

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM SANEAMENTO,
MEIO AMBIENTE E RECURSOS HÍDRICOS

**ESTUDO DO COMPORTAMENTO DE UM
FILTRO BIOLÓGICO PERCOLADOR COM
LATERAIS ABERTAS APLICADO AO PÓS-
TRATAMENTO DE EFLUENTE DE REATOR
UASB**

Paulo de Castro Vieira

Belo Horizonte

2013

**ESTUDO DO COMPORTAMENTO DE UM FILTRO
BIOLÓGICO PERCOLADOR COM LATERAIS ABERTAS
APLICADO AO PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE
REATOR UASB**

Paulo de Castro Vieira

Paulo de Castro Vieira

**ESTUDO DO COMPORTAMENTO DE UM FILTRO
BIOLÓGICO PERCOLADOR COM LATERAIS ABERTAS
APLICADO AO PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTE DE
REATOR UASB**

Tese apresentada ao Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial à obtenção do título de Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos.

Área de concentração: Saneamento

Linha de pesquisa: Tratamento de Águas Residuárias

Orientador: Prof. Dr. Marcos von Sperling

Belo Horizonte
Escola de Engenharia da UFMG

2013

Página com as assinaturas dos membros da banca examinadora, fornecida pelo colegiado do programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos – UFMG.

*Às flores do meu jardim,
Miosótis, minha saudosa vovó Maria Eugênia
Girassol, minha querida mãe
Tulipa, minha amada filha Malu.*

AGRADECIMENTOS

À Deus, por me dar a possibilidade de escolher meu caminho.

Aos meus pais, pelo amor e sacrifício que fizeram para a realização dos meus sonhos.

À minha saudosa vovó, Maria Eugênia, pelo carinho, incentivo e o apoio dados sempre.

À minha maravilhosa filha, Malu, por me proporcionar intensos momentos de alegrias.

Aos meus queridos irmãos, Dudu e Elisa, pela amizade e companheirismo apresentados sempre.

Ao Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental e ao programa de pós-graduação SMARH da UFMG pela oportunidade impar em minha carreira.

Ao meu orientador, professor Marcos von Sperling, pela confiança, apoio, incentivo, exemplo, paciência e conhecimentos transmitidos que serão de grande importância em minha vida.

Aos professores Carlos Chernicharo e Juliana Calábria do DESA, pelos conhecimentos transmitidos nas pesquisas que participamos e pelas importantes contribuições para a elaboração da minha tese.

Aos professores Isaac Volschan, Roque dos Passos Piveli e Cláudio Leite de Souza, membros da banca examinadora, pelas importantes contribuições para a elaboração da minha tese.

Ao professor Martin Seidl, pelo importante incentivo e apoio dados para que eu pudesse vir a ingressar no doutorado e por todos os conhecimentos transmitidos.

Ao professor Nilo Nascimento, pelo apoio oferecido e por possibilitar a minha participação no projeto relacionado à primeira parte do meu doutorado.

Aos demais professores do DESA e do DEHR UFMG por contribuir em minha formação acadêmica.

À colega, que se tornou companheira de trabalho, e posteriormente amiga, e que hoje considero também como a minha co-orientadora, Raquel Cota, que Deus te dê muitas alegrias.

Ao estagiário que se tornou o companheiro de todas as horas na pesquisa, Gabriel Vasconcelos.

Ao sr. Raimundo pelo apoio na condução do aparato experimental, pelos conhecimentos transmitidos e pelos vários momentos divertidos que passamos no CePTS.

Aos estagiários, alunos de IC e voluntários do laboratório e do CePTS, em especial, Viviane, Vitor, Mariana R., Mariana C., Maria Luiza, Cristiane, Bruna, Victor, Mariana P., Lorena, Bárbara, Stephanny, Lucas, Bianca, Clarissa, Grayziela, Thais, Glayson, Gabriela, Renata e Breno, pela dedicação e empenho, fundamentais para a realização deste trabalho.

Aos companheiros e amigos que fiz durante o mestrado e doutorado no SMARH/UFMG, em especial, Cláudio, João, Margarita, Krisdany, Filipe, Paulo Gustavo, Jackson, Débora, Jocilene, Valéria, Emanuel, Sue Ellen, Aracele, Lívia e Danusa,

À Norma pela atenção e conhecimentos sempre oferecidos com muita gentileza, aos demais funcionários do DESA e do DEHR, em especial, Iara, Cláudia, Suzane, Olívia, Cassiano, Cintia, Dona Chica, Jussara, Bob, Terezinha, Deisi, Reginaldo e estagiários, e aos funcionários da FCO, em especial, Maria Geralda, Paulo, Cleiton e Merciane, pela atenção e boa convivência.

Ao corpo técnico da NEP-PDD/PBH que fez parte do projeto SWITCH, em especial a Ilda, Sônia, André, Abelino e Marcão, pela atenção e conhecimentos transmitidos na primeira parte do doutorado.

Ao CNPq e ao projeto SWITCH/UNESCO pelas bolsas concedidas ao longo do doutorado.

RESUMO

A presente tese objetivou avaliar o comportamento de uma concepção inovadora de um filtro biológico percolador com as laterais abertas, desenvolvido no DESA-UFMG e denominado filtro biológico percolador aberto (FBPA), aplicado ao pós-tratamento de efluente sanitário de reator UASB. O comportamento do FBPA foi avaliado para diferentes taxas de aplicação superficial e alturas do meio de enchimento, sem a etapa de decantação secundária, quanto à hidrodinâmica, ao desempenho (remoção de sólidos, matéria orgânica e nitrogênio), aos fatores ambientais de influência na nitrificação e à transferência de oxigênio. O comportamento hidrodinâmico foi avaliado por meio de testes com traçadores e ajustes aos modelos matemáticos de representação dos escoamentos reais. A capacidade de transferência de oxigênio para o líquido foi avaliada com o filtro em sua configuração original (com laterais abertas) e com o filtro simulando uma unidade convencional (com as laterais fechadas), por meio de traçador gasoso não reativo. O regime de escoamento do FBPA tendeu ao modelo de fluxo em pistão, conforme os resultados obtidos no modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida. Os tempos médios de residência observados (12 a 22 min), possivelmente foram conduzidos pela capacidade de drenagem do biofilme e pelas condições de distribuição do afluente e umedecimento do meio de enchimento do filtro. O polimento adicional de sólidos e matéria orgânica ocorrido no FBPA pode ser considerado significativo, devido ao seu afluente (efluente dos reatores UASB) apresentar menores frações biodegradáveis, e aos relativamente baixos tempos médios de residência do líquido no filtro. A nitrificação no FBPA, de modo geral, foi sensivelmente influenciada a partir das cargas aplicadas de 0,15 kg $\text{DBO}_{\text{total}}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$, 0,03 kg $\text{DBO}_{\text{solúvel}}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ e 2,5-3,0 g $\text{N-NH}_4^+/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ (carga de contato de amônia). Os resultados da capacidade de transferência de oxigênio foram bastante semelhantes para as taxas hidráulicas aplicadas, sendo que o filtro com as laterais fechadas apresentou valores ligeiramente maiores do que o filtro em sua configuração original. Devido à sua simplicidade operacional, sem mecanização, tamanho reduzido, baixos custos de implantação e desempenho satisfatório, o FBPA mostrou ser uma alternativa promissora, especialmente para pequenas comunidades, com menos recursos.

PALAVRAS-CHAVE: Pós-tratamento de reator UASB, filtro biológico percolador com laterais abertas, hidrodinâmica, desempenho e transferência de oxigênio

ABSTRACT

This thesis aimed to evaluate the behavior of a novel design of a Trickling Filter with open sidewalls, developed at DESA-UFMG, Brazil, called Open Trickling Filter (OTF), applied to the post-treatment of sanitary effluent from a UASB reactor. The OTF was assessed under different hydraulic loading rates and packing material height, without the step of secondary settlement, regarding its hydrodynamics, performance (removal of solids, organic matter and nitrogen), the influence of environmental factors on nitrification and the transfer of oxygen. The hydrodynamic behavior was assessed through tests with tracers and adjustments to the mathematical models representing the actual flow. The filter's ability to transfer oxygen to the liquid was evaluated for its original configuration (with open sides) and the filter simulating a conventional unit (with closed sides) by means of a non-reactive tracer gas. The flow regime of the OTF tended to plug flow. The mean residence time observed (12 to 22 min) was possibly due to the biofilm's draining capacity, the influent's distribution conditions and packing material moisture. The additional polishing of suspended solids and organic matter in the OTF was substantial, taking into account that its influent (UASB reactor effluent) had low biodegradable fractions, and also the filter had low hydraulic retention time. Nitrification in the OTF was affected from applied loading rates of $0.15 \text{ kg BOD}_{\text{total}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$, $0.03 \text{ kg BOD}_{\text{soluble}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ and $2.5\text{-}3.0 \text{ g NH}_4^+ \cdot \text{N} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{d}^{-1}$ (contact load of ammonium). The results of the filter's ability to transfer oxygen were similar for the hydraulic loading rates applied. The closed sided filter showed slightly larger ability to transfer oxygen than the filter in its original open configuration. Considering the system's great simplicity, no mechanization and small footprint, the performance results obtained can be considered satisfactory. It is suggested that the open trickling filter is suitable for small communities, especially at developing countries.

KEYWORDS: Post-treatment of UASB reactor, open trickling filter, hydrodynamic, performance and oxygen transfer

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	IX
LISTA DE TABELAS.....	XIII
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS.....	XV
1 INTRODUÇÃO.....	18
2 OBJETIVOS.....	21
2.1 OBJETIVO GERAL.....	21
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	21
3 REVISÃO DA LITERATURA.....	22
3.1. CARACTERÍSTICAS DOS FBPs APLICADOS AO TRATAMENTO DE ESGOTOS.....	22
3.1.1. <i>Conceitos gerais</i>	22
3.1.2. <i>Sistema de distribuição afluente</i>	26
3.1.3. <i>Dispositivos de ventilação</i>	29
3.1.4. <i>Requisitos de oxigênio e fluxo de ar</i>	31
3.2. FBPs APLICADOS AO PÓS-TRATAMENTO DE EFLUENTES DE REATOR UASB.....	34
3.2.1. <i>Classificação e critérios de projeto de FBPs</i>	35
3.2.2. <i>Configurações do sistema UASB/FBP</i>	37
3.2.3. <i>Desempenho do sistema UASB/FBP</i>	40
3.3. NITRIFICAÇÃO EM FBPs.....	49
3.3.1. <i>Aspectos gerais</i>	49
3.3.2. <i>Condições operacionais de influência na nitrificação em FBPs</i>	52
3.3.3. <i>Fatores ambientais de influência na nitrificação em FBPs</i>	55
3.3.4. <i>Microbiota nitrificante do biofilme: presença e competição</i>	63
3.4. COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE REATORES REAIS.....	68
3.4.1. <i>Distribuição dos tempos de residência</i>	69
3.4.2. <i>Modelos clássicos de representação dos escoamentos</i>	75
3.4.3. <i>Modelos de representação dos escoamentos em FBPs</i>	83
3.5. TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO.....	91
3.5.1. <i>Fundamentos da transferência de gases</i>	91
3.5.2. <i>Cinética da aeração</i>	96
3.5.3. <i>Taxa e eficiência de transferência de oxigênio</i>	104
3.5.4. <i>Mecanismos de transferência de gases em meios porosos</i>	107
3.5.5. <i>Modelos de transferência de oxigênio em FBPs</i>	112
4 HIPÓTESES.....	119
5 MATERIAL E MÉTODOS.....	120
5.1 CARACTERÍSTICAS DO APARATO EXPERIMENTAL.....	120
5.1.1 <i>Reatores UASB</i>	120
5.1.1 <i>FBPA</i>	123
5.2 TAXAS HIDRÁULICAS DE PROJETO.....	127
5.3 MONITORAMENTO DO SISTEMA UASB/FBPA.....	128
5.3.1 <i>Efluentes líquidos</i>	128
5.3.2 <i>Caracterização do biofilme do FBPA</i>	130
5.4 AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DO FBPA.....	132
5.4.1 <i>Distribuição dos tempos de residência</i>	132
5.4.2 <i>Ajustes dos modelos de representação do escoamento</i>	135
5.5 CAPACIDADE DE TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO NO FBPA.....	136
5.5.1 <i>Aparato experimental</i>	137
5.5.2 <i>Procedimento com o gás traçador</i>	140
5.5.3 <i>Determinação da taxa de respiração endógena do biofilme</i>	144
5.5.4 <i>Parâmetros avaliados pelos modelos de TO</i>	146
5.6 TRATAMENTO DOS DADOS.....	147
5.6.1 <i>Taxas de remoção</i>	147

5.6.2	<i>Estatística descritiva dos dados</i>	147
5.6.3	<i>Testes de variância</i>	148
6	RESULTADOS E DISCUSSÃO	149
6.1	AVALIAÇÃO DO COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DO FBPA	149
6.1.1	<i>Distribuição dos tempos de residência</i>	149
6.1.2	<i>Ajustes dos modelos de escoamentos reais</i>	157
6.2	AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DO SISTEMA UASB/FBPA.....	166
6.2.1	<i>Condições de operação impostas</i>	168
6.2.2	<i>Desempenho global</i>	174
6.2.3	<i>Sólidos</i>	179
6.2.4	<i>Matéria orgânica</i>	187
6.2.5	<i>Nitrogênio</i>	198
6.2.5.1	<i>Formas do nitrogênio</i>	198
6.2.5.2	<i>Abundância de bactérias nitrificantes no FBPA</i>	206
6.2.5.3	<i>Influência das condições impostas na nitrificação no FBPA</i>	208
6.2.5.4	<i>Influência dos fatores ambientais na nitrificação no FBPA</i>	212
6.2.5.5	<i>Desnitrificação no FBPA</i>	219
6.3	AVALIAÇÃO DA CAPACIDADE DE TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO NO FBPA.....	223
6.3.1	<i>Monitoramento do oxigênio nos ensaios</i>	223
6.3.2	<i>Parâmetros avaliados pelos modelos de TO</i>	225
7	CONCLUSÕES	234
8	RECOMENDAÇÕES	240
	REFERÊNCIAS	242
	APÊNDICE A – RESULTADOS DOS ENSAIOS HIDRODINÂMICOS	253
	APÊNDICE B – RESULTADOS DO MONITORAMENTO DOS PARÂMETROS DE QUALIDADE ..	256
	APÊNDICE C – RESULTADOS DOS TESTES ESTATÍSTICOS DE VARIÂNCIA	278
	APÊNDICE D – RESULTADOS DO ENSAIO DE RESPIRAÇÃO ENDÓGENA DO BIOFILME	291
	APÊNDICE E – RESULTADOS DOS ENSAIOS DE TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO	292
	APÊNDICE F – RESULTADOS DAS ANÁLISES DE NMP DAS BACTÉRIAS NITRIFICANTES	295
	APÊNDICE G – RESULTADOS DAS ANÁLISES DE NMP DAS BACTÉRIAS DESNITRIFICANTES	297

