devida a sua grande capacidade de absorção. Constatou-se, portanto, que o emprego do biofiltro aerado submerso apresenta-se como uma alternativa vantajosa como pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, produzindo efluente com excelente qualidade e parcialmente nitrificado.

Palavras-chave: pós-tratamento, reator aeróbio, biofiltro aerado submerso, nitrificação, esgoto sanitário

ABSTRACT

SITÔNIO, C. P. *Anaerobic reactor effluent post-treatment using submerged aerated biofilter.* São Carlos, 2001. 105 p. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, SP, Brazil.

The potential of application of the submerged aerated biofilter (BF) for post-treatment of effluents of an anaerobic baffled reactor was evaluated through an experiment on laboratory scale to adapt the treated effluent to the established quality standards required by the environmental legislation. The removal of organic matter and suspended solids in BF, and also the possibility of nitrification in the reactor were studied. The reactor was a column of acrylic with 1,30 m of height, 100 mm diameter and with a useful volume of 7,2 L, being operated with hydraulic detention time of 5 hours. As a support for cellular immobilization, cubic matrices of polyurethane foam. In this work, the main results were obtained in the continuous operation of the BF reactor, for 93 consecutive days, divided in two phases due to the variation of the applied organic volumetric loading rate (Phase I: 0,99–1,87 kg COD/m³.day; Phase II: 0,26–0,88 kg COD/m³.day). During phase I of the operation, BF reached average removal efficiencies of COD and BOD₅ of the raw samples of 82 and 86%, respectively, and of conversion of the ammonia nitrogen of 81%, with average effluent concentration of 7,5 mg N-ammonia/L. In the final phase of operation, for removals of 70% of COD and 57% of BOD₅, the effluent produced by BF presented average concentrations of 30 mg COD/L and 21 mg BOD₅/L. However, the nitrification process in that phase was unstable, with effluent concentrations of 25,3 mg N-ammonia/L. BF produced a very clarified effluent reaching average values of 3,46 and 2,58 mg/L for SST and SSV, for the second operation phase. This effluent satisfied the quality standards for its discharge in a stream in the State of São Paulo in 100% of the results of BOD₅, during the whole experimental period, presenting good performance in the removal of organic matter, for high as well as for low organic volumetric loading applied. The polyurethane foam demonstrate to be an appropriate support for immobilization of the aerobic biomass and removal of suspended solids, due to its great absorption capacity. It was found that the employment of the submerged aerated biofilter offers as an advantageous alternative as anaerobic effluent post-treatment, producing effluent with excellent quality and partially nitrified.

Keywords: post-treatment, aerobic reactor, submerged aerated biofilter, nitrification, domestic wastewater.

1. INTRODUÇÃO

A água, como elemento indispensável à vida, deve ser suprida em condições satisfatórias para suas diversas finalidades, tanto qualitativa como quantitativamente. São vários seus usos, cada um com sua devida importância. Entretanto, o uso para consumo humano é fator prioritário, sendo o abastecimento d'água no país quase que totalmente proveniente de águas superficiais. Por outro lado, essas mesmas águas superficiais também são utilizadas para transporte de resíduos líquidos, gerando os mais sérios inconvenientes para a saúde pública.

AZEVEDO NETO (1971) comenta que o despejo direto de águas residuárias nos corpos de águas naturais constitui problema complexo, acarretando em várias formas de poluição, tais como poluição física, exclusivamente química, bioquímica, bacteriana e radiativa. O mesmo autor afirma que a necessidade do tratamento das águas servidas tem sido uma consequência da civilização e do progresso que a caracteriza: o aumento da densidade demográfica e a expansão industrial obrigam a certas medidas sanitárias, dentre as quais, o controle da contaminação das águas.

Os efluentes líquidos podem ser tratados basicamente por dois grandes grupos: os que utilizam processos físico-químicos e os que utilizam processos biológicos.

Os processos biológicos são os mais empregados para o tratamento de esgoto sanitário. Eles promovem a estabilização da matéria orgânica presente na água residuária por meio da ação de microrganismos, da mesma forma que acontece nos corpos

d'água, pelo fenômeno conhecido como autodepuração. Entretanto, com a diferença de se poder controlar e otimizar o processo com a utilização de reatores biológicos.

Para que uma água residuária seja lançada num corpo d'água, vários fatores irão determinar o grau e a eficiência do tratamento necessário. MENDONÇA (2000) cita como alguns desses fatores as características do uso da água do corpo receptor, as características da água à jusante do ponto de lançamento, a capacidade de autodepuração e diluição do corpo d'água, a legislação ambiental e as conseqüências do lançamento de águas residuárias.

Além disso, em função da requerida qualidade final do efluente, deve-se escolher a melhor opção de tratamento dos resíduos líquidos, levando-se em consideração sua eficiência e viabilidade. Dentre os processos biológicos, os mais utilizados são as lagoas de estabilização, os filtros biológicos e os sistemas de lodos ativados. Mais recentemente, tem-se empregado reatores anaeróbios, devido a suas características favoráveis, tais como: baixo consumo de energia, relativa simplicidade operacional, baixa produção de sólidos, aliadas às condições climáticas reinantes no Brasil propícias a esse tipo de tratamento.

Apesar das condições favoráveis mencionadas, e dos sistemas de tratamento anaeróbio apresentarem boa eficiência na remoção de matéria orgânica carbonácea, esses reatores produzem efluente com residual de Demanda Química de Oxigênio (DQO) e de Demanda Bioquímica de Oxigênio (DBO), ainda não atendendo aos padrões de emissão de efluentes e qualidade das águas dos corpos receptores, conforme Resolução CONAMA N° 20, de 18 de junho de 1986. Assim sendo, o tratamento anaeróbio isoladamente não é suficiente para atender a essas condições, exigindo um pós-tratamento, a fim de enquadrar o efluente tratado nos padrões estabelecidos pela legislação ambiental.

Além deste fato, outros constituintes, como os nutrientes, nitrogênio e fósforo, principalmente, e os organismos patogênicos, via de regra, são removidos de maneira não significativa no reator anaeróbio, segundo KATO et al. (1999). No tratamento de esgoto sanitário, além de se remover a matéria orgânica carbonácea, materiais em suspensão e

patógenos, faz-se necessário remover nutrientes, principalmente compostos de nitrogênio e fósforo, pois concentrações elevadas desses compostos podem provocar eutrofização dos rios e lagos e toxicidade a muitos organismos aquáticos.

Nestas condições, o pós-tratamento visa complementar a remoção da matéria orgânica, bem como reduzir as concentrações de nutrientes e de patógenos, conforme VAN HAANDEL & LETTINGA (1994).

O pós-tratamento a ser pesquisado deve apresentar alguns aspectos positivos, como os reatores anaeróbios, no que se refere à facilidade de manutenção e operação, e sob ponto de vista econômico, a fim de não inviabilizar o sistema como um todo e adequar o efluente final aos padrões de lançamento.

Segundo VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), a utilização de um processo combinado anaeróbio/aeróbio apresenta algumas condições favoráveis, tais como:

- redução na produção total de lodo, comparado com o sistema aeróbio único, e conseqüente redução no volume necessário do reator aeróbio, uma vez que a carga orgânica aplicada nesse reator é menor, pois grande parte da matéria orgânica e dos sólidos suspensos é removida no reator anaeróbio;
- significativa economia de energia, visto que uma menor carga orgânica aplicada ao reator aeróbio implica em uma redução de fornecimento de oxigênio;
- no caso da utilização de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), o excesso de lodo do reator aeróbio pode ser recirculado para o reator anaeróbio, dispensando a necessidade de unidade de estabilização do lodo.

Vários pesquisadores estão estudando sistemas combinados de reatores anaeróbios/aeróbios para o tratamento de águas residuárias, chegando a excelentes resultados para diferentes finalidades, tais como remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos, nutrientes, organismos patógenos.

NASCIMENTO et al. (2000) operaram um sistema composto por reator UASB seguido de filtro biológico, alimentado com esgoto sanitário. O filtro biológico

produziu efluente final de qualidade muito boa, com concentrações médias de DQO, DBO e SS em torno de 90 mg DQO/L, 30 mg DBO/L e 25 mg SS/L. Esse sistema UASB/FB pôde atender o padrão de lançamento do estado de Minas Gerais em mais de 70% dos resultados de DQO e aproximadamente 100% dos resultados de DBO e SS.

Foi proposto para pós-tratamento do efluente do reator anaeróbio compartimentado, a utilização de um biofiltro aerado submerso, pois apresenta boa remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos, rápida entrada em regime, a ausência de clarificação secundária e a estabilidade operacional (GONÇALVES et al., 1997).

Com esse sistema compacto, espera-se produzir menor quantidade de lodo e efluente com qualidade aceitável para efeito de lançamento. Essa associação reúne condições para atender a tais objetivos, e se apresenta extremamente promissora para a solução de problemas em regiões brasileiras densamente ocupadas.

2. OBJETIVOS

O principal objetivo desta pesquisa é verificar o desempenho do biofiltro aerado submerso, no que se refere à remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos, como pós-tratamento do efluente do reator anaeróbio compartimentado. Tem-se como propósito secundário verificar a possibilidade de nitrificação no reator aeróbio.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

A presente revisão pretendeu fornecer embasamento teórico para realização da pesquisa proposta. Inicialmente, abordaram-se aspectos do reator anaeróbio compartimentado, cujo efluente foi utilizado como substrato para o pós-tratamento aeróbio.

Em seguida, foram abordadas características dos filtros biológicos aeróbios, que forneceram conceituação sobre o funcionamento desse tipo de reator, e também serviram para entendimento do funcionamento do biofiltro aerado submerso, considerado uma variante dos filtros biológicos convencionais. E, finalmente, foram apresentados aspectos sobre o biofiltro aerado submerso, objeto de estudo desta pesquisa, como uma alternativa para pós-tratamento do efluente do reator anaeróbio compartimentado.

3.1. Reator Anaeróbio Compartimentado (ABR)

Segundo KATO et al. (1999), o reator anaeróbio compartimentado ou de chicanas é constituído por um tanque de diversas câmaras dispostas horizontalmente em série, separadas por paredes ou chicanas verticais. O escoamento de águas residuárias em cada câmara é vertical ascendente e a alimentação de cada câmara ocorre pelo efluente da câmara anterior, geralmente por meio de tubulações, conforme mostra a Figura 3.1.1.

De acordo com CAMPOS (1994), junto ao fundo do reator se formam regiões de elevada concentração de microrganismos ativos, os quais ficam em contato com o líquido afluente que atravessa o reator em movimentos ascendentes. Esse tipo de reator

utiliza o mesmo princípio e apresenta a maioria dos aspectos positivos dos reatores anaeróbios de manta de lodo (UASB), além de poder ser facilmente construído enterrado e exigir menores alturas, representando uma redução nos custos de implantação. O reator anaeróbio compartimentado também é conhecido como ABR (*anaerobic baffled reactor*).

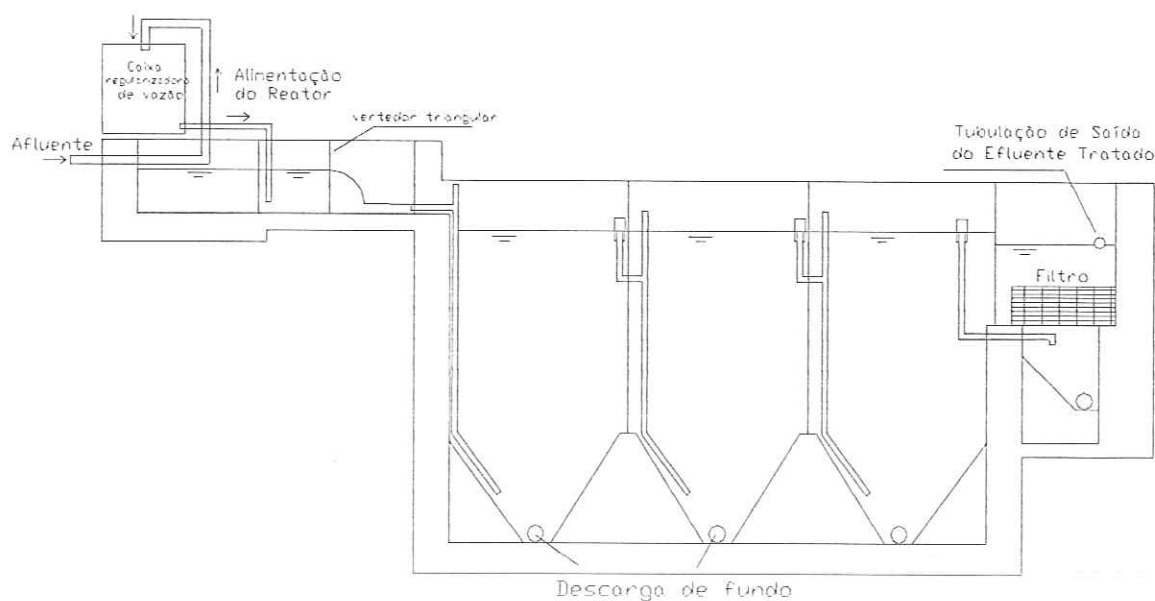


FIGURA 3.1.1 - Esquema de um reator anaeróbio compartimentado

FONTE: NOUR (1996)

Segundo SPEECE (1996), uma distinta característica do sucesso operacional do UASB é a taxa de carregamento hidráulico bastante alta alcançada nesse sistema. O referido autor afirma que boa sedimentabilidade, alta concentração de biomassa e excelente separação sólido/líquido são proporcionadas por uma correta granulação, o que também se aplica ao ABR.

Conforme GROBICKI & STUCKEY (1991)¹ *apud* NOUR (1996), deve-se obter elevado tempo de retenção celular e proporcionar boa mistura, como fatores principais,

¹ GROBICKI, A. & STUCKEY, D.C. (1991). Performance of the anaerobic baffled reactor under steady-state and shock loading conditions. *Biotechnology and Bioengineering*, v.33, pp.344-355.

para se conseguir boa eficiência dos reatores anaeróbios. E, segundo NOUR (1996), a concepção do ABR favorece essas características no reator.

Outra característica do ABR é a inexistência de dispositivos de separação de fases, no alto de cada câmara, uma vez que os sólidos arrastados pelos gases em uma câmara são retidos na seguinte, exceto os sólidos de densidade extremamente pequena (NOUR, 1996).

A incorporação de melhor sistema de distribuição do afluente, bem como de um separador de sólidos na última câmara, é indicada para se obter um melhor desempenho, segundo KATO et al. (1999).

Trabalho realizado por NOUR (1996), utilizando reator anaeróbio compartimentado, tratando esgoto sanitário, mostrou que as percentagens médias de remoção de DQO_{Total} , DBO e SSV no mesmo foram de 56,7, 70,3 e 68,7 %, respectivamente, para um tempo de detenção hidráulica de 12 horas. Operando esse mesmo reator, com mesmo tempo de detenção hidráulica, POVINELLI (1999) obteve eficiências médias de remoção de DQO_{Total} e SSV em torno de 70 e 50%, respectivamente, produzindo efluente com residual de DQO_{Total} em torno de 160 mg/L.

Uma das desvantagens do tratamento anaeróbio, citada por SPEECE (1996), é a insuficiente qualidade do efluente para lançamento em águas superficiais, na maioria dos casos, fazendo-se necessário um tratamento complementar para adequar o efluente final às condições da legislação pertinente.

3.2. Filtro biológico aeróbio

O filtro biológico, ou filtro percolador, tem sido utilizado para promover o tratamento de águas residuárias há cerca de 100 anos. Segundo PESSÔA & JORDÃO (1995), inicialmente, os filtros biológicos eram constituídos de tanques, com leito de pedregulho ou brita, onde o esgoto era retido por algum tempo, estabelecendo-se um ciclo

operacional de enchimento e esvaziamento, sendo conhecidos como “filtros de contato”. De acordo com METCALF & EDDY (1991), as principais limitações desses filtros de contato eram uma incidência relativamente alta de entupimento e uma baixa carga que normalmente precisaria ser aplicada.

O sistema evoluiu quando essas unidades foram dotadas de dispositivos que distribuíam uniformemente a água residuária, de forma descendente no meio suporte inerte. Conforme VON SPERLING (1995), essa percolação permite o crescimento bacteriano na superfície da pedra ou do material de enchimento, na forma de uma película fixa. A remoção da matéria orgânica fina, coloidal ou dissolvida, é então realizada através do fenômeno de adsorção, provocado por essa película ativa que se encontra fixada ou aderida ao meio suporte.

A depuração pela filtração biológica não se deve à ação mecânica de filtrar ou sedimentar, está associada ao desenvolvimento de bactérias, formação de películas gelatinosas ativas e ação de contato do despejo com essas películas (AZEVEDO NETO, 1971). O mesmo autor menciona como vantagens da filtração biológica a grande simplicidade, flexibilidade e economia de operação, sendo uma tecnologia aplicável principalmente às pequenas e médias instalações.

A pré-sedimentação do despejo a ser tratado é um fator essencial para uma ação eficiente do filtro, visto que o mesmo poderá ficar obstruído com a grande quantidade de matéria sólida em suspensão presente normalmente no esgoto.

Segundo CAMPOS (1994), o filtro biológico aeróbio é um reator constituído essencialmente por um tanque com recheio de pedras ou de outros materiais inertes, com forma, tamanho e interstícios adequados, que permitem a livre circulação natural ou forçada de ar. Dispositivos de distribuição, geralmente giratórios, lançam os despejos na superfície do material inerte, que serve de suporte para os microrganismos. Estes despejos, então, percolam por entre os materiais constituintes do meio suporte.

Um filtro biológico aeróbio é composto basicamente por um tanque, sistema de distribuição de esgoto, meio suporte e sistema de drenagem do efluente, podendo ainda apresentar um sistema de aeração forçada.

Conforme PESSÔA & JORDÃO (1995), a distribuição do esgoto na superfície do meio suporte é realizada por meio de aspersores fixos ou móveis. Os sistemas fixos promovem aplicações intermitentes, enquanto os sistemas rotativos apresentam características favoráveis que garantem uma distribuição uniforme em toda a superfície do filtro.

O meio suporte, antigamente denominado de “meio filtrante”, é constituído de um material poroso ou granular, com a finalidade de agregar a biomassa, favorecendo o desenvolvimento das reações bioquímicas que caracterizam o processo. Esse meio permite ampla ventilação, pois o ar circula por entre seus espaços vazios, fornecendo o oxigênio para a respiração dos microrganismos.

Segundo METCALF & EDDY (1991), um meio suporte ideal deve possuir grande área superficial por unidade de volume, baixo custo, boa durabilidade e não entupir facilmente. Os filtros aeróbios usualmente são preenchidos com pedra britada, madeira, bambu, escórias de alto forno e materiais sintéticos, como o PVC dentre os materiais mais utilizados.

Os mesmos autores citam que, nos filtros biológicos cheios de pedra, o tamanho das pedras varia tipicamente de 25 a 100 mm, em diâmetro; e a profundidade do material de recheio, de 0,9 a 2,5 m, com média de 1,8 m.

O sistema de drenagem é composto por blocos ou calhas dispostos em toda a extensão do fundo do filtro, com condições de escoamento contínuo e convergindo para o canal efluente do filtro, sendo importante como unidade de coleta e como estrutura porosa, através da qual o ar pode circular.

“O mecanismo do processo é caracterizado pela alimentação e percolação contínua do esgoto através do meio suporte. A continuidade da passagem do esgoto nos

interstícios promove o crescimento e a aderência de massa biológica na superfície do meio suporte” (PESSÔA & JORDÃO, 1995, p. 340).

Esse sistema de tratamento é usualmente denominado de reator de filme fixo, e de acordo com METCALF & EDDY (1991), os processos aeróbios de tratamento biológico de filme fixo são geralmente usados para remover a matéria orgânica presente nas águas residuárias, como também para promover a nitrificação (conversão de amônia para nitrato). Nesses reatores, os microrganismos são imobilizados ou aderidos a uma superfície inerte, a qual é mantida em contato com a água residuária afluente.

HENZE (1997) afirma que, nesse processo, o substrato para os microrganismos é transportado através do biofilme por difusão molecular, a qual é um processo lento. Assim, tal difusão é quem limita a remoção do substrato nesses reatores. A pesquisadora VICTORIA (1993) comenta que, no transporte por difusão molecular, tanto o substrato quanto o oxigênio podem ser limitantes, dependendo da concentração disponível de cada um na profundidade do biofilme.

ECKENFELDER & ARGAMAN (1991) afirmam que sistemas de filme fixo, tais como filtros biológicos e biodiscos rotativos, podem ser usados para nitrificar efluentes secundários, uma vez que a biomassa acumulada no meio suporte consiste de microrganismos tanto heterotróficos como autotróficos.

A taxa específica de crescimento dos microrganismos em um reator de filme fixo é função da concentração do substrato no líquido que passa através do biofilme.

Na medida que a matéria orgânica é adsorvida pela camada biológica ou biofilme, a camada externa é responsável por sua degradação, através dos microrganismos aeróbios. Quando os microrganismos crescem e ocorre a síntese de novas células, a espessura do biofilme aumenta e o oxigênio é consumido antes de penetrar em toda sua espessura. Portanto, se estabelece um ambiente anaeróbio próximo à superfície do meio suporte. A figura 3.2.1 representa o processo de tratamento dos filtros biológicos aeróbios.

Conforme aumenta a espessura do biofilme, os microrganismos próximos à superfície de suporte não têm disponível a fonte orgânica externa, entrando na fase endógena de crescimento e perdendo sua capacidade de aderência. Ocorre, então, o desprendimento da massa biológica, que é arrastada pelo líquido, e começa o crescimento de um novo biofilme. Essa massa biológica que se desprende deve ser removida em um decantador secundário. “Esta é uma forma natural de controle da população microbiana no meio” (VON SPERLING, 1995, p. 195).

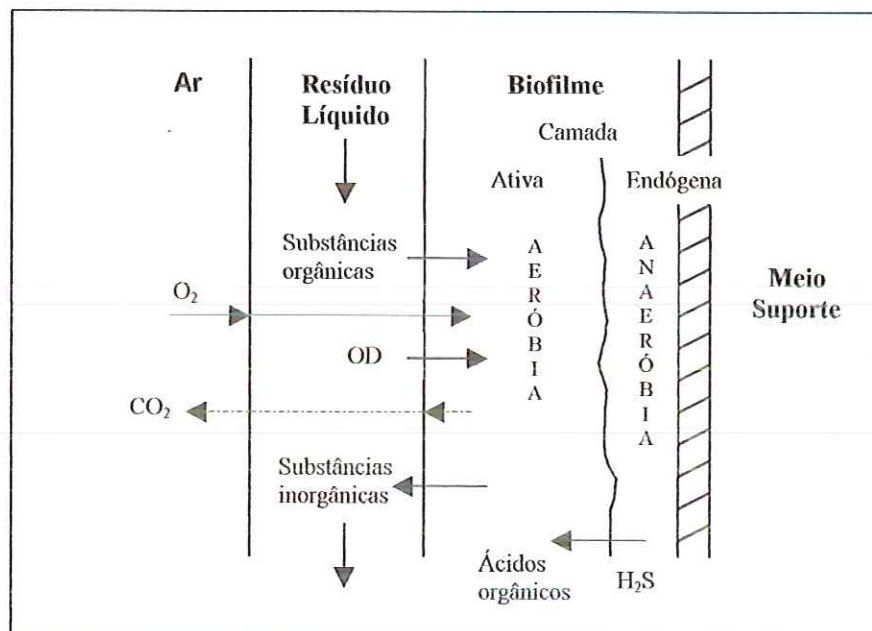


FIGURA 3.2.1 - Esquema do biofilme em um filtro biológico aeróbio

FONTE: ROJAS (1999)

Esse fenômeno de perda da massa biológica é dependente das cargas hidráulica e orgânica. A carga hidráulica influi na velocidade de arraste e a carga orgânica, na velocidade de metabolismo do substrato orgânico (METCALF & EDDY, 1991).

A intensa atividade biológica desenvolvida pelo processo favorece o desenvolvimento de grande variedade de microrganismos, numa rica mistura de organismos eucarióticos e procarióticos. Estão presentes nos filtros biológicos, principalmente, bactérias

aeróbias, facultativas e anaeróbias, predominando as bactérias facultativas, fungos, algas e protozoários. Também se encontram presentes alguns animais superiores, como vermes, larvas de insetos e moluscos (PESSÔA & JORDÃO, 1995).

As espécies bacterianas normalmente associadas aos filtros biológicos são as *Zooglea*, *Achromobacter*, *Flavobacterium*, *Pseudomonas* e *Alcaligenes*, como também bactérias filamentosas (*Sphaerotilus natans* e *Beggiatoa*) e nitrificantes (*Nitrosomonas* e *Nitrobacter*) (METCALF & EDDY, 1991).

Segundo GRADY & LIM (1981), as bactérias são os principais responsáveis pela degradação da matéria orgânica presente na água residuária, e provavelmente a distribuição das espécies pode mudar em função da profundidade do filtro. HORAN (1990) comenta que a composição do biofilme é caracterizada por uma estratificação vertical de espécies microbianas, resultado das mudanças na composição da água residuária quando passa ao longo do filtro.

GRADY & LIM (1981) apresentam que mais de 90 espécies de fungos têm sido relatadas, das quais mais de 20 foram consideradas membros da população microbiana predominante nos filtros. Os fungos podem reproduzir-se em condições mais ácidas e de maiores relações carbono/nitrogênio, comparados com as bactérias.

A camada superior do meio suporte dos filtros biológicos, sendo exposta à luz, proporciona condições ideais para o crescimento de algas. Nos meses de verão as algas podem formar uma extensa cobertura verde na superfície dos filtros (HORAN, 1990).

Tal autor afirma que os protozoários são abundantes nos filtros biológicos e mais de 200 espécies já foram identificadas. A superfície dos filtros mostra uma limitada fauna de protozoários, constituída principalmente por amebas e flagelados, ao passo que uma grande variedade é encontrada nas regiões mais profundas.

Conforme PESSÔA & JORDÃO (1995), os filtros aeróbios podem ser classificados segundo as cargas aplicadas e as formas de recirculação adotadas. De acordo com as cargas hidráulicas e orgânicas, os filtros são classificados em grosseiros, de baixa e

de alta capacidade. Outros autores como METCALF & EDDY (1991) classificam os filtros biológicos de forma mais detalhada, em filtros de baixa, intermediária, alta e super alta taxa, filtros grosseiros e de dois estágios. As cargas hidráulicas e orgânicas aplicadas classificam os filtros segundo a tabela 3.2.1.

TABELA 3.2.1 – Classificação dos filtros biológicos em função das características operacionais

Item	Baixa taxa	taxa intermediária	alta taxa	Super alta taxa
carga hidráulica (m ³ /m ² .d)	0,94 – 3,74	3,74 – 9,35	9,35 – 37,42	14,03 – 84,19
carga DBO ₅ (kg/m ³ .d)	0,08 – 0,40	0,24 – 0,48	0,48 – 0,96	0,48 – 1,60
Eficiência de remoção de DBO ₅ (%)	80 – 90	50 – 70	65 – 85	65 – 80
Efluente	bem nitrificado	parcialmente nitrificado	pouco nitrificado	pouco nitrificado

FONTE: Adaptado de METCALF & EDDY (1991)

HORAN (1990) relata que a maior vantagem dos filtros biológicos é que sua operação é relativamente simples, além de possuírem custos de manutenção muito baixos. Além disso, os filtros são capazes de tolerar cargas tóxicas e de choque, devido ao pequeno tempo de contato da água residuária com a biomassa.

3.3. Biofiltro aerado submerso (BF)

Nos processos de tratamento biológico de esgotos hoje utilizados, uma nova tecnologia tem sido os reatores aeróbios de biomassa fixa submersa. Pesquisadores europeus já estudam esses reatores desde o final da década de 80, sendo utilizados para remoção de nutrientes ou aumento nas eficiências de estações já existentes, devido ao elevado grau de tratamento que já foi alcançado na comunidade européia.

No entanto, segundo MOTTA (1995), esse tipo de tecnologia tem sido uma opção muito promissora para o tratamento em nível secundário de esgotos domésticos e de efluentes industriais, com o objetivo de remover carbono, além de ser viável tanto para efluentes concentrados (DQO elevada) como para efluentes diluídos (DQO baixa).

Várias denominações são atribuídas a esse tipo de reator, dentre as mais utilizadas encontram-se: *biological aerated filter* (BAF), *submerged filters*, *aerated submerged fixed film process* (ASFF), *upflow biofiltration reactor* e *upflow biofilter*. Nesta pesquisa, resolveu-se adotar a denominação de biofiltro aerado submerso ou simplesmente BF.

O reator denominado biofiltro aerado submerso apresenta algumas características de um filtro biológico aeróbio, como possuir meio suporte para a fixação da biomassa, podendo ser considerado uma variante desse tipo de reator. O mecanismo do processo que ocorre nos BF é o mesmo que ocorre em um filtro biológico aeróbio convencional. Segundo KATO et al. (1999), algumas características próprias que o diferenciam são:

- necessidade de aeração por meio externo, por intermédio de sopradores ou compressores;
- material de suporte de pequena granulometria, com alta superfície específica, poroso, forma granular ou não-granular, de origem mineral (argilas, xistos) ou sintéticos (poliestireno, polipropileno, poliuretano, PVC, etc.);
- fluxo hidráulico de esgoto e ar em co-corrente ou contra-corrente, descendente ou ascendente;
- ciclos de filtração com lavagens periódicas do meio filtrante para remoção do excesso de biomassa acumulada;
- e, principalmente, remoção simultânea de material orgânico solúvel e particulado com grande eficiência.

Os biofiltros são reatores submersos trifásicos com meio suporte fixo para tratamento de águas residuárias, e o modelo teórico para esse tipo de reator é baseado no dos

filtros percoladores, já que ambos processos de filme fixo apresentam um modelo similar de fluxo em pistão.

De acordo com GONÇALVES (1996), um biofiltro aerado submerso é constituído por um tanque preenchido com um material poroso, através do qual esgoto e ar fluem permanentemente. O meio poroso é mantido sob total imersão pelo fluxo hidráulico, o que caracteriza o BF como reator trifásico, composto por:

- Fase sólida: constituída pelo meio suporte e pelas colônias de microrganismos que nele se desenvolvem sob a forma de um filme biológico (biofilme);
- Fase líquida: composta pelo líquido em escoamento contínuo através do meio poroso;
- Fase gasosa: formada pela aeração artificial e, em reduzida escala, pelos gases sub produtos da atividade biológica.

Esse tipo de reator, que possui biomassa fixa a um suporte, segundo MOTTA (1995), proporciona elevadas concentrações de biomassa ativa no seu interior, mesmo sem recirculação do lodo, gerando várias facilidades operacionais. Além disso, a biomassa aderida ao recheio aumenta o tempo de retenção dos sólidos (ou idade do lodo), tornando o sistema mais resistente a choques de cargas hidráulica e orgânica.

Outras condições favoráveis desse tipo de reator são enumeradas por diversos pesquisadores, dentre as quais: operação automatizada, construção modular e minimização de odores (PUJOL et al. 1998), não estão sujeitos a problemas associados à sedimentabilidade do lodo por bactérias filamentosas, tal como em sistemas de lodos ativados (GONÇALVES et al., 2000).

A principal característica dos BF é a capacidade de remover simultaneamente os compostos orgânicos solúveis e partículas em suspensão do esgoto. O material granular que serve como meio suporte para os microrganismos também se constitui num eficaz meio filtrante, logo, não se faz necessária uma etapa de clarificação final. Isso contribui de forma significativa para a compacidade de uma ETE (GONÇALVES, 1996).

GONÇALVES & ROGALLA (1994) apresentaram como principais vantagens desse tipo de sistema a pequena ocupação do solo; o aspecto modular, permitindo uma rápida adaptação do sistema a variações de cargas orgânicas (áreas turísticas com alta população flutuante) e simplicidade para ampliações futuras; assim como a eliminação da decantação secundária do sistema de tratamento.

Conforme a figura 3.3.1., as principais unidades que compõem um sistema de tratamento secundário de esgoto com BF são:

- Pré-tratamento: gradeamento grosseiro, fino e desarenação;
- Tratamento primário: decantadores convencionais ou lamelares;
- Tratamento secundário: biofiltros, no caso com fluxo ascendente.

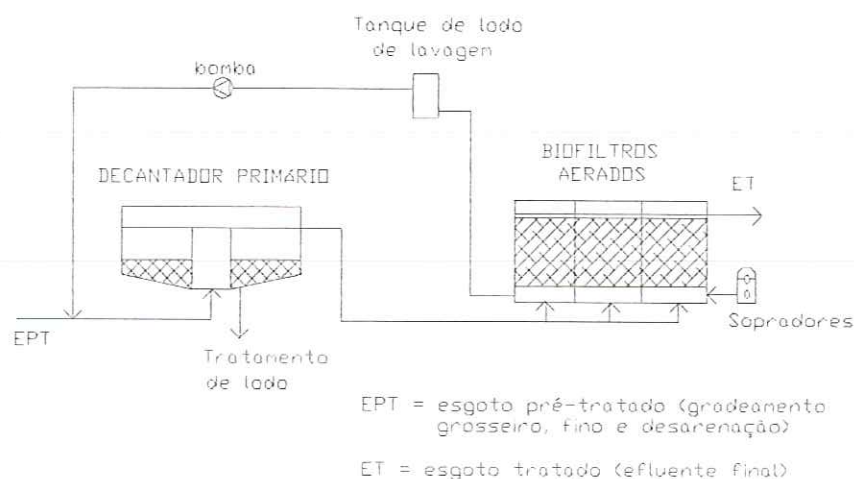


FIGURA 3.3.1 – Fluxograma típico de uma ETE com BF

FONTE: CHERNICHARO (1997)

Para evitar a colmatação rápida dos BF com leito filtrante granular, é imprescindível uma remoção prévia de sólidos (KATO et al., 1999).

Nos biofiltros aerados submersos são necessárias lavagens periódicas do meio poroso para eliminar o excesso de biomassa acumulada e reduzir as perdas de carga

hidráulica. Interrompe-se a alimentação com esgoto e realizam-se diversas descargas hidráulicas seqüenciais de ar e água de lavagem.

A maioria dos BF com meio granular é dimensionada para operar durante períodos de tempo de 24 a 48 horas entre duas lavagens consecutivas (GONÇALVES, 1996; PUJOL et al., 1996). O volume de água necessário para lavagem de um BF pode ser estimado em três vezes o volume do leito filtrante (PUJOL et al., 1992) ou 10% do volume de esgoto tratado durante um ciclo de filtração (GONÇALVES et al., 1993). O excesso de lodo é armazenado num tanque e depois bombeado para o decantador primário, sendo tratado juntamente com o lodo primário.

No caso de BF com meios suportes estruturados (colméias), a evolução da perda de carga é extremamente reduzida e os ciclos de filtração podem durar vários dias. O mesmo acontece nos BF utilizados como unidades de tratamento terciário, uma vez que as concentrações de carga orgânica e de sólidos suspensos aplicadas são bem menores.

O sentido do fluxo hidráulico de ar e água num biofiltro limita-se a duas opções (GONÇALVES, 1996):

- co-corrente: com fluxos de ar e líquido ascendente; e
- contra-corrente: com fluxos de líquido descendente e ar ascendente.

Isso porque o fluxo de ar só é viável no sentido ascendente, devido ao estado de permanente imersão do meio suporte (ver figura 3.3.2).

Uma vantagem dos processos descendentes é que o sistema de aeração só entra em contato com o esgoto tratado, diminuindo a incidência de entupimentos. Já no caso dos processos ascendentes, somente o esgoto tratado entra em contato com a atmosfera, eliminando problemas de odores, podendo ainda esses BF serem auto-limpantes se a lavagem for realizada no sentido contra-corrente.

Segundo CHERNICHARO (1997), dentre os materiais empregados como meio suporte para os BF, os materiais granulares de origem mineral são os mais utilizados nas ETE em operação atualmente. Grãos de argila calcinada ou xisto expandido da família

dos silicatos filtosos são os mais comuns, sendo os materiais arenosos, pozolana e carvão ativado utilizados bem mais raramente.

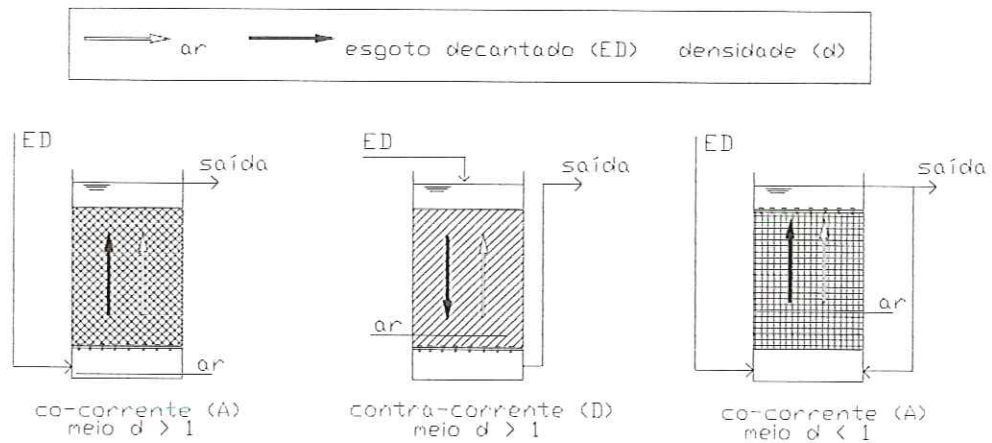


FIGURA 3.3.2 – Opções de fluxo hidráulico e tipos de meio suporte em BF

FONTE: GONÇALVES (1996)

Entretanto, no início dos anos 90, intensificou-se a utilização de materiais sintéticos, surgindo novos processos com meio flutuante ou estruturado (não-granular). Alguns dos novos meios granulares utilizados em biofiltros submersos, compostos por materiais como poliestireno, polipropileno, poliuretano, PVC e plástico, possuem porosidade de 40% e superfícies específicas superiores a $1000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (GONÇALVES, 1996).

MANN et al. (1998) estudaram a partida de BF com meio suporte flutuante e denso para remoção de sólidos suspensos, DQO total e amônia. Dentre as conclusões obtidas, podem-se citar:

- O desempenho do meio flutuante foi melhor que o do meio denso, devido à compressão do leito, que realçou a remoção de sólidos, à força de flutuabilidade do meio e ao fluxo ascendente de ar e líquido;
- A temperatura tem mais impacto na nitrificação do que na oxidação da matéria orgânica carbonácea. O reator com meio flutuante foi mais resistente a choques de baixas

temperaturas, enquanto o reator de meio denso se recuperou mais rapidamente à medida que era aumentada a temperatura.

MOORE et al. (2001) pesquisaram o efeito do tamanho do meio suporte no rendimento de biofiltros com meios granulares, tipo argila expandida, concluindo que esse parâmetro possui forte influência no processo. Tamanhos maiores que 6 mm são preferíveis para BF de alta taxa para tratamento secundário completo, enquanto tamanhos menores que 3 mm são sugeridos para tratamento terciário. A faixa de tamanho intermediário de 3-6 mm tem sido apropriadamente designada para BF no tratamento secundário.

MENDONZA-ESPINOSA & STEPHENSON (1999) e MOORE et al. (2001) reportam que esse tipo de reator pode combinar a remoção de matéria orgânica carbonácea, amônia e sólidos em um só processo unitário. Segundo os primeiros autores, taxas de remoção para DBO carbonácea e amônia acima de 4,1 kg DBO/m³.d e 1,27 kg NH₃/m³.d, respectivamente, são geralmente apresentadas.

Resultados experimentais obtidos por HAMODA & AL-GHUSAIN (1998), permitiram que os autores concluíssem que o reator ASFF pode alcançar altas taxas de remoção orgânica, mesmo sobre ampla faixa de carregamento orgânico e hidráulico. Taxa de remoção acima de 104 g DBO/m².d foi alcançada com carga hidráulica aplicada de 0,68 m³/m².d.

Os mesmos autores afirmaram que a eficiência de remoção de matéria orgânica diminuiu um pouco com o acréscimo na carga hidráulica aplicada, mas a taxa de remoção orgânica, expressa em g DBO (g DQO) removida/m².d aumentou linearmente com o aumento de COV_A.

CANLER & PERRET (1994) monitoraram 12 instalações de tratamento de esgoto em operação na França, com reatores BF com recheio granular, e obtiveram dados de demanda média de energia de 1,02 e 1,25 kWh/kg DQO removida nos reatores de fluxo descendente e ascendente, respectivamente.

Segundo PUJOL et al. (1992), a produção específica de lodo nos BF com meios granulares, tratando esgoto em nível secundário, é da ordem de 0,4 kg SST/kg DQO removida ou 0,8 a 1,0 kg SST/kg DBO₅ removida. E segundo GONÇALVES (1996), o lodo em excesso removido pela lavagem do leito pode ser estimado em 1,0 kg SST/m³ de leito.

A oxidação da matéria orgânica (HAMODA & AL-GHUSAIN, 1998), nitrificação secundária ou terciária (PUJOL et al., 1998), desnitrificação (JEPSEN & LA COUR JANSEN, 1992) e a desfosfatação físico-química (GONÇALVES et al., 1992) e biológica (GONÇALVES et al., 1994) são aplicações possíveis para os biofiltros aerados submersos.

Com o objetivo de remoção da matéria orgânica, GONÇALVES et al. (1997) comprovou que os biofiltros aerados são uma alternativa viável para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, tratando esgotos domésticos, produzindo efluente final de excelente qualidade, com características médias de sólidos suspensos, DBO₅ e DQO de 10mg/L, 9mg/L e 38mg/L, respectivamente.

Verificando a capacidade de nitrificação em biofiltros, PUJOL et al. (1996) demonstrou que um reator com biofiltração ascendente e material granular denso (BIOFOR[®]) é apto para tratar altas taxas de cargas de amônia (> 2 kg N-NH₄⁺/m³.dia), com altas velocidades do líquido (acima de 11 m³/m².dia) e um afluente com concentração de amônia acima de 50 mg/L. Durante esse experimento, o tempo de filtração foi de 24h. O autor também verificou que esse reator é apropriado para tratar variações de cargas e de temperatura do líquido sem redução significativa no processo de nitrificação.

GONÇALVES et al. (1994) estudaram a remoção biológica de fósforo (Bio-P) de águas residuárias num biofiltro submerso, usando um filtro aerado ascendente com meio flutuante, originalmente projetado para nitrificação e desnitrificação de esgoto e concluíram que a Bio-P pode ser associada a diferentes níveis de tratamento solicitados, tais como, remoção de matéria orgânica, nitrificação secundária e desnitrificação. Para uma outra opção – remoção completa de nutrientes – o tratamento foi complementado com um tempo

de detenção hidráulica no leito do filtro inferior a 4 horas. O autor verificou que a limitação do processo Bio-P é a capacidade de armazenamento de fósforo na biomassa.

A remoção de carbono e nutrientes têm sido os objetivos mais pesquisados com essa tecnologia dos BF. Entretanto, estudando a remoção de coliformes fecais e patógenos em um conjunto UASB-BF, PASSAMANI et al. (1999) verificaram elevada eficiência do conjunto na remoção de organismos patogênicos (ovos de helmintos), apresentando densidade nula de ovos no efluente final, durante todo o período experimental.

Porém, o sistema não foi eficiente na remoção de bactérias coliformes termotolerantes, indicando a necessidade de desinfecção em casos de reutilização deste efluente. Para o caso de utilização deste efluente em irrigações irrestritas, este efluente final estaria dentro das normas da Organização Mundial de Saúde.

Os BF's alcançaram um alto desenvolvimento industrial nos últimos anos, tendo sido desenvolvidos vários protótipos que se encontram disponíveis atualmente no mercado. Entre esses protótipos patenteados, podem-se citar: o BIOCARBONE[®], o BIOFOR[®] e o BIOSTYR[®]. A tabela 3.3.1 resume algumas das principais instalações com esses reatores em operação no tratamento de esgoto sanitário doméstico.

O protótipo BIOFOR[®], desenvolvido pelo Centro de Pesquisa *Degrémont*, na França, é um biofiltro de fluxo ascendente que usa material granular denso como meio suporte, substituindo tanques de aeração e eliminando unidade de clarificação final. Segundo PELADAN et al. (1996), esse tipo de biofiltro tem sido selecionado por mais de 80 municipalidades e indústrias para tratarem suas águas residuárias em todo o mundo. A figura 3.3.3 mostra um esquema do protótipo BIOFOR[®]. Os principais objetivos de tratamento envolvem a remoção de sólidos suspensos e carbono orgânico e nitrificação.

TABELA 3.3.1 – Principais ETE com BF tratando esgoto sanitário doméstico

Localidade	País	Capacidade m ³ /dia	Tipo de BF	Objetivo de qualidade (mg/L)		Ano partida
				SS / DBO	Nutrientes	
Le Touquet	Fr	7.950	Biocarbone	30 / 20		1984
Metabief	Fr	2.300	Biofor	30 / 30	NTK, 10	1984
Bouc Bel Air	Fr	3.800	Biofor	30 / 30	NTK, 40	1987
Greoux Les Bains	Fr	4.000	Biofor	30 / 30	NTK, 40	1987
Perroy	Su	1.200	Biofor	30 / 30		1987
Perpignan	Fr	40.500	Biocarbone	20 / 15		1987
Le Crotoy	Fr	4.000	Biocarbone	30 / 20		1987
Orford	C	1.700	Biocarbone	15 / 15	Pt, 0,5	1988
Antibes	Fr	40.500	Biocarbone	30 / 30		1989
Mônaco	Mc	31.000	Biocarbone	15 / 20		1990
Villefranche	Fr	18.000	Biocarbone	30 / 30		1990
North Brierley	GB	10.000	Biocarbone	10 / 10	N-NH ₄ ⁺ , 5	1990
Sherbrooke	C	5.800	Biocarbone	20 / 20	Pt, 0,8	1991
S.Jean d'Illac	Fr	2.100	Biostyr	20 / 50	N-NH ₄ ⁺ , 5	1992
Cergy	Fr	45.000	Biostyr	30 / 30	N-NH ₄ ⁺ , 5	1993

Fr: França Su: Suíça C: Canadá Mc: Mônaco GB: Grã-Bretanha

FONTE: Adaptado de GONÇALVES (1996)

O processo é baseado em quatro princípios:

- Uma camada única de Biolite[®], material suporte composto por partículas de argila expandida com densidade superior a 1,0, disponível em diferentes tamanhos e geometrias;
- Sistema de distribuição ascendente de ar e líquido;
- Sistema específico de aeração (Oxazur[®]), com regulação da vazão de ar;
- Seqüências adaptadas de lavagens para manter o biofiltro em condições ótimas de operação. Geralmente, o tempo de filtração entre lavagens consecutivas situa-se na faixa de 24 a 48 horas.

Vários trabalhos, realizados com instalação piloto de um biofiltro tipo BIOFOR[®], mostraram que a qualidade do efluente desse biofiltro foi mais uniforme e o desempenho do processo menos variável que o encontrado em típicas instalações de lodos ativados. E também que um dos aspectos mais interessantes do biofiltro BIOFOR[®] foi que ele esteve apto para aceitar fluxos muito maiores do que aqueles recomendados para projeto.

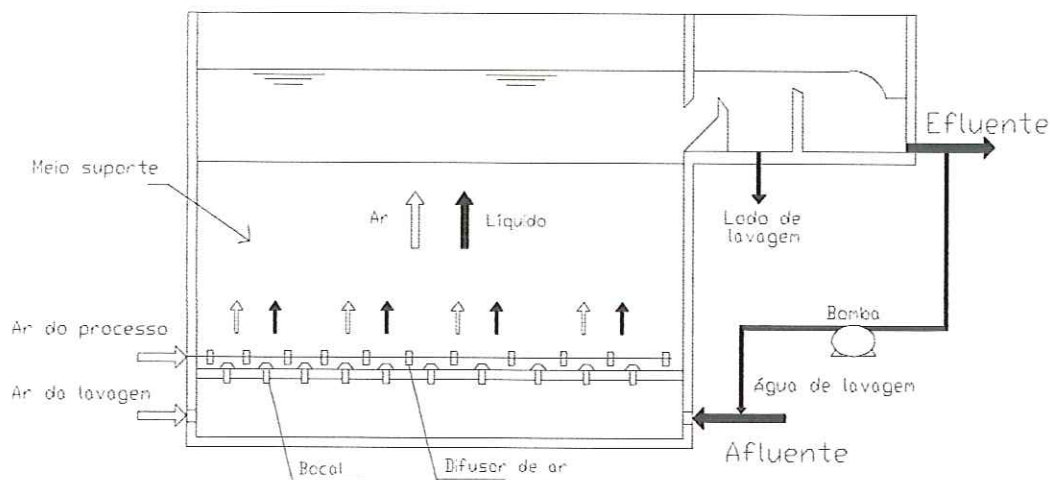


FIGURA 3.3.3 – Esquema do protótipo BIOFOR®

FONTE: PUJOL et al. (1996)

Os reatores tipo BIOSTYR® e BIOCARBONE® foram desenvolvidos pela companhia francesa O.T.V. As principais diferenças desses tipos de biofiltro são apresentadas na tabela 3.3.2.

TABELA 3.3.2 – Principais diferenças dos biofiltros BIOSTYR® e BIOCARBONE®

Característica	BIOSTYR®	BIOCARBONE®
Meio suporte	Bilhas de poliestireno	Ardósia expandida
Fluxo	ascendente	descendente
Perda de carga p/ lavagem do meio	0,7 – 2,0 m	0,6 m
Fluxos na lavagem	Ar co-corrente Água contra-corrente	Ar e água contra-corrente

O protótipo BIOSTYR® foi concebido para promover a nitrificação e desnitrificação do esgoto em nível secundário, sendo atualmente também utilizado na

nitrificação em nível terciário em estações necessitando de um polimento no efluente (GONÇALVES et al., 1993). A figura 3.3.4 apresenta um esquema do biofiltro BIOSTYR®.

Em pesquisa desenvolvida pelos mesmos autores na França, o efluente desse tipo de reator apresentou concentrações em torno de 10 mg SS/L e inferiores a 90 mg DQO/L, para cargas orgânicas aplicadas atingindo 12 kg/m³.d.

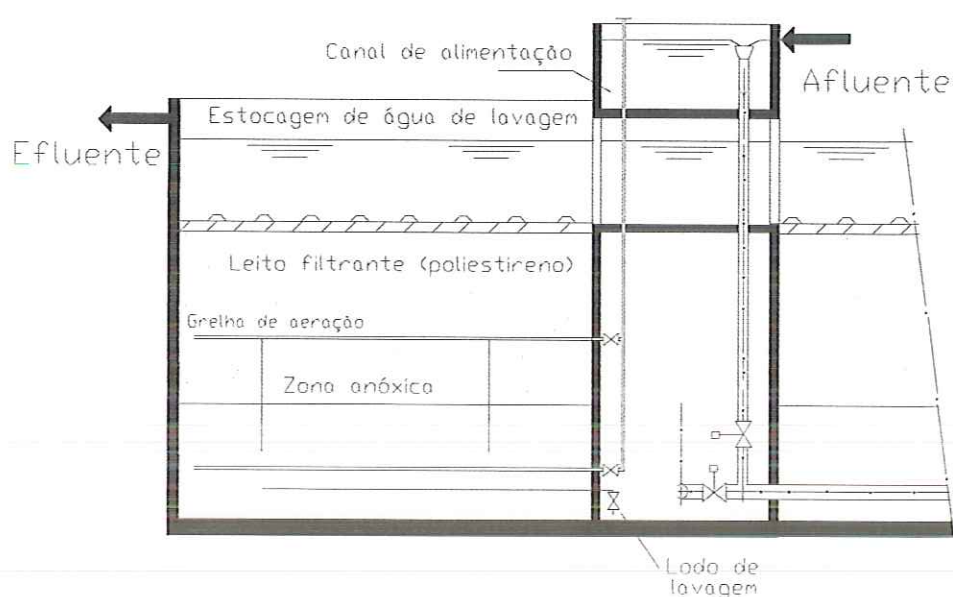


FIGURA 3.3.4 – Esquema do biofiltro BIOSTYR®/ nitrificação e desnitrificação

FONTE: GONÇALVES et al. (1993)

O protótipo BIOCARBONE®, com esquema similar ao BIOSTYR®, tem sido usado para efluentes primários decantados em mais de 100 instalações em operação na Europa, América do Norte e Japão. As ETE mais recentes que utilizam essa tecnologia incorporaram uma zona anóxica, a fim de possibilitar a desnitrificação na mesma unidade que promove a oxidação do carbono e da amônia (LACAMP et al., 1992).

Com a utilização desses reatores de alta taxa, onde ocorre a retenção de sólidos paralelamente à oxidação biológica da matéria orgânica, o requerimento de área é reduzido, além da clarificação final não ser necessária.

Segundo ROGALLA et al. (1992), o protótipo tipo BIOCARBONE[®] pode ser aplicado para vários objetivos de tratamento, especialmente para a remoção de nitrogênio.

Os autores relatam o caso da instalação na cidade de Mônaco, onde carregamento orgânico aplicado ao biofiltro BIOCARBONE[®] varia entre 5 e 10 kg DQO/m³.d. Resultados de 90 mg DQO/L (para concentração afluente de 300 mg DQO/L) e menores que 20 mg SS/L são alcançados, para um TDH de uma hora.

Em outro exemplo, ROGALLA et al. (1992) mostram que em Antibes na França, 10 unidades do reator tipo BIOCARBONE[®], com 79 m² cada, foram instalados para tratar efluentes com vazão acima de 20.000 m³/d. e concentrações em torno de 200 mg DBO/L. São obtidos resultados médios menores que 20 mg/L para DBO e SS e menores que 90 mg/L para DQO no efluente final.

Em estudos de colonização da biomassa em reator aeróbio de leito fixo tipo BIOCARBONE[®], BACQUET et al. (1991) mediram a quantidade de biomassa aderida ao meio suporte, a atividade dos microrganismos e a influência das retro-lavagens periódicas.

Os autores concluíram que rápida colonização foi alcançada durante os primeiros cinco dias de operação da instalação piloto. A evolução da quantidade de biomassa aderida e sua atividade de respiração mostraram que um gradiente decrescente da atividade da biomassa é observado desde a parte superior até a parte inferior do reator, o qual tende a desaparecer com o tempo.