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 3.1: Representação esquemática de um FBP convencional.	23
FIGURA 3.2: Sistemas de distribuição afluyente utilizados em FBPs aplicados ao tratamento de esgotos: (a) Distribuidor rotativo de quatro braços com orifícios; (b) Distribuidor móvel em translação; (c) Distribuidor fixo com tubos e dispersores; (d) Distribuidor fixo com canaletas e vertedores triangular.....	28
FIGURA 3.3: Sistemas de ventilação utilizados em FBPs e biotorres aplicados ao tratamento de efluentes: (a) Poços de ventilação; (b) e (c) janelas de ventilação junto ao sistema de drenagem de fundo; (d) FBP com parede em tijolos arrumados e janelas de ventilação junto ao sistema de drenagem de fundo.....	30
FIGURA 3.4: Linha de tratamento do líquido típica de uma ETE com reator UASB e FBP. Fonte: von Sperling & Chernicharo (2005).	37
FIGURA 3.5: ETEs com sistema UASB/FBP: (a) ETE São José da Lapa (40 L/s); (b) ETE Laboreaux - Itabira (168 L/s); (c) ETE Onça – Belo Horizonte (1800 L/s); (d) ETE Vieiras – Montes Claros (500 L/s). Fonte: COPASA (2012) SAAE-Itabira (2012).	38
FIGURA 3.6: Sistema compacto UASB/FBP do tipo retangular desenvolvido no DESA/UFMG: (a) Fotografia do sistema; (b) detalhe esquemático dos componentes do sistema. Fonte: CePTS UFMG/COPASA.	39
FIGURA 3.7: Principais mecanismos envolvidos na conversão biológica de amônia em nitrato em biofilmes (In: Florêncio <i>et al.</i> , 2000; Adaptado de Helmer-Madhok <i>et al.</i> , 2002).	50
FIGURA 3.8: Diagrama esquemático das etapas envolvidas no transporte de oxigênio. (In: Gonçalves <i>et al.</i> , 2001; adaptado de Bailey & Ollis, 1986; e Fazolo, 2000).....	62
FIGURA 3.9: Parâmetros obtidos pela curva de resposta do traçador (Fonte: METCALF & EDDY, 2003).	71
FIGURA 3.10: Curva de distribuição dos tempos de residência para um fluido escoando através de um vaso (Fonte: LEVENSPIEL, 2000).	72
FIGURA 3.11: Curvas C_{pulso} típicas apresentando pequena e grande variância (Fonte: LEVENSPIEL, 2000).	73
FIGURA 3.12: Relação entre as curvas de distribuição dos tempos de residência $E(t)$ e da distribuição acumulada dos tempos de residência $F(t)$ para um fluido escoando através de um vaso (Fonte: LEVENSPIEL, 2000).	74
FIGURA 3.13: Curvas de distribuição dos tempos de residência $E(t)$ e da distribuição acumulada dos tempos de residência $F(t)$ para um fluido escoando através de um vaso (Adaptado de METCALF & EDDY, 2003).....	75
FIGURA 3.14: Curvas de típicas de respostas do traçador para a distribuição dos tempos de residência normalizadas E_{θ} : (a) curvas de respostas do modelo de DPI; e (b) curvas de respostas do modelo de DGI (Fonte: Levenspiel, 2000).	79
FIGURA 3.15: Curvas de típicas de respostas do traçador para a distribuição dos tempos de residência normalizadas E_{θ} para o modelo clássico de N-TES (Fonte: Levenspiel, 2000).	82
FIGURA 3.16: Curvas C_{pulso} e de representação do escoamentos do modelo dispersão axial em um FBP com meio de enchimento sem biofilme (Fonte: Vasel & Schrobiltgen, 1991).	85
FIGURA 3.17: Estrutura do modelo CSBR com N tanques para FBPs. (Fonte: Wik, 2003).	89
FIGURA 3.18: Curvas C_{pulso} e de representação do escoamento dos modelos de CSBR e TES em um FBP (Fonte: Wik, 2003).....	90
FIGURA 3.19: Progressão da temporal de concentração de OD em água limpa (Fonte: von Sperling & Chernicharo, 2005)	98
FIGURA 3.20: Progressão temporal de concentração de OD em reatores biológicos com esgotos e a presença de biomassa (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).	99

FIGURA 3.21: Frações volumétricas do ar, da água e volume total de poros em relação com a densidade do meio poroso para diferentes valores de umidade. (Fonte: Hillel, 2004).....	107
FIGURA 3.22: Curva de saturação do gás propano em água limpa a 1 atm. (Adaptado de Boumansour <i>et al.</i> , 1995).	113
FIGURA 5.1: Fluxograma simplificado das etapas do sistema de tratamento combinado UASB/FBPA.	120
FIGURA 5.2: Reatores UASB geminados - Reator - R1 utilizado na primeira e segunda (primeira fase) etapas de operação: (a) e (b) fotografias frontal e lateral do reator UASB; (b) detalhe esquemático do funcionamento de um dos reatores geminados.	122
FIGURA 5.3: Sistema compacto UASB/FBP do tipo cilíndrico - reator UASB utilizado na segunda etapa de operação: (a) Fotografia do sistema; (b) detalhe esquemático dos componentes do sistema.	122
FIGURA 5.4: Alturas do FBPA em cada etapa de operação: (a) altura total do FBPA de 2,30 m (primeira etapa); (b) altura total do FBPA de 3,5 m (segunda etapa).....	124
FIGURA 5.5: Sistemas de distribuição afluyente do FBPA utilizados nas etapas avaliadas: (a) tubos de PVC perfurados (primeira etapa); (b) canaletas de PVC com vertedores triangulares (segunda etapa).	125
FIGURA 5.6: Fluxograma das etapas de tratamento e das condições gerais de operação do FBPA desenvolvidas na pesquisa.	128
FIGURA 5.7: Pontos de coleta do biofilme no FBPA: (a) profundidade dos pontos de coleta; (b) vista da lateral e da tubulação perfurada passando por dentro das camadas do meio suporte; (c) dispositivo de amostragem (canaleta de PVC) com meio suporte (brita nº 4).	131
FIGURA 5.8: FBPA com as laterais fechadas: (a) esquema ilustrativo das janelas de ventilação; (b) FBPA com as paredes laterais fechadas com a lona.	138
FIGURA 5.9: Componentes do aparo experimental dos testes de transferência de oxigênio para o líquido no FBPA.	140
FIGURA 5.10: Detalhe da injeção do gás traçador na água limpa dentro da caixa reguladora de vazão.	141
FIGURA 5.11: Cilindro de gás utilizado sem o sistema de banho-maria (a) e com o sistema de sistema de banho-maria (b).....	142
FIGURA 5.12: Monitoramento de OD e temperatura no efluente do FBPA.	142
FIGURA 5.13: Procedimentos de coleta das amostras para análise de propano no líquido: (a) coleta com mangueira de silicone na tubulação de saída; (b) lacre do frasco de coleta com amostra.....	143
FIGURA 6.1: Variações diurnas típicas das concentrações de STD no efluente do FBPA durante 24 horas observadas nos dias: (a) 5/out/2012; e (b) 9/out/2012.....	150
FIGURA 6.2: Série temporal dos valores de pH e POR durante os testes com os traçadores: (a) e (b) NaCl; e (c) e (d) LiCl.	150
FIGURA 6.3: Comparação dos valores de t/H versus a TAS/s no FBPA com outros FBPs utilizando diferentes tipos de enchimento e presença de biofilme.....	155
FIGURA 6.4: Comparação dos valores de t/H versus a CHV/s no FBPA com outros FBPs utilizando diferentes tipos de enchimento e presença de biofilme.....	156
FIGURA 6.5: Curvas C_{pulso} e das funções de DTR para o traçador LiCl (a e b) e das três taxas hidráulicas obtidas com o traçador NaCl (c, d, e, f, g e h).	153
FIGURA 6.6: Curvas da função $E(t)$ normalizadas do modelo clássico de N-TES ajustadas aos dados obtidos pela DTR para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.....	157
FIGURA 6.7: Curvas da função $E(t)$ do modelo TES $g(t)$ ajustadas aos dados obtidos pela DTR para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.	158

FIGURA 6.8: Curvas da função $E(t)$ normalizadas do modelo <i>DPI</i> ajustadas aos dados obtidos pela <i>DTR</i> para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.	161
FIGURA 6.9: Curvas normalizadas do modelo de dispersão axial com a função de retenção líquida ajustadas aos dados obtidos pela <i>DTR</i> para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.	162
FIGURA 6.10: Comparação dos valores de Pe/H versus TAS/s obtidos no FBPA com outro FBP com de enchimento com e sem biofilme.	164
FIGURA 6.11: Comparação dos valores de TS/H obtidos no FBPA com outro FBP com de enchimento com e sem biofilme. Ref.1: VASEL & SCHROBILTGEN (1991).	165
FIGURA 6.12: Tempo de residência médio estimado pela função <i>DTR</i> e pelos modelos <i>TES</i> com a função gama e de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquido.	166
FIGURA 6.13: <i>Box-plot</i> das <i>TAS</i> (a), <i>CHV</i> (b), <i>COV DBO</i> (c) e cargas de contato de <i>NTK</i> (d) impostas ao FBPA em cada etapa de operação.	170
FIGURA 6.14: Precipitações mensais e número de dias com precipitações por mês durante os períodos de operação do FBPA.	172
FIGURA 6.15: <i>Box-plot</i> das temperaturas mínimas, médias e máximas do ar durante os períodos de operação: (a) período completo; (b) períodos chuvoso e seco da E2F1 e (c) períodos chuvoso e seco da E2F2.	173
FIGURA 6.16: <i>Box-plot</i> das concentrações de <i>SSed</i> das três etapas de operação (a) e dos períodos seco e chuvoso das etapas E2F1 (b) e E2F2 (c) observadas no sistema UASB/FBPA.	179
FIGURA 6.17: <i>Box-plot</i> das concentrações de <i>SST</i> (a) e <i>SSV</i> (b) observadas nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.	181
FIGURA 6.18: <i>Box-plot</i> da relação <i>SSV/SST</i> observada nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.	183
FIGURA 6.19: Composição das formas dos sólidos suspensos nos afluentes e efluentes dos reatores UASB e do FBPA a partir dos valores medianos: representação em concentração (a) e por percentual (b).	184
FIGURA 6.20: Série temporal das concentrações de <i>SST</i> (a) e <i>SSV</i> (b) nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, com médias móveis de 4 termos.	184
FIGURA 6.21: Dispersão dos valores das concentrações de <i>SST</i> e <i>SSV</i> observadas nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA nas etapas: E2F1 (a) e (b); e E2F2 (c) e (d).	185
FIGURA 6.22: Distribuição de frequência acumulada das concentrações de <i>SSed</i> (a) e <i>SST</i> (b) nos efluentes do FBPA em relação aos padrões de lançamento.	186
FIGURA 6.23: Desempenho de FBPs atuando no pós-tratamento de reatores UASB quanto às cargas volumétricas removidas de <i>SST</i> (a) e as eficiências de remoção de <i>SST</i> (b) em função das cargas volumétricas de contato de <i>SST</i> aplicadas.	187
FIGURA 6.24: <i>Box-plot</i> das concentrações de <i>DQO</i> total (a) e <i>DBO</i> total (b) observadas nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.	188
FIGURA 6.25: <i>Box-plot</i> das concentrações de <i>DQO</i> solúvel (a) e <i>DBO</i> solúvel (b) observadas nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA nas etapas E2F1 e E2F2.	191
FIGURA 6.26: Composição das formas de <i>DQO</i> (a) e <i>DBO</i> (b) nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA a partir dos valores medianos.	193
FIGURA 6.27: Série temporal das concentrações de <i>DQO</i> total (a), <i>DQO</i> solúvel (b), <i>DBO</i> total (c) e <i>DBO</i> solúvel dos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, com médias móveis de 4 termos.	193
FIGURA 6.28: Dispersão dos valores das concentrações de <i>DQO</i> total e <i>DBO</i> total observadas nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA nas etapas: E1 (a) e (d); E2F1 (b) e (e); e E2F2 (c) e (f).	194
FIGURA 6.29: Distribuição de frequência acumulada das concentrações de <i>DQO</i> total (a) e <i>DBO</i> total (b) nos efluentes do FBPA, em relação aos padrões de lançamento.	195

FIGURA 6.30: Desempenho de FBPs atuando no pós-tratamento de reatores UASB quanto às cargas volumétricas removidas e as eficiências de remoção em função das cargas volumétricas de contato aplicadas: DQO (a) e (b); DBO (c) e (d).....	197
FIGURA 6.31: <i>Box-plot</i> das concentrações de N-total (a), NTK (b), N-amoniaco (c), N-orgânico (d), N-NH ₄ ⁺ (e), amônia livre (f), nitrito (g) e nitrato (h) observadas nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.....	199
FIGURA 6.32: Série temporal das concentrações de NTK (a), N-amônio (b), nitrito (c) e nitrato (d) nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, com médias móveis de 4 termos.....	202
FIGURA 6.33: Distribuição de frequência acumulada das concentrações de N-amoniaco nas três etapas de operação (a) e para os períodos seco e chuvoso na etapa E2F1 (b) em relação à meta de lançamento.	204
FIGURA 6.34: <i>Box-plot</i> das cargas de contato de amônia (a) e NTK (b), das taxas de remoção (c) e das eficiências remoção (d) de amônia no FBPA nas etapas de operação E2F1 e E2F2.....	205
FIGURA 6.35: Cargas volumétricas removidas (a) e eficiências de remoção de N-amoniaco (b) em função das cargas volumétricas hidráulicas (c) e das cargas orgânicas volumétricas de DQO (c e d), para FBPs atuando no pós-tratamento de reatores UASB.....	206
FIGURA 6.36: Valores do NMP das BOA (a) e BON (b) observados no biofilme do FBPA para as diferentes profundidades amostradas.....	207
FIGURA 6.37: Influência das COVs de DBO total na nitrificação no FBPA nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F2 (b); e E2 (c).	210
FIGURA 6.38: Relação entre as concentrações de DBO solúvel (a) e influência das COVs de DBO solúvel (b) nas eficiências de remoção de amônia no FBPA durante toda a etapa de operação E2.	210
FIGURA 6.39: Influência das COVs de DBO total na nitrificação no FBPA nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F2 (b); e E2 (c).	211
FIGURA 6.40: <i>Box-plot</i> (a) e séries temporais (b) das concentrações de alcalinidade no sistema UASB/FBPA nas etapas de operação E2F1 e E2F2.....	213
FIGURA 6.41: Relação entre as concentrações de alcalinidade exercida medida nos efluentes do filtro e a alcalinidade exercida pela demanda estequiométrica da remoção de amônia observada nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F1 (d); e E2 (c).	214
FIGURA 6.42: Relação entre as concentrações de alcalinidade residual nos efluentes do filtro e as eficiências de remoção de amônia nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F2 (b); e E2 (c).	215
FIGURA 6.43: Séries temporais das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar durante as etapas de operação.	216
FIGURA 6.44: Relação entre as temperaturas médias do ar e as eficiências de remoção de amônia nas etapas de operação: E2F1 (a) e E2F2 (b).....	217
FIGURA 6.45: <i>Box-plot</i> (a) e séries temporais (b) das concentrações de OD nos efluentes do FBPA nas etapas de operação.....	218
FIGURA 6.46: Relação entre as concentrações de OD nos efluentes do filtro e as eficiências de remoção de amônia nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F1 (d); e E2 (c).	219
FIGURA 6.47: Distribuição das formas de nitrogênio nos afluentes e efluentes dos reatores UASB e do FBPA a partir dos valores medianos: representação em concentração (a) e por percentual (b)...	220
FIGURA 6.48: Valores de NMP das bactérias desnitrificantes observados no biofilme do FBPA nas diferentes profundidades amostradas.....	221
FIGURA 6.49: Relação entre as concentrações removidas de amônia e as concentrações de N-NOx produzidas no FBPA nas etapas E2F1 (a) e E2F2 (b).	222
FIGURA 6.50: Séries temporais das concentrações de OD durante os ensaios de transferência de oxigênio para as três TAS no FBPA com sua configuração original e fechado nas laterais.	224