Dentre as conclusões, os autores também apresentaram que as operações de retro-lavagem removiam em torno de 30% da biomassa fixa, sem afetar a eficiência do tratamento, mesmo com ciclos de 24 horas entre lavagens consecutivas e bruscas mudanças nas cargas volumétricas aplicadas de DQO. Taxas de remoção estáveis foram obtidas com o tempo, chegando a 90% para DQO total, da qual de 60 a 70% foi obtida na primeira parte do reator.

3.4. Nitrificação biológica

A presença de nitrogênio nos corpos d'água causa vários problemas de contaminação. MENDONÇA (2000) cita dentre esses problemas: a diminuição do oxigênio dissolvido, devido à oxidação do nitrogênio amoniacal; o efeito tóxico do íon amônio em peixes e algas; problemas de saúde pública, devido ao alto teor de nitrato na água potável; e a eutrofização dos corpos receptores. A figura 3.4.1 esquematiza um ciclo do nitrogênio simplificado e as várias formas em que pode ocorrer num ambiente aquático.

Desta maneira, são de grande importância os processos de tratamento de águas residuárias que visam a remoção deste constituinte. A remoção biológica de nitrogênio de águas residuárias é realizada pelo processo de nitrificação/desnitrificação, sendo a nitrificação apenas o primeiro passo.

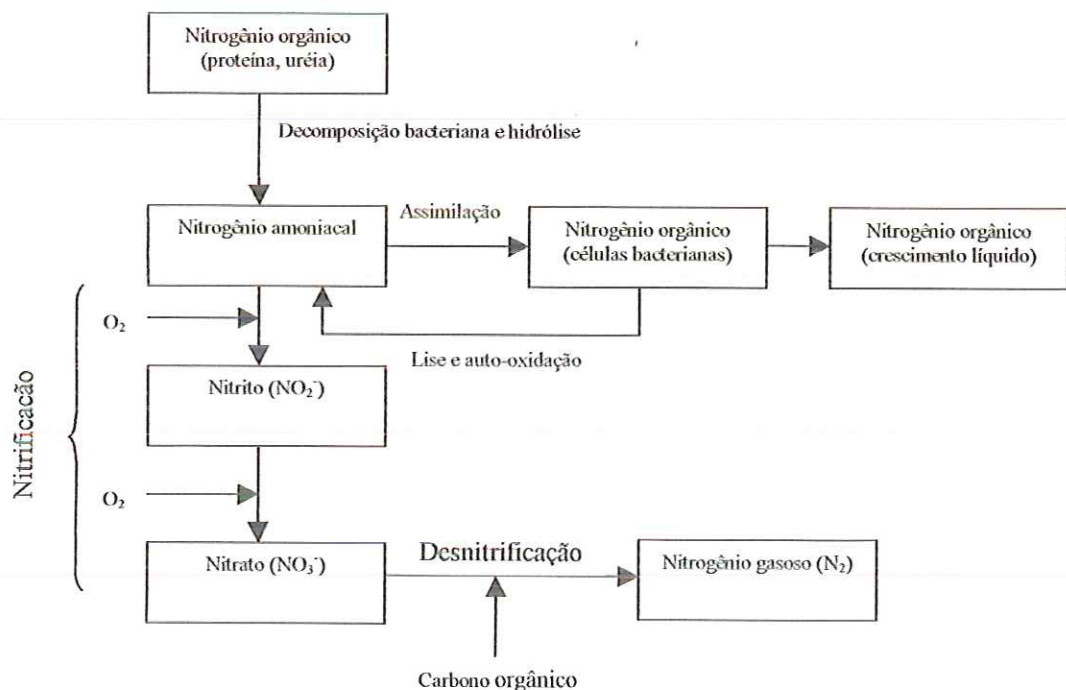


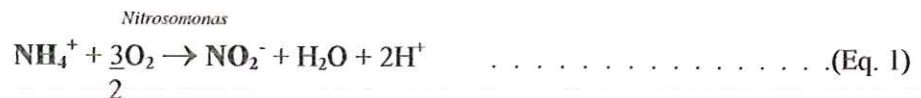
FIGURA 3.4.1 – Ciclo do nitrogênio simplificado

FONTE: METCALF & EDDY (1991)

A nitrificação é um processo biológico de conversão do amônio para nitrato, sendo a formação de nitrito um passo intermediário. Esse processo ocorre no solo, em corpos d'água, lagos e em instalações de tratamento biológico de águas residuárias, contanto que as bactérias nitrificantes possam existir. No processo de desnitrificação, ocorre a redução do íon nitrato ao gás nitrogênio, pela ação de bactérias heterotróficas em condições anóxicas.

A principal característica da nitrificação é que é um processo realizado por bactérias autotróficas, estritamente aeróbias, desenvolvendo-se apenas quando há disponibilidade de oxigênio dissolvido. Essas bactérias assimilam o dióxido de carbono como fonte de carbono e obtêm energia pela oxidação do íon amônio e do nitrito.

A oxidação do amônio procede de acordo com uma reação bioquímica em dois estágios (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994):



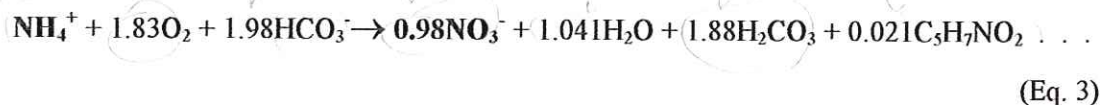
e



A oxidação do amônio a nitrito (Eq.1) é obtida pela ação das bactérias *Nitrosomonas*, embora WATSON et al. (1989) relatam que resultados similares são alcançados com outros gêneros de bactérias que oxidam a amônia, dentre os quais: *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus*.

As bactérias responsáveis pela oxidação do nitrito a nitrato (Eq.2) são as *Nitrobacter*, entretanto outros gêneros capazes de efetuar esse processo são conhecidos, tais como *Nitrocystis*, *Nitrococcus*, *Bactoderma* e *Microderma* (CALLADO, 2001).

HORAN (1990) apresenta a reação combinada desse processo, assumindo uma composição celular geral para uma bactéria nitrificante como sendo C₅H₇NO₂:



Na Eq. 3, nota-se que o processo de nitrificação envolve três parâmetros estequiométricos importantes: a produção celular das nitrificantes, o consumo de oxigênio e o consumo de alcalinidade.

O crescimento dos organismos nitrificantes é muito baixo comparado com o dos heterotróficos. Pela Eq. 3, tem-se uma relação de 0,17 g células produzidas/ g nitrogênio amoniacal oxidado.

O requerimento de oxigênio pelas nitrificantes é muito grande e, segundo METCALF & EDDY (1991), concentrações de oxigênio dissolvido acima de 1,0 mg/L são essenciais para que a nitrificação possa ser obtida.

GARRIDO et al. (1997) confirmaram que, sob baixas concentrações de oxigênio dissolvido, a taxa de oxidação de nitrito decresce mais do que a taxa de oxidação da amônia, resultando na acumulação de nitrito no efluente de um reator BAS (*biofilm airlift suspension*).

O processo de nitrificação reduz a alcalinidade da água residuária, com o consumo do íon bicarbonato (HCO_3^-) e aumento na concentração de ácido carbônico (H_2CO_3). Segundo BARROS (1989), esse efeito pode ser minimizado pelo desprendimento do gás carbônico (CO_2) do líquido pelo processo de aeração, quando então o pH é elevado.

ROJAS (1999) relata que se necessita suficiente alcalinidade para reagir com a acidez produzida na reação. A tabela 3.4.1 apresenta o relatado por alguns autores e pesquisadores sobre o consumo de oxigênio e alcalinidade.

TABELA 3.4.1 – Consumo de alcalinidade e de oxigênio no processo de nitrificação

Referência	Consumo de oxigênio mg O ₂ /mg N-NH ₄ ⁺ oxidado	Consumo de alcalinidade mgCaCO ₃ /mgN-NH ₄ ⁺ oxidado
GRADY & LIM (1981)	4,33	–
HORAN (1990)	4,20	–
MENDONÇA (2000)	4,57	7,10
METCALF & EDDY (1991)	4,30	–
ROJAS (1999)	4,57	7,14
VIEIRA et al. (2000)	–	5,02

Outros autores e pesquisadores sugerem que o consumo de alcalinidade no processo de nitrificação é melhor expresso em termos de alcalinidade a bicarbonato (mgHCO₃⁻/mg N-NH₄⁺ oxidado). Entre eles, VICTORIA (1993) obteve resultados de 9,4 e 9,6, GRADY & LIM (1981) e METCALF & EDDY (1991) citam o valor de 8,64 e HORAN (1990), o valor de 8,60 mg HCO₃⁻/mg N-NH₄⁺ oxidado.

O efeito do pH na nitrificação é significativo, uma faixa ótima de pH é citada por diversos autores, dentre as quais: 8,0 – 9,0 (HENZE, 1997); 7,5 – 8,6 (METCALF & EDDY, 1991) e 7,2 – 9,0 (ROJAS, 1999). No entanto, sistemas com condições mais baixas de pH têm obtido sucesso no processo de nitrificação.

VIEIRA et al. (2000), operando um reator aeróbio radial de leito fixo para remoção de nitrogênio, constataram que os baixos valores de pH apresentados, $5,58 \pm 0,19$, não inibiram o processo de nitrificação, obtendo resultados de 3 ± 1 e 1 ± 1 mg N-NH₄⁺/L no efluente, para TDH de 7 e 4 horas, respectivamente. Os autores relatam que possivelmente a adição de alcalinidade ao reator permitiria obtenção de melhores eficiências de conversão de nitrogênio amoniacal.

As bactérias nitrificantes são organismos extremamente sensíveis e susceptíveis a inibição por vários agentes orgânicos e inorgânicos. Entre eles, os mais importantes são a amônia livre (NH₃) e o ácido nitroso (HNO₂) que, segundo METCALF &

EDDY (1991) e HENZE (1997), em altas concentrações, podem inibir as *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*.

Possivelmente, esse fenômeno de inibição pelo próprio substrato, quando este se apresenta em altas concentrações, também pode estar ligado ao pH, uma vez que o equilíbrio $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ e $\text{HNO}_2/\text{NO}_2^-$ depende dele e o efeito inibidor está relacionado com as formas não ionizadas.

Como qualquer outra bactéria, as nitrificantes são sobretudo sensíveis a súbitas variações na temperatura. HENZE (1997) comenta que ao contrário de outros processos biológicos no tratamento de águas residuárias, não se tem conhecimento de nitrificação em temperaturas termofílicas.

Estudando a influência da temperatura no processo de remoção de nitrogênio num BF, GONÇALVES (1995) concluiu que a difusão molecular dos principais substratos no biofilme diminui o impacto das baixas temperaturas no desempenho de nitrificação e desnitrificação. Para as faixas de temperatura de 6-8 °C, 11-13 °C e 19-21 °C, foram obtidas taxas volumétricas máximas de nitrificação de 0,9, 1,01 e 1,18 kg N-NH₄⁺/m³.d, respectivamente.

A nitrificação pode ser realizada em sistemas de crescimento suspenso e de crescimento fixo a um suporte e ainda em estágio separado ou combinado com a oxidação de carbono. Dentre os principais reatores de filme fixo, os filtros biológicos, os biodiscos rotativos e os biofiltros são utilizados em sistemas de nitrificação.

METCALF & EDDY (1991) comentam que esses sistemas são resistentes a cargas de choque, mas podem ser susceptíveis às altas cargas de amônia durante os picos no afluente.

Nos filtros biológicos de estágio combinado, as bactérias nitrificantes irão competir com as bactérias heterotróficas pelo oxigênio. Segundo HORAN (1990), a disponibilidade de oxigênio dentro do filtro é função da concentração de DBO e as bactérias

heterotróficas irão predominar sobre as nitrificantes quando a DBO está facilmente disponível.

Níveis de DBO solúvel baixos são necessários para permitir a nitrificação, além da presença de amônia, oxigênio e nutrientes. METCALF & EDDY (1991) apresentam dados sobre a fração de bactérias nitrificantes em função da relação DBO_5/NTK , conforme a tabela 3.4.2, mostrando que é necessário limitar a taxa de carregamento orgânico para se conseguir a nitrificação, favorecendo o crescimento dos microrganismos nitrificantes.

Os referidos autores relatam que filtros biológicos de baixa taxa permitem o desenvolvimento de uma alta população de nitrificantes.

TABELA 3.4.2 – Fração de organismos nitrificantes em função da relação DBO_5/NTK

DBO_5/NTK	Fração de nitrificantes	DBO_5/NTK	Fração de nitrificantes
0.5	0.35	5	0.054
1	0.21	6	0.043
2	0.12	7	0.037
3	0.083	8	0.033
4	0.064	9	0.029

FONTE: METCALF & EDDY (1991)

Em experimentos realizados por BOLLER et al. (1997), em escala piloto, com reatores do tipo filtros biológicos (chapas de plástico corrugadas), biodiscos (plástico corrugado em espiral), reator de leito fixo aerado Biopur (chapas de plástico corrugadas) e dois biofiltros aerados, BIOCARBONE[®] (ardósia granular expandida) e BIOSTYR[®] (poliestireno granular), alguns dos tópicos pesquisados foram os seguintes:

- A influência dos choques de cargas orgânicas na nitrificação;
- A “lavagem” das bactérias nitrificantes, quando o carbono orgânico (DQO) biodegradável é aplicado em maiores concentrações.

Dentre as conclusões obtidas, foi observado que o aumento na carga orgânica nos filtros biológicos e nos biodiscos, em curto período, provoca redução instantânea nas taxas de nitrificação. Contudo, logo que as concentrações de DQO voltaram ao patamar anterior, a capacidade de nitrificação retornou aos níveis originais. Porém, observou-se maior redução na atividade das bactérias que oxidam nitrito.

No entanto, nos biofiltros, a redução nas taxas de nitrificação, com o aumento na carga orgânica, foi de apenas 30 a 50%, e o efeito mais específico nas oxidadoras do nitrito não foi verificado. Isso devido ao fato da freqüente remoção das camadas externas do biofilme nesses reatores, o que facilita a melhor difusão de O_2 para as nitrificantes.

Por outro lado, a aplicação contínua de maiores concentrações de carga orgânica provocou a completa “lavagem” dos organismos nitrificantes nos sistemas de leito fixo, enquanto nos biofiltros foi possível manter a biomassa nitrificante.

Com a utilização de meio suporte dos filtros biológicos com maior área superficial de contato, cargas orgânicas maiores podem ser aplicadas a esses reatores sem representar diminuição de eficiência na nitrificação. Isso porque uma maior quantidade de microrganismos ativos estarão presentes.

Os biofiltros tipo BIOFOR[®] são capazes de atingir altas taxas de nitrificação, comprovado por diversos trabalhos, tais como: PELADAN et al. (1996) e PUJOL et al. (1996) e (1998). O mesmo também é atribuído ao tipo BIOSTYR[®] (GONÇALVES et al., 1993) e BIOCARBONE[®] (SMITH & HARDY, 1992).

Um trabalho realizado por PUJOL et al. (1998) demonstrou que em um BAF (BIOFOR[®]), com meio granular, altas taxas de nitrificação foram obtidas mesmo com altas velocidades do líquido (TDH < 10 min), sem qualquer consequência negativa ao processo, não afetando também a retenção de sólidos (eficiência de remoção > 60% para menor TDH testado).

PELADAN et al. (1996) comprovou, em extensivos testes em escala piloto com reator tipo BIOFOR[®], que aumento na carga hidráulica aplicada possui efeito positivo na cinética do processo de nitrificação. Os autores observaram que, sob condições de 17,5°C, meio suporte de 4m de altura e sem limitação do processo pelo oxigênio, a instalação piloto BIOFOR[®] foi capaz de nitrificar 4 kg N-NH₄⁺/m³.d, com carga hidráulica de 30 m³/m².h. Resultados de 90% de remoção de nitrogênio amoniacal, com residual menor que 3 mg/L no efluente foram alcançados.

GONÇALVES et al. (1993), utilizando biofiltros submersos de alta taxa, verificaram elevada capacidade de nitrificação do reator tipo BIOSTYR[®], produzindo efluente com concentrações inferiores a 5 mg/L de NTK e 3 mg/L de N-NH₄⁺ (em 95% dos casos), para cargas volumétricas atingindo de 0,8 a 0,9 kg N-NH₄⁺/m³.d.

O processo BIOSTYR[®] permitiu a remoção de matéria orgânica carbonácea, sólidos suspensos, amônia, nitrato e fósforo em uma única unidade compacta, com TDH menor que 3 horas (GONÇALVES et al., 1992). Tendo o afluente concentrações da ordem de 500 mg DQO/L, 65 mg NTK/L e 15 mg P total/L, obteve-se efluente tratado com concentrações da ordem de 70 mg DQO/L, 2 mgN-NH₄⁺/L, 15 mgN-NO₃⁻/L e 2 mgP-PO₄⁻/L.

SMITH & HARDY (1992) operaram instalação piloto com quatro unidades do processo BIOCARBONE[®] para produzir efluente completamente nitrificado. Sob condições de taxas volumétricas aplicadas acima de 0,4 kg NTK/m³.d e TDH de apenas uma hora, concentrações efluentes de amônia alcançaram estavelmente média de 2 mg/L (5 mg/L em 95% dos resultados).

Pesquisa desenvolvida por GONÇALVES & OLIVEIRA (1996), com a utilização de um BF para melhorar a qualidade do efluente de uma lagoa facultativa, alcançou resultados de nitrificação terciária, com eficiência média de 86% para taxas de carregamento volumétrico acima de 0,7 kg N-NH₄⁺/m³.d, produzindo efluente final com menos de 1 mg N-NH₄⁺/L.

Uma condição favorável da utilização de um filtro submerso no processo de nitrificação é o alto tempo de retenção de sólidos alcançado (McHARNESSE et al., 1975² *apud* BARROS, 1989). Esse parâmetro é de fundamental importância, pois os organismos nitrificantes necessitam de longo tempo de geração, além de possuírem baixa produção celular, comparada com a maioria dos organismos heterotróficos. Isso torna essa nova tecnologia bastante promissora para nitrificação de efluentes secundários.

Observou-se nessa revisão da literatura que pesquisas desenvolvidas com essa nova tecnologia no tratamento das águas residuárias, já bastante difundida no exterior, ainda são poucas e recentes no país. Por essa razão, e por possuir inúmeras condições favoráveis, como instalações compactas, de operação estável e de baixo impacto ambiental, além de proporcionarem alta capacidade de tratamento, resolveu-se explorar a potencialidade dos BF com a realização deste trabalho.

² McHARNESSE, D.D. et al. (1975). Field studies of nitrification with submerged filters. *Journal W.P.C.F.*, v.47, pp. 291-309.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Descrição do sistema

A pesquisa foi desenvolvida no Laboratório de Tratamento de Resíduos Orgânicos do Departamento de Hidráulica e Saneamento (SHS) da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) da Universidade de São Paulo (USP). Operou-se o reator anaeróbico compartimentado seguido do biofiltro aerado submerso (BF), fazendo monitoramento apenas do processo que ocorre no BF, objeto de estudo desta pesquisa. A figura 4.1.1 apresenta um fluxograma simplificado do sistema de pós-tratamento utilizado.

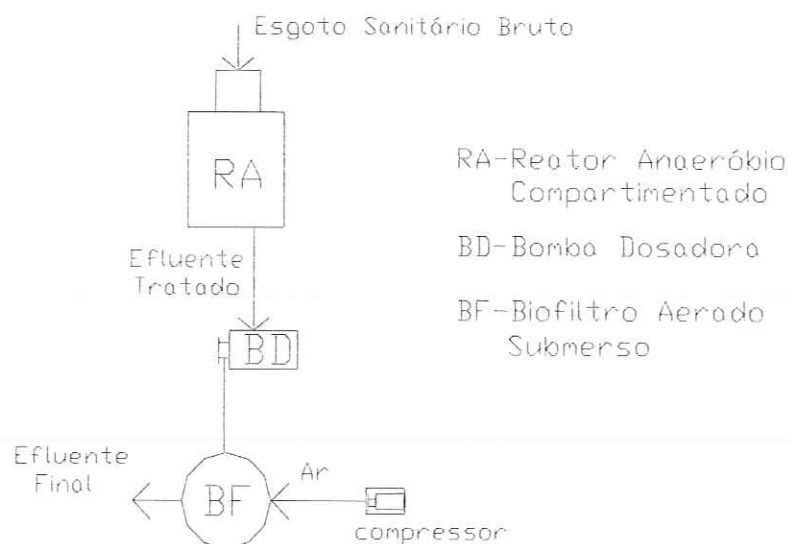


FIGURA 4.1.1 – Fluxograma Simplificado do Sistema de Pós-tratamento utilizado

O reator anaeróbio compartimentado, a montante do BF, possui quatro compartimentos verticais, interligados por tubulações que distribuem o líquido de uma câmara para outra e separados por chicanas, conforme mostrado na figura 3.1.1 do capítulo 3. O volume total do reator é de 11 m³, com quatro câmaras funcionando como reatores em série. A 4ª câmara possui um decantador de placas planas paralelas e uma saída de fundo para descarte de lodo. Além disso, também há dispositivos para coleta de gases para análises e para acompanhamento da produção de biogás (POVINELLI, 1999).

Como afluente do BF, utilizou-se o efluente do reator anaeróbio que passa por esse decantador. Assim, não se fez necessária uma prévia remoção de sólidos do afluente ao BF, eliminando-se os decantadores primários, componentes do fluxograma de uma ETE com BF, realizando o tratamento em nível secundário.

A unidade experimental utilizada nesta pesquisa foi um biofiltro aerado submerso (BF), em escala de laboratório (bancada), composto por uma coluna de seção circular em acrílico transparente de 1,30 metro de altura e 100 mm de diâmetro. Como suporte de imobilização celular, foi utilizada espuma de poliuretano, na forma de matrizes cúbicas de 10 mm de lado aproximadamente, numa altura de 60 cm, servindo como suporte para fixação dos microrganismos e como filtro para retenção de partículas em suspensão. Na parte superior do leito, foi colocada uma placa perfurada para garantir uma completa imersão do leito filtrante flutuante, não permitindo que este saísse juntamente com o efluente. Na parte inferior do leito foi colocada uma camada de 40 cm de altura de brita, para melhor distribuir o afluente, para contenção do leito na hora da retro-lavagem, e que pode ter servido também como suporte para os microrganismos. A figura 4.1.2 mostra um detalhe do biofiltro aerado submerso e a tabela 4.1.1 resume as principais características da unidade piloto.

TABELA 4.1.1 - Características principais da unidade piloto

Característica	Biofiltro aerado submerso		
	base cônica	leito percolador I	leito percolador II
Material	brita 19a25mm	brita 19 a 25mm	espuma de poliuretano
Diâmetro interno (mm)	45/100	100	100
Altura (cm)	10	40	60
Porosidade média	0,45	0,45	0,90
Altura total do reator (m)	1,30		
Volume do reator (L)	10,7		
Volume útil (L)	7,2		

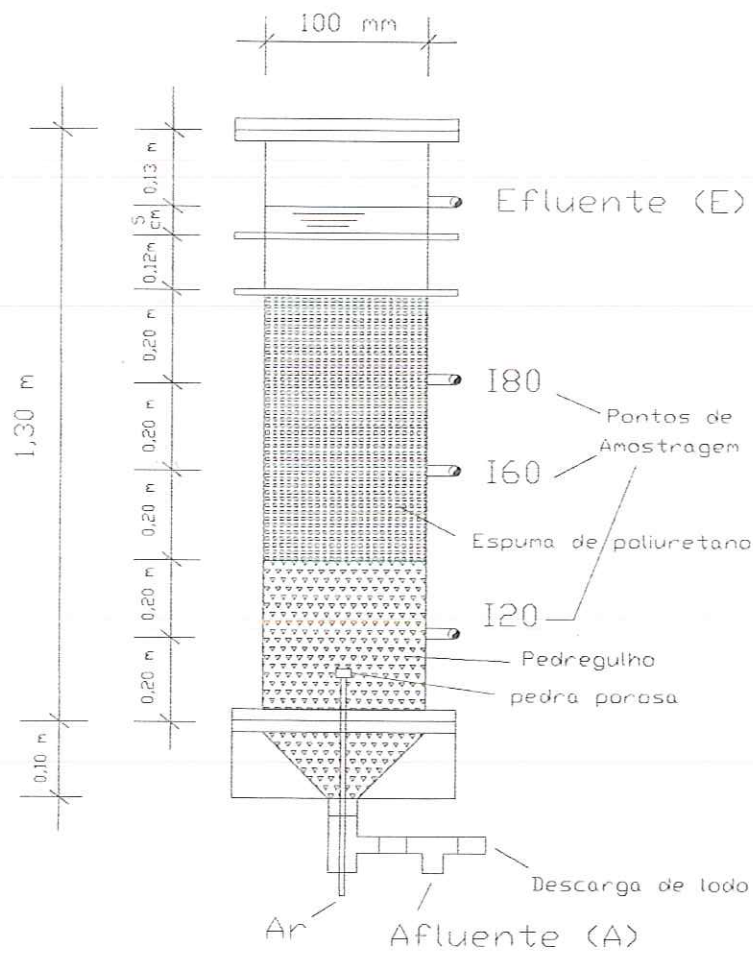


FIGURA 4.1.2 – Biofiltro aerado submerso

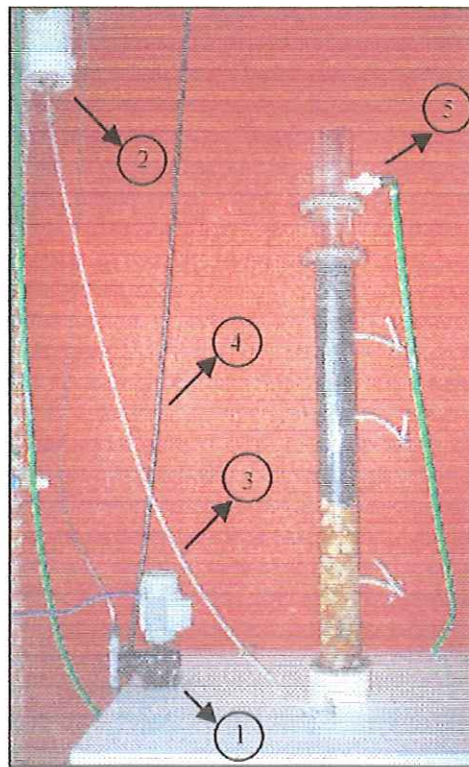
4.2. Sistema de alimentação do substrato

O resíduo líquido utilizado como substrato para o BF era proveniente de um reator anaeróbio compartimentado (Figura 3.1.1 – capítulo 3) que trata esgoto sanitário, oriundo da rede coletora pública da região residencial localizada próxima a EESC/USP.