LISTA DE TABELAS

TABELA 3.1 – Fatores de correção para o coeficiente de perda de carga (N_p).....	33
TABELA 3.2 – Classificação e características dos FBPs convencionais (adaptado de METCALF & EDDY, 2003; e WEF, 1992).	36
TABELA 3.3 – Critérios e parâmetros de projeto para FBPs aplicados aos pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. (Fonte: GONÇALVES <i>et al.</i> , 2001).	36
TABELA 3.4 – Modulação e principais características para o sistemas compactos UASB/FBP pré-fabricados (Fonte: Chernicharo & Almeida, 2011).....	40
TABELA 3.5 – Principais características e desempenhos de FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB.	48
TABELA 3.6 – Cargas e qualidade do efluente para aplicações típicas de FBPs convencionais (Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003).	54
TABELA 3.7 – Valores de $\mu_{m\acute{a}x}$ para <i>Nitrosomonas</i> em função da temperatura (USEPA, 1993).	59
TABELA 3.8 – Classificação do tipo de dispersão em função do coeficiente de dispersão D (Fonte: Metcalf & Eddy, 2003).	76
TABELA 3.9 – Avaliação do grau de dispersão através do número de dispersão (Fonte: Metcalf & Eddy, 2003).	77
TABELA 3.10 – Valores do coeficiente de distribuição (k_D) para difusão do oxigênio em água limpa (VON SPERLING, 1996).	92
TABELA 3.11 – Pressão de vapor da água (P_v) (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).....	92
TABELA 3.12 –Valores do coeficiente de difusão (D) para o oxigênio (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).	95
TABELA 5.1 – Principais características físicas dos reatores UASB utilizados para a alimentação do FBPA.	121
TABELA 5.2 – Características físicas dos meios de enchimento utilizados no FBPA. (Fonte: Metcalf & Eddy, 2003).	123
TABELA 5.3 – Principais características do FBPA nas etapas da pesquisa.	126
TABELA 5.4 – Taxas e vazões de projeto aplicadas em cada etapa de operação do FBPA.....	127
TABELA 5.5 – Métodos analíticos adotados para as análises dos parâmetros físicos e físico-químicos monitorados.	130
TABELA 5.6 – Síntese do programa de monitoramento do sistema UASB/FBPA.	132
TABELA 5.7 – Dimensões e quantidade de janelas de ventilação no FBPA com as laterais fechadas.	137
TABELA 5.8 – Especificações dos componentes utilizados no aparato de injeção e controle do gás traçador.	139
TABELA 6.1 – Resultados dos principais parâmetros da curva C_{pulso} e das funções das DTR para diferentes concentrações LiCl e NaCl para a taxa hidráulica de $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$	151
TABELA 6.2 – Resultados dos principais parâmetros da curva C_{pulso} do NaCl e de suas funções de DTR para as três taxas hidráulicas investigadas.....	154
TABELA 6.3 – Valores dos ajustes dos modelos de tanques em série clássico (N -TES) e com a função gama TES $g(t)$ para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.....	159
TABELA 6.4 – Parâmetros hidrodinâmicos obtidos pelos modelos de DPI e DGI e valores dos ajustes do modelo de DPI para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.....	161
TABELA 6.5 – Valores dos ajustes do modelo de dispersão axial com parâmetro de retenção líquida para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.....	163

TABELA 6.6 – Períodos monitorados e observações relevantes à operação do FBPA.....	168
TABELA 6.7 – Resultados médios e desvio padrão das condições impostas ao FBPA nas etapas de operação.....	169
TABELA 6.8 – Síntese das concentrações médias e eficiências de remoção medianas obtidas no monitoramento do sistema UASB/FBPA para cada etapa e fase de operação.....	174
TABELA 6.9 – Interpretação dos resultados dos estatísticos de variância baseado na ocorrência ou não de diferença significativa para as concentrações dos parâmetros entre as etapas de operação e entre os períodos seco e chuvoso.....	178
TABELA 6.10 – Síntese dos valores médios das principais condições impostas e do desempenho do FBPA quanto à remoção de amônia nas etapas de operação E2F1 e E2F2.....	209
TABELA 6.11 – Resultados dos dados monitorados e calculados da capacidade de TO para o FBPA em sua configuração original e simulando uma unidade convencional.....	226
TABELA 6.12 – Coeficiente e taxa de transferência de oxigênio requeridas para a nitrificação do nitrogênio amoniacal removida no FBPA.....	233

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

$A_{C_{\text{pulso}}}$	Área sob a curva de concentração do pulso traçador
AT	Alcalinidade Total
BOA	Bactérias Oxidadoras de Amônia
BON	Bactérias Oxidadoras de Nitrito
CHV	Carga Hidráulica Volumétrica
CE	Condutividade Elétrica
CePTS	Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento UFMG/COPASA
C_{pulso}	Curva de concentração do pulso traçador
COV	Carga Orgânica Volumétrica
$C(t)$	Concentração do traçador no tempo t
CV_{aplicada}	Carga aplicada por Volume Útil do Filtro
CV_{removida}	Carga removida por Volume Útil do Filtro
C_0	Concentração do traçador inicial observada
C_{θ}	Concentração do traçador normalizada como $C(t)/C_0$
d	Número de dispersão
D	Coefficiente de dispersão
Da	Número de Damkohler
DESA	Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental
DTR	Distribuição dos tempos de residência
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	Demanda Química de Oxigênio
ETO	Eficiência de Transferência de Oxigênio
$E(t)$	Função de distribuição dos tempos de residência
E_{θ}	Função de distribuição dos tempos de residência normalizada
$E_{\theta \text{ DPI}}$	Função de DTR normalizada para o modelo DPI
FBP	Filtro Biológico Percolador
FBPA	Filtro Biológico Percolador Aberto
$F(t)$	Função acumulativa da distribuição dos tempos de residência
K	Coefficiente de remoção de substrato
$k_{La} O_2$	Coefficiente de Transferência de Oxigênio calculado pelo balanço de massa de oxigênio

$k_{L,a} O_2$	Coeficiente de Transferência de Oxigênio calculado pelo balanço de massa do gás traçador propano
$k_{L,a} P$	Coeficiente de Transferência de Propano
L	comprimento característico do reator, que para FBPs considera-se como a altura total do filtro
LiCl	Cloreto de Lítio
N	Número de Tanques em Série
NaCl	Cloreto de Sódio
N-amoniacal	Nitrogênio Amoniacal
NMP	Número Mais Provável de Bactérias
N-NH ₄ ⁺	Nitrogênio na forma de Íon Amônio
N-NO ₂ ⁻	Nitrogênio na forma Nitrito
N-NO ₃ ⁻	Nitrogênio na forma de Nitrato
NTK	Nitrogênio Total Kjeldahl
N-TES	Modelo Clássico de Tanques em Série
N-TES g(t)	Modelo de Tanques em Série com a Função Gama
n ₀	Massa de traçador injetada no ensaio hidrodinâmico
OD	Oxigênio Dissolvido
Pe	Número de Peclet
pH	Potencial Hidrogeniônico
POR	Potencial de Oxirredução
Q	Vazão
R ²	Coeficiente de determinação entre variáveis observadas e modeladas
SSed	Sólidos Sedimentáveis
SSQE	Soma dos erros ao quadrados
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSF	Sólidos Suspensos Fixos
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais
STD	Sólidos Totais Dissolvidos
TAS	Taxa de Aplicação Superficial
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica teórico
TO	Transferência de Oxigênio

TS	Tempo de residência calculado como $\beta V/Q$
TTO_{campo}	Taxa de Transferência de Oxigênio nas Condições de Campo
$TTO_{\text{padrão}}$	Taxa de Transferência de Oxigênio nas Condições Padrão
\bar{t}	Tempo Médio de Residência Calculado pela Função DTR
u	Velocidade do fluido pelo reator
UASB	Reator anaeróbico de manta de lodo e fluxo ascendente
UFMG	Universidade Federal de Minas Gerais
β	Retenção Líquida Calculada pelo Modelo de Dispersão Axial com a Função β
Δt	Intervalo de tempo
σ^2	Variância da Distribuição dos Tempos de Residência
$\sigma_{\theta^2}^2_{\text{DPI}}$	Variância normalizada da função E_{θ} do modelo de dispersão de DPI
$\sigma_{\theta^2}^2_{\text{DGI}}$	Variância normalizada da função E_{θ} do modelo de dispersão de DGI
$\sigma_{\theta^2}^2_{\text{N-TES}}$	Variância normalizada da função E_{θ} do modelo de dispersão de N-TES
θ	Tempo de observação normalizado como t/\bar{t}
τ	Tempo médio de residência obtido pelo modelo de TES com a função gama

1 INTRODUÇÃO

Sistemas simplificados de tratamento de esgotos, de baixo custo e mecanicamente simples vêm sendo base de pesquisas, por representar alternativas sustentáveis para o tratamento de esgotos, principalmente em pequenas comunidades (p.ex. 1000 habitantes), as quais possuem menos recursos financeiros e humanos. No entanto, várias unidades, quando atuando isoladamente, apresentam limitações significativas quanto à remoção de determinados poluentes. Acredita-se que, a associação, entre determinados sistemas simplificados possa proporcionar uma melhor eficiência de remoção desses poluentes.

Dentre os principais sistemas de tratamento simplificados, situam-se os reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), já bastante pesquisados e difundidos no meio técnico. Apesar de suas grandes vantagens, sabe-se que normalmente esses reatores não geram um efluente final que atenda aos padrões de lançamento de diversas legislações estaduais, o que traz a necessidade de uma etapa de pós-tratamento (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Nesse sentido, os filtros biológicos percoladores (FBPs) apresentam-se como boa alternativa para pós-tratamento dos efluentes dos reatores anaeróbios, devido à simplicidade operacional e baixos requisitos de operação e por complementarem a remoção de matéria orgânica, bem como proporcionarem a remoção de constituintes pouco afetados no tratamento anaeróbio, como os surfactantes aniônicos, e principalmente o nitrogênio amoniacal (GONÇALVES *et al.*, 2001; CHERNICHARO, 2006; KASSAB *et al.*, 2010).

Os FBPs são sistemas de tratamento de efluentes, com biomassa aderida (biofilme) no meio de enchimento (p.ex., pedras, escórias ou resíduos, materiais sintéticos ou metálicos), em que ocorre a predominância de microrganismos aeróbios e facultativos, nas zonas externas do biofilme e de organismos anaeróbios, nas zonas mais internas. O sistema hidráulico dos FBPs de leito fixo é regido por um escoamento descendente do afluente, aplicado de forma contínua na sua parte superior, o qual percola sob pressão atmosférica entre os poros do meio de enchimento com a presença de ar, até o sistema de drenagem de fundo. Essas características determinam a dinâmica de seus principais mecanismos de remoção (físico-químicos e biológicos), transferência de substratos (p. ex., carbono e nutrientes) e gases (p. ex., oxigênio, dióxido de carbono e sulfeto), entre os meios gasoso-líquido-sólido presentes (WEF, 1992; USEPA, 2000; GONÇALVES *et al.*, 2001; METCALF & EDDY, 2003; WIK, 2003).

A respeito das possíveis configurações, os FBPs podem ser projetados para a remoção secundária, combinada de DBO e nitrogênio amoniacal, conhecidos como sistemas de único estágio, ou sistemas que realizam a nitrificação terciária (sistema de dois estágios). O sistema de único estágio, base desta pesquisa, geralmente, consiste em FBPs que recebem o efluente do tratamento primário ou de unidades que contemplam a primeira etapa biológica de remoção de matéria orgânica (p.ex., reatores UASB), trabalhando com uma taxa aplicada inferior à de FBPs concebidos para a remoção exclusiva de matéria orgânica. Para esse caso, espera-se que a remoção de DBO ocorra principalmente nas camadas superiores do meio de enchimento do FBP e a nitrificação nas camadas inferiores, já com menores concentrações de matéria orgânica (USEPA, 1991; WEF, 1992; METCALF & EDDY, 2003).

A fim de aumentar a aplicabilidade e reduzir as limitações dos FBPs, quanto ao pós-tratamento de efluentes anaeróbios, os esforços de pesquisas mais recentes têm lidado com configurações inovadoras para diferentes tipos e alturas do meio de enchimento, com investigações sobre a real necessidade de decantadores secundários e com operações de diversas taxas de aplicação e recirculação do efluente (PORTO *et al.*, 2002; FRADE, 2003; SANTOS *et al.*, 2005; SILVA & GONÇALVES, 2005; FONSECA *et al.*, 2009; CHERNICHARO & ALMEIDA, 2010; ALMEIDA *et al.*, 2011b). No entanto, os FBPs convencionais demandam grandes quantidades de concreto em sua estrutura, o que aumenta os custos de construção. Além disso, a nitrificação completa usualmente não é atingida, provavelmente devido às limitações de oxigênio.