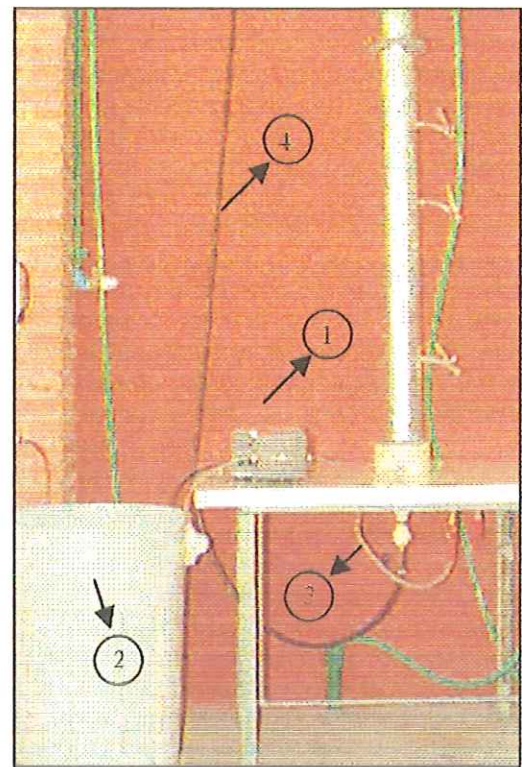
Durante uma primeira fase, do início da operação até o 55º dia, o efluente do reator anaeróbio era recalcado por uma bomba dosadora, modelo FM 50-116-12, até um reservatório de alimentação, dotado de extravasor, mantendo o nível constante e a partir desse reservatório o reator era alimentado por gravidade, com fluxo ascendente e contínuo. A vazão era controlada por um registro na entrada do afluente do BF. Tal sistema foi montado, pois a faixa de vazão dessa bomba era muito maior do que a vazão determinada para a operação do reator. Na figura 4.2.1(a) pode-se observar esse sistema de alimentação do BF e na figura 4.2.1(c), um detalhe da entrada do afluente.

A partir do 56º dia de operação, houve uma mudança no sistema de alimentação existente, utilizando-se uma bomba peristáltica, marca Watson-Marlow, modelo 502 S e o BF alimentado diretamente por essa bomba dosadora, como apresenta a figura 4.2.1(b). O efluente do reator anaeróbio era coletado pela manhã e armazenado numa caixa de 50 L, volume suficiente para alimentação contínua do reator durante um dia, sendo dessa caixa recalcado diretamente para o reator. Um crivo na extremidade da mangueira de captação do esgoto protegia a bomba dosadora. Foram utilizadas duas caixas, revezando-as, para que todo dia fosse realizada limpeza em uma caixa, para se evitar acúmulo de material sedimentado. Além disso, também era feita limpeza diariamente nas mangueiras que faziam a ligação reservatório de alimentação – bomba – reator.

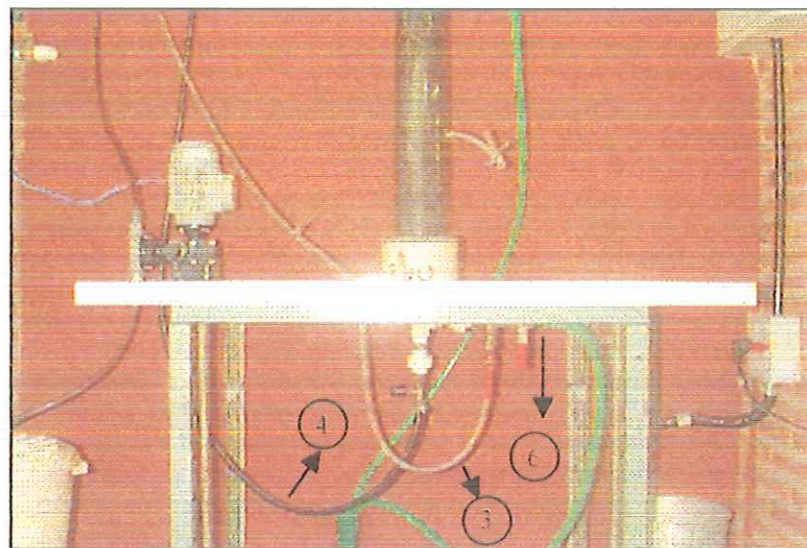
A vazão era calibrada de duas a três vezes ao dia, utilizando-se uma proveta e um cronômetro, devido às dificuldades de ajustar a reduzida vazão com que se trabalhava.



(a)



(b)



(c)

1 – bomba de recalque do efluente anaeróbio; 2 – reservatório de alimentação; 3 – entrada do afluente; 4 – entrada do ar comprimido; 5 – saída do efluente; 6 – descarga de lodo de excesso.

FIGURA 4.2.1 – Sistema de alimentação do BF por gravidade (a) e diretamente pela bomba dosadora (b), e detalhe da entrada do afluente do BF, alimentado por gravidade (c)

Para operação do BF, a vazão afluyente foi fixada para um tempo de detenção hidráulica de 6 horas. Na realidade, devido às dificuldades de manutenção de vazão, o tempo de detenção hidráulico médio foi de aproximadamente $5 \pm 0,47$ horas.

4.3. Operação da unidade de pós-tratamento

O BF foi operado por 3 meses, definindo-se duas fases de operação, em função das mudanças na qualidade do afluyente. Considerou-se como Fase I o período inicial de operação, quando as cargas orgânicas volumétricas aplicadas ao BF (em termos de DBO e DQO) foram bem maiores que as aplicadas durante a Fase II, pois o afluyente apresentava-se mais depurado, conforme indicado na tabela 4.3.1. No dia 19/12/2000 finalizou-se a operação do sistema e encerrou-se a coleta de dados, totalizando 93 dias de operação.

TABELA 4.3.1 - Características operacionais do BF utilizado na pesquisa durante as duas fases.

Parâmetro	Fase I	Fase II
	18/09/2000 a 09/11/2000	10/11/2000 a 19/12/2000
Vazão média	1,47 L/h	1,47 L/h
TDH	$5 \pm 0,47$ h	$5 \pm 0,58$ h
COV _A em termos de DBO ₅	0,98 a 0,50 kg/m ³ .dia	0,32 a 0,15 kg/m ³ .dia
COV _A em termos de DQO _B	1,87 a 0,99 kg/m ³ .dia	0,88 a 0,26 kg/m ³ .dia
DQO afluyente	375 a 207 mg/L	195 a 65 mg/L
pH	6,45 a 7,38	6,94 a 7,64
Temperatura	19,2 a 30,2 °C	20,5 a 27,8 °C

TDH – Tempo de Detenção Hidráulica

COV_A – Carga Orgânica Volumétrica Aplicada

4.3.1. Inóculo utilizado na partida do BF

O BF foi colocado em operação inoculando-o com lodo proveniente de reator seqüencial de batelada aeróbio (RSBAe), utilizado para nitrificação de esgoto sanitário sintético, que estava em operação há aproximadamente dois anos, no Laboratório de Processos Biológicos do SHS/EESC-USP. O inóculo possuía em torno de 5.270 mg/L de SST, sendo 3.800 mg/L de SSV (CALLADO, 2001). Um volume de 3L de lodo foi colocado num recipiente com 4.710 mL de matrizes de espuma, misturando-se bem. Esse recipiente permaneceu fechado por 24 horas, em temperatura ambiente, a fim de se evitar o ressecamento da espuma e evaporação da água. Após esse período de contato, as espumas foram transferidas para o reator e dada a partida do mesmo.

4.3.2. Sistema de aeração

O ar era introduzido na parte inferior do BF, em sentido co-corrente ao escoamento do despejo líquido. Para isso, utilizou-se um compressor de marca Schuz, e de uma tomada da tubulação de distribuição foi conectada uma mangueira de alta pressão. Na extremidade dessa mangueira, foi colocado um registro de agulha para controlar a vazão de ar, seguido de um tubo de aço inox com uma pedra porosa de aquário na ponta, servindo de difusor do ar comprimido. Esse tubo foi introduzido pelo orifício de entrada do afluyente até o início da camada de pedregulho, como esquematizado na figura 4.1.2.

4.3.3. Sistema de lavagem

A lavagem do BF era realizada com o intuito de reduzir o excesso de biomassa acumulada no meio suporte e a conseqüente redução das perdas de carga hidráulica. Como as cargas aplicadas de matéria orgânica e sólidos suspensos ao BF eram

pequenas, devido à presença do reator anaeróbio que o antecedia, a necessidade de lavagem foi sensivelmente reduzida.

Para essa operação, interrompia-se a alimentação do esgoto e realizavam-se diversas descargas seqüenciais de ar e água de lavagem, utilizando um volume de água três vezes o volume do meio suporte. A água de lavagem era introduzida pela parte superior do BF (retro-lavagem) e o excesso de lodo era eliminado pela parte inferior, numa tubulação própria para o descarte.

A frequência de lavagem foi determinada em função do arraste de sólidos suspensos no efluente do BF. Durante a fase I de operação, enquanto testava-se essa frequência, houve elevados picos de SST no efluente, entretanto, durante a fase II, a frequência de lavagem situou-se na faixa de uma lavagem a cada sete dias, considerado um bom intervalo, devido aos níveis de SST no efluente permanecerem muito baixos.

4.3.4. Adição de fonte de alcalinidade

Durante o início da operação do reator, até aproximadamente o 20º dia, a alcalinidade era suficiente para manter o pH na faixa de 7,0, mesmo já ocorrendo a nitrificação. Contudo, a partir daí, a alcalinidade começou a ser consumida quase totalmente e o pH decrescia a valores de 5,0. Resolveu-se, então, adicionar fonte externa de alcalinidade, utilizando-se solução de bicarbonato de sódio que era aplicada no reservatório de alimentação duas vezes ao dia, visto que tecnicamente não foi possível adicionar uma vazão constante dessa solução.

4.4. Análises de caracterização e monitoramento

Durante todo o período experimental foram realizadas análises e exames com o objetivo de avaliar o desempenho do BF, utilizando-se os pontos de amostragem ao longo do reator, indicados na figura 4.1.2 e identificados da seguinte maneira:

- A — afluente ao reator (efluente do reator anaeróbio), localizado no reservatório de alimentação;
- I20 — ponto intermediário do reator, localizado 20 cm acima da base cônica do reator;
- I60 — ponto intermediário do reator, localizado 60 cm acima da base cônica do reator;
- I80 — ponto intermediário do reator, localizado 80 cm acima da base cônica do reator;
- E — efluente do reator, localizado 17,5 cm acima da placa perfurada de contenção do leito.

Normalmente, coletavam-se as amostras no início da manhã, retirando-se um volume de amostra que permitisse análises em duplicata de cada parâmetro. Logo após, eram realizadas as análises, evitando-se ao máximo a preservação de amostras, exceto as de nitrogênio total (NTK) e amoniacal, que eram realizadas apenas uma vez por semana, sendo necessário armazenar algumas amostras pelo período de 1 a 2 dias. Adotou-se para essas análises procedimento para preservação de amostras recomendado por AGUDO et al. (1987).

O monitoramento do reator baseou-se nos seguintes parâmetros: temperatura, pH, alcalinidade, oxigênio dissolvido, nitrogênio amoniacal (N-amoniacal), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrito e nitrato, fosfato total, DQO_B , DQO_F , DBO_5 bruta e sólidos suspensos, do afluente e efluente do BF, com a frequência adotada de análises, conforme indicado na tabela 4.4.1.

As determinações analíticas das amostras coletadas dos pontos intermediários do BF foram: pH, temperatura, oxigênio dissolvido e DQO_F .

As concentrações de DQO, DBO_5 , sólidos suspensos, NTK, N-amoniacal, nitrato, pH, alcalinidade e oxigênio dissolvido foram determinadas segundo a metodologia descrita pela 20ª Edição do Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (APHA, 1998).

A temperatura e a concentração de oxigênio dissolvido das amostras foram determinadas com a utilização de pH-mêtro marca HORIBA, modelo D-25, e o pH determinado com a utilização de pH-mêtro marca HORIBA, modelo F-21.

As análises de Demanda Química de Oxigênio da amostra bruta (DQO_B) e da amostra filtrada (DQO_F) e de Demanda Bioquímica de Oxigênio bruta (DBO₅) foram indicativas da concentração de matéria orgânica presente na água residuária. As análises de DQO seguiram o método colorimétrico com digestão por refluxo fechado, com duração de 2 horas e as leituras efetuadas no espectrofotômetro no comprimento de onda de 620 nm, conforme descrito por APHA (1998). Foram utilizados Bloco Digestor marca HACH e espectrofotômetro marca HACH, modelo DR-2000.

As concentrações de N-amoniacal, que representam o nitrogênio na forma de amônia ionizada (N-NH₄⁺) e não ionizada (N-NH₃), foram determinadas pelo método de destilação, seguido por análise titulométrica, segundo APHA (1998), utilizando destilador de nitrogênio marca BÜCHI.

O NTK foi também determinado de acordo com APHA (1998). A digestão foi efetuada no Bloco Digestor marca BÜCHI, seguido das mesmas etapas da determinação de nitrogênio amoniacal. Esse método permite estimar a concentração de nitrogênio orgânico, obtida pela diferença entre NTK e N-amoniacal.

Para as análises de nitrito e nitrato, utilizou-se espectrofotômetro marca HACH, modelo DR-4000, adicionando-se um volume de 3 mL de uma suspensão de hidróxido de alumínio e a amostra previamente filtrada, com o objetivo de minimizar a interferência da matéria orgânica durante a leitura no espectrofotômetro. Foram utilizados fatores de diluição para o efluente de 5 vezes (nitrato) e de 10 e 20 vezes (nitrito). No caso das determinações de nitrito, utilizou-se método descrito por MACKERETH et al. (1978).

Para as análises de fosfato total, expresso em mg P-PO₄⁻³/L, utilizou-se o método colorimétrico com digestão com Persulfato de Potássio, desenvolvido por MENZEL & VALARO (1964) e MENZEL & CORWIN (1965). Os fatores de diluição para o afluente

e efluente foram de 20, 40 e 50 vezes e, a partir das concentrações de fosfato total, calcularam-se as concentrações de fósforo total em mg P/L.

TABELA 4.4.1. - Frequência e método de análise para a determinação dos principais parâmetros

Parâmetro	Unid.	Método ou Instrumento	Biofiltro aerado submerso				
			A	I20	I60	I80	E
Temperatura	° C	Termômetro	D	D	D	D	D
pH	—	Potenciométrico	D	D	D	D	D
Oxigênio Dissolvido	mg/L	Potenciométrico	D	D	D	D	D
Alcalinidade	mg/L	Titulométrico	3S	—	—	—	3S
DQO _B	mg/L	Espectrofotométrico	2S	—	—	—	2S
DQO _F ¹	mg/L	Espectrofotométrico	2S	2S	2S	2S	2S
DBO ₅ bruta	mg/L	WINKLER	S	—	—	—	S
NTK ²	mg/L	Titulométrico	2S	—	—	—	2S
N-amoniacoal ²	mg/L	Titulométrico	2S	—	—	—	2S
Nitrito ³	mg/L	Espectrofotométrico	2S	—	—	—	2S
Nitrato ⁴	mg/L	Espectrofotométrico	2S	—	—	—	2S
Fosfato total ⁵	mg/L	Colorimétrico	2S	—	—	—	2S
Sólidos Suspensos	mg/L	Gravimétrico	2S	—	—	—	2S

D: Diário; S: Semanal

¹ DQO da amostra líquida filtrada em filtro de fibra de vidro, tipo GF 52-C (porosidade de 47 µm), o mesmo utilizado na análise de sólidos suspensos

² mg N-NH₄⁺/L

³ mg N-NO₂⁻/L

⁴ mg N-NO₃⁻/L

⁵ mg P-PO₄⁻³/L

4.5. Outros Ensaios

No final da operação do BF, realizou-se um exame microscópico óptico comum e de contraste de fase da biomassa aderida numa amostra das espumas de poliuretano, situada na parte superior do BF. O exame microscópico foi realizado no Laboratório de Processos Biológicos – LPB do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC/USP e permitiu a caracterização visual dos microrganismos predominantes no meio suporte do BF.

Inicialmente, a biomassa imobilizada foi desprendida da amostra das espumas, com o auxílio de uma pinça. Em seguida, preparou-se a lâmina, fixando a biomassa em ágar a 2%, levando-se finalmente para a observação em microscópio marca Olympus, modelo BH-2.

5. RESULTADOS

Neste capítulo são apresentados os dados experimentais obtidos das análises de rotina efetuadas durante a operação do BF. Para facilitar a análise, os dados estão apresentados em tabelas, contendo valores médios, máximos e mínimos, desvios padrões e número de dados analisados. Esses valores foram ainda colocados em gráficos para melhor visualização.

Como a qualidade do esgoto afluente ao BF variou de maneira significativa, interferindo no seu desempenho, resolveu-se dividir a operação do BF em duas fases para uma melhor análise e interpretação dos dados.

5.1. Resultados gerais de desempenho do BF

As tabelas gerais, nas quais estão inseridos os valores dos parâmetros analisados durante toda a parte experimental, encontram-se em anexo. Nessas tabelas são apresentados os dados relativos aos seguintes parâmetros: pH, temperatura, oxigênio dissolvido, alcalinidade, DQO, DBO₅, NTK, N-amoniacal e N-orgânico, nitrito, nitrato, fósforo total, sólidos suspensos totais, fixos e voláteis.

Nas tabelas 5.1.1 a 5.1.3 são apresentados os valores médios, desvios padrões e número de dados analisados dos principais parâmetros, os quais informam sobre a qualidade do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação. As tabelas 5.1.4 e 5.1.5 apresentam dados sobre o perfil do BF, relativo aos parâmetros pH, temperatura, oxigênio dissolvido e DQO_F, para as fases I e II de operação, respectivamente

TABELA 5.1.1 - Valores médios (M), desvios padrões (DP) e número de dados monitorados (n) relativos aos parâmetros pH, temperatura, oxigênio dissolvido (OD) e alcalinidade total (AT), para o afluente e efluente do BF, em função da fase de operação

Fase		pH		Temperatura (°C)		OD (mg/L)		AT (mg CaCO ₃ /L)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
I	M	6,83	6,30	25,7	25,6	0,89	3,65	171	55
	DP	0,20	0,51	2,6	2,8	0,62	0,71	83	42
	n	36	37	32	33	33	34	5	5
II	M	7,33	6,93	24,5	24,5	2,26	3,70	261	152
	DP	0,19	0,24	2,0	2,0	0,86	0,61	39	87
	n	31	31	30	21	21	20	15	15

TABELA 5.1.2 - Valores médios (M), desvios padrões (DP) e número de dados monitorados (n) relativo aos parâmetros demanda química de oxigênio da amostra bruta (DQO_B) e da amostra filtrada (DQO_F), demanda bioquímica de oxigênio da amostra bruta (DBO₅), sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV), para o afluente e efluente do BF, em função da fase de operação

Fase		DQO _B (mg/L)		DQO _F (mg/L)		DBO ₅ (mg/L)		SST (mg/L)		SSF (mg/L)		SSV (mg/L)	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
I	M	272	45	174	33	150	20	54,0	13,0	22,1	7,1	36,3	7,9
	DP	57	13	53	8	63	3	21,6	12,5	12,6	13,1	20,3	8,0
	n	14	14	14	14	3	3	8	7	3	5	3	5
II	M	110	30	81	28	50	21	28,0	3,5	4,6	0,7	24,8	2,6
	DP	38	7	30	7	9	8	27,4	1,0	6,1	0,8	25,9	1,1
	n	16	16	16	16	6	6	14	14	13	12	13	12

TABELA 5.1.3 - Valores médios (M), desvios padrões (DP) e número de dados monitorados (n) relativos aos parâmetros NTK, N-amoniacal, N-orgânico, nitrito, nitrato e fósforo total, para o afluente e efluente do BF, em função da fase de operação

Fase		NTK *		N-amoniacal *		N-orgânico *		Nitrito **		Nitrato ***		Fósforo Total ****	
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
I	M	53,7	20,6	38,7	7,5	15,0	13,1	0,007	1,08	2,82	19,31	7,66	6,12
	DP	4,8	7,6	5,0	3,3	3,7	7,8	0,007	0,65	0,73	5,33	1,11	0,99
	n	5	5	5	5	5	5	6	6	6	6	5	5
II	M	64,6	37,1	47,6	25,3	16,9	11,8	0,002	0,85	2,15	14,42	6,98	6,87
	DP	8,9	8,6	2,2	7,4	8,2	5,1	0,001	0,61	0,80	6,07	0,43	0,43
	n	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	11	11

* expressos em mg N-NH₄⁺/L

** expresso em mg N-NO₂/L

*** expresso em N-NO₃/L

**** expresso em mg P/L

TABELA 5.1.4 – Valores médios para os parâmetros pH, Temperatura, OD e DQO_F, referentes ao Perfil do reator, fase I de operação

Parâmetro	Fase I				
	A	I20*	I60*	I80*	E
pH	6,83	7,20	6,85	6,82	6,30
Temperatura (°C)	25,7	25,7	25,7	25,8	25,6
OD (mg/L)	0,89	2,34	2,75	3,04	3,65
DQO _F (mg/L)	174	–	–	–	33

* I20, I60 e I80 – pontos de coleta de amostra a 20, 60 e 80 cm de altura, respectivamente.

– Análises não efetuadas

TABELA 5.1.5 – Valores médios para os parâmetros pH, Temperatura, OD e DQO_F, referentes ao Perfil do reator, fase II de operação

Parâmetro	Fase II				
	A	I20*	I60*	I80*	E
pH	7,33	7,26	7,14	7,00	6,93
Temperatura (°C)	24,5	24,8	24,8	24,8	24,5
OD (mg/L)	2,26	2,64	2,56	3,29	3,70
DQO _F (mg/L) **	51	45	33	29	27

* I20, I60 e I80 – pontos de coleta de amostra a 20, 60 e 80 cm de altura, respectivamente.

** Valores médios das quatro últimas análises

Das tabelas A.1 a A.8, que se encontram no anexo, foram construídas as figuras 5.1.1 a 5.1.17, que representam graficamente o comportamento do BF a partir dos dados obtidos do afluente e efluente.

As figuras 5.1.18 a 5.1.20 representam graficamente a variação dos parâmetros pH, temperatura e oxigênio dissolvido de pontos intermediários do BF para as

duas fases de operação, e as figuras 5.21 a 5.24 são referentes ao perfil do reator para os parâmetros pH, temperatura, oxigênio dissolvido e DQO filtrada para as duas fases de operação.

Para avaliar o desempenho do BF, construiu-se a tabela 5.1.6, referente à eficiência de remoção de substrato para as duas fases de operação. Quanto à matéria orgânica, têm-se os dados de eficiência de remoção de DBO₅ e DQO da amostra bruta e filtrada e, quanto à matéria nitrogenada, os dados de eficiência de remoção de N-amoniacal.

Vale salientar que a remoção de NTK e N-amoniacal, aqui consideradas, refere-se à parcela de nitrogênio oxidado e, também, à parcela de nitrogênio incorporado ao lodo, pela assimilação dos microrganismos presentes no reator. Desta maneira, ocorre uma conversão de nitrogênio sem uma efetiva remoção do sistema.

TABELA 5.1.6 – Eficiência de remoção de matéria orgânica e nitrogenada no BF

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)	
	Fase I	Fase II
DBO ₅	83 a 90	29 a 76
DQO _B	61 a 89	50 a 91
DQO _F	60 a 88	39 a 89
N-amoniacal	75 a 90	19 a 72

O desempenho do BF quanto à remoção de material em suspensão é mostrado na tabela 5.1.7, com dados de eficiência de remoção de SST e SSV para as duas fases de operação.

TABELA 5.1.7 – Eficiência de remoção de material em suspensão no BF

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)	
	Fase I	Fase II
SST	37 a 96	54 a 98
SSV	80 a 97	60 a 99

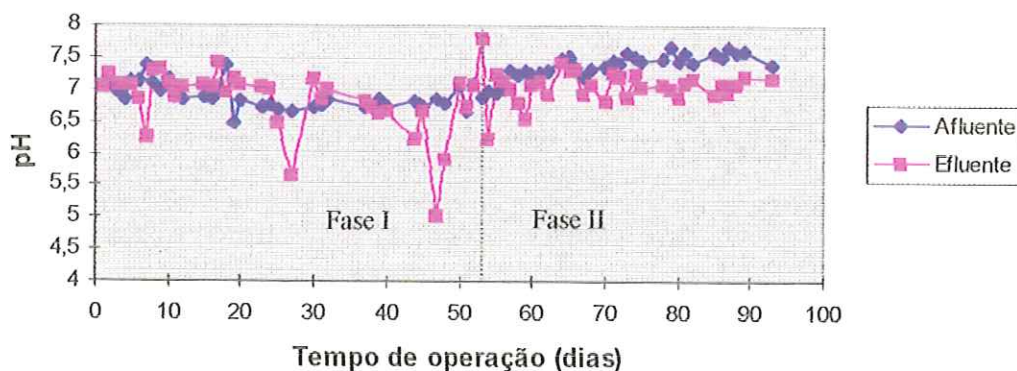


FIGURA 5.1.1 - Curvas de variação do pH do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

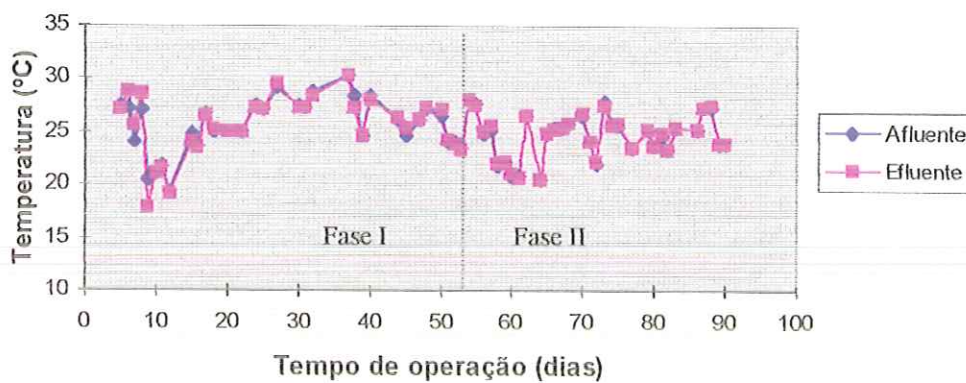


FIGURA 5.1.2 - Curvas de variação da temperatura do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

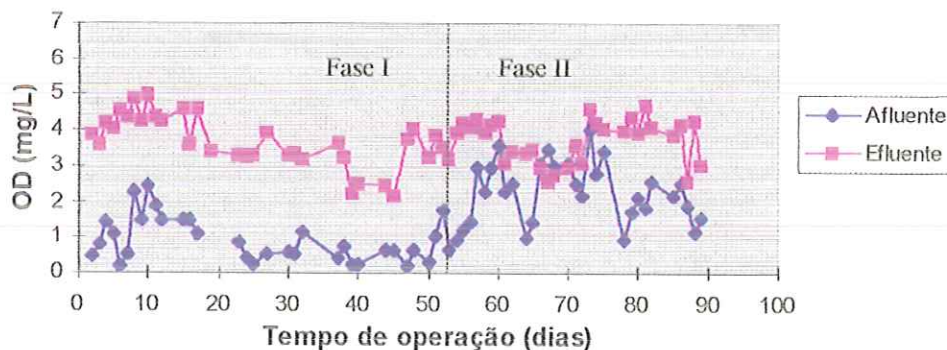


FIGURA 5.1.3 - Curvas de variação do oxigênio dissolvido (OD) do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

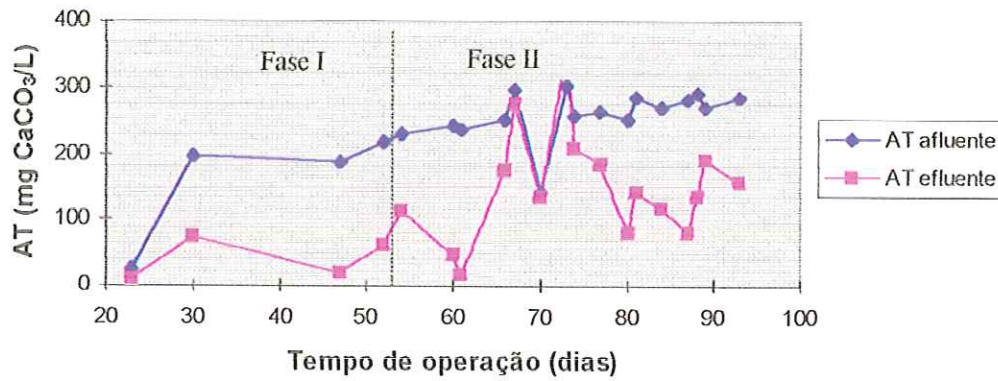
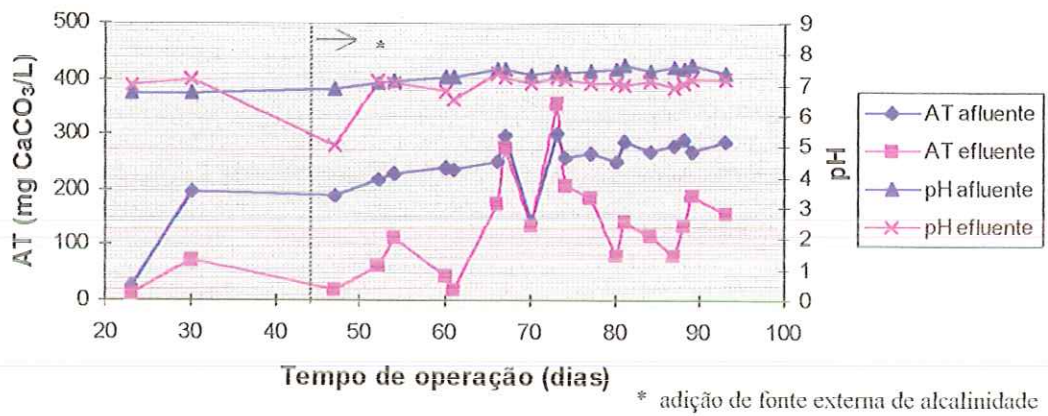


FIGURA 5.1.4 - Curvas de variação da alcalinidade total (AT) do afluyente e efluente do BF, para as duas fases de operação



* adição de fonte externa de alcalinidade

FIGURA 5.1.5 - Curvas de variação do pH e alcalinidade total (AT) do afluyente e efluente do BF

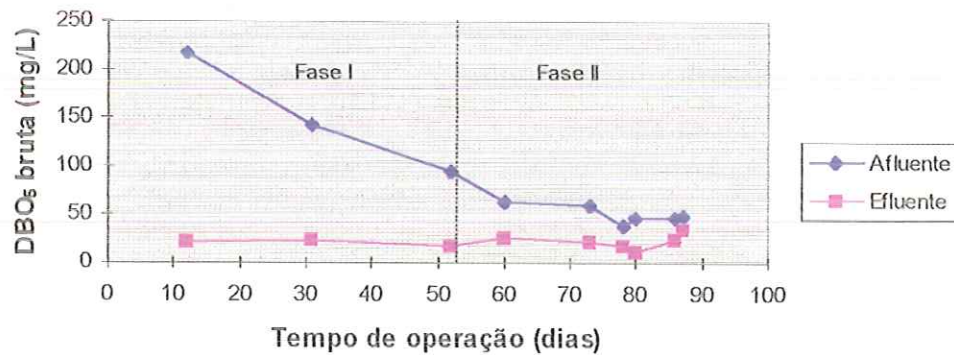


FIGURA 5.1.6 - Curvas de variação da DBO₅ da amostra bruta do afluyente e efluente do BF, para as duas fases de operação

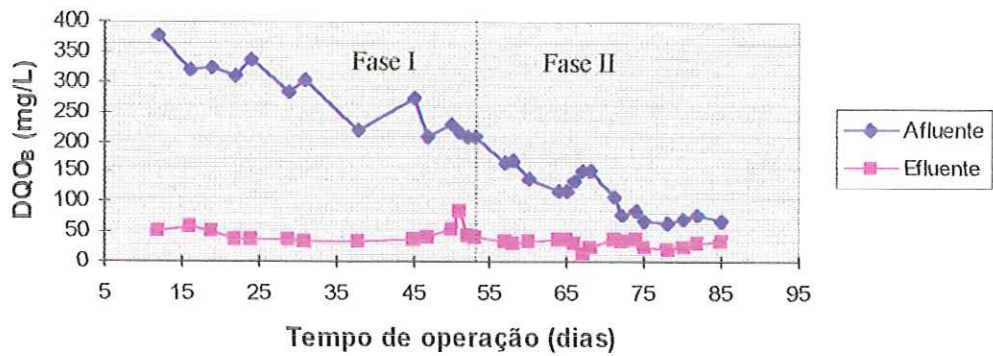


FIGURA 5.1.7 - Curvas de variação de DQO da amostra bruta do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

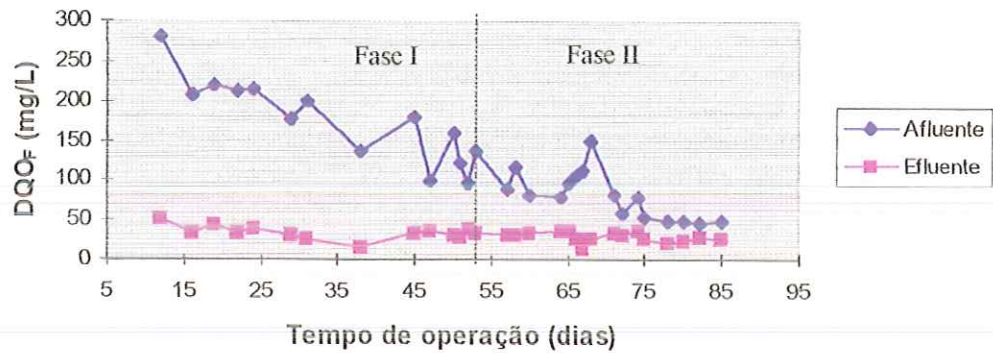


FIGURA 5.1.8 - Curvas de variação de DQO da amostra filtrada do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

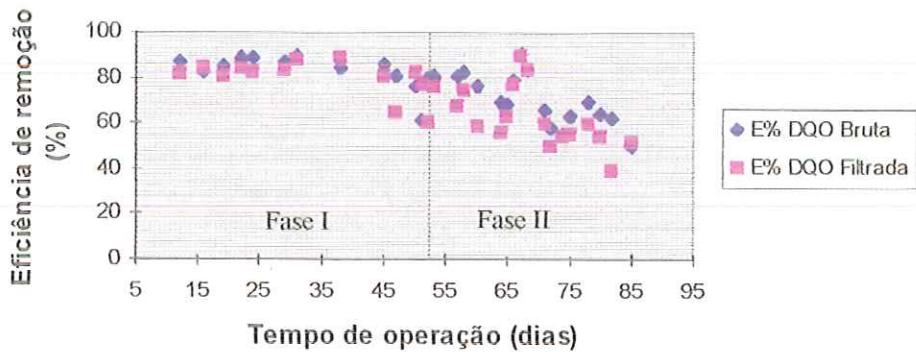


FIGURA 5.1.9 - Resultados de eficiência de remoção de DQO das amostras bruta e filtrada no BF, para as duas fases de operação

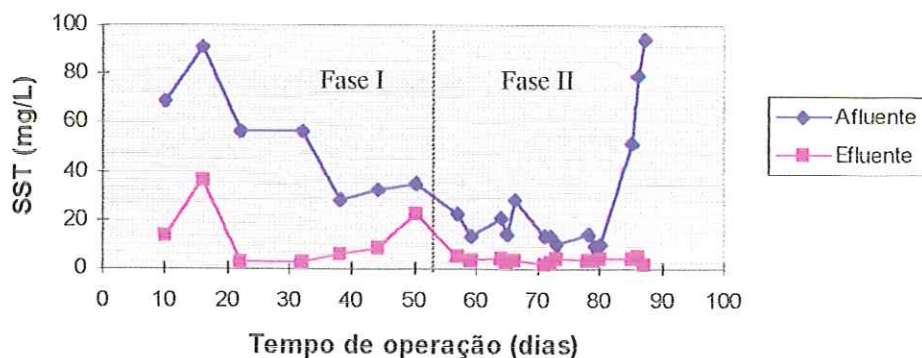


FIGURA 5.1.10 - Curvas de variação de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

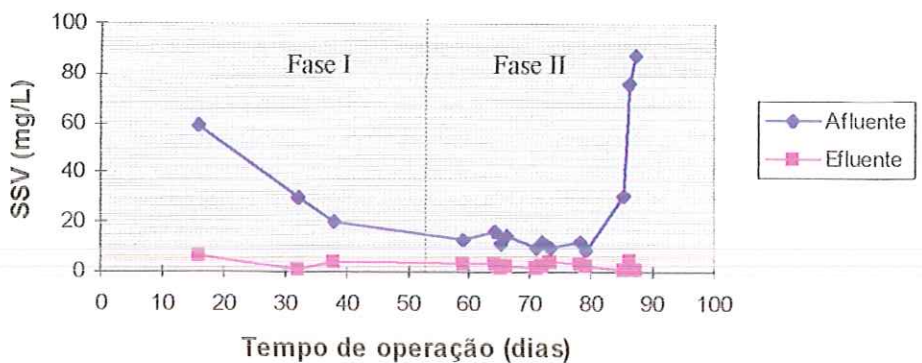


FIGURA 5.1.11 - Curvas de variação de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

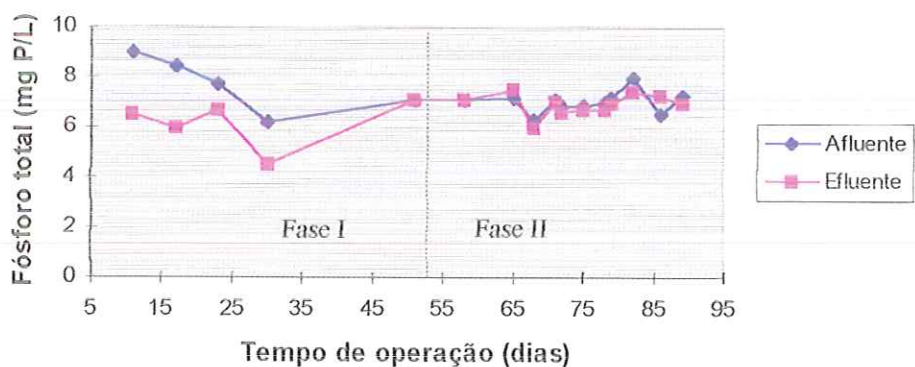


FIGURA 5.1.12 - Curvas de variação de fósforo total do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

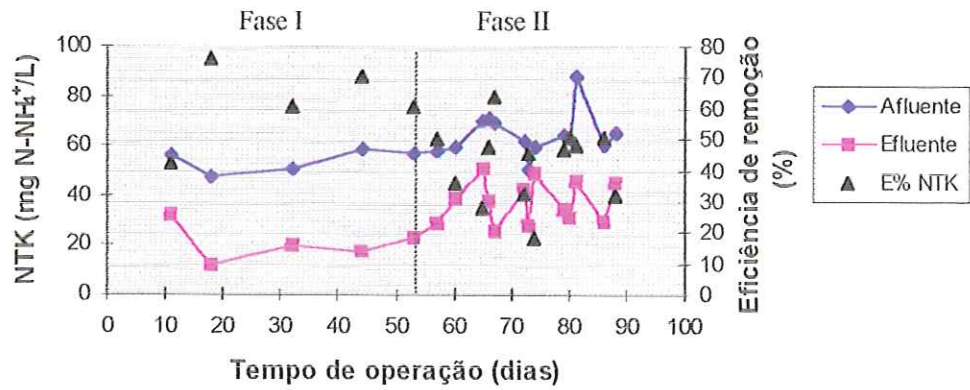


FIGURA 5.1.13 - Curvas de variação de NTK do afluyente e efluente do BF e resultados de eficiência de remoção de NTK, para as duas fases de operação

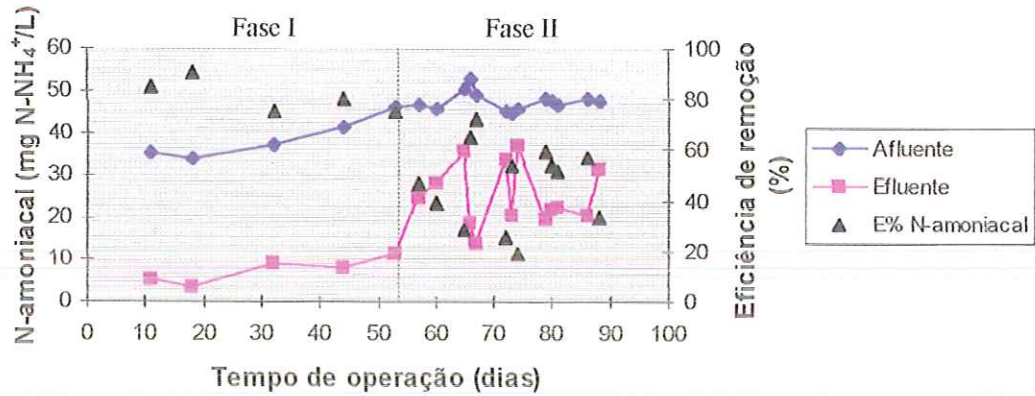


FIGURA 5.1.14 - Curvas de variação de N-amoniaco do afluyente e efluente do BF e resultados de eficiência de remoção de N-amoniaco, para as duas fases de operação

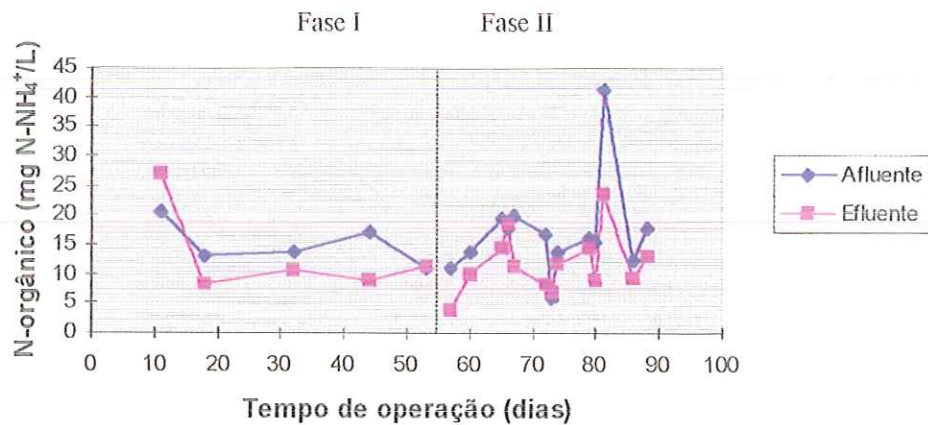


FIGURA 5.1.15 - Curvas de variação de N-orgânico do afluyente e efluente do BF, para as duas fases de operação

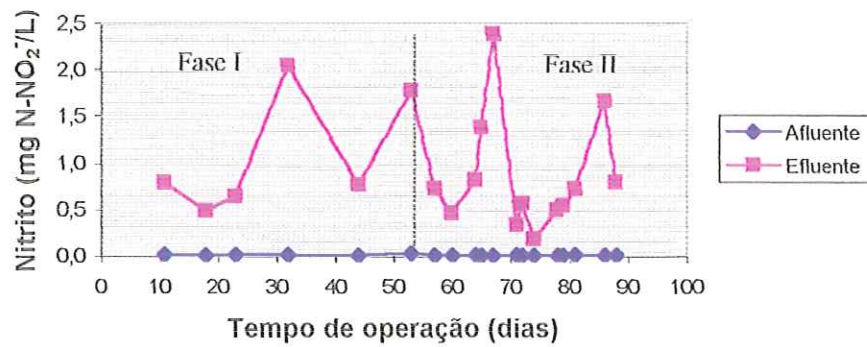


FIGURA 5.1.16 - Curvas de variação de Nitrato do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação

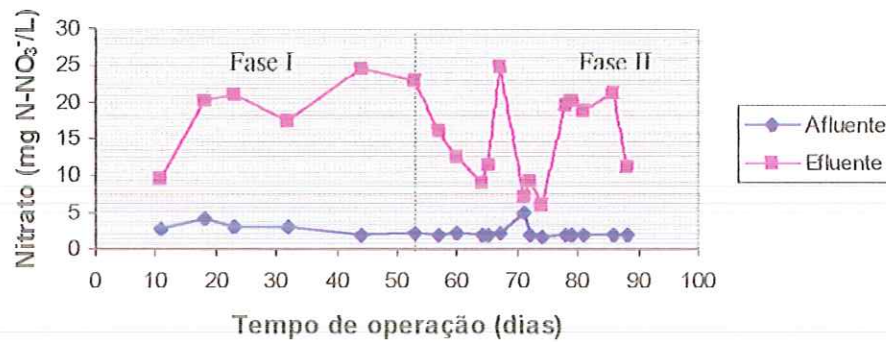
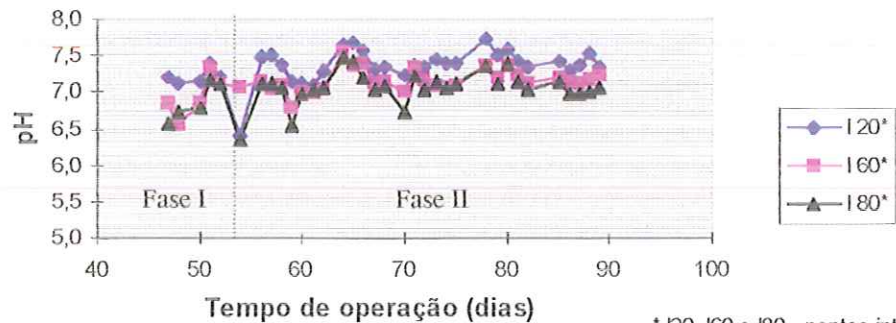


FIGURA 5.1.17 - Curvas de variação de Nitrato do afluente e efluente do BF, para as duas fases de operação



* 120, 160 e 180 - pontos intermediários a 20, 60 e 80cm da base do biofiltro

FIGURA 5.1.18 - Curvas de variação do pH em pontos intermediários do BF, para as duas fases de operação

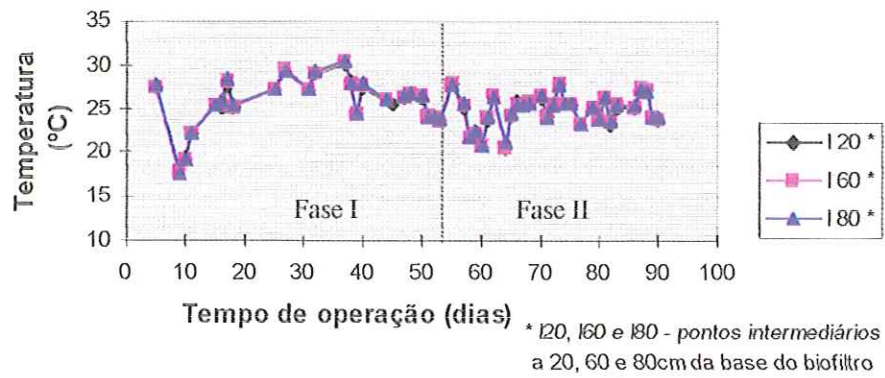


FIGURA 5.1.19 - Curvas de variação da temperatura em pontos intermediários do BF, para as duas fases de operação

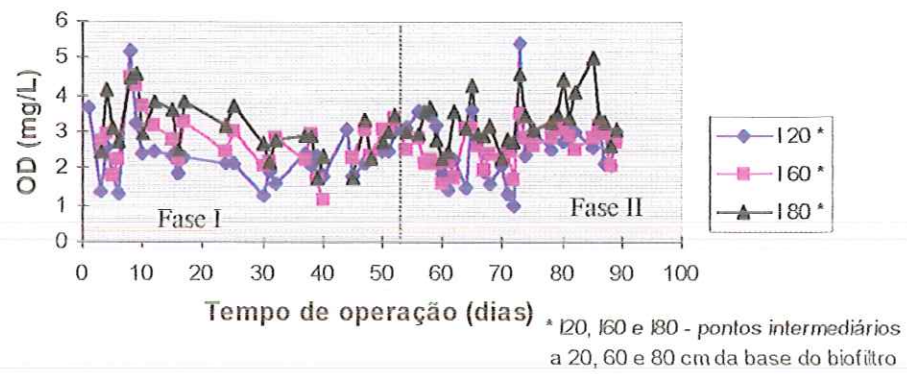


FIGURA 5.1.20 - Curvas de variação do oxigênio dissolvido (OD) em pontos intermediários do BF, para as duas fases de operação

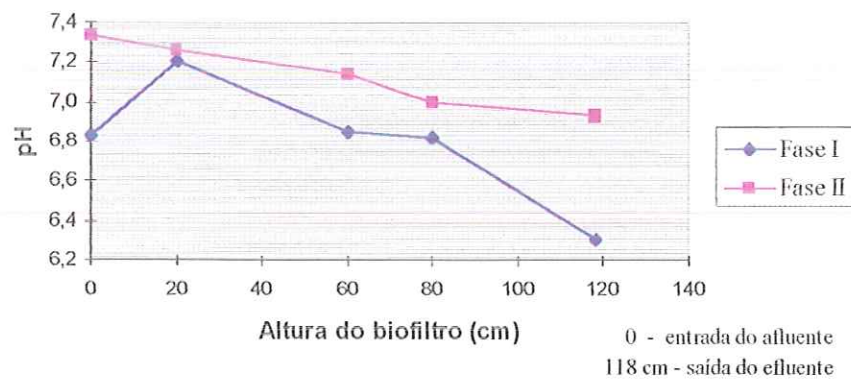


FIGURA 5.1.21 - Perfil do reator relativo ao parâmetro pH, valores médios para as duas fases de operação

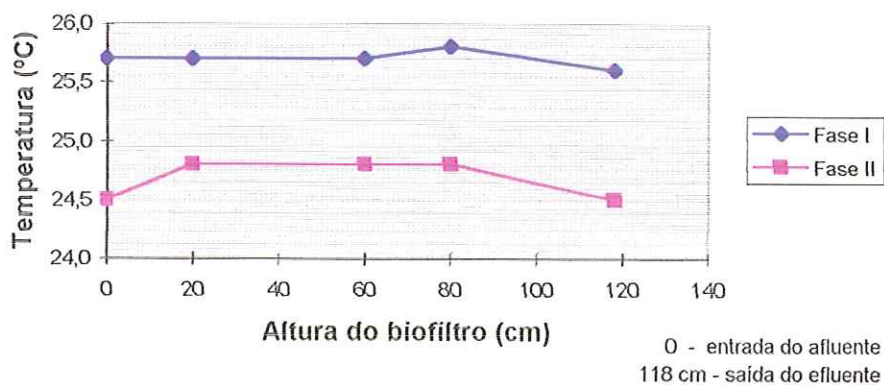


FIGURA 5.1.22 - Perfil do reator relativo ao parâmetro temperatura, valores médios para as duas fases de operação

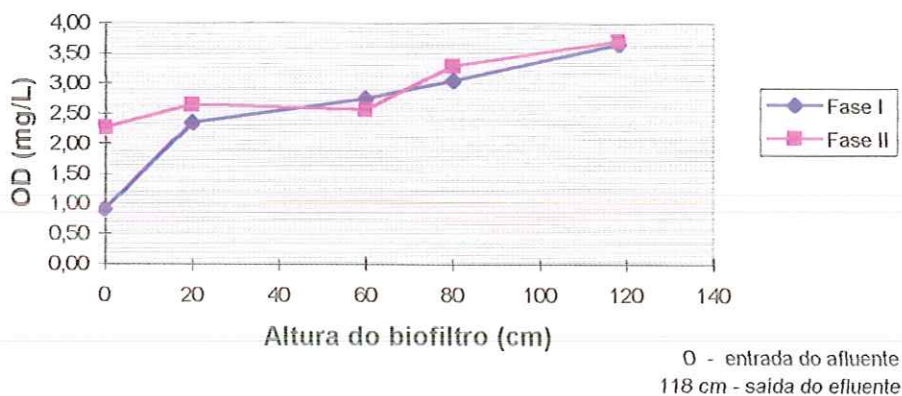


FIGURA 5.1.23 - Perfil do reator relativo ao parâmetro oxigênio dissolvido (OD), valores médios para as duas fases de operação

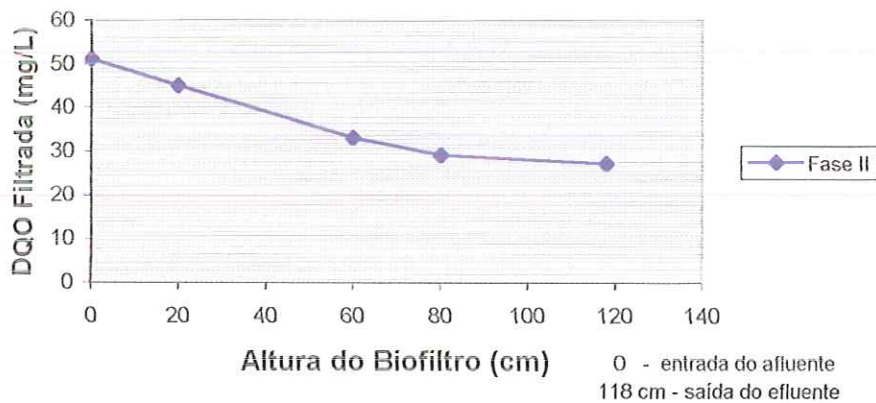


FIGURA 5.1.24 - Perfil do reator relativo ao parâmetro DQO_F , valores médios para a fase II de operação

Para avaliar o desempenho do BF quanto à nitrificação, também elaborou-se a tabela 5.1.8, que apresenta a variação das relações DQO/N-amoniaco e DQO/NTK, da carga aplicada de N-amoniaco e da eficiência de remoção de N-amoniaco, ao longo da operação do BF. A figura 5.1.25 ilustra graficamente a variação das relações DQO/NTK e DQO/N-amoniaco e da eficiência de remoção de N-amoniaco, durante o período de operação do BF.