Em FBPs convencionais, o ar circula através da área superficial aberta, na parte superior do filtro e pelas aberturas das paredes laterais, que fazem parte do sistema de drenagem de fundo. Uma boa areação é essencial para manter as condições aeróbias dentro do meio de enchimento, promovendo, assim, melhor eficiência de remoção e, ao mesmo tempo, evitando maus odores (METCALF & EDDY, 2003). Em muitos sistemas aeróbios, a taxa de transferência de oxigênio para as células bacterianas é o fator limitante, o qual determinará a taxa de conversão dos processos biológicos (GONÇALVES *et al.*, 2001). Dessa forma, a eficiência no fornecimento de oxigênio dissolvido (OD) para as bactérias torna-se fator preponderante, em especial, para as bactérias de crescimento lento, como as nitrificantes (GERARDI, 2006; USEPA, 2009). Sendo assim, com o aumento da transferência de oxigênio, é provável se aumentar o desempenho do filtro, especialmente em termos de nitrificação (WIK, 2003; USEPA, 2009; GUJER, 2010). Nesse sentido, possivelmente a

abertura das paredes laterais do FBP seja uma boa alternativa para aumentar a circulação de ar no interior do meio de enchimento, possibilitando assim uma melhor aeração.

O oxigênio dissolvido, conjuntamente com outros fatores ambientais (N-amoniaco, pH, alcalinidade, temperatura e agentes inibidores), taxas aplicadas (hidráulica e orgânicas), condições operacionais (p.ex., recirculação do efluente do FBP), características físicas do filtro (tipo e altura do meio de enchimento) e mecanismos de transferência de massa do biofilme (p.ex., difusão de substrato) representam os principais agentes reguladores do desempenho na remoção conjunta de DBO e nitrogênio amoniacal (nitrificação) nos FBPs (WEF, 1992; METCALF & EDDY, 2003; FLORENCIO *et al.*, 2009; USEPA, 2009). Esses agentes reguladores conduzem a uma nitrificação completa ou incompleta, uma vez que no processo existem dois grupos de bactérias nitrificantes e duas rotas bioquímicas (GERARDI, 2006).

Dessa forma, com o propósito de adoção de tecnologias de tratamento de esgotos que atendam aos requisitos de simplicidade operacional e adequabilidade socioambiental, esta pesquisa teve como objetivo avaliar o comportamento de uma concepção inovadora de FBP, desenvolvida no DESA-UFMG, denominada filtro biológico percolador aberto (FBPA). Destaca-se que o FBPA possui suas paredes laterais abertas, o que pode permitir uma circulação mais intensa do ar e proporcionar maior aporte de oxigênio para o biofilme. Além desse aspecto de processo, a ausência de parede lateral reduz sobremaneira os custos de construção dos FBPs.

O comportamento do FBPA, atuando no pós-tratamento de efluente de reator UASB, foi avaliado para diferentes taxas de aplicação superficial e alturas do meio de enchimento, sem a etapa de decantação secundária, quanto à hidrodinâmica, ao desempenho (remoção de sólidos, matéria orgânica e nitrogênio), aos fatores ambientais de influência na nitrificação e à transferência de oxigênio.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

Avaliar o comportamento de um filtro biológico percolador com laterais abertas, sem decantador secundário, sujeito a diferentes taxas de aplicação hidráulica superficial e alturas do meio de enchimento, quanto à hidrodinâmica, ao desempenho (remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal) no pós-tratamento de efluente de reator UASB, aos fatores ambientais de influência na nitrificação, à abundância de bactérias nitrificantes e à transferência de oxigênio.

2.2 Objetivos específicos

- Avaliar o comportamento hidrodinâmico do FBPA, por meio de testes com traçadores e ajustes aos modelos matemáticos de representação dos escoamentos reais.
- Avaliar o desempenho do FBPA, quanto à remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal (nitrificação parcial), para diferentes alturas do meio suporte e taxas hidráulicas e orgânicas.
- Avaliar as influências das condições operacionais impostas (taxas hidráulicas, COV e cargas de contanto de NTK e amônia), dos fatores ambientais limitantes (oxigênio dissolvido, temperatura e alcalinidade) e da abundância de bactérias nitrificantes (oxidadoras de amônia e oxidadoras de nitrito) na nitrificação no FBPA.
- Avaliar a capacidade de transferência de oxigênio para o líquido no FBPA, com o filtro em sua configuração original (com laterais abertas) e com o filtro simulando uma unidade convencional (com as laterais fechadas).

3 REVISÃO DA LITERATURA

3.1. Características dos FBPs aplicados ao tratamento de esgotos

3.1.1. Conceitos gerais

Os FBP são caracterizados como sistemas de tratamento aeróbios, nos quais o líquido percola em um leito fixo (meio de enchimento ou suporte), em que há circulação do ar que proporciona o desenvolvimento e, conseqüentemente, o contato com microrganismos (biofilme) responsáveis pela remoção e transformação de substâncias coloidais e dissolvidas. O meio de enchimento apresenta a função primária de promover condições para a sustentação e ventilação do biofilme. Dessa forma, os FBP são conhecidos como reatores de biofilme, aplicados geralmente ao tratamento de efluentes em nível secundário (WEF, 1992; USEPA, 2000; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Destaca-se que os reatores de biofilme, aplicados ao tratamento de efluentes, apresentam consideráveis vantagens, quando comparados aos reatores de biomassa suspensa, devido à possibilidade de sua operação com tempos de detenção hidráulica inferiores ao tempo de retenção celular, reduzindo o volume necessário para o reator; à concentração de biomassa ativa, podendo ser superior à de sistemas com crescimento disperso, em razão de sua renovação constante; à velocidade de remoção de substrato superior à de sistemas com crescimento disperso; e à coexistência entre microrganismos aeróbios e anaeróbios ser maior que nos sistemas de crescimento disperso, porque a espessura do biofilme é usualmente superior ao diâmetro do floco biológico (WEF, 2000; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

A comunidade biológica dos biofilmes em FBPs é compreendida por bactérias aeróbias e facultativas; fungos, algas, rotíferos, protozoários e alguns artrópodes em diferentes estágios de desenvolvimento. As bactérias facultativas são geralmente os organismos predominantes em biofilmes heterotróficos. Dentre elas, as espécies mais encontradas no biofilme de FBPs são *Acromobacter*, *Pseudomonas*, *Flavobacterium* e *Alcaligenes*. As bactérias filamentosas *Sphaerotilus natans* e *Beggiatoa* podem ser encontradas na camada viscosa (METCALF & EDDY, 2003).

O controle da comunidade microbiana nos FBPs é realizado de forma natural. Com o desenvolvimento do biofilme no meio suporte, os espaços vazios entre os poros são

reduzidos, proporcionado assim um aumento na velocidade do escoamento do líquido, causando uma maior tensão de cisalhamento, que causa o desprendimento de parte da biomassa aderida. Essa biomassa, liberada naturalmente do FBP, representa um acréscimo de sólidos no efluente que deve ser removido (WEF, 1992; GONÇALVES *et al.*, 2001; METCALF & EDDY, 2003).

Os FBPs aplicados ao tratamento de efluentes (domésticos e industriais) geralmente apresentam geometria cilíndrica e prismática (retangular ou quadrado), construídos em concreto armado, aço carbono ou fibra de vidro. Gonçalves *et al.* (2001) comentaram que as maiores preocupações construtivas devem se ater à longevidade e à integridade da estrutura do filtro e do meio suporte, conseguida com a utilização de materiais adequadamente selecionados e resistentes às condições adversas impostas pelos esgotos.

Os principais componentes dos FBPs aplicados ao tratamento de efluentes são o sistema de alimentação ou distribuição, o meio suporte ou de enchimento, os dispositivos de ventilação e o sistema de drenagem de fundo. Em razão dos objetivos propostos pela presente pesquisa, será dada maior atenção ao sistema de alimentação e aos dispositivos de ventilação adotados nos FBPs. Na Figura 3.1 são apresentados os principais componentes dos FBPs convencionais.

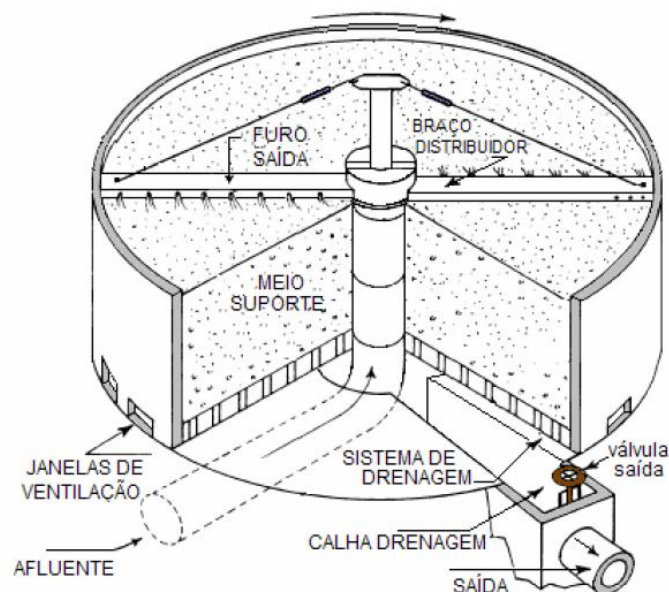


FIGURA 3.1: Representação esquemática de um FBP convencional.
Fonte: Adaptado de USEPA, 2000 (*In*: Victoria, 2006).

Dentre os objetivos do meio suporte, destacam-se as funções de fornecer sustentação ao desenvolvimento do biofilme, proporcionar maior contato entre biomassa e líquido e garantir boas condições de ventilação e circulação do ar no interior do FBP. As principais características avaliadas para a escolha de um determinado meio suporte são: apresentar elevada área específica, proporcionando uma área maior para o desenvolvimento do biofilme; elevado volume de vazios, para evitar problemas com a colmatação do reator; ser inerte para não ser decomposto junto com o efluente; e ter peso específico baixo por questões estruturais (WEF, 1992; METCALF & EDDY, 2003).

Os materiais geralmente utilizados são a pedra britada, escória de alto-forno de indústria siderúrgica, anéis plásticos randômicos e um tipo de meio sintético plástico, que pode ser de fluxo inclinado ou vertical (*Cross-flow* e *Vertical-flow*) (WEF, 1992; GONÇALVES *et al.*, 2001; METCALF & EDDY, 2003; JORDÃO & PESSÔA, 2009). Outros meios suportes sintéticos de diversos materiais e formas vêm sendo utilizados, como o *Downflow Hanging Sponge* ou sistema DHS (espuma de poliuretano), *Rotopack*® (constituído de placas de polietileno) e *Rotosponge*® (constituído de placas de polietileno e espumas de poliuretano) pesquisados por Chernicharo & Almeida (2011).

Os meios sintéticos apresentam geralmente a vantagem de serem mais leves do que as pedras, além de apresentarem uma área superficial de exposição superior. No entanto, os meios sintéticos podem apresentar custos mais elevados do que o das pedras, sendo, dessa forma, um fator limitante na composição do estudo de concepção do FBP em locais com restrições financeiras (GONÇALVES *et al.*, 2001). Outro aspecto a ser visto com maior cautela e que deveria ser apresentado pelos fabricantes seria quanto ao tempo de vida ou duração destes materiais expostos às condições apresentadas na planta de tratamento.

O sistema de drenagem de fundo dos FBPs convencionais consiste de uma laje perfurada ou de grelhas confeccionadas em material resistente e de um conjunto de tubulações localizadas na parte inferior do filtro. O sistema tem a função de sustentar o meio suporte e drenar o líquido percolado e os sólidos desprendidos do FBP. O sistema de drenagem de fundo deve ser aberto em ambas as extremidades, de forma a possibilitar a inspeção e a eventual limpeza com jatos de água, caso necessário. Observa-se que esse sistema possibilita circulação do ar atmosférico e, com isso, a transferência do oxigênio requerido pelos processos aeróbios desenvolvidos no biofilme (GONÇALVES *et al.*, 2001; METCALF & EDDY, 2003).

GONÇALVES *et al.* (2001) comentaram que o sistema de drenagem de fundo deve ser resistente o suficiente para suportar todo o peso da estrutura localizada na parte superior, incluindo o meio suporte, o crescimento do biofilme e o próprio esgoto. Além disso, devem ser garantidas, com rigor, as recomendações de projeto relativas às declividades do sistema de drenagem e às áreas livres para permitir a ventilação do FBP.

Os FBPs convencionais apresentam decantador secundário com o objetivo de retenção e remoção de sólidos, incluindo o lodo (biofilme) despreendido do FBP. Devido à concentração de sólidos suspensos no efluente do FBP ser relativamente baixa, os decantadores secundários são normalmente do tipo convencional e dimensionados em função da taxa de escoamento superficial, levando em conta a profundidade lateral de suas paredes (WEF, 1992; GONÇALVES *et al.*, 2001; METCALF & EDDY, 2003).

No Quadro 3.1 são apresentadas as principais vantagens e limitações dos FBPs aplicados ao tratamento de águas residuárias.

QUADRO 3.1 – Principais vantagens e limitações dos FBPs aplicados ao tratamento de águas residuárias (Adaptado de WEF, 1992; USEPA, 2000; Metcalf & Eddy 2003; von Sperling & Chernicharo, 2005).

Vantagens	Limitações
<ul style="list-style-type: none"> - Processo biológico simples e confiável que proporciona a sua aplicabilidade de pequenas a grandes estações de tratamento. - Adequados a locais onde há restrição de área devido a seu caráter compacto. - Facilidade em atender aos padrões de lançamento (matéria orgânica MO e sólidos). - Bastante eficazes para o tratamento de altas concentrações de matéria orgânica, dependendo do meio suporte. - Reduz rapidamente a concentração de DBO₅ dissolvida no efluente. - Eficiente para promover a nitrificação parcial (remoção de nitrogênio amoniacal), dependendo da taxa de aplicação. - Baixa necessidade de manutenção, devido a seus componentes apresentar boa durabilidade. - Necessidade de um nível moderado de habilidade da operação. - Índice de mecanização relativamente baixo. 	<ul style="list-style-type: none"> - Tratamento complementar pode ser necessário para atender padrões de descarga mais rigorosos. - Possibilidade de acumulação de biomassa em excesso que impede as condições aeróbias e pode prejudicar o desempenho. - Necessidade de atenção regular do operador. - Incidência de obstrução com meio suporte de pedra. - Para remoção conjunta de MO e N-amoniacal, em meio suporte de pedra, faz-se necessária a aplicação de menores taxas orgânicas e hidráulicas. - Lodo biológico que geralmente necessita de tratamento completo (FBP de alta taxa). - Relativa dependência da temperatura do ar. - Limitada flexibilidade de operação em comparação com os processos de lodos ativados. - Possibilidade de problemas com odores e vetores (moscas) em FBP de baixa taxa. - Custos de implantação que geralmente podem se elevar (tipo de meio suporte e sistema de drenagem de fundo).

3.1.2. Sistema de distribuição afluente

Para melhor desempenho do FBP, é essencial que ocorra o controle da espessura do biofilme, possibilitando que sua formação se dê com a maior quantidade de zonas aeróbias e, ao mesmo tempo, reduzindo os riscos de sua predação por macroinvertebrados. Para que isto ocorra, é fundamental que a carga orgânica seja aplicada de forma contínua e uniforme no meio de enchimento do filtro (WEF, 1992; GONÇALVES *et al.*, 2001; METCALF & EDDY, 2003). Dessa forma, o sistema de alimentação do FBP deve ser dimensionado e operado de maneira a promover as melhores condições de distribuição do afluente e umedecimento do meio de enchimento do FBP. Os dispositivos de alimentação do FBP geralmente são por distribuidores fixos ou móveis.

Os sistemas móveis de distribuição do afluente podem ser dotados com movimentos de translação ou de rotação. Os distribuidores com movimento de translação são de menor eficiência que os distribuidores giratórios, pois se movimentam sobre um tanque retangular, o que pode resultar em uma distribuição não homogênea em toda superfície do meio suporte, e as partes externas são atingidas em intervalos de tempo maiores que a parte central. Já os distribuidores giratórios apresentam características favoráveis à distribuição uniforme do afluente, molhando igualmente toda a superfície do meio suporte (JORDÃO & PESSÔA, 2009).

O sistema rotatório de distribuição do afluente é composto por um ou mais dutos (braços) horizontais, engastados e girando em torno de uma coluna central. Por esse dispositivo, o esgoto é distribuído uniformemente sobre o meio suporte, por orifícios situados em um dos lados de cada braço horizontal. O movimento de rotação do distribuidor é geralmente assegurado apenas pela energia proveniente do jato de descarga do esgoto por um conjunto de orifícios. Motores elétricos podem ser utilizados para movimentar esse sistema para controle de moscas e para evitar paradas dos braços distribuidores em horários de vazões muito baixas (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Os braços distribuidores normalmente possuem seção transversal circular, podendo também ser construídos com seção prismática (retangular ou quadrilátero). A área da seção transversal dos braços geralmente diminui com a distância da coluna central. Para a limpeza dos braços e desentupimento dos orifícios, um dispositivo de abertura é instalado nas extremidades dos braços. Os braços distribuidores possuem ainda tubos de ventilação, para evitar o acúmulo de

ar no seu interior. A estrutura de sustentação dos braços é composta por tirantes, que asseguram a estabilidade do engaste na coluna central (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Os braços dos distribuidores devem ser dimensionados de forma que a velocidade rotacional se situe entre 0,1 e 2,0 rpm e a velocidade não exceda a 1,2 m/s, na vazão máxima. FBPs com quatro braços distribuidores são equipados com um extravasor na coluna central, concentrando a alimentação em apenas dois braços, nos períodos de pequenas vazões. Nos períodos de vazões máximas, todos os quatro braços são alimentados com esgoto. Esse procedimento assegura velocidades de descarga e forças de reação adequadas à rotação do distribuidor, sob as diversas condições de vazões. Orifícios no lado oposto dos braços também são utilizados para reduzir a velocidade rotacional nos momentos de pico de vazão (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Os sistemas de distribuição fixos são compostos por tubulações de distribuição principal e outras secundárias (ou laterais), situadas acima da superfície do meio suporte. Nas tubulações secundárias são instalados aspersores (bocais ou vertedores triangulares), sendo dimensionados e espaçados de forma a se obter distribuição uniforme da alimentação. Em geral, os aspersores são constituídos por um orifício de seção circular e um defletor.

Os sistemas fixos mais antigos previam uma alimentação intermitente do esgoto, por meio de um reservatório de carga, promovendo uma carga hidráulica disponível suficiente para que o escoamento vencesse toda a perda de carga da linha de distribuição. Observa-se que, devido à variação da lâmina de água no tanque de carga, a vazão de descarga, nesse tipo de dispositivo, é variável. No início do período de descarga, o esgoto é lançado a uma distância máxima de cada aspersor que diminui, à medida que o tanque se esvazia, reduzindo a carga hidrostática. Gonçalves *et al.* (2001) comentaram ainda que o período entre cargas de esgoto varia de 0,5 a 5 minutos. A distribuição de esgoto, realizada por meio desse tipo de sistema de distribuição, sobre a superfície do meio granular, é relativamente boa.

Com o surgimento dos meios suporte sintéticos, os sistemas fixos de distribuição voltaram a ser utilizados nos filtros profundos e nas biorres (FBPs de elevada altura utilizados para remoção de matéria orgânica e N-amoniaco). Nesses processos, o sistema de distribuição também é dotado de distribuidores principais e secundários, situados imediatamente acima do meio suporte, e a alimentação é realizada continuamente, por meio de bombeamento ou pela carga hidráulica disponível (GONÇALVES *et al.*, 2001).

As principais desvantagens desse tipo de sistema de distribuição são: a não uniformidade da carga hidráulica sobre a superfície do FBP; as grandes extensões de dutos de distribuição; o entupimento frequente dos aspersores; a dificuldade de manutenção dos aspersores em grandes FBPs. Nos sistemas fixos, estima-se que, para se atingir a mesma distribuição alcançada pelos distribuidores rotatórios, a vazão aplicada deve ser de três a quatro vezes superior (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Sistemas de distribuição fixos constituídos de tubos perfurados e canaletas com vertedores triangulares também são utilizados em sistemas compactos, simplificados e FBPs de pequenas estações de tratamento de esgotos.



FIGURA 3.2: Sistemas de distribuição afluente utilizados em FBPs aplicados ao tratamento de esgotos: (a) Distribuidor rotativo de quatro braços com orifícios (SERECO, 2012); (b) Distribuidor móvel em translação (SEWACO, 2012); (c) Distribuidor fixo com tubos e dispersores (WEF, 1992); (d) Distribuidor fixo com canaletas e vertedores triangular (ECODENA, 2012).

3.1.3. Dispositivos de ventilação

A aeração é fundamental para manter as condições aeróbias nos FBPs, promovendo melhores eficiências no tratamento e prevenindo maus odores (LOGAN, 1993). Na aeração, é fornecido oxigênio para as bactérias aeróbias oxidadoras de matéria orgânica e oxidadoras de amônia e nitrito. Gonçalves *et al.*(2001) comentaram que, em muitos sistemas aeróbios, a velocidade de transferência de oxigênio para as células é o fator limitante, o qual determinará a velocidade de conversão biológica. Dessa forma, a eficiência no fornecimento de oxigênio dissolvido (OD) para as bactérias nitrificantes torna-se fator preponderante. Nesse sentido, a ventilação natural tem sido alternativa suficiente para o fornecimento de oxigênio para a manutenção das condições aeróbias do biofilme em FBPs.

Sabe-se que a aeração do esgoto em FBPs depende da intensidade de ventilação da unidade, que por sua vez é controlada pela diferença de temperatura do ar entre as partes externa e interna do FBP. Segundo WEF (2000), quando essa diferença de temperatura é superior a 2°C, ocorre um fluxo de ar descendente, quando a diferença é inferior a 2°C, ocorre um fluxo de ar ascendente. A intensidade da ventilação é diminuída, à medida que a diferença de temperatura se aproxima de 2°C.

O fluxo de ar descendente é considerado, na maioria das vezes, como desejável, por promover o atendimento aos requisitos de oxigênio nas camadas superiores dos FBPs, em que a taxa de remoção de matéria orgânica apresenta-se maior, devido à predominância de bactérias heterotróficas. Outro motivo seria para o controle de possíveis maus odores no topo do FBP, visto que, eventualmente, o afluente do FBP apresenta-se em condições anaeróbias.

Devido às elevadas temperaturas observadas no Brasil, a ventilação natural tem sido a principal alternativa utilizada para o atendimento dos requisitos de oxigênio em FBPs implantados no país (FLORÊNCIO *et al.*, 2009; CHERNICHARO & ALMEIDA, 2011).

Para que ocorra uma ventilação natural no FBP, Metcalf & Eddy (2003) recomendam que sejam adotados os seguintes cuidados:

- I. o sistema de drenagem e os canais coletores de efluente, junto ao fundo da estrutura dos FBP, devem permitir um fluxo livre do ar que se escoar pelo filtro. Esses canais coletores de efluente não devem ter mais que 50% de sua altura ocupada pelo efluente;

- II. deve-se prever a instalação de poços de ventilação em ambas as extremidades do canal central de coleta do efluente;
- III. os filtros de grandes diâmetros devem ser dotados de canais de coleta ramificados, dotados de poços ou tubos de ventilação, ao longo do perímetro do filtro;
- IV. a área de vazios da laje, para suporte do leito de enchimento, deve ser superior a 15% da área superficial do filtro. A área aberta para passagem de ar pelo fundo do filtro (muitas vezes com o uso de tubos que vão até à superfície do filtro) deve ser superior a 1% (se possível cerca de 5%) da área superficial do filtro;
- V. as aberturas das grelhas dos poços e tubos de ventilação devem possuir área livre de 1,0 m² para a cada 25 m² de área do filtro.



FIGURA 3.3: Sistemas de ventilação utilizados em FBPs e biorreatores aplicados ao tratamento de efluentes: (a) Poços de ventilação (COPASA, 2012); (b) e (c) janelas de ventilação junto ao sistema de drenagem de fundo (PORTUGAL, 2012; GLS TANKS, 2012); (d) FBP com parede em tijolos arrumados e janelas de ventilação junto ao sistema de drenagem de fundo (UKEA, 2005).

3.1.4. Requisitos de oxigênio e fluxo de ar

A ventilação natural tem sido a forma mais aconselhada para suprir os requisitos de oxigênio para o tratamento de esgotos no FBP, porém, a ventilação forçada pode ser necessária e seus custos podem ser maiores do que seus próprios benefícios (FLORÊNCIO *et al.*, 2009). No entanto, muito pouco é investigado sobre a quantidade de oxigênio utilizado e a sua eficiência de transferência em FBPs. Neste item foram abordadas algumas equações empíricas para estimar a demanda de oxigênio para a remoção de DBO e conjunta de DBO e amônia (nitrificação) em FBPs.

Metcalf & Eddy (2003) propuseram algumas equações para a estimativa da necessidade de oxigênio em FBPs e a demanda do fluxo de ar necessário, baseadas em estudos realizados pela *Dow Chemical*. Assume-se que a eficiência de transferência de oxigênio é de aproximadamente 5%, segundo essas equações. Os modelos utilizados para estimativa e avaliação do atendimento aos requisitos de oxigênio em FBPs são apresentadas a seguir.

I. Requisitos de Oxigênio

Para a remoção apenas de DBO é utilizada a Equação 3.1.

$$RO_{DBO} = (20 \text{ kg/kg}) \times (0,8e^{-9COV} + 1,2e^{-0,17COV}) \times (FP) \quad (3.1)$$

onde, RO_{DBO} é o requisito de oxigênio (kgO₂/kgDBO aplicada); COV é a carga orgânica volumétrica aplicada (kgDBO/m³.d); e FP é o fator de pico – máximo para a carga de DBO média (usual 1,4).

Para a remoção conjunta de DBO e nitrogênio amoniacal, utiliza-se a Equação 3.2.

$$RO_{DBO+Nitrificação} = (40 \text{ kg/kg}) \times \left(0,8e^{-9COV} + 1,2e^{-0,17COV} + \frac{4,6NO_x}{DBO}\right) \times (FP) \quad (3.2)$$

onde, $RO_{DBO+Nitrificação}$ é o requisito de oxigênio (kgO₂/kgDBO aplicada); e NO_x/DBO é a razão entre a fração de nitrogênio oxidado e DBO afluentes ao FBP.

II. Fluxo de ar necessário para atender aos requisitos

Para o fluxo de ar a 20°C e pressão atmosférica de 1 atm, considerando a densidade do ar de 1.024 kg/m³ e um percentual de oxigênio no ar de 23,18%, tendo um volume de ar por kg de 3,58 m³/kgO₂ é utilizada a Equação 3.3.

$$AR_{20} = \frac{(RO) \times (Q) \times (S_0) \times (3,58 \text{ m}^3/\text{kgO}_2)}{(10^3 \text{ g/kg}) \times (1440 \text{ min/d})} \quad (3.3)$$

onde, AR_{20} é o fluxo de ar para temperatura de 20°C e pressão de 1 atm (m³/min); Q é a vazão afluente ao FBP (m³/d); e S_0 é a concentração de DBO afluente ao FBP (g/m³).

O fluxo de ar, para as condições locais, deve ser corrigido em função da temperatura e pressão local, conforme é apresentado pela Equação 3.4.

$$AR_{TA} = AR_{20} \times \frac{(273,15+TA)}{(273,15)} \times \left(\frac{760}{P_o}\right) \quad (3.4)$$

na qual, AR_{TA} é o fluxo de ar para temperatura e pressão ambiente (m³/min); TA é a temperatura mais quente do ar ambiente (°C); e P_o é a Pressão local (mm Hg).

Para temperatura ambiente acima de 20°C, ocorrendo ao mesmo tempo uma menor concentração de oxigênio disponível no ar e uma maior taxa de desenvolvimento biológico no FBP, recomenda-se a Equação 3.5 Observa-se que a cada grau elevado, acima da temperatura de 20°C, o fluxo de ar no FBP é elevado em 1%.

$$AR_{T>20^\circ C} = AR_{TA} \times \left(1 + \frac{TA-20}{100}\right) \quad (3.5)$$

Recomenda-se utilizar a temperatura máxima do ar nas Equações 3.4 e 3.5 para garantir a maior quantidade possível de oxigênio pelo fluxo de ar no filtro.

III. Perda de pressão do ar

A perda de pressão do fluxo de ar (ou a perda de carga) que ocorre pelo meio suporte está relacionada à velocidade superficial, expressa pela Equação 3.6.

$$\Delta P = N_p \left(\frac{v^2}{2g}\right) \quad (3.6)$$

onde, ΔP é a perda de pressão ou de carga FBP (kPa); v é a velocidade superficial do ar (m/s); g é a aceleração da gravidade (9,81 m/s²); e N_p é o coeficiente de resistência ou perda de carga do meio suporte.

Tal que a velocidade superficial do ar é calculada como:

$$v = \frac{AR}{A} \quad (3.7)$$

onde, v é a velocidade superficial do ar (m/s); AR é o fluxo de ar (m³/s); e A é a área superficial do filtro (m²).

O coeficiente de resistência (N_p) é resultante da soma de todas as perdas de carga relacionadas ao fluxo de ar. Essas perdas ocorrem com a passagem do ar pela entrada no sistema de drenagem e no meio suporte. Na Equação 3.8, é proposto o desenvolvimento do coeficiente para perdas no meio suporte, a partir do tipo e altura do meio suporte e da carga do efluente aplicado.

$$N_p = 10,33(D)e^{(1,36E-5)(L/A)} \quad (3.8)$$

em que, N_p é o coeficiente de resistência ou perda de carga do meio suporte; D é a profundidade do meio suporte (m); L é carga do líquido aplicada (kg/h); A é a área superficial do meio suporte (m²).