TABELA 5.1.8 – Valores das relações DQO/NTK e DQO/N-amoniaco para o afluente, da carga volumétrica aplicada de N-amoniaco (COV_A) e de eficiência de remoção de N-amoniaco (E%), durante a operação do BF

Fase	Dia de Operação	DQO/NTK	DQO/N-amoniaco	COV_A (kg N-NH ₄ ⁺ /m ³ .d)	E% N-amoniaco
I	11	6,72	10,62	0,17	85
	18	6,91	9,57	0,15	90
	32	5,99	8,23	0,16	75
	44	4,66	6,57	0,20	80
	53	3,63	4,49	0,23	75
	57	2,86	3,53	0,24	47
II	60	2,32	3,00	0,24	39
	65	1,69	2,34	0,22	29
	66	1,92	2,57	0,27	65
	67	2,17	3,05	0,26	72
	72	1,74	2,38	0,23	25
	73	1,52	1,71	0,23	54
	74	1,41	1,83	0,20	19
	79	1,02	1,35	0,21	59
	80	1,10	1,45	0,22	54
	81	0,88	1,65	0,20	52
	86	1,10	1,38	0,27	58
	88	1,17	1,60	0,20	34

Para encerrar a apresentação dos dados coletados durante a operação do reator, incluiu-se a tabela 5.1.9, na qual constam informações sobre vazão, taxas de carregamento e taxas de remoção de substrato.

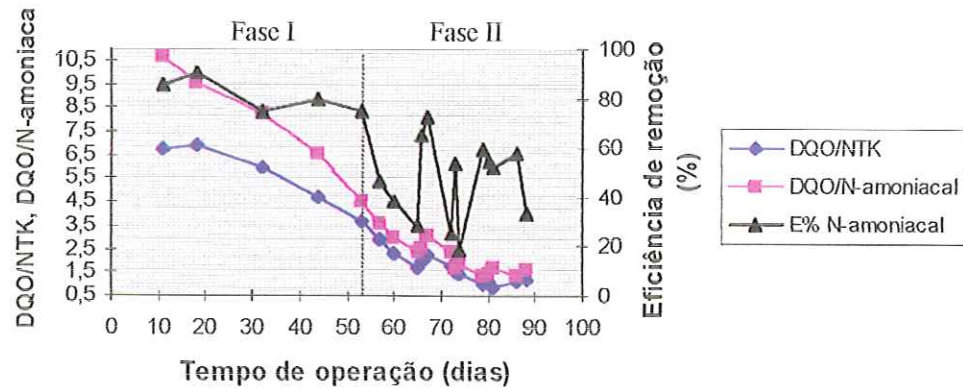


FIGURA 5.1.25 - Curvas de variação das relações DQO/NTK, DQO/N-amoniaca e da eficiência de remoção de N-amoniaca (E%), para as duas fases de operação do BF

TABELA 5.1.9 – Valores de vazão, taxas de carregamento e taxas de remoção de substrato, para as duas fases de operação do BF

Discriminação	Fase	
	I	II
Vazão média afluyente (L/h)	1,47	1,47
Carga volumétrica aplicada, em termos de:		
kg DBO ₅ /m ³ .dia	0,50-0,98	0,15-0,32
kg DQO _B /m ³ .dia	0,99-1,87	0,26-0,88
kg NTK/m ³ .dia	0,23-0,28	0,26-0,37
kg N-amoniaca/m ³ .dia	0,15-0,23	0,20-0,27
Carga volumétrica removida, em termos de:		
kg DBO ₅ /m ³ .dia	0,41-0,89	0,07-0,20
kg DQO _B /m ³ .dia	0,70-1,66	0,18-0,74
kg NTK/m ³ .dia	0,12-0,20	0,05-0,23
kg N-amoniaca/m ³ .dia	0,12-0,17	0,04-0,18

5.2. Exame Microscópico da Biomassa Imobilizada

O exame microscópico consistiu em identificar qualitativamente os principais tipos morfológicos de microrganismos presentes na biomassa aderida nas espumas de poliuretano, situadas na parte superior do BF, devido à dificuldade de coletar-se amostra do material suporte da parte inferior.

As imagens de microscopia óptica comum e de contraste de fase, mostradas nas figuras 5.2.1 a 5.2.8, foram feitas no final da fase II de operação. As morfologias foram identificadas comparando-se com as descritas por JENKINS et al. (1993) e WATSON et al. (1989).

De acordo com a figura 5.2.1, a biomassa apresentou-se compacta, observando-se a presença de carapaças de amebas (semelhante ao gênero *Arcella*), as quais são indicadoras de boas condições de depuração, fato este confirmado pela boa qualidade do efluente. A figura 5.2.2 mostra a presença de morfotipos semelhantes a bactérias nitrificantes *Nitrosococcus*, que, segundo WATSON et al. (1989), freqüentemente formam agregados e seu requerimento de energia e carbono é suprido pela oxidação da amônia a nitrito e pela fixação de dióxido de carbono.

Nas figuras 5.2.3 e 5.2.4, verifica-se a presença de filamentos relacionados ao gênero *Thiothrix* e ao tipo 021N, respectivamente, os quais possuem várias características semelhantes, utilizam o sulfeto como fonte de energia, oxidando-o a enxofre, sendo este depositado como grânulos intracelulares. Também utilizam substratos solúveis e facilmente degradáveis, segundo JENKINS et al. (1993).

A figura 5.2.5 mostra a presença de organismo semelhante à *Methanosarcina*, e a figura 5.2.6 mostra a presença de protozoários flagelados que se alimentam de matéria orgânica solúvel.

Na figura 5.2.7, observa-se a presença de filamento semelhante ao tipo 1863, estendendo-se a partir da superfície do floco e livre na solução e, na figura 5.2.8, observa-se

filamento semelhante ao tipo 0041, associado a tempo médio de retenção celular bastante alto (≥ 10 dias), especialmente em instalações para nitrificação, conforme JENKINS et al. (1993). Além disto, essa bactéria é também capaz de desenvolver-se em substratos de metabolização lenta ou até particulados.

Em geral, observou-se a presença de biomassa compacta nas espumas de poliuretano, com elevada ocorrência de células na forma de cocos, formando agrupamentos semelhantes a nitrificantes. Verificou-se ocorrência baixa de morfotipos de bacilos. Ocorreu alta frequência de carapaças de amebas, pouca de protozoários flagelados e média de organismos filamentosos. Basicamente, foram observadas morfologias bem variadas da comunidade biológica em relação à parte superior do BF de fluxo ascendente.

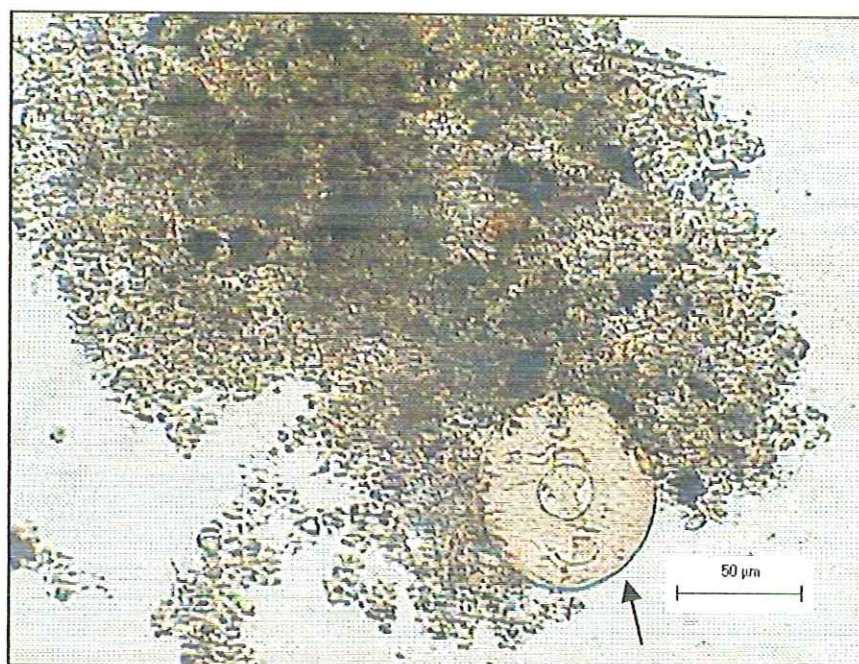


FIGURA 5.2.1 – Fotografia de microscopia óptica comum da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 200x1.25 – Ameba com carapaça, semelhante a *Arcella*, agregada à biomassa compacta

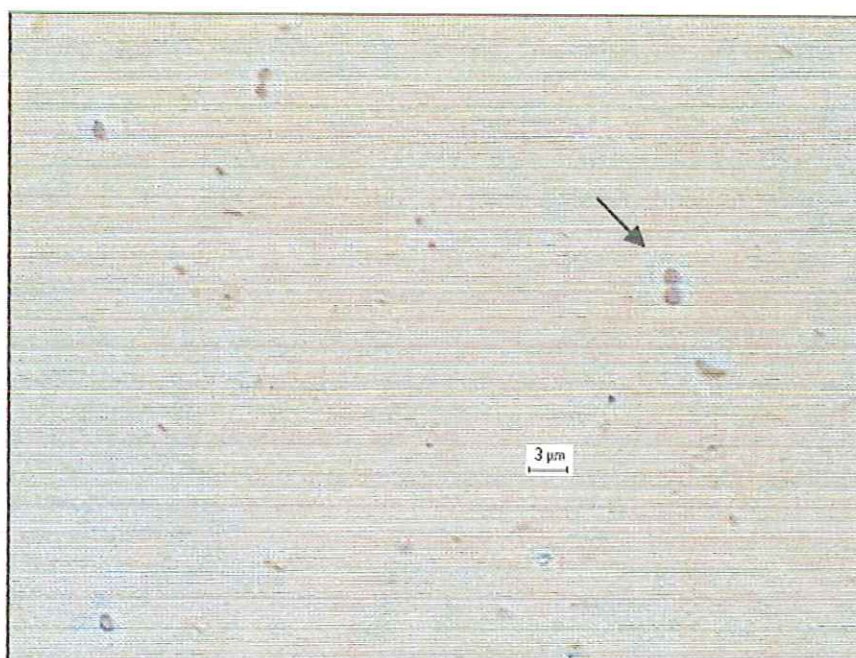


FIGURA 5.2.2 – Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Morfotipos semelhantes a bactérias nitrificantes *Nitrosococcus* (WATSON et al., 1989)

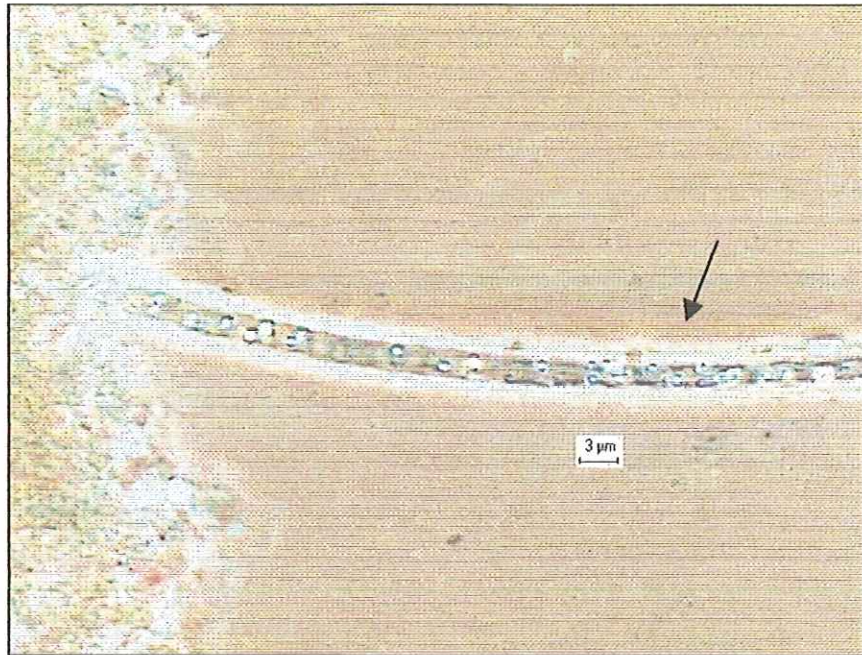


FIGURA 5.2.3 – Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.000x1.25 – Filamento semelhante a *Thiothrix* (JENKINS et al., 1993)



FIGURA 5.2.4 – Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Filamento semelhante ao tipo 021N (JENKINS et al., 1993)

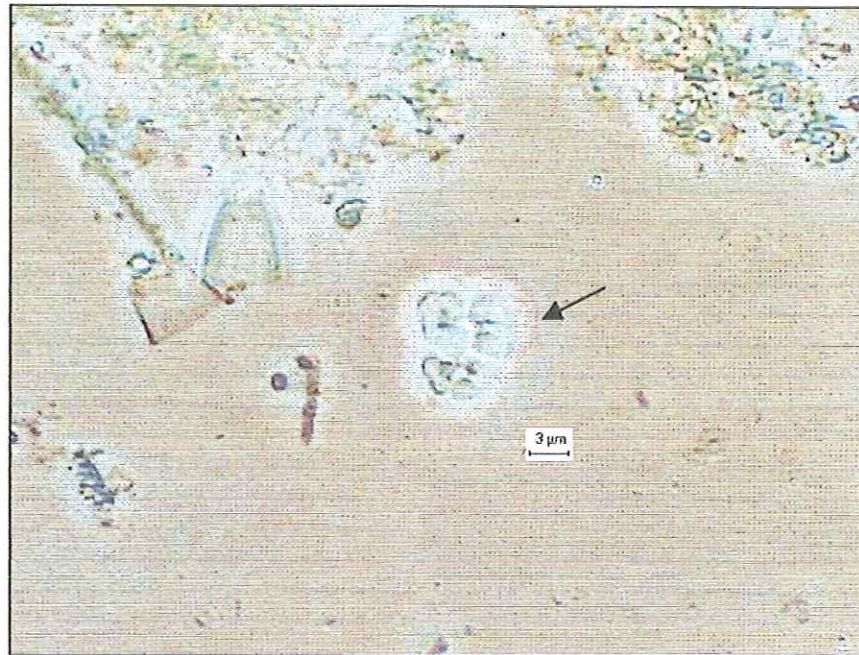


FIGURA 5.2.5 – Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1,25 – Organismo semelhante à *Methanosarcina*

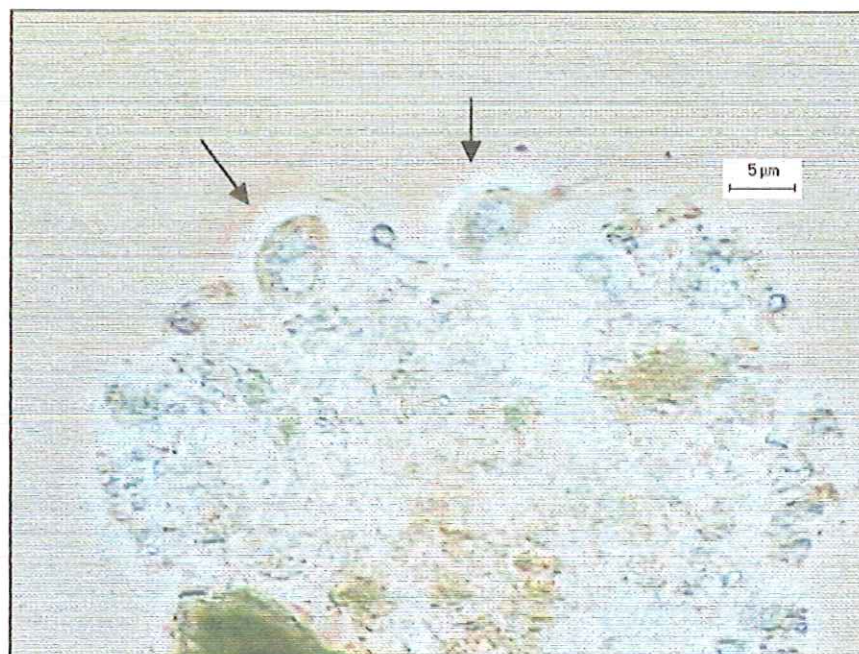


FIGURA 5.2.6 – Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1,25 – Protozoários flagelados



FIGURA 5.2.7 – Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Filamento semelhante ao tipo 1863 (JENKINS et al., 1993)

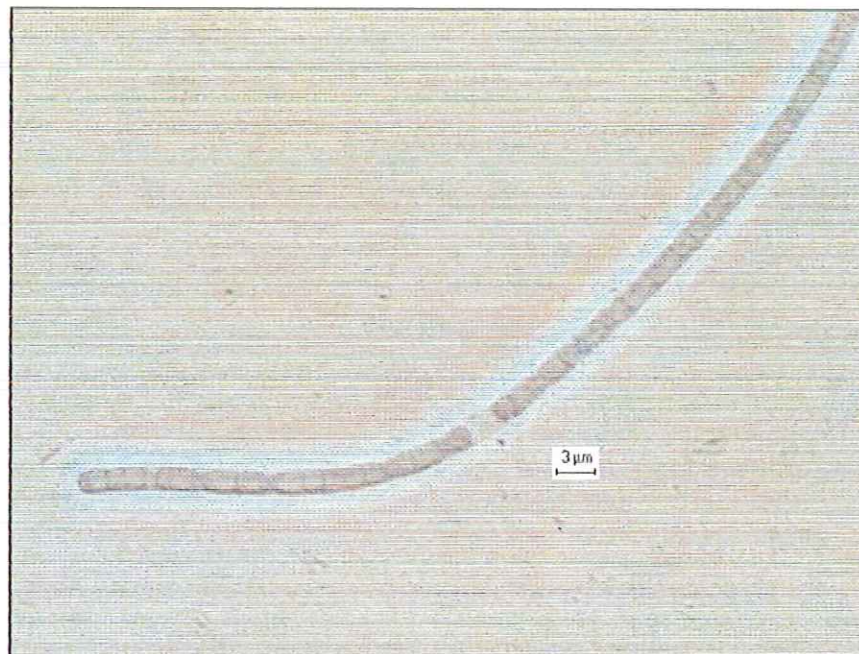


FIGURA 5.2.8 – Fotografia de microscopia óptica de contraste de fase da biomassa aderida ao suporte do BF no final da operação do reator, aumento 1.250x1.25 – Filamento semelhante ao tipo 0041 (JENKINS et al., 1993)

6. DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentadas as discussões sobre os parâmetros analisados durante a fase experimental e como tais parâmetros influenciaram no desempenho do BF. Procurar-se-á envolver apenas os aspectos fundamentais mais relacionados aos objetivos do presente trabalho. Apesar do controle sistemático durante a operação da instalação piloto, alguns problemas operacionais surgiram, entretanto não houve prejuízo no desempenho do sistema.

6.1. pH e Alcalinidade

A primeira fase de operação foi caracterizada por variações no pH do despejo líquido, principalmente no efluente do BF, com valores médios de 6,83 e 6,30 para o afluente e efluente, respectivamente. Como se pode observar na figura 5.1.5, apresentada no capítulo anterior, essa variação do pH efluente, com valores baixos, deve-se ao consumo de alcalinidade no BF, consumo este muito grande que não mantinha o pH na faixa adequada para o bom andamento do processo. Esse consumo da alcalinidade no BF deve-se provavelmente ao processo de nitrificação, como já foi explicitado no capítulo 3, no qual ocorre redução na concentração do íon bicarbonato (HCO_3^-) e aumento na concentração do ácido carbônico (H_2CO_3). Outra causa possível dessa redução do pH pode ser a presença de organismos filamentosos, como “*Thiothrix*” e “tipo 021N”, mostrados nas figuras 5.2.3 e 5.2.4, respectivamente, uma vez que já foi constatado por WILLIAMS & UNZ (1985) que o crescimento desses organismos na presença de sulfeto resultou em acentuado decréscimo no

pH do meio de cultura. Assim, pode-se supor também que o mesmo efeito aconteceria no despejo em questão.

Desta maneira, a partir do 44º dia, resolveu-se adicionar uma fonte externa de alcalinidade. Foi usada uma solução de bicarbonato de sódio (NaHCO_3), sendo a dosagem calculada todos os dias em função do pH medido e o desejado.

Com essa correção, nota-se que, na segunda fase de operação, manteve-se uma estabilidade do pH, com menores variações, com valores médios de 7,33 e 6,93 para o afluente e efluente, respectivamente. Para as duas fases, o pH no interior do BF foi decrescente ao longo de sua altura, variando de 7,20 a 6,82 durante a fase I e de 7,33 a 7,00 durante a fase II.

A alcalinidade total do afluente e efluente na primeira fase variou bastante, com valores médios de 171 e 55, respectivamente. Na segunda fase, o efluente continuou com grande variação, e o afluente mais estável quanto a esse parâmetro, uma vez que se fazia correção com NaHCO_3 , com valores médios de 261 para o afluente e de 152 para o efluente.

6.2. Remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos

Para a fase I, as cargas orgânicas volumétricas aplicadas foram em média de 0,69 kg $\text{DBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$ e 1,33 kg $\text{DQO}_B/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$, e resultaram eficiências de remoção médias de 82 e 79% para a DQO_B e DQO_F , respectivamente, e 86% para a DBO_5 . Durante essa fase, para o parâmetro SST, obteve-se em média eficiência de remoção de 75% e para SSV, de 89%.

Durante a fase II, houve uma significativa diminuição das cargas orgânicas volumétricas aplicadas ao BF devido à sensível melhora no desempenho do reator anaeróbio, que estava produzindo um efluente de melhor qualidade (afluente do BF). Nessa fase, aplicaram-se cargas orgânicas volumétricas em média de 0,25 kg $\text{DBO}_5/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$ e 0,55 kg

$DQO_B/m^3 \cdot dia$, obtendo-se eficiências de remoção médias de 70 e 62% para a DQO_B e DQO_F , respectivamente, e 57% para a DBO_5 . Quanto aos sólidos suspensos, as remoções médias foram de 79% para SST e 82% para SSV.

O efluente produzido pelo BF manteve-se bastante estável durante todo o período de operação, mesmo com variações nas taxas de carregamento aplicadas, tanto para a DBO_5 quanto para a DQO. As concentrações médias de DQO_B e de DBO_5 no efluente foram, respectivamente, de 45 e 20 mg/L para a fase I e de 30 e 21 mg/L para a fase II.

Os resultados da relação DBO_5/DQO_B , inseridos na tabela A.4 do apêndice, mostram que em torno de 50% e 58% (para as fases I e II respectivamente) da DQO_B do afluente ao BF era biodegradável.

Na figura 6.2.1 é apresentada a correlação entre a carga orgânica volumétrica aplicada (COV_A) e removida (COV_R) de DQO_B , durante a operação do BF, para as duas fases. A taxa média de remoção do substrato, dada pelo coeficiente angular da reta, é de 0,93 kg DQO_B removida/kg DQO_B aplicada. Nota-se que essa declividade é muito próxima da declividade da reta que representa a taxa ideal de remoção de DQO.

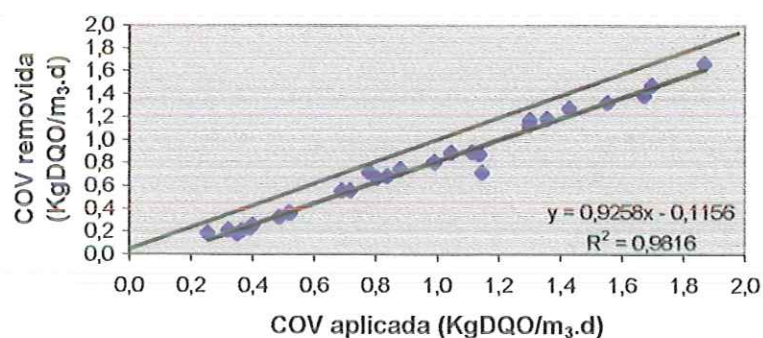


FIGURA 6.2.1 – Correlação entre a carga orgânica volumétrica removida (COV_R) e aplicada (COV_A) de DQO_B , durante a operação do BF

A figura 6.2.2 mostra a frequência de distribuição dos resultados de DBO_5 do afluente e efluente do BF. Em relação ao atendimento ao padrão de lançamento do Estado

de São Paulo, pode ser notado nessa figura que 100% dos resultados do efluente estiveram abaixo do limite de 60 mg/L para a DBO₅, durante as duas fases de operação.

A principal condicionante da lavagem do BF foi a qualidade do efluente, em detrimento do comportamento hidráulico do processo. A frequência de lavagem situou-se na faixa de 1 lavagem a cada 7 dias, quando o desempenho do BF era nitidamente marcado pelo transpasse de sólidos suspensos no efluente. No entanto, durante a fase I, enquanto ainda se definia a frequência de lavagem, ocorreram picos de elevação de SST no efluente, devido a um intervalo maior entre duas lavagens consecutivas, obtendo-se média de 12,97 mg/L. Já na fase II, os teores de SST no efluente se mantiveram mais estáveis, tendo o BF produzido efluente com média de 3,46 mg/L. Quanto à parcela volátil dos sólidos suspensos, desde o início de sua operação, o BF produziu efluente com baixíssimos teores de SSV, com médias de 7,87 e 2,58 mg/L, para as fases I e II, respectivamente.

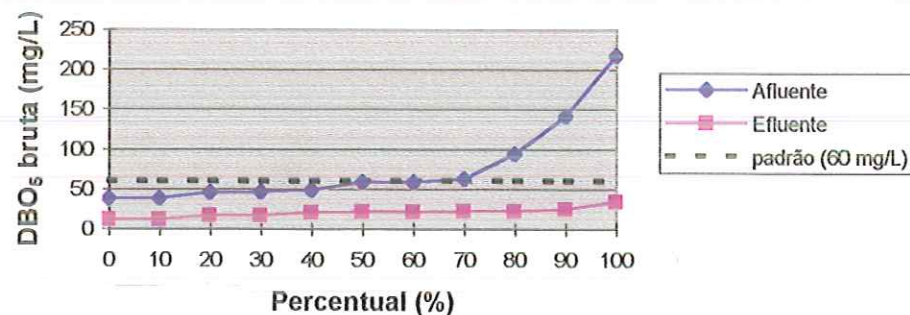


FIGURA 6.2.2 - Frequência de distribuição dos resultados de DBO₅ da amostra bruta do afluente e efluente do BF

Uma grande vantagem obtida com a utilização da espuma de poliuretano como material suporte do BF foi uma excelente remoção dos sólidos suspensos, produzindo um efluente bastante clarificado. Além disso, outra excelente vantagem alcançada foi um maior intervalo entre lavagens consecutivas, média de sete dias, devido a sua grande capacidade de absorção, uma vez que outros pesquisadores, como GONÇALVES et al.

(2000) e GONÇALVES & OLIVEIRA (1996), chegaram a uma média de três dias entre duas lavagens consecutivas.

6.3. Remoção de nitrogênio e fósforo

As cargas volumétricas aplicadas no BF em termos de nitrogênio foram em média de 0,25 kg NTK/m³.dia e 0,18 kg N-amoniacoal/m³.dia para a Fase I, e 0,31 kg NTK/m³.dia e 0,23 kg N-amoniacoal/m³.dia para a Fase II. Para essas cargas de nitrogênio aplicadas foram obtidas em média eficiências de conversão para NTK de 62 e 42%, respectivamente, para as Fases I e II, e para N-amoniacoal de 81 e 47%, respectivamente, para as Fases I e II.