Na Tabela 3.1 são apresentados os fatores de correção para o coeficiente de perda de carga (N_p), determinado pela Equação 3.8, para diferentes tipos de meios suportes. Os autores recomendaram multiplicar o coeficiente N_p pelos valores de 1,3 a 1,5 para incluir as perdas geradas nos dispositivos de entrada de ar, no sistema de drenagem de fundo e em outras entradas de ar.

TABELA 3.1 – Fatores de correção para o coeficiente de perda de carga (N_p)
(Fonte: Metcalf & Eddy, 2003).

Meio suporte	Superfície específica (m ² /m ³)	Fator de correção
Pedra	45	2,0
Cross-flow	100-140	1,3-1,6
Anéis plásticos randômicos	100	1,6

Para verificar se as perdas de carga ocorridas dificultam a circulação de ar no FBP, faz-se necessário comparar a quantidade de ar promovida pela ventilação natural (Equação 3.9) ou forçada, quando for o caso. Para o bom funcionamento do FBP, a pressão promovida pela ventilação (natural ou forçada) deve ser superior às perdas de pressão (carga) ocorridas.

$$D_{ar} = 353 \times \left(\frac{1}{T_{min}} - \frac{1}{T_{max}} \right) \times H \quad (3.9)$$

onde, D_{ar} é a ventilação natural (mm de coluna de água) – tal que: 9,797 Pa/mm água; T_{min} é a temperatura mais fria – recomendado utilizar a temperatura média do esgoto afluyente (K); T_{max} é a temperatura mais quente (K); H = é a profundidade do FBP (m).

Uma estimativa mais conservadora da temperatura ocorrida no meio poroso é obtida a partir da temperatura média do ar apresentada na Equação 3.10. Essa temperatura é utilizada na Equação 3.9, em substituição à temperatura do mês mais quente (T_{max}).

$$T_m = \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2/T_1)} \quad (3.10)$$

em que, T_m é a Temperatura média do ar (°C); T_2 é a maior temperatura do ar (°C); T_1 é a menor temperatura – utilizada a temperatura média do esgoto afluyente (°C).

3.2. FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reator UASB

Chernicharo *et al.* (2001) afirmaram que a tecnologia anaeróbia, aplicada ao tratamento de esgotos domésticos, encontra-se consolidada em nosso país, sendo que praticamente todas as análises de alternativas de tratamento incluem os reatores anaeróbios como uma das principais opções. Dentre os principais sistemas de tratamento simplificados anaeróbios, situam-se os reatores de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), já bastante pesquisados e difundidos em nosso meio.

Os reatores UASB apresentam grandes vantagens no tratamento de esgotos, sendo que dentre as principais pode-se destacar o fato de serem sistemas compactos (com baixo requisito de área), apresentarem baixa produção de lodo, o lodo excedente apresenta elevada concentração e boa desidratabilidade, assim como baixo consumo de energia. No entanto, sabe-se que os

reatores UASB normalmente não geram um efluente final que atenda aos padrões de lançamento de diversas legislações estaduais, o que traz a necessidade de uma etapa de pós-tratamento. Neste sentido, acredita-se que a associação entre determinados sistemas simplificados e combinados, por unidades de tratamento anaeróbias (reator UASB), seguidas por unidades aeróbias (FBP), possa proporcionar uma melhor eficiência de remoção desses poluentes.

As principais vantagens e potencialidades da utilização dos FBPs, como unidade de pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, foram apresentadas em Gonçalves *et al.* (2001), Chernicharo (2006) e Kassab *et al.* (2010), tais como: elevadas eficiências e atendimento aos padrões de lançamento em termos de remoção de DBO, DQO e SST e eventualmente de nitrogênio amoniacal; produção de lodo equivalente a outros sistemas (exceto para os filtros anaeróbios); moderada complexidade operacional; baixos custos de implantação, operação e manutenção; flexibilidade operacional; não apresentam consumo energético; estrutura física compacta; operação estável e confiável; baixo impacto ambiental local (incluindo odores, ruídos e impacto visual).

3.2.1. Classificação e critérios de projeto de FBPs

Os FBPs geralmente são classificados em razão da carga hidráulica aplicada ou taxa de aplicação superficial (TAS) e da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada. Na Tabela 3.2 é apresentado um resumo da classificação para FBPs convencionais propostas em WEF (1992) e Metcalf & Eddy (2003), contendo suas principais características (altura e tipo de meio de enchimento), condições de operação (taxas hidráulicas e orgânicas; recirculação do efluente) desempenho (eficiências de remoção de DBO e nitrificação). Em razão das taxas aplicadas (TAS e COV), de suas características, como tipo e altura do meio de enchimento do FBP e das condições operacionais impostas, são esperadas condições típicas de desempenho, como o arraste do biofilme, eficiência de remoção de DBO e nitrificação (remoção de N-amoniacal), para os FBPs tradicionais.

Cabe ressaltar que essa classificação é baseada para FBPs atuando no pós-tratamento de efluentes de decantadores primários e não para o pós-tratamento de reatores UASB. Dessa forma, acredita-se que os FBPs atuando no pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, possam apresentar desempenho na remoção de DBO e N-amoniacal (nitrificação) diferente do apresentado na Tabela 3.2. Como o reator UASB proporciona maiores eficiências de remoção

de matéria orgânica biodegradável do que os decantadores primários, gerando um efluente com menor relação DBO/NTK, acredita-se que a nitrificação no sistema UASB/FBP seja mais favorável. Observa-se também que para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, a recirculação do efluente no FBP pode ser desnecessária, devido às baixas razões de biodegradabilidade. No entanto, deve ser avaliado de acordo com a necessidade de aumentar a eficiência de remoção de nitrogênio amoniacal (nitrificação) no FBP.

TABELA 3.2 – Classificação e características dos FBPs convencionais (adaptado de METCALF & EDDY, 2003; e WEF, 1992).

Características e condições de Operação	Baixa Taxa	Taxa Intermediária	Alta Taxa	Alta Taxa	Grossoiro
Meio de enchimento	Pedra	Pedra	Pedra	Plástico	Pedra/Plástico
Taxa de aplicação superficial (m ³ /m ² .dia)	1 – 4	4 – 10	10 – 40	10– 75	40 – 203
Carga orgânica volumétrica (kgDBO/m ³ .d)	0,07 – 0,22	0,24 – 0,48	0,4 – 2,4	0,6– 3,2	1,5 <
Profundidade (m)	1,8 – 2,4	1,8 – 2,4	1,8 – 2,4	3 – 12,2	0,9 – 6
Taxa de Recirculação	0	0 – 1	1 – 2	1 – 2	0 – 2
Presença de moscas	Muitas	Variável	Poucas	Poucas	Poucas
Arraste de biofilme	Intermitente	Intermitente	Contínuo	Contínuo	Contínuo
Eficiência de Remoção de DBO* (%)	80 –90	50 –80	50 –90	60 –90	40 –70
Nitrificação	Intensa	Alguma	Nenhuma	Limitada	Ausente

No estudo de pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme apresentado por Gonçalves *et al.* (2001), realizado no âmbito do PROSAB (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico), são apresentados alguns critérios e parâmetros para o pré-dimensionamento de FBPs, aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Pode-se afirmar que essas recomendações foram as primeiras apresentadas no país para o tema em questão, e muitos FBPs vêm sendo projetados com base nessas recomendações. Os critérios e parâmetros recomendados pelos autores, apresentados na Tabela 3.3, são baseados nas TAS para projeto de FBP de alta taxa, em que se espera uma satisfatória remoção de matéria orgânica e uma eventual ou nenhuma remoção de nitrogênio amoniacal.

TABELA 3.3– Critérios e parâmetros de projeto para FBPs aplicados aos pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. (Fonte: GONÇALVES *et al.*, 2001).

Critério/parâmetro de projeto	Faixa de valores em função da vazão		
	Para Q_{média}	Para Q_{máxima diária}	Para Q_{máxima horária}
Tipo de meio suporte	Pedra	Pedra	Pedra
Profundidade do meio suporte (m)	2,0 a 3,0	2,0 a 3,0	2,0 a 3,0
Taxa de aplicação superficial (m ³ /m ² .dia)	15 a 18	18 a 22	25 a 30
Carga orgânica volumétrica (kgDBO/m ³ .d)	0,5 a 1,0	0,5 a 1,0	0,5 a 1,0

3.2.2. Configurações do sistema UASB/FBP

Diversos arranjos para os FBPs convencionais são apresentados em WEF (1992) e Metcalf & Eddy (2003), desde os precedidos de decantadores primários, intermediários e secundários, isolados ou em série, com diversos arranjos para a recirculação do efluente tratado. Os arranjos em série são também denominados de FBP de primeiro e segundo estágio.

Segundo von Sperling & Chernicharo (2005), estações de tratamento de esgotos que utilizam reatores UASB, seguidos de filtros biológicos percoladores, apresentam um fluxograma bastante simplificado, quando comparado a outros sistemas convencionais (lodos ativados, flotador e biodiscos). O fluxograma típico do sistema compreende as unidades de tratamento preliminar (grades e desarenador), seguidas pelas unidades de tratamento biológico anaeróbico (reator UASB) e aeróbico (filtro biológico percolador e decantador secundário), além da unidade de desidratação. Na Figura 3.4, é apresentado o fluxograma típico, adotado para o sistema UASB/FBP.

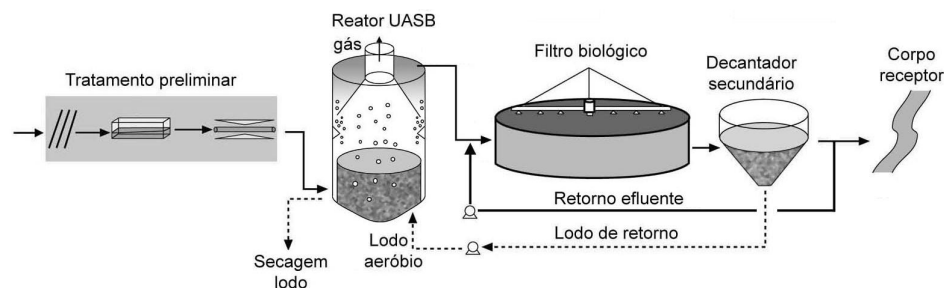


FIGURA 3.4: Linha de tratamento do líquido típica de uma ETE com reator UASB e FBP.
Fonte: von Sperling & Chernicharo (2005).

Nessa configuração, o lodo aeróbico (biofilme), gerado e despreendido do FBP, é retido no decantador secundário e encaminhado ao reator UASB, para adensamento e digestão anaeróbica. von Sperling & Chernicharo (2005) observaram que, com esta configuração, são evitados os decantadores primários e as unidades isoladas de adensamento e digestão do lodo excedente aeróbico, como ocorre nas estações de tratamento convencionais que utilizam filtros biológicos percoladores.

Algumas das estações de tratamento de esgotos domésticos (ETEs), em escala plena de diferentes portes, com a configuração UASB/FBP, implantadas no Estado de Minas Gerais, são apresentadas na Figura 3.5.



FIGURA 3.5: ETEs com sistema UASB/FPB: (a) ETE São José da Lapa (40 L/s); (b) ETE Laboreaux - Itabira (168 L/s); (c) ETE Onça – Belo Horizonte (1800 L/s); (d) ETE Vieiras – Montes Claros (500 L/s). Fonte: COPASA (2012) SAAE-Itabira (2012).

A viabilidade do sistema combinado UASB/FPB, sem a etapa de decantação secundária, vem sendo pesquisada em plantas piloto e em escala de demonstração, tendo como base a aplicação de menores taxas (TAS e COV) e a utilização de diferentes meios suportes no FBP (SILVA & GONÇALVES, 2005; CHERNICHARO & ALMEIDA, 2011). Essa simplificação no fluxograma típico, apresenta como vantagens a redução dos custos de implantação e a exclusão da necessidade do gerenciamento do lodo aeróbio.

Configurações compactas do sistema UASB/FPB para o tratamento de esgotos vêm sendo apresentadas como alternativa ao fluxograma típico, principalmente para pequenas localidades onde há limitações com custos de implantação. Nas configurações compactas, geralmente, todas ou algumas das unidades do sistema de tratamento em questão – reator UASB, FBP e decantador secundário – são arranjadas em uma única estrutura física,

proporcionando uma redução nos custos de implantação, menores requisitos de área e simplicidade operacional.

Como exemplo, podem-se citar os sistemas compactos UASB/FBP, do tipo cilíndrico e retangular, desenvolvidos no Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA) da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG) para o tratamento de esgotos domésticos em escala de demonstração, instalados no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS) UFMG/COPASA. O sistema compacto retangular (Figura 3.6) foi confeccionado em aço carbono para um equivalente populacional de 500 habitantes. O FBP desse sistema apresenta quatro compartimentos com os meios suportes *Rotopack*® e *Rotosponge*®. Maiores detalhes desse sistema foram apresentados em Almeida *et al.* (2009). O sistema compacto cilíndrico é confeccionado em fibra de vidro, dimensionado para um equivalente populacional de 640 habitantes, com o FBP compartimentado em quatro e preenchidos com escória de alto-forno. Esse sistema será apresentado posteriormente com maiores detalhes, devido à utilização do efluente do seu reator UASB para a alimentação do FBP do tipo aberto, alvo desta pesquisa.



FIGURA 3.6: Sistema compacto UASB/FPB do tipo retangular desenvolvido no DESA/UFMG: (a) Fotografia do sistema; (b) detalhe esquemático dos componentes do sistema. Fonte: CePTS UFMG/COPASA.

Com base em resultados obtidos em estudos em sistemas compactos UASB/FBP sem decantadores secundários, a Companhia de Saneamento de Minas Gerais (COPASA) decidiu adotar sistemas semelhantes para o tratamento de esgotos domésticos em pequenas comunidades localizadas em uma região de baixa renda no estado (CHERNICHARO & ALMEIDA, 2011). Para isso foram estabelecidas especificações para a concepção e construção de tais sistemas compactos, de forma que todos os fabricantes pudessem oferecer seus produtos com as mesmas características. As especificações do sistema compacto UASB/FBP foram estabelecidas para cinco diferentes equivalentes populacionais, conforme é apresentado na Tabela 3.4, a seguir.

TABELA 3.4– Modulação e principais características para o sistemas compactos UASB/FBP pré-fabricados (Fonte: Chernicharo & Almeida, 2011).

Tipo	Equivalente Populacional (habitantes)	Vazões de projeto (m ³ /h)		Carga orgânica afluyente (kg/d)	
		Média	Máxima	DBO	DQO
1	250	1,1	1,8	11,3	22,5
2	500	2,2	3,5	22,5	45
3	1000	4,4	7,1	45	90
4	2000	8,8	14,1	90	180
5	3000	13,2	21,2	135	270

Os autores recomendaram ainda alguns critérios e parâmetros para a concepção dos sistemas compactos UASB/FBP, em pequenas comunidades, para a remoção de matéria orgânica e sólidos, que foram:

- taxa de aplicação superficial média ($TAS_{média}$): <10 m³/m².d;
- taxa de aplicação superficial máxima ($TAS_{máxima}$): <15 m³/m².d;
- carga orgânica volumétrica média ($COV_{média}$): <0,4 kgDBO/m³.d;
- altura do meio de enchimento do filtro: >3,00 m.