Durante a Fase I, mesmo com altas relações DQO/N-amoniacoal e DQO/NTK, foram obtidos os melhores resultados de conversão de nitrogênio amoniacoal, como mostra a tabela 5.1.7 e figura 5.1.25. Já na Fase II, os valores dessas relações diminuíram. Entretanto, o comportamento ao longo dessa fase foi muito instável, mesmo o reator tendo apresentado elevadas eficiências de remoção em determinados períodos. Dessa maneira, não se pode concluir a respeito da influência dessas relações no processo de nitrificação, visto que na literatura vários autores concluíram o contrário, entre eles CAMPOS (1989), VICTORIA (1993) e BARROS (1989).

A eficiência de nitrificação no BF foi afetada pela concentração afluente e pela carga aplicada de nitrogênio amoniacoal, uma vez que quando houve pequeno acréscimo nesses valores durante a Fase II, a remoção de N-amoniacoal diminuiu significativamente. Isto pode indicar que o nitrogênio amoniacoal em excesso pode levar à inibição o processo de nitrificação, pois como afirmado por HENZE (1997), CAMPOS (1989) e METCALF & EDDY (1991), os microrganismos nitrificantes são sensíveis a concentrações elevadas de seu próprio substrato.

As concentrações de nitrito no efluente permaneceram em níveis baixos durante grande parte da operação do BF, havendo alguns picos de elevação indicando períodos de instabilidade no reator. Tal fato acontece quando são aplicadas altas cargas de nitrogênio amoniacal e ocorre acúmulo de nitrito. HENZE (1997) explica que a oxidação de nitrito para nitrato é mais lenta do que a oxidação do nitrogênio amoniacal para nitrito, sendo o passo limitante do processo. Provavelmente ocorre a predominância de bactérias que oxidam o nitrogênio amoniacal a nitrito, tendo sido verificado no exame microscópico grande presença de microrganismos semelhantes a *Nitrosococcus*.

As concentrações médias de nitrogênio oxidado (nitrito + nitrato), para as Fases I e II, foram de 20,4 e 15,3 mg/L, respectivamente, enquanto que as concentrações de NTK consumido foram em média de 33,2 e 27,5, para as Fases I e II, respectivamente. Note-se que apenas uma parte do nitrogênio consumido foi convertida para as formas oxidadas. Provavelmente essa diferença entre o NTK consumido e o nitrogênio oxidado não é devida somente à assimilação biológica, pois segundo ECKENFELDER & ARGAMAN (1991), a remoção de nitrogênio devido à incorporação no lodo durante a síntese celular é limitada em aproximadamente 2 a 5% da DBO do esgoto bruto, dependendo das condições de operação.

Possivelmente essa diferença entre o nitrogênio oxidado e o NTK consumido deve-se à ocorrência de nitrificação e desnitrificação em um mesmo biofilme, fenômeno já observado por CAMPOS (1989), tendo LOPES (1999) chegado a essa mesma conclusão.

Durante a fase I, a temperatura no interior do BF variou entre 17,5 e 30,4 °C e, durante a fase II, a temperatura variou na faixa de 20,5 a 27,9 °C, sendo que essas temperaturas extremas ocorreram apenas durante um dia e aleatoriamente durante a operação do reator, estando a temperatura média na faixa de 22,7 a 27,7 °C. Com base em tais resultados, não se pode avaliar a influência desse parâmetro no desempenho do reator, no que diz respeito à nitrificação, uma vez que foram obtidas boas eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal tanto para baixas como altas temperaturas.

Os resultados obtidos de pH não permitem avaliar a influência desse parâmetro no processo de nitrificação, pois quando se conseguiram melhores resultados de produção de nitratos e redução de nitrogênio amoniacal, durante a Fase I, o reator operou com valores médios de pH entre 6,82 e 7,20, fora da faixa ótima recomendada para nitrificação, que, segundo vários pesquisadores, é de 7,5 a 8,5. Portanto, não se pode afirmar que uma das causas da diminuição da eficiência de nitrificação durante a Fase II foi a operação do BF fora da faixa ótima recomendada, uma vez que nessa segunda fase os valores de pH no interior do reator foram maiores que os da Fase I e mais próximos aos valores tidos como ótimos.

Segundo os autores HORAN (1990) e METCALF & EDDY (1991), a concentração de oxigênio dissolvido é de muita importância no processo de nitrificação. A concentração média desse parâmetro no meio líquido variou entre 2,34 e 3,04 ao longo da altura do BF, para a fase I, e entre 2,56 e 3,29 para a fase II, conforme demonstrado na figura 5.1.23, o que mostra que durante toda a operação do reator obteve-se alto residual de oxigênio dissolvido no meio líquido.

Contudo, provavelmente não ocorreu uma total penetração do oxigênio dissolvido no biofilme. Este fato pode ser explicado pelo exame microscópico, no qual houve ocorrência de microrganismos anaeróbios, como a *Methanosarcina*. Esta pode ter sido transportada pelo efluente do reator anaeróbio, aderindo-se à biomassa presente no BF ou indicar a existência de uma zona anaeróbia no interior do biofilme aderido às matrizes de espuma utilizadas como material suporte.

A presença de sulfobactérias, microrganismos filamentosos, que se desenvolvem em ambientes de baixo OD e altos níveis de sulfeto, também pode indicar que o oxigênio dissolvido não estava penetrando totalmente no biofilme formado no meio suporte.

Conforme STENSTRON & PODUSKA (1980)³ *apud* BARROS (1989), a concentração de oxigênio dissolvido no interior do biofilme pode ser consideravelmente menor do que a concentração no meio líquido, pois há dependência de fatores como espessura e forma do biofilme, volume e intensidade da mistura, entre outros.

Um dos fatores que possivelmente contribuiu para a instabilidade do processo de nitrificação durante a fase II de operação e conseqüente diminuição de eficiência pode ter sido a ineficiente transferência do oxigênio dissolvido do meio líquido para o interior do biofilme, levando ao aparecimento de uma camada anaeróbia, provocando o fenômeno já citado anteriormente de nitrificação e desnitrificação no interior de um mesmo biofilme. Isso se deve ao fato da utilização de pedra porosa de aquário como difusor do ar comprimido, por gerar bolhas grandes, o que tomou a aeração do sistema inadequada para a nitrificação.

Outros pesquisadores afirmam que em um reator aeróbio de biomassa fixa a um suporte, a taxa de conversão do nitrogênio amoniacal é geralmente limitada pela transferência de oxigênio do líquido para o biofilme (GARRIDO et al., 1997).

Quanto à remoção de fósforo, o sistema de pós-tratamento não obteve bons resultados, o que é esperado quando este promove a nitrificação da água residuária. Durante a fase I, houve remoção de fósforo no BF, mesmo que pequena, com eficiência média de 24%, estando na faixa de remoção citada na literatura. Já na fase II, a remoção de fósforo foi em média de 4%, considerada desprezível. Durante esta fase, houve períodos em que as concentrações de fósforo no efluente foram maiores que as do afluente, isto devido ao arraste de lodo biológico, pois a remoção de fósforo é promovida pela assimilação do mesmo pelos microrganismos presentes no biofilme.

³ STENSTRON, M.K. & PODUSKA, R.A. (1980). The effect of dissolved oxygen concentration on nitrification. *Water Research*, v.14, pp.643-649

7. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

7.1. Conclusões

A avaliação do sistema de pós-tratamento aeróbio proposto, tratando efluente de reator anaeróbio compartimentado, permite concluir que:

O biofiltro aerado submerso apresentou bom desempenho na remoção de matéria orgânica, mesmo quando aplicadas altas e baixas cargas orgânicas volumétricas, alcançando eficiência de remoção de DQO_B e DBO_5 de 91 e 90%, respectivamente. No final da operação, o efluente produzido pelo BF apresentava concentrações médias de 30 mg DQO_B/L e 21 mg DBO_5/L , atendendo ao padrão de lançamento do Estado de São Paulo em 100% dos resultados de DBO_5 .

A DQO remanescente no efluente do reator anaeróbio era devida basicamente a DQO da amostra líquida filtrada, tendo o BF apresentado eficiência média de remoção de DQO_F de 79 e 62%, com concentrações efluentes médias de 33 e 28 mg/L para as fases I e II, respectivamente.

A espuma de poliuretano apresentou-se como suporte adequado para imobilização da biomassa aeróbia e remoção de sólidos suspensos, devida a sua grande capacidade de absorção. O BF produziu efluente bastante clarificado, com concentrações em média de 12,97 e 7,87 mg/L para SST e SSV durante a fase I, alcançando valores médios de 3,46 e 2,58 mg/L para SST e SSV na segunda fase.

A utilização da espuma de poliuretano também proporcionou um intervalo médio de 7 dias entre duas lavagens consecutivas, para eliminação da biomassa em excesso

acumulada, muito superior a intervalos citados por GONÇALVES et al. (2000) e GONÇALVES & OLIVEIRA (1996).

O BF promoveu nitrificação do efluente do reator anaeróbio, apresentando bons resultados de conversão de nitrogênio amoniacal para nitrato, durante a fase I, com eficiência média de 81%, alcançando concentrações médias no efluente de nitrogênio amoniacal de 7,5 mg/L e de nitrato formado de 19,31 mg/L.

Já na fase II de operação, o reator apresentou eficiência média de conversão de nitrogênio amoniacal para nitrato de 47%. As concentrações médias no efluente foram de 25,3 mg/L para N-amoniacal e de 14,42 mg/L para nitrato.

A alcalinidade total do afluente do BF não foi suficiente para manter o pH nos níveis adequados enquanto a nitrificação acontecia, sendo necessário adicionar fonte externa de alcalinidade. As variações nos valores dos parâmetros pH e temperatura no interior do reator aparentemente não comprometeram o desempenho do sistema no processo de nitrificação.

Constatou-se que a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal está diretamente ligada à concentração afluente desse parâmetro, diminuindo com o aumento da carga aplicada de nitrogênio amoniacal.

A razão nitrogênio oxidado/NTK consumido no BF foi bem menor que valores teóricos citados por ECKENFELDER & ARGAMAN (1991), permitindo supor que ocorreu nitrificação e desnitrificação no mesmo biofilme.

O sistema de aeração mostrou não ser eficiente, com geração de bolhas grandes, não permitindo que o oxigênio dissolvido fosse totalmente difundido no interior do biofilme, constatado pela presença de organismo anaeróbio semelhante à *Methanosarcina*, verificada no exame microscópico. Possivelmente uma câmara de saturação melhoraria o sistema.

Com o exame microscópico, verificou-se que as condições de operação do biofiltro permitiram a colonização de biomassa aeróbia diversificada e com boa aderência ao material suporte.

7.2. Recomendações

Com base nos resultados e conclusões obtidos, sugerem-se as seguintes recomendações para pesquisas futuras:

- Operação do sistema anaeróbio/aeróbio e verificação da eficiência global desse sistema na remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão;
- Operação desse tipo de reator, tendo o estudo da nitrificação como objetivo principal, a fim de melhor controlar o processo, e variação do tempo de detenção hidráulica no reator;
- Operação do BF sem adição prévia de inóculo ao meio suporte, para avaliar o tempo de estabelecimento de biomassa imobilizada, realizando exames microscópicos ao longo de toda a operação do reator;
- Construção e operação do biofiltro aerado submerso em escala piloto, para obtenção de resultados compatíveis com o tratamento de águas residuárias em escala real;
- Realização de ensaios hidrodinâmicos com o objetivo de avaliar a configuração do BF para otimização em trabalhos futuros;
- Estudo da cinética, para um melhor entendimento da atividade dos microrganismos presentes no BF;
- Utilização de um sistema de aeração típico de sistema de flotação, constituído por câmara de saturação, que pode ser uma alternativa viável e mais eficiente na transferência do oxigênio do meio líquido para o interior do biofilme.
- Estudo da remoção de microrganismos patogênicos no sistema reator anaeróbio/biofiltro aerado submerso, que é objetivo de outra pesquisa em andamento no Departamento SHS da EESC/USP.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGUDO, E.G., et. al. (1987). *Guia de Coleta e Preservação de Amostras de Água*. CETESB, São Paulo-SP, 150 p.

APHA, AWWA; WPCF (1998). *Standard methods for examination of water and wastewater*. 20th ed., American Public Health Association, American Water Works Association, Water Pollution Control Federation, Washington DC, USA.

AZEVEDO NETO, J.M. de (1971). *Tratamento de águas residuárias*. Capítulos publicados na revista DAE, n^{os} 46 a 68, com título original: Curso de tratamento de águas residuárias, 218 p.

BACQUET, G.; JORET, J.C.; ROGALLA, F. & BOURBIGOT, M.M. (1991). Biofim start-up and control in aerated biofilter. *Environmental Technology*, v.12, pp.747-756.

BARROS, F.G. (1989). *Emprego de reator de leito fluidificado para nitrificação de efluentes de tratamento secundário*. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 142 p.

BOLLER, M.; TSCHUI, M. & GUJER, W. (1997). Effects of transient nutrient concentrations in tertiary biofilm reactors. *Water Science and Technology*, v.36, n^o.1, pp. 101-109.

CALLADO, N.H. (2001). *Reatores seqüenciais em batelada em sistema anaeróbio/aeróbio tratando esgoto sanitário sintético e com remoção de nutrientes*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 227 p.

- CAMPOS, J.R. (1989). *Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série*. Tese (Livre docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 295 p.
- CAMPOS, J.R. (1994). *Alternativas para tratamento de esgotos - pré-tratamento de águas para abastecimento*. Publicação nº 09, Consórcio Intermunicipal das Bacias dos Rios Piracicaba e Capivari, Americana-SP, Brasil.
- CANLER, J.P. & PERRET, J.M. (1994). Biological aerated filters: assessment of the process based on 12 sewage treatment plants. *Water Science and Technology*, v.29, nº 10/11, pp.13-22.
- CHERNICHARO, C.A.L. (1996). Tratamento anaeróbio de esgotos: situação atual e perspectivas. In: *Anais do Seminário Internacional de Tratamento e Disposição de Esgotos Sanitários*. CAESB, Brasília-DF, pp.40-58.
- CHERNICHARO, C.A.L. (1997). *Reatores anaeróbios*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da UFMG, Belo Horizonte, 246 p.
- ECKENFELDER, W.W. & ARGAMAN, Y. (1991). Principles of biological and physical/chemical nitrogen removal. In: *Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater*. 2nd ed, SEDLACK, R., New York, cap. 2, pp.3-42.
- GARRIDO, J.M.; VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M. & HEIJNEN, J.J. (1997). Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, v.53, pp.168-178.
- GONÇALVES, R.F.; SAMMUT, F. & ROGALLA, F. (1992). High rate biofilters: simultaneous phosphorus precipitation and nitrogen removal. In: *5º Simpósio Internacional de Gothenburg a Nice (França), Tratamento químico de águas e esgotos*, Eds. Hahn, H. e Klute, R., pp.357-372.
- GONÇALVES, R.F.; ZEGHAL, S.; SAMMUT, F. & ROGALLA, F. (1993). Remoção de nutrientes de águas residuárias através de biofiltros submersos de alta taxa. In: *Anais do 17º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Natal-RN, pp.3-20.

- GONÇALVES, R.F.; LE GRAND, L. & ROGALLA, F. (1994). Biological phosphorus uptake in submerged biofilters with nitrogen removal. *Water Science and Technology*, v.29, n° 10/11, pp.135-143.
- GONÇALVES, R.F. & ROGALLA, F. (1994). Exemplos de estações de tratamento de esgotos de baixo impacto a base de biofiltros submersos aerados. In: *Anais do VI Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Florianópolis-SC.
- GONÇALVES, R.F. (1995). Biofiltros aerados submersos para remoção de nitrogênio de águas residuárias sob diversas temperaturas. In: *Anais do XXIV Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIDIS)*. Buenos Aires-Argentina.
- GONÇALVES, R.F. (1996). Perspectivas de utilização de biofiltros aerados submersos no tratamento de esgoto sanitário em áreas urbanas. In: *Anais do Seminário Internacional de Tratamento e Disposição de Esgotos Sanitários*. CAESB, Brasília-DF, pp.69-84.
- GONÇALVES, R.F. & OLIVEIRA, F.F. (1996). Improving the effluent quality of facultative stabilization ponds by means of submerged aerated biofilters. *Water Science and Technology*, v.33, n° 3, pp.145-152.
- GONÇALVES, R.F.; ARAÚJO, V.L. & CHERNICHARO, C.A. (1997). Tratamento secundário de esgoto sanitário através da associação em série de reatores UASB e biofiltros aerados submersos. In: *Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Foz do Iguaçu-PR, pp.450-459.
- GONÇALVES, R.F.; PASSAMANI, F.R.F; SALIM, F.P.; SILVA, A.L.B. da; MARTINELLI, G. & BAUER, D.G. (2000). Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário. In: *Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – coletânea de artigos técnicos*. 1ª ed., ABES, Rio de Janeiro, vol. 1, pp.119-134.
- GRADY, C.P.L. & LIM, H.C. (1981). *Biological wastewater treatment: theory and applications*. M. Dekker, New York, 963 p.

- HAMODA, M.F. & AL-GHUSAIN, I.A. (1998). Analysis of organic removal rates in the aerated submerged fixed film process. *Water Science and Technology*, v.38, nº 8/9, pp.213-221.
- HENZE, M. (1997). Basic biological processes. In: FÖRSTNER, U.; MURPHY, R.J. & RULKENS, W.H. *Wastewater treatment: biological and chemical processes*. 2nd ed., Springer, Berlin, cap. 3, pp.55-112.
- HORAN, N.J. (1990). *Biological wastewater treatment systems: theory and operation*. John Wiley & Sons, Chichester – England, 310 p.
- JENKINS, D.; RICHARD, M.G. & DAIGGER, G.T. (1993). *Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming*. 2nd ed., Lewis Publishers, Michigan, 193 p.
- JEPSEN, S-E. & LA COUR JANSEN, J. (1992). Biological filters for post-denitrification. In: *International Conference on "Sewage into 2000"*, 31/August-04/September, Amsterdam, Holand.
- KATO, M.T.; NETO, C.O.A.; CHERNICHARO, C.A.L.; FORESTI, E. & CYBIS, L.F. (1999). Configurações de reatores anaeróbios. In: *Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo*. 1^a ed, ABES, Rio de Janeiro, cap. 3, pp.53-99.
- LACAMP, B.; HANSEN, F.; PENILLARD, P. & ROGALLA, F. (1992). Wastewater nutrient removal with advanced biofilm reactors. In: *International Conference on "Sewage into 2000"*, 31/August-04/September, Amsterdam, Holand.
- LOPES, D.D. (1999). *Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/aeróbio em série*. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 272 p.
- MACKERETH, F.J.H.; HERON, J. & TALLING, J.F. (1978). *Water analysis: some revised methods for limnologists*. Freshwater Biological Association, nº 36, cap. VI, pp.71-72.

- MANN, A.; MENDONZA-ESPINOSA, L. & STEPHENSON, T. (1998). Comparison of floating and sunken media biological aerated filters for nitrification. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, v.72, nº 3, pp.273-279.
- MENDONÇA, S.R. (2000). *Sistemas de lagunas de estabilización – como utilizar aguas residuales tratadas en sistemas de regadío*. 1ª ed., McGraw-Hill Interamericana, Bogotá, 370 p.
- MENDONZA-ESPINOSA, L. & STEPHENSON, T. (1999). Review of biological aerated filters (BAFs) for wastewater treatment. *Environmental Engineering Science*, v.16, nº 3, pp.201-216.
- METCALF & EDDY. INC. (1991). *Wastewater Engineering: treatment, disposal, and reuse*. 3rd ed., McGraw-Hill Book, New York, 1334 p.
- MOORE, R.; QUARMBY, J. & STEPHENSON, T. (2001). The effects of media size on the performance of biological aerated filters. *Water Research*, v.35, nº 10, pp.2514-2522.
- MOTTA, S.L. (1995). *Tratamento de esgoto doméstico em bio-reator aeróbio de leito fixo submerso*. Dissertação (Mestrado) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE.
- NASCIMENTO, M.C.P.; CHERNICHARO, C.A.L. & BEJAR, D.O. (2000). Filtros biológicos aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. In: *Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – coletânea de artigos técnicos*. 1ª ed., ABES, Rio de Janeiro, vol. 1, pp.107-118.
- NOUR, E.A.A. (1996). *Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator anaeróbio compartimentado*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 148 p.
- PASSAMANI, F.R.F; BOF, V.S.; FIGUEIREDO, K.F.; MOTTA, J.S. da; ROCHA, V.J. dos R. & GONÇALVES, R.F. (1999). Remoção de coliformes fecais e patógenos em um conjunto UASB-BF tratando esgoto sanitário. In: *Anais do 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Rio de Janeiro-RJ, pp.394-400.

- PELADAN, J.G.; LEMMEL, H. & PUJOL, R. (1996). High nitrification rate with upflow biofiltration. *Water Science and Technology*, v.34, n° 1/2, pp.347-353.
- PESSÔA, C.A. & JORDÃO, E.P. (1995). *Tratamento de esgotos domésticos*. 3ª ed, ABES, Rio de Janeiro, 683 p.
- POVINELLI, S.C.S (1999). *Cinética, hidrodinâmica e biomassa em reator anaeróbico compartimentado alimentado com esgoto sanitário*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 137 p.
- PUJOL, R.; CANLER, J.P. & IWEMA, A. (1992). Biological aerated filters - an attractive and alternative biological process. *Water Science and Technology*, v.26, n° 3/4, pp.693-702.
- PUJOL, R.; LEMMEL, H.; GOUSAILLES, M. & VEDRY, B. (1996). Nitrification capacities with an up-flow biofiltration reactor. In: *3rd Specialized Conference on Biofilms Reactors*, 28-30/August, Copenhagen, Denmark.
- PUJOL, R.; LEMMEL, H. & GOUSAILLES, M. (1998). A keypoint of nitrification in an up-flow biofiltration reactor. *Water Science and Technology*, v.38, n° 3, pp.43-49.
- Resolução CONAMA, n° 20 de 18 de junho de 1986. Estabelecimento de classificação de águas doces, salobras e salinas do território nacional. Ministério do Desenvolvimento Urbano e Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Diário Oficial da União, Brasília-DF, 30 jul. Seção I, p.113356-60.
- ROGALLA, F.; ROUDON, G.; SIBONY, J. & BLONDEAU, F. (1992). Minimising nuisances by covering compact sewage treatment plants. *Water Science and Technology*, v.25, n° 4/5, pp.363-374.
- ROJAS, J.A.R. (1999). *Tratamiento de aguas residuales : teoria y principios de diseño*. 1ª ed, Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería, Santafé de Bogotá, 1232 p.

- SOUZA, J.T. de (1996). *Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação*. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 258 p.
- SMITH, A.J. & HARDY, P.J. (1992). High-rate sewage treatment using biological aerated filters. *Journal IWEM*, pp.179-193.
- SPEECE, R.E. (1996). *Anaerobic biotechnology – for industrial wastewaters*. Archae Press, Nashville, Tennessee, 394 p.
- VAN HAANDEL, A. C. & LETTINGA, G. (1994). *Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para regiões de clima quente*. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, 226 p.
- VICTORIA, J.A.R. (1993). *Nitrificação de efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em filtro aeróbio*. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 117 p.
- VIEIRA, L.G.T.; FAZOLO, A.; ZAIAT, M. & FORESTI, E. (2000). Desenvolvimento de reator aeróbio radial de leito fixo para remoção de nitrogênio de esgoto sanitário pré-tratado em reator anaeróbio. In: *Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios – coletânea de artigos técnicos*. 1ª ed., ABES, Rio de Janeiro, vol. 1, pp.135-142.
- VON SPERLING, M. (1995). *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da UFMG, Belo Horizonte, 240 p.
- WATSON, S.W.; BOCK, E.; HARMS, H.; KOOPS, H.P.; HOOPER, A.B. (1989). Nitrifying bacteria. In: *Bergey's manual of systematic bacteriology*. Eds. Staley, J.T.; Bryant, M.P.; Pfennig, N.; Holt, J.G.; Williams & Wilkins, Baltimore, pp.1807-1834.
- WILLIAMS, T.M. & UNZ, R.F. (1985). Filamentous sulfur bacteria of activated sludge: characterization of *Thiothrix*, *Beggiatoa* and Eikelboom type 021N strains. *Applied and Environmental Microbiology*, v.49, n° 4, pp.887-898.

ZERBINI, A.M.; VIANA, E.M. & CHERNICHARO, C.A.L. (1998). Avaliação de um sistema de tratamento de esgoto doméstico por reator anaeróbico e por disposição no solo na remoção de ovos de helmintos. In: *Anais do VIII Simpósio Luso-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, João Pessoa-PB, pp.292-297.