3.2.3. Desempenho do sistema UASB/FBP

Pesquisas desenvolvidas no país vêm demonstrando que os FBPs, atuando como pós-tratamento de reatores de manta de lodo (UASB), são eficientes em atendimento aos padrões de lançamento de efluentes em termos de DBO, DQO e SST e promovem a nitrificação, ainda que parcialmente. Dessa forma, o sistema UASB/FBP vem sendo apontado como uma

alternativa importante para o tratamento de águas residuárias, por apresentar também simplicidade operacional e baixos custos de operação e manutenção.

A seguir, são apresentadas informações quanto ao desempenho de sistemas UASB/FBPs para a remoção de matéria orgânica, sólidos e nitrogênio amoniacal (nitrificação parcial), pesquisados sob diferentes condições de operação (taxas hidráulica e orgânicas aplicadas; recirculação do efluente do filtro), componentes do FBP (meio suporte e sistema de alimentação) e configurações da linha de tratamento (retirada de decantadores secundários). Ressalta-se que há poucas informações na literatura técnica a respeito do desempenho do sistema UASB/FBP em escala plena. Observa-se que a maior parte das informações apresentadas a seguir é de pesquisas e trabalhos desenvolvidos no país.

No trabalho apresentado por Chernicharo & Almeida (2011), o desempenho de duas diferentes configurações compactas de UASB/FBP, em escala de demonstração, sem o uso de decantadores secundários, foi avaliado em relação à remoção de matéria orgânica e sólidos. Os sistemas compactos atingiram os índices de atendimento de 90 a 100% para a DBO, DQO e SST, em relação aos padrões de lançamento de 60 mg DBO/L, 180 mg DQO/L e 100 mg SST/L estabelecidos pela legislação ambiental do Estado de Minas Gerais (DN COPAM-CERH 01/2008). Os autores comentaram que a principal vantagem atribuída em operar esses sistemas sem decantadores secundários é a não necessidade de gerenciamento de lodo aeróbio e, conseqüentemente, a frequência de retirada do lodo anaeróbio no reator UASB ser menor, já que se tem praticado o tratamento (estabilização e espessamento) do lodo aeróbio no reator UASB.

Em um dos sistemas compactos pesquisados por Chernicharo & Almeida (2011), constituído de 2 FBPs em paralelo, com uma profundidade de 4,2 m (considerados filtros profundos) e divididos em quatro módulos, utilizando os meios de enchimento *Rotopack*® (placas corrugas de polietileno colocadas lado a lado) e *Rotosponge*® (placas corrugas de polietileno colocadas lado a lado, com placas de espumas inseridas entre as placas corrugas), a operação foi conduzida com TAS de 15 m³/m².d e COV de 0,33 kgDBO/m³.d para uma vazão média 6,75 m³/d. Esse sistema apresentou eficiências globais médias de remoção de 82%, 80% e 89% para os SST, DQO e DBO, respectivamente. Estes autores observam que, dos dois meios suportes utilizados em cada FBP, o *Rotosponge*® foi o que obteve as menores concentrações medianas. Baseado nas concentrações medianas apresentadas, as eficiências medianas de

remoção do FBP com *Rotosponge*®, em relação ao efluente do UASB, foram de aproximadamente 55% para a DBO, 67% para a DQO e 21% para os SST. Para o FBP com o *Rotopack*, as eficiências medianas de remoção de SST, DQO e DBO foram de -8%, 38% e 10%, respectivamente.

No outro sistema compacto em escala de demonstração, pesquisado por Chernicharo & Almeida (2011), constituído por quatro FBPs em paralelo, cada um com uma altura de 2,5 m e com diferentes meios de enchimento (escória de alto-forno, anéis plásticos randômicos, sistema DHS e aparas de conduíte corrugado), as taxas de operação utilizadas foram de 10 m³/m².d e 0,24 kgDBO/m³.d, para uma vazão média de 8,7 m³/d em cada FBP. As eficiências globais médias de remoção de SST, DQO e DBO foram de 75%, 80% e 89%, respectivamente. Observa-se que dentre os meios suportes utilizados, as menores concentrações medianas efluentes apresentadas foram para os FBPs com DHS e escória de alto-forno de siderúrgica. As eficiências medianas obtidas no FBP com escória de alto-forno, baseadas nas concentrações medianas, foram de aproximadamente 46%, 55% e 58% para os SST, DQO e DBO, respectivamente.

Almeida *et al.* (2009) pesquisaram esse mesmo sistema compacto em escala de demonstração, constituído de quatro FBPs, com diferentes meios de enchimento, sem a etapa de decantação secundária, com o objetivo de estabelecer as melhores condições operacionais para a nitrificação. Para as mesmas taxas aplicadas (10 m³/m².d e 0,24 kg DBO/m³.d), foram observadas eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal (N-amoniacal) de até 50%, sendo que 80 a 90% das concentrações estiveram abaixo da meta de lançamento (20 mg N-amoniacal/L). Foi observado ainda que para a mesma TAS, mas com uma maior COV (0,38 kg DBO/m³.d), as eficiências de remoção de N-amoniacal caíram 26% e 32%, nos FBPs com os meios suportes DHS e escória de alto-forno, respectivamente.

Os autores apresentaram importante consideração a respeito de projetos de FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, para obtenção de maiores eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal que, a princípio, necessitam de maiores volumes do reator biológico. A aparente desvantagem de projetar FBPs, para operar com menor taxa hidráulica e orgânica, são os maiores custos de implantação, devido aos maiores volumes requeridos. Todavia, ela pode ser compensada pela eliminação dos decantadores secundários e os equipamentos necessários ao gerenciamento do lodo aeróbio. Deve-se levar em consideração

que os custos de implantação da etapa de decantação secundária de um sistema UASB/FBP, em escala plena no Brasil, podem representar cerca de 70% do custo com o FBP. Assim, esses recursos podem ser utilizados para compensar os investimentos direcionados à construção de maiores filtros.

Nesse mesmo estudo apresentado por Almeida *et al.* (2009), outros dois sistemas compactos UASB/FBP (cilíndrico e prismático), com etapa de clarificação secundária (decantador secundário), foram investigados quanto à remoção de matéria orgânica e à nitrificação. Esses sistemas também apresentaram bons índices de atendimento quanto aos padrões de lançamento de esgotos domésticos. As eficiências globais médias de remoção de DBO e SST variaram entre 85 e 95%, para DQO as eficiências médias encontradas ficaram entre 80% e 85%. Foi observado que, dentre esses sistemas, aquele que possuía o meio suporte com *Rotosponge*® apresentou melhores eficiências em termos de SST. Para a remoção de N-amoniacoal, os FBPs estudados não apresentaram eficiências satisfatórias, devido às elevadas COVs aplicadas e as baixas profundidades dos FBPs, estabelecendo uma possível predominância da comunidade de bactérias heterotróficas, comentaram, assim, os autores.

O sistema UASB/FBP prismático, constituído em dois módulos, utilizando em cada um dois diferentes meios de enchimento (*Rotosponge*® e *Rotopack*®), foi projetado para um equivalente populacional de 300 habitantes. Alguns detalhes esquemáticos e fotografia deste sistema são apresentados na Figura 3.6. As taxas aplicadas nos FBPs foram de 18,5 m³/m².d, 0,46 kgDBO/m³.d (*Rotopack*®), 0,51kgDBO/m³.d (*Rotosponge*®) e uma vazão média 24 m³/d. As eficiências médias obtidas no FBP com *Rotopack*®, em relação ao efluente do UASB, foram de 67%, 48%, 50% e 15% para SST, DQO, DBO e N-amoniacoal, respectivamente. O FBP com o meio suporte *Rotosponge*® obteve eficiências médias para SST, DQO, DBO e N-amoniacoal de 69%, 56%, 56% e 13%, respectivamente.

No sistema UASB/FBP cilíndrico, o FBP foi instalado de forma periférica ao reator UASB, apresentando uma profundidade de 1,9 m, com o meio suporte de escória de alto-forno, para o tratamento de um equivalente populacional aproximadamente de 500 habitantes. Na Figura 5.6 são apresentadas alguns detalhes esquemáticos e fotografia deste sistema. O FBP foi operado com uma vazão média de aproximadamente 79 m³/d resultando nas taxas de 13,6 m³/m².d e 0,29 kgDBO/m³.d. As eficiências médias obtidas no FBP, em relação ao efluente do

UASB para SST, DQO, DBO foram de 57%, 41% e 52%, respectivamente. As eficiências médias de remoção de N-amoniaco foram de 27%.

Em outro estudo sobre o sistema UASB/FBP em escala de demonstração, com etapa de decantação secundária, Fonseca *et al.* (2009) investigaram as influências de fatores ambientais e condições operacionais intervenientes na nitrificação do FBP. O meio de enchimento do filtro FBP foi constituído de anéis plásticos do tipo randômico (superfície específica de $80\text{m}^2/\text{m}^3$ e índice de vazios de 95%) e altura útil de 3 m. O reator UASB foi operado com TDH de 5 horas. O FBP foi avaliado sob as taxas de aplicação superficial média de 10 e $5\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, sem recirculação, e com outra de $10\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, já com recirculação do efluente do filtro, para uma razão de recirculação igual a 1, resultando assim em uma TAS total de $20\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

As eficiências médias de remoção de SST, DQO e DBO nesse sistema UAB/FBP pesquisado por Fonseca *et al.* (2009) foram de 96 a 98 % para SST, 82 a 91% para DQO e de 89 a 91% para DBO. As eficiências de remoção no FBP em relação ao efluente do reator UASB, para as TAS operadas foram de 67 a 83% para SST, de 34 a 63% para DQO e de 55 a 65% para DBO. Observa-se que nesse sistema foi utilizada a unidade de decantação do efluente após o FBP. Os autores comentam que os resultados dos testes estatísticos de variância, *Kruskal-Wallis*, aplicados às concentrações afluente e efluente do FBP, observadas nas três fases de operação do FBP, não apresentaram diferenças significativas ($p>0,05$), para estes três parâmetros de qualidade. Os autores comentam que o desempenho do FBP, em relação à remoção desses parâmetros, possa não ter sido influenciado pelas diferentes taxas hidráulicas de aplicação superficial. Deve-se acrescentar também, que o desempenho de remoção possa não ter sido influenciado para as COVs aplicadas.

Neste mesmo sistema investigado por Fonseca *et al.* (2009), as eficiências médias de remoção de nitrogênio amoniacal (íon amônio) e NTK obtidas no FBP foram de 17 e 9% ($10\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ + R. recirculação de 1), 25 e 17% ($10\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e 22 e 18% ($5\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$). As concentrações médias de nitrogênio amoniacal no efluente do FBP variaram entre 21 e 31 mg/L nas três fases de operação do FBP. Dentre os fatores ambientais e condições operacionais conduzidas no FBP, os autores comentam que as concentrações afluente de N-amoniaco, DBO e SST, assim como a alcalinidade residual ($>100\text{mg CaCO}_3/\text{L}$) e a temperatura do líquido, aparentemente não tenham exercido influência sobre as eficiências e taxas de remoção de N-

amoniacal. Observou-se que as taxas de remoção de nitrogênio amoniacal foram incrementadas à medida que as concentrações de OD elevaram no efluente do FBP, e assim, as taxas de remoção de N-amoniacal foram fortemente influenciadas pela concentração de OD. Com base nessa constatação, os autores comentam que os projetos de FBPs, onde a nitrificação seja desejada, devem prever boa ventilação.

No estudo apresentado por Silva & Gonçalves (2005), para um sistema UASB/FBP em escala piloto, os FBPs foram operados com diferentes TAS e COV, com e sem etapa de decantação secundária. Os resultados do sistema, sem a etapa de decantação, apresentaram um efluente com relativa redução das concentrações de SST e DQO. Devido aos resultados obtidos, os autores sugeriram que o sistema UASB/FBP, sem etapa de decantação, pode ser utilizado no tratamento de esgotos de pequenas comunidades e em locais onde as legislações de padrão de lançamento sejam menos rigorosas. Nesse estudo, foram utilizados seis FBPs com diâmetros variando entre 150 a 350 mm, todos com uma profundidade útil de 1,5 m e meio de enchimento de brita de gneiss nº 4. As condições de operação em cada FBP foram estabelecidas por vazões variando entre 34,8 e 37,2 L/h, resultando em taxas de 8,9 a 47,2 m³/m².d e de 0,8 a 4,5 kg DQO/m³.d.

Para os FBPs sem a etapa de decantação secundária, 80% dos resultados das concentrações de SST e DQO estiveram abaixo de 60 mg/L e 130 mg/L, respectivamente. As eficiências globais médias de DQO e SST apresentaram as faixas de 71 a 78% e 87 a 90%, respectivamente. Os efluentes dos FBPs, com decantadores secundários, obtiveram concentrações de SST de 95% dos dados inferior a 60 mg/L e média inferior a 120 mg/L para a DQO. As eficiências globais médias de remoção de DQO e SST, com etapa de decantação, apresentaram as faixas de 78 a 85% e 92 a 94%, respectivamente. Os autores apontaram para a linearidade da remoção de DQO com o aumento da carga volumétrica aplicada, ou seja, quanto maior a carga aplicada de DQO, maior a remoção de DQO encontrada nos resultados dos FBPs, operando com e sem a etapa de decantação secundária.

Em uma das maiores plantas de tratamento do mundo, e a maior do país, do tipo sistema combinado anaeróbio e aeróbio, constituída por 24 reatores UASB, seguidos por 8 FBPs e decantadores secundários, o desempenho global da planta, em relação às eficiências de remoção de DQO, DBO e SST, foi considerado muito satisfatório, apesar de apresentar alguns problemas operacionais em termos de gestão de lodos e espuma, conforme foi apresentado por Moraes *et al.* (2011). Esta planta de tratamento, denominada como ETE Onça, encontra-se na

região metropolitana de Belo Horizonte e é operada pela COPASA. Para a etapa de operação da ETE Onça, já com os FBPs atuando no pós-tratamento de efluentes dos reatores UASB, o equivalente populacional foi de aproximadamente um milhão de habitantes, podendo dobrar este equivalente populacional futuramente. Para o período em que a ETE Onça já contava com os FBPs (dezembro/2009 a março/2011), cada reator UASB foi operado com o TDH médio de 12,4 h (velocidade ascensional média de 0,36 m/s). A operação em cada FBP foi conduzida com a TAS média 13,3 m³/m².d e COV média de 0,53 kg DBO/m³.d. Observa-se que o meio de enchimento dos FBPs foi constituído com pedra britada, sendo que cada filtro possuía a profundidade útil de 2,5 m e diâmetro de 41 m.

Para o período em questão, as eficiências medianas de remoção nos reatores UASB foram de 54% para os SST, 53% para a DQO e 60% para a DBO. Os FBPs apresentaram eficiências medianas de remoção em relação aos efluentes dos reatores UASB de 53% para os SST, 68% para a DQO e de 65% para a DBO. Diferentemente de outras plantas de tratamento com o sistema UASB/FBP, as eficiências de remoção obtidas nos reatores UASB não foram superiores àquelas atingidas nos FBPs, e que provavelmente esteve relacionada com a etapa de clarificação secundária após os FBPs. As eficiências globais medianas foram de 85% (DQO), 86% (DBO) e 86% (SST). Os autores afirmaram que após a implementação dos FBPs no pós-tratamento dos efluentes dos reatores UASB, a planta de tratamento permitiu níveis elevados de atendimento aos padrões de lançamento determinados pela legislação ambiental local, com atendimento aproximado de 90% dos resultados de DQO, DBO e SST.

Os autores fizeram as seguintes observações a respeito da operação e do desempenho do sistema: as vazões afluentes representaram 40% da capacidade da estação de tratamento (2,05 m³/s), proporcionando assim, a operação dos reatores UASB com TDH médio superior ao de projeto (7 h), e para os FBPs, com TAS inferiores à de projeto (16,8 m³/m².d); as concentrações de DBO, DQO e SST no esgoto bruto (afluente) apresentaram grande dispersão ao longo dos períodos avaliados, mas com padrão de concentrações mais baixas ao longo do período chuvoso local (outubro a março); em alguns períodos, as concentrações efluentes dos reatores UASB apresentaram grandes variações, que provavelmente foram devido à impossibilidade de descartar o lodo; e a implementação dos FBPs permitiram um desempenho mais estável do sistema de tratamento, com menores variações das concentrações dos parâmetros monitorados.

O desempenho obtido em cinco plantas de tratamento, em escala plena, constituídas pelo sistema UASB/FBP com decantador secundário, localizadas em cinco cidades (Restrepo, Calima-Darien, Riofrio, Caicedonia e Pradera) no departamento de Valle del Cauca na Colômbia, são discutidas por Rodriguez *et al.* (2011). Neste estudo, o autor considerou as eficiências de remoção (SST, DQO, DBO, NTK e N-amoniaco), conjuntamente com uma avaliação dos critérios de projetos adotados, a operação e manutenção dessas unidades. As plantas de tratamento em questão foram projetadas para atender populações entre 8000 e 61000 habitantes, em uma região com temperaturas típicas de clima tropical e subtropical (temperatura média > 18°C).

As eficiências globais médias de remoção observadas nas cinco plantas de tratamento foram de 81% (SST), 81% (DQO) e de 80% (DBO). Os reatores UASB foram operados com TDH entre 8 e 11 h, e atingiram eficiências médias de remoção para SST, DQO e DBO de 55%, 55% e 50%, respectivamente. Os FBPs foram constituídos com meio de enchimento plástico, com diferentes alturas (h) e operados com taxas hidráulicas de aplicação superficial de 30 m³/m².d (h=4 m), 49,8 m³/m².d (h=4,6 m), 43,4 m³/m².d (h=4,16 m), 53,1 m³/m².d (h=3 m) e 8,4 m³/m².d (h=4,3 m). As eficiências médias de remoção obtidas nesses FBPs, operados com a etapa de clarificação secundária, foram de 25% para SST, 29% para DQO, 50% para DBO, 40% para NTK e de 24% para N-amoniaco. O desempenho individual de cada planta de tratamento não foi apresentado pelos autores, impossibilitando assim uma avaliação a respeito das taxas hidráulicas e cargas aplicadas nos filtros.

As limitações a respeito dos constituintes dos FBP e do decantador secundário, assim como os problemas operacionais mais frequentes nas cinco plantas de tratamento, identificados e apontados por Rodriguez *et al.* (2011) como os fatores mais prováveis que influenciaram o desempenho foram: problemas hidráulicos nos tanques (FBP e decantador secundário) com geometria retangular; entupimentos e umidade inadequada no meio de enchimento dos FBPs, promovidos pelos sistemas de alimentação do FBP com distribuidores fixos; baixo desenvolvimento do biofilme e problemas com maus odores, promovidos pela ineficiência do sistema de ventilação dos FBPs; decomposição e flotação de sólidos nos decantadores secundários, observados frequentemente (semanal a quinzenal); entupimento e problemas hidráulicos com os vertedores triangulares (V-notch) e placas perfuradas nos decantadores secundários. Na Tabela 3.5 são apresentadas as principais características e desempenhos de FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes dos reatores UASB apresentados neste item.

TABELA 3.5– Principais características e desempenhos de FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB apresentados em pesquisas no Brasil.

Referências	Sistema de Distribuição	Meio de enchimento material	s (m ² /m ³)	H útil (m)	As útil (m ²)	TAS (m ³ /m ² .d)	COV DQO (kg/m ³ .d)	SST (mg/L)		DQO (mg/L)		DBO (mg/L)		NTK (mg/L)		Observações
								afl	efl	afl	efl	afl	afl	afl	efl	
Almeida (2007)	distribuidor rotativo	escória	60	2,50	0,87	10	0,69	85	42	173	76	59	23	22	12	- escala de demonstração - 4 módulos (um para cada meio de enchimento) - sem decantador secundário
		escória	60	2,50	0,87	20	1,40	65	73	176	120	55	35	30	23	
	distribuidor rotativo	anel randômico	80	2,50	0,87	10	0,69	85	48	173	88	59	34	22	16	
		anel randômico	80	2,50	0,87	20	1,40	65	65	176	118	55	40	31	25	
	distribuidor rotativo	DHS	87	2,50	0,87	10	0,69	85	38	173	60	59	24	25	13	
		DHS	87	2,50	0,87	20	1,40	65	47	176	74	55	24	30	22	
	distribuidor rotativo	Conduíte	220	2,50	0,87	10	0,69	85	39	173	80	59	29	24	19	
		Conduíte	220	2,50	0,87	20	1,40	65	61	176	102	55	39	29	22	
Fonseca <i>et al</i> (2011)	tubos perfurados	anel randômico	80	3,00	1,00	20	0,72	58	11	108	40	40	15	24	21	- escala de demonstração - sem decantador secundário - com recirculação do efluente (TAS de 20)
		anel randômico	80	3,00	1,00	10	0,35	39	13	105	44	40	18	37	28	
		anel randômico	80	3,00	1,00	5	0,17	35	6	104	69	48	17	39	31	
Frade (2003)	Canaletas vertedores	escória	60	1,90	5,10	14	1,48	75	34	207	119	96	42	30	26	- escala de demonstração - com decantador secundário - sistema compacto UASB/FBP
		escória	60	1,90	5,10	14	1,30	48	22	182	95	96	32	29	28	
		escória	60	1,90	5,10	14	0,76	35	14	107	63	44	23	23	19	
Almeida <i>et al.</i> (2009)	Canaletas vertedores	Rotopack	132	2,00	1,30	19	1,61	51	18	174	88	51	26	32	28	- escala de demonstração - com decantador secundário
	Canaletas vertedores	Rotosponge	29	1,82	1,30	19	1,77	51	18	174	82	51	28	32	28	
Chernicharo & Alemida (2011)	distribuidor rotativo	Rotopack	132	4,20	0,45	15	0,89	75	70	250	170	65	55	-	-	- escala de demonstração - sem decantador secundário
	distribuidor rotativo	Rotosponge	29	4,10	0,45	15	0,92	75	55	250	100	65	30	-	-	
Almeida <i>et al.</i> (2011)	distribuidor rotativo	Rotopack	132	4,20	0,45	15	0,67	-	-	-	-	-	-	45	27	- escala de demonstração - sem decantador secundário
		Rotopack	132	4,20	0,45	15	0,47	-	-	-	-	-	-	45	26	
	distribuidor rotativo	Rotosponge	29	4,10	0,45	15	0,67	-	-	-	-	-	-	37	37	
		Rotosponge	29	4,10	0,45	15	0,47	-	-	-	-	-	-	37	37	
Moraes <i>et al.</i> (2011)	distribuidor rotativo	brita nº 4	60	2,50	1320	13,3	1,43	181	53	268	86	10 6	37	-	-	- escala plena - com decantador secundário

s: área superficial do meio de enchimento. H: altura útil do filtro. As: área superficial útil. TAS: taxa de aplicação superficial. COV DQO: carga orgânica volumétrica de DQO.

3.3. Nitrificação em FBPs

3.3.1. Aspectos gerais

A remoção de nitrogênio em sistemas de tratamento de esgotos, tem sido apenas mais recentemente investigada, de forma sistematizada, no Brasil. A prioridade sempre foi dada à remoção de matéria orgânica e, nos últimos anos, têm sido observadas ações, no sentido de incorporar a remoção de nitrogênio no tratamento dos esgotos. Desnecessário se torna enfatizar a importância da remoção do nitrogênio total e da amônia, dependendo do corpo d'água receptor dos despejos.

O nitrogênio pode ser removido de esgotos sanitários por processos físicos, químicos ou biológicos (MOTA & VON SPERLING, 2009). Os principais processos de tratamento biológicos utilizados são lodos ativados, lagoas de polimento e filtros biológicos percoladores (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). A vantagem dos processos biológicos está em oferecer custos relativamente baixos, quando comparados aos processos físicos e químicos (METCALF & EDDY, 2003).

O principal processo de remoção biológica de nitrogênio se baseia no ciclo natural da transformação do nitrogênio, ocorrendo em dois processos sequenciais, a nitrificação e a desnitrificação. A desnitrificação heterotrófica ocorre em reator com oxigênio dissolvido nulo, presença de nitrato e com consumo de matéria orgânica (SOBRINHO & JORDÃO, 2001; USEPA, 2009; GUJER, 2010). Outro processo biológico que remove o nitrogênio é o ANAMMOX que significa em inglês *Anaerobic Ammonium Oxidation*. Os microrganismos envolvidos no processo ANAMMOX são capazes de realizar a oxidação de N-amoniaco (doador de elétrons) a nitrogênio gasoso na ausência de oxigênio, sendo o nitrito o aceptor de elétron – desnitrificação autotrófica (USEPA, 2009). Para este trabalho será dada atenção ao processo de nitrificação convencional, devido que no filtro predomina a nitrificação, ponto central desta pesquisa.

A nitrificação consiste na oxidação do nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$) a nitrato, realizada por microrganismos quimiolitotróficos (ou quimioautótrofos) sob condições aeróbias estritas. Na primeira etapa, denominada nitrificação, a oxidação da amônia a nitrito é conduzida pelas bactérias oxidadoras de amônia (BOA). Na segunda etapa, da nitrificação biológica, denominada de nitratação, a oxidação do nitrito a nitrato é realizada pelas bactérias oxidadoras de nitrito (BON).

Para que ocorra nitrificação em reatores aeróbios com biofilmes, como no caso dos FBPs, é necessário que eles sejam dimensionados com baixas cargas, para permitir que as bactérias nitrificantes não sejam dominadas pelas heterotróficas na competição por alimento e oxigênio disponível. É importante considerar que, devido à taxa de reprodução das bactérias nitrificantes ser mais lenta do que a das bactérias heterotróficas, é necessário garantir a permanência das nitrificantes no sistema pelo maior tempo possível, evitando que sejam varridas do sistema ou eliminadas por predadores (METCALF & EDDY, 2003; USEPA, 2009). Na Figura 3.7, estão ilustrados de forma simplificada os principais mecanismos envolvidos no transporte e conversão de amônia em biofilmes.

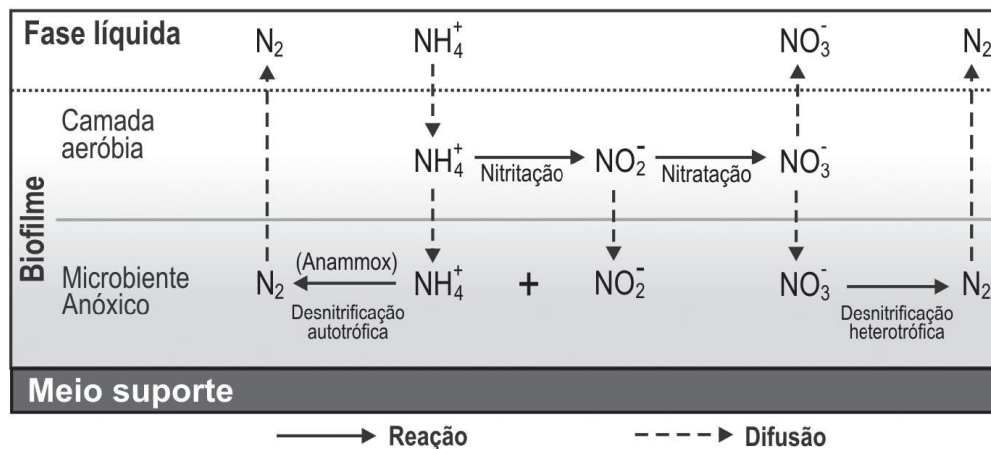


FIGURA 3.7: Principais mecanismos envolvidos na conversão biológica de amônia em nitrato em biofilmes. Fonte: Florêncio *et al* (2009) *apud* Helmer-Madhok *et al* (2002).

Associado às condições operacionais (TAS e COV aplicadas e recirculação do efluente), os fatores físicos (características do meio suporte e altura) conjuntamente com os fatores ambientais (concentração de OD e N-amoniaco; pH, alcalinidade, temperatura; e agentes inibidores), os mecanismos de transferência de massa do biofilme representam os principais agentes reguladores do desempenho de remoção de nitrogênio amoniacal (nitrificação) nos FBPs (USEPA, 1992; 2009; FLORÊNCIO *et al.*, 2009).

Quanto às configurações possíveis, os FBPs podem ser projetados para a remoção secundária combinada de DBO e amônia, conhecidos como sistemas de único estágio ou sistemas que realizam a nitrificação terciária (sistema de dois estágios). O sistema de único estágio geralmente consiste em FBPs em paralelo, recebendo o efluente do tratamento primário, com uma taxa aplicada inferior à de FBPs para a remoção exclusiva de matéria orgânica. Para esse caso, espera-se que a remoção de DBO ocorra especialmente nas camadas mais altas do meio

suporte do FBP e, à medida que falte substrato (DBO) nas camadas mais baixas, ocorra também a nitrificação (WEF, 2000; METCALF & EDDY, 2003; USEPA, 2009).

Segundo WEF (2000), FBPs de segundo estágio devem ter a concentração de DBO afluente inferior a 20 mg/l ou a relação DBO/NTK afluente inferior a 1,0. O sistema