ANEXO A

Resultados gerais da operação do reator BF

TABELA A.1 - Valores de vazão, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura do afluente, efluente e pontos intermediários do reator (I20, I60 e I80, a 20, 60 e 80 cm de altura), para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	Vazão _M (L/h)	Temperatura (°C)				OD (mg/L)					
				Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente	Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente
I	18/09	1								3,63			
	19/09	2							0,44				3,85
	20/09	3	1,46						0,81	1,37	2,73	2,45	3,53
	21/09	4	1,61	27,4	27,5	27,5	27,6	27,1	1,40	2,54	2,95	4,14	4,19
	22/09	5	1,50	27,3				28,8	1,05	1,84	1,78	3,10	4,03
	23/09	6	1,24	24,0				25,5	0,15	1,29	2,25	2,71	4,52
	24/09	7	1,68	27,0				28,5	0,50				4,35
	25/09	8	1,31	20,4	18,1	17,8	17,5	17,8	2,25	5,20	4,48	4,48	4,84
	26/09	9	1,62	21,0	19,4	19,1	19,2	20,9	1,45	3,21	4,27	4,58	4,25
	27/09	10	1,27	21,8	22,2	22,2	22,2	21,6	2,45	2,38	3,71	2,93	4,94
	28/09	11		19,2				19,1	1,86				4,36
	29/09	12	1,37	24,7	25,3	25,4	25,3	24,1	1,45	2,48	3,16	3,81	4,24
	02/10	15	1,31	23,6	25,1	25,4	25,8	23,5	1,49	2,34	2,77	3,61	4,60
	03/10	16	1,55	26,7	27,7	28,1	28,3	26,5	1,48	1,85	2,24	2,49	3,53
	04/10	17	1,50	25,0	25,1	25,2	25,3	25,1	1,06	2,27	3,25	3,82	4,55
	05/10	18	1,37										
	06/10	19	1,43					25,0					3,40
	07/10	20	1,43	25,0				25,0					
	09/10	22	1,40										
	10/10	23	1,78	27,5				27,2	0,82				3,28
11/10	24	1,68	27,1	27,1	27,1	27,3	27,1	0,37	2,11	2,46	3,17	3,24	
12/10	25	1,46	29,2	29,2	29,5	29,2	29,5	0,20	2,15	3,01	3,69	3,29	

Continuação:

TABELA A.1 - Valores de vazão, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura do afluente, efluente e pontos intermediários do reator (I20, I60 e I80, a 20, 60 e 80 cm de altura), para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	Vazão _M (L/h)	Temperatura (°C)				OD (mg/L)					
				Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente	Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente
I	14/10	27		27,5				27,2	0,50				3,92
	17/10	30	1,48	27,3	27,2	27,2	27,2	27,2	0,56	1,28	2,09	2,70	3,26
	18/10	31	1,29	28,8	29,1	29,1	29,3	28,3	0,52	1,93	2,18	2,19	3,31
	19/10	32	1,28	30,2	30,2	30,3	30,4	30,3	1,15	1,57	2,85	2,78	3,15
	24/10	37	1,60	28,3	28,1	27,8	27,8	27,2	0,38	2,42	2,24	2,90	3,64
	25/10	38		24,6	24,5	24,4	24,5	24,6	0,71	2,07	2,93	2,88	3,20
	26/10	39	1,46	28,3	27,5	27,6	27,9	27,9	0,23	2,36	1,70	1,74	2,18
	27/10	40	1,26	26,1	26,1	26,0	26,1	26,2	0,23	1,78	1,17	2,33	2,51
	31/10	44		24,6	25,6			25,4	0,63	3,08			2,43
	01/11	45		26,1	26,2	26,3	26,5	26,1	0,60	1,82	2,31	1,76	2,16
	03/11	47		27,1	26,7	26,7	26,8	27,2	0,16	2,15	3,03	3,33	3,75
	04/11	48	1,47	26,5	26,3	26,6	26,6	27,0	0,62	2,34	2,35	2,27	4,01
	06/11	50	1,51	24,0	24,2	24,2	24,1	24,2	0,31	2,45	3,08	2,75	3,24
	07/11	51	1,59	24,0	24,1	24,0	24,0	23,8	1,03	2,46	3,05	2,98	3,85
	08/11	52	1,59	23,5	23,7	23,6	23,7	23,2	1,77	3,01	3,36	3,44	3,48
09/11	53		28,0				27,9	0,60				3,17	
Média			1,47	25,7	25,7	25,7	25,8	25,6	0,89	2,34	2,75	3,04	3,65
Mínimo			1,24	19,2	18,1	17,8	17,5	17,8	0,15	1,28	1,17	1,74	2,16
Máximo			1,78	30,2	30,2	30,3	30,4	30,3	2,45	5,20	4,48	4,58	4,94
Desvio padrão			0,14	2,6	2,9	3,0	3,1	2,8	0,62	0,79	0,75	0,75	0,71
nº dados (n)			29	32	24	23	23	33	33	28	26	26	34

Continuação:

TABELA A.1 - Valores de vazão, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura do afluente, efluente e pontos intermediários do reator (I20, I60 e I80, a 20, 60 e 80 cm de altura), para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	Vazão _M (L/h)	Temperatura (°C)				OD (mg/L)					
				Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente	Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente
II	10/11	54	1,11	27,7	27,8	27,8	27,7	27,5	0,89	3,10	2,50	2,98	3,90
	11/11	55		24,7				24,9	1,19				4,15
	12/11	56	1,51	25,2	25,1	25,4	25,5	25,5	1,43	3,55	2,85	2,92	4,05
	13/11	57	1,52	21,7	21,8	21,7	21,8	22,0	2,94	3,52	2,12	3,52	4,27
	14/11	58		22,2	22,3	22,2	22,3	22,2	2,24	3,43	2,25	3,63	3,87
	15/11	59	1,64	20,8	20,8	20,8	20,8	20,9	2,94	3,18	2,15	2,78	4,14
	16/11	60	1,57	20,8	23,8	24,0	24,0	20,7	3,58	1,85	1,59	2,30	4,25
	17/11	61	1,57	26,4	26,6	26,6	26,3	26,5	2,26	1,43	2,19	2,47	3,05
	18/11	62	1,34	20,5	20,6	20,5	21,2	20,5	2,47	2,26	1,74	3,55	3,36
	20/11	64	1,33	24,7	24,3	24,2	24,4	24,7	0,96	1,49	3,12	3,13	3,34
	21/11	65	1,33	25,4	25,8	25,6	25,4	25,2	1,41	3,59	3,11	4,23	3,47
	22/11	66	1,53	25,3	25,4	25,4	25,4	25,3	3,06	2,88	2,60	2,95	2,96
	23/11	67	1,58	25,7	25,9	25,9	25,7	25,8	3,47	1,92	1,95	2,88	2,56
	24/11	68	1,76	26,4	26,2	26,6	26,5	26,6	3,00	1,60	2,41	3,18	2,72
	26/11	70	1,61	24,0	24,3	24,2	24,1	24,1	3,06	2,10	2,24	2,28	2,94
	27/11	71	1,37	22,0	25,6	25,5	25,4	22,2	2,51	1,33	2,43	2,77	3,56
	28/11	72	1,54	27,8	27,9	27,8	27,7	27,5	2,13	0,97	1,70	2,73	3,05
	29/11	73	1,55	25,7	25,7	25,7	25,7	25,6	4,00	5,40	3,49	4,56	4,56
	30/11	74	1,31	25,5	25,5	25,7	25,6	25,7	2,76	2,32	2,84	3,43	4,18
	01/12	75	1,79	23,4	23,3	23,4	23,4	23,4	3,38	2,99	2,64	3,04	4,03
03/12	77	1,76											

Continuação:

TABELA A.1 - Valores de vazão, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura do afluente, efluente e pontos intermediários do reator (I20, I60 e I80, a 20, 60 e 80 cm de altura), para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	Vazão _M (L/h)	Temperatura (°C)				OD (mg/L)					
				Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente	Afluente	I 20 *	I 60 *	I 80 *	Efluente
II	04/12	78	1,18	25,1	25,1	25,1	25,1	25,1	0,91	2,49	2,86	3,25	3,93
	05/12	79	1,29	23,6	23,9	23,9	23,8	23,6	1,70	3,21	3,08	3,48	4,37
	06/12	80	1,41	24,6	26,3	26,3	26,2	24,7	2,10	2,72	3,12	4,40	3,90
	07/12	81	1,26	23,3	23,4	23,5	23,5	23,2	1,78	3,24	2,88	3,38	4,70
	08/12	82	1,55	25,3	25,2	25,5	25,4	25,3	2,55	2,99	2,52	4,08	4,04
	09/12	83	1,60										
	10/12	84	1,28										
	11/12	85	1,59	25,1	25,1	25,1	25,4	25,1	2,17	2,55	2,86	5,02	3,82
	12/12	86	1,70	27,3	27,4	27,4	27,3	27,2	2,49	3,28	3,15	3,40	4,10
	13/12	87	1,50	27,3	27,3	27,1	27,0	27,4	1,85	2,12	2,97	3,25	2,55
	14/12	88	1,29	23,9	23,9	23,9	23,9	23,9	1,14	2,08	2,06	2,63	4,26
	15/12	89	1,40	23,8	23,8	23,8	23,9	23,9	1,55	2,98	2,75	3,07	2,99
	16/12	90	1,38										
	18/12	92	1,45										
19/12	93	1,22											
Média			1,47	24,5	24,8	24,8	24,8	24,5	2,26	2,64	2,56	3,29	3,70
Mínimo			1,11	20,5	20,6	20,5	20,8	20,5	0,89	0,97	1,59	2,28	2,55
Máximo			1,79	27,8	27,9	27,8	27,7	27,5	4,00	5,40	3,49	5,02	4,70
Desvio padrão			0,17	2,0	1,9	1,9	1,8	2,0	0,86	0,91	0,49	0,66	0,61
n° dados (n)			34	30	29	29	29	21	21	19	19	19	20

TABELA A.2 - Valores de pH e alcalinidade total (AT) do afluente, efluente e pontos intermediários do reator, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	pH				AT (mgCaCO ₃ /L)		
			Afluente	I 20*	I 60*	I 80*	Efluente	Afluente	Efluente
	18/09	1					7,01		
	19/09	2	7,04				7,22		
	20/09	3	6,95				7,04		
	21/09	4	6,85				7,06		
	22/09	5	7,12				7,05		
	23/09	6	7,13				6,84		
	24/09	7	7,37				6,25		
	25/09	8	7,08				7,29		
	26/09	9	6,95				7,31		
	27/09	10	7,15				7,10		
	28/09	11	6,87				6,88		
	29/09	12	6,82				7,01		
	02/10	15	6,86				7,05		
	03/10	16	6,85				7,01		
	04/10	17	6,99				7,40		
I	05/10	18	7,38				6,92		
	06/10	19	6,45				7,15		
	07/10	20	6,80				7,06		
	09/10	22							
	10/10	23	6,70				7,01	25	10
	11/10	24	6,73				6,99		
	12/10	25	6,68				6,45		
	14/10	27	6,63				5,64		
	17/10	30	6,72				7,15	196	73
	18/10	31	6,73				6,82		
	19/10	32	6,84				7,00		
	24/10	37	6,72				6,80		
	25/10	38	6,72				6,71		
	26/10	39	6,84				6,61		
	27/10	40	6,70				6,65		
	31/10	44	6,80				6,20		
	01/11	45	6,72				6,64		
	03/11	47	6,85	7,21	6,84	6,57	5,00	187	19
	04/11	48	6,76	7,11	6,53	6,73	5,88		
	06/11	50	7,07	7,15	6,85	6,80	7,09	218	61
	07/11	51	6,65	7,40	7,33	7,17	6,72		
	08/11	52	7,08	7,19	7,13	7,13	7,04	229	112
	09/11	53	6,86				7,78		

Continuação:

TABELA A.2 - Valores de pH e alcalinidade total (AT) do afluente, efluente e pontos intermediários do reator, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	pH				AT (mgCaCO ₃ /L)		
			Afluente	I 20*	I 60*	I 80*	Efluente	Afluente	Efluente
II	13/12	87	7,64	7,36	7,12	6,98	6,92		
	14/12	88	7,57	7,53	7,18	7,00	7,04		
	15/12	89	7,60	7,34	7,22	7,06	7,18	268	190
	16/12	90							
	18/12	92							
	19/12	93	7,36				7,16	285	157
Média			7,33	7,26	7,14	7,00	6,93	261	152
Mínimo			6,94	6,40	6,78	6,36	6,19	140	17
Máximo			7,64	7,73	7,56	7,48	7,39	302	356
Desvio padrão			0,19	0,24	0,16	0,23	0,24	39	87
nº dados (n)			31	29	29	29	31	15	15

* I20, I60 e I80 – pontos de coleta de amostra a 20, 60 e 80 cm de altura, respectivamente.

TABELA A.3 - Valores de DQO_B e DQO_F do afluente e efluente do reator, e de COV_A e E% de DQO_B e DQO_F , para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	DQO_B (mg/l)		COV_A (kg $DQO_B/m^3.d$)	E% DQO_B	DQO_F (mg/l)		E% DQO_F
			Afluente	Efluente			Afluente	Efluente	
I	29/09	12	375	51	1,70	86	280	51	82
	03/10	16	321	57	1,67	82	207	33	84
	06/10	19	324	50	1,56	85	220	43	80
	09/10	22	310	36	1,43	88	212	33	84
	11/10	24	335	38	1,87	89	215	38	82
	16/10	29	283	38	1,36	87	176	30	83
	18/10	31	304	32	1,30	89	198	25	87
	25/10	38	218	35	1,05	84	135	16	88
	01/11	45	271	38	1,30	86	178	34	81
	03/11	47	207	41	0,99	80	98	35	64
	06/11	50	228	54	1,14	76	160	29	82
	07/11	51	215	83	1,15	61	120	28	77
	08/11	52	209	43	1,11	79	96	38	60
	09/11	53	207	40	0,99	81	137	33	76
Média			272	45	1,33	82	174	33	79
Mínimo			207	32	0,99	61	96	16	60
Máximo			375	83	1,87	89	280	51	88
Desvio padrão			57	13	0,28	7	53	8	8
n° dados (n)			14	14	14	14	14	14	14

DQO_B – Demanda química de oxigênio da amostra bruta

DQO_F – Demanda química de oxigênio da amostra filtrada

COV_A – Carga orgânica volumétrica aplicada

E% – Eficiência de remoção

Continuação:

TABELA A.3 - Valores de DQO_B e DQO_F do afluente e efluente do reator, e de COV_A e E% de DQO_B e DQO_F , para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	DQO_B (mg/l)		COV_A (kg $DQO_B/m^3.d$)	E% DQO_B	DQO_F (mg/l)		E% DQO_F
			Afluente	Efluente			Afluente	Efluente	
II	13/11	57	165	32	0,84	81	88	29	67
	14/11	58	168	30	0,81	82	116	30	74
	16/11	60	138	33	0,72	76	80	33	59
	20/11	64	117	36	0,52	69	79	35	56
	21/11	65	118	38	0,52	68	96	36	63
	22/11	66	136	29	0,69	79	107	25	77
	23/11	67	150	14	0,78	91	110	12	89
	24/11	68	151	25	0,88	83	150	25	83
	27/11	71	108	37	0,49	66	81	33	59
	28/11	72	77	33	0,39	57	59	30	49
	30/11	74	84	38	0,37	55	78	36	54
	01/12	75	67	25	0,40	63	53	24	55
	04/12	78	65	20	0,26	69	49	20	59
	06/12	80	69	25	0,32	64	48	22	54
	08/12	82	77	29	0,40	62	46	28	39
	11/12	85	66	33	0,35	50	49	24	51
Média			110	30	0,55	70	81	28	62
Mínimo			65	14	0,26	50	46	12	39
Máximo			168	38	0,88	91	150	36	89
Desvio padrão			38	7	0,21	11	30	7	13
n° dados (n)			16	16	16	16	16	16	16

DQO_B - Demanda química de oxigênio da amostra bruta

DQO_F - Demanda química de oxigênio da amostra filtrada

COV_A - Carga orgânica volumétrica aplicada

E% - Eficiência de remoção

TABELA A.4- Valores de DBO₅ e da relação DBO₅/DQO_B do afluente e efluente do reator, e da carga orgânica volumétrica aplicada (COV_A) e eficiência de remoção (E%) de DBO₅, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	DBO ₅ (mg/L)	DQO _B (mg/L)	DBO ₅ /DQO _B	DBO ₅ (mg/L)	DQO _B (mg/L)	DBO ₅ /DQO _B	COV _A	E%
			Afluente			Efluente			(kgDBO ₅ /m ³ .d)	DBO ₅
I	29/09	12	217	375	0,58	21	51	0,41	0,98	90
	18/10	31	141	304	0,46	22	32	0,69	0,60	84
	08/11	52	93	209	0,44	16	43	0,37	0,50	83
Média			150		0,50	20		0,49	0,69	86
Mínimo			93			16			0,50	83
Máximo			217			22			0,98	90
Desvio padrão			63			3			0,26	4
n° dados (n)			3		3	3		3	3	3
II	16/11	60	62	138	0,45	24	33	0,73	0,32	61
	28/11	72		77			33			
	29/11	73	58			20			0,30	66
	30/11	74		84			38			
	04/12	78	38	65	0,58	16	20	0,80	0,15	58
	06/12	80	46	69	0,67	11	25	0,44	0,22	76
	12/12	86	45			22			0,26	51
	13/12	87	48	76	0,63	34	36	0,94	0,24	29
Média			50		0,58	21		0,73	0,25	57
Mínimo			38			11			0,15	29
Máximo			62			34			0,32	76
Desvio padrão			9			8			0,06	16
n° dados (n)			6		4	6		4	6	6

DBO₅ – Demanda bioquímica de oxigênio da amostra bruta

DQO_B – Demanda química de oxigênio da amostra bruta

TABELA A.5 - Valores de sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF), voláteis (SSV) e da relação SSV/SST do afluente e efluente do reator, e de eficiência de remoção (E%) de SST e SSV, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	SST(mg/L)	SSF(mg/L)	SSV(mg/L)	SSV/SST	SST(mg/L)	SSF(mg/L)	SSV(mg/L)	SSV/SST	E%	E%
			Afluente				Efluente				SST	SSV
I	27/09	10	68,8				13,4				81	
	03/10	16	91,2	32,2	59,0	0,6	36,6	30,4	6,2	0,2	60	89
	09/10	22	55,8				2,8				95	
	16/10	29	65,0									
	19/10	32	56,0	26,0	30,0	0,5	2,4	1,6	0,8	0,3	96	97
	25/10	38	28,0	8,0	20,0	0,7	5,6	1,6	4,0	0,7	80	80
	31/10	44	32,0				8,0	1,3	6,8	0,8	75	
	06/11	50	35,0				22,0	0,4	21,6	1,0	37	
Média			54,0	22,1	36,3	0,6	13,0	7,1	7,9	0,6	75	89
Mínimo			28,0	8,0	20,0	0,5	2,4	0,4	0,8	0,2	37	80
Máximo			91,2	32,2	59,0	0,7	36,6	30,4	21,6	1,0	96	97
Desvio padrão			21,6	21,6	12,6	20,3	0,1	12,5	13,1	8,0	0,3	9
n° dados (n)			8	3	3	3	7	5	5	5	7	3
II	13/11	57	22,5	0,5	22,0	1,0	4,9				78	
	15/11	59	13,3	0,7	12,7	0,9	3,1	0,2	2,9	0,9	77	77
	20/11	64	20,3	4,3	16,0	0,8	3,9	0,9	2,9	0,8	81	82
	21/11	65	14,0	2,4	11,6	0,8	2,7	0,9	1,8	0,7	81	84
	22/11	66	28,3	13,7	14,7	0,5	3,7	1,4	2,4	0,6	87	84
	27/11	71	12,9	2,9	10,0	0,8	2,1	0,3	1,7	0,8	84	83
	28/11	72	13,3	1,4	11,8	0,9	2,6	0,3	2,4	0,9	80	80



Continuação:

TABELA A.5 - Valores de sólidos suspensos totais (SST), fixos (SSF), voláteis (SSV) e da relação SSV/SST do afluente e efluente do reator, e de eficiência de remoção (E%) de SST e SSV, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	SST(mg/L)	SSF(mg/L)	SSV(mg/L)	SSV/SST	SST(mg/L)	SSF(mg/L)	SSV(mg/L)	SSV/SST	E%	E%
			Afluente				Efluente				SST	SSV
II	29/11	73	9,8	0,4	9,5	1,0	4,1	0,3	3,8	0,9	59	60
	04/12	78	13,8	1,8	12,0	0,9	3,3	0,1	3,3	1,0	76	73
	05/12	79	8,9	0,4	8,6	1,0	3,0	0,2	2,8	0,9	67	67
	06/12	80	9,5				4,4				54	
	11/12	85	51,2	20,8	30,4	0,6	4,2	3,1	1,1	0,3	92	96
	12/12	86	79,3	3,8	75,5	1,0	4,9	0,1	4,8	1,0	94	94
	13/12	87	94,3	7,1	87,2	0,9	1,8	0,7	1,1	0,6	98	99
Média			28,0	4,6	24,8	0,8	3,5	0,7	2,6	0,8	79	82
Mínimo			8,9	0,4	8,6	0,5	1,8	0,1	1,1	0,3	54	60
Máximo			94,3	20,8	87,2	1,0	4,9	3,1	4,8	1,0	98	99
Desvio padrão			27,4	6,1	25,9	0,1	1,0	0,8	1,1	0,2	13	11
nº dados (n)			14	13	13	13	14	12	12	12	14	12

TABELA A.6 - Valores de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e da relação N-amoniacal/NTK do afluente e efluente do reator, de COV_A de N-amoniacal, e de E% de NTK e de N-amoniacal, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	NTK *		N-amoniacal *		N-orgânico *		E%		N-amoniacal/NTK		COV _A **
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	NTK	N-amoniacal	Afluente	Efluente	N-amoniacal
I	28/09	11	55,8	32,1	35,3	5,2	20,5	26,9	43	85	0,63	0,16	0,17
	05/10	18	46,9	11,3	33,8	3,3	13,1	8,0	76	90	0,72	0,29	0,15
	19/10	32	50,8	19,9	37,0	9,2	13,8	10,7	61	75	0,73	0,46	0,16
	31/10	44	58,2	17,2	41,3	8,3	16,9	8,9	70	80	0,71	0,48	0,20
	09/11	53	57,1	22,6	46,1	11,5	11,0	11,1	60	75	0,81	0,51	0,23
Média			53,7	20,6	38,7	7,5	15,0	13,1	62	81	0,72	0,38	0,18
Mínimo			46,9	11,3	33,8	3,3	11,0	8,0	43	75	0,63	0,16	0,15
Máximo			58,2	32,1	46,1	11,5	20,5	26,9	76	90	0,81	0,51	0,23
Desvio padrão			4,8	7,6	5,0	3,3	3,7	7,8	13	7	0,06	0,15	0,03
n° dados (n)			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
II	13/11	57	57,7	28,9	46,7	24,9	11,0	3,9	50	47	0,81	0,86	0,24
	16/11	60	59,6	38,3	45,9	28,2	13,6	10,0	36	39	0,77	0,74	0,24
	21/11	65	69,6	50,2	50,3	35,9	19,3	14,3	28	29	0,72	0,72	0,22
	22/11	66	70,9	37,0	53,0	18,5	17,9	18,5	48	65	0,75	0,50	0,27
	23/11	67	69,0	25,1	49,2	13,8	19,8	11,3	64	72	0,71	0,55	0,26
	28/11	72	62,1	42,0	45,3	33,9	16,8	8,2	32	25	0,73	0,81	0,23
	29/11	73	50,8	27,6	45,0	20,7	5,8	6,9	46	54	0,89	0,75	0,23
	30/11	74	59,6	48,9	45,9	37,3	13,6	11,6	18	19	0,77	0,76	0,20
	05/12	79	64,0	33,9	48,0	19,4	16,0	14,4	47	59	0,75	0,57	0,21
	06/12	80	62,7	30,7	47,5	21,8	15,2	8,9	51	54	0,76	0,71	0,22

COV_A - Carga orgânica volumétrica aplicada

E% - Eficiência de remoção

Continuação:

TABELA A.6 - Valores de NTK, N-amoniacal, N-orgânico e da relação N-amoniacal/NTK do afluente e efluente do reator, de COV_A de N-amoniacal, e de E% de NTK e de N-amoniacal, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	NTK *		N-amoniacal *		N-orgânico *		E%		N-amoniacal/NTK		COV_A^{**} N-amoniacal
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	NTK	N-amoniacal	Afluente	Efluente	
II	07/12	81	87,8	45,8	46,6	22,4	41,2	23,4	48	52	0,53	0,49	0,20
	12/12	86	60,2	29,5	48,0	20,4	12,2	9,1	51	58	0,80	0,69	0,27
	14/12	88	65,2	44,5	47,5	31,5	17,7	13,0	32	34	0,73	0,71	0,20
Média			64,6	37,1	47,6	25,3	16,9	11,8	42	47	0,75	0,68	0,23
Mínimo			50,8	25,1	45,0	13,8	5,8	3,9	18	19	0,53	0,49	0,20
Máximo			87,8	50,2	53,0	37,3	41,2	23,4	64	72	0,89	0,86	0,27
Desvio padrão			8,9	8,6	2,2	7,4	8,2	5,1	12	16	0,08	0,12	0,03
nº dados (n)			13	13	13	13	13	13	13	13	13	13	13

COV_A – Carga orgânica volumétrica aplicada

E% - Eficiência de remoção

* expressos em mg N-NH₄⁺/L

** expresso em kg N-NH₄⁺/m³.dia

TABELA A7 - Valores de Nitrito e Nitrato do afluente e efluente do reator e de NTK consumido e N-oxidado (nitrito + nitrato), para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	NTK Cons.*	Nitrito**		Nitrato***		N-oxidado ****
				Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	
I	28/09	11	23,8	0,006	0,78	2,86	9,63	10,4
	05/10	18	35,6	0,002	0,48	4,02	20,11	20,6
	10/10	23		0,005	0,64	3,02	21,09	21,7
	19/10	32	30,9	0,006	2,04	2,89	17,47	19,5
	31/10	44	41,0	0,003	0,76	1,89	24,61	25,4
	09/11	53	34,5	0,022	1,77	2,25	22,95	24,7
Média			33,2	0,007	1,08	2,82	19,31	20,4
Mínimo			23,8	0,002	0,48	1,89	9,63	10,4
Máximo			41,0	0,022	2,04	4,02	24,61	25,4
Desvio padrão			6,4	0,007	0,65	0,73	5,33	5,4
nº dados (n)			5	6	6	6	6	6
II	13/11	57	28,9	0,002	0,72	2,04	16,11	16,8
	16/11	60	21,3	0,001	0,46	2,16	12,53	13,0
	20/11	64		0,005	0,82	1,78	9,02	9,8
	21/11	65	19,4	0,002	1,38	1,98	11,32	12,7
	22/11	66	33,9					
	23/11	67	43,9	0,002	2,38	2,13	24,95	27,3
	27/11	71		0,004	0,33	4,79	7,08	7,4
	28/11	72	20,1	0,002	0,56	1,94	9,33	9,9
	29/11	73	23,2					
	30/11	74	10,7	0,003	0,18	1,70	6,11	6,3
	04/12	78		0,003	0,49	1,89	19,52	20,0
	05/12	79	30,1	0,002	0,54	1,82	20,26	20,8
	06/12	80	32,0					
	07/12	81	42,0	0,004	0,72	1,84	18,80	19,5
12/12	86	30,7	0,000	1,66	1,97	21,25	22,9	
14/12	88	20,7	0,000	0,79	1,95	11,17	12,0	
Média			27,5	0,002	0,85	2,15	14,42	15,3
Mínimo			10,7	0,000	0,18	1,70	6,11	6,3
Máximo			43,9	0,005	2,38	4,79	24,95	27,3
Desvio padrão			9,4	0,001	0,61	0,80	6,07	6,5
nº dados (n)			13	13	13	13	13	13

* expresso em mg N-NH₄⁺/L

** expresso em mg N-NO₂/L

***expresso em mg N-NO₃/L

**** expresso em mg N-NO_x/L

TABELA A.8 - Valores de fosfato e fósforo total do afluente e efluente do reator, e de eficiência de remoção (E%) de fósforo total, para as duas fases de operação

Fase	Data	Dia de oper.	Fosfato Total (mg P-PO ₄ ³ /L)		Fósforo Total (mg P/L)		E% Fósforo Total
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	
I	28/09	11	27,48	19,96	8,97	6,51	27
	04/10	17	25,85	18,09	8,44	5,90	30
	10/10	23	23,47	20,30	7,66	6,62	14
	17/10	30	18,92	13,84	6,17	4,52	27
	07/11	51	21,61	21,63	7,05	7,06	0
Média			23,47	18,76	7,66	6,12	24
Mínimo			18,92	13,84	6,17	4,52	14
Máximo			27,48	21,63	8,97	7,06	30
Desvio padrão			3,39	3,03	1,11	0,99	7
n° dados (n)			5	5	5	5	4
II	14/11	58	21,67	21,47	7,07	7,01	1
	21/11	65	21,89	22,78	7,14	7,43	-4
	24/11	68	19,06	18,10	6,22	5,91	5
	27/11	71	21,67	21,35	7,07	6,97	1
	28/11	72	20,93	20,21	6,83	6,59	3
	01/12	75	20,76	20,34	6,77	6,64	2
	04/12	78	21,38	20,36	6,98	6,64	5
	05/12	79	21,83	21,01	7,12	6,86	4
	08/12	82	24,19	22,55	7,89	7,36	7
	12/12	86	19,86	22,11	6,48	7,21	-11
	15/12	89	22,18	21,14	7,24	6,90	5
Média			21,40	21,04	6,98	6,87	4
Mínimo			19,06	18,10	6,22	5,91	1
Máximo			24,19	22,78	7,89	7,43	7
Desvio padrão			1,32	1,30	0,43	0,43	2
n° dados (n)			11	11	11	11	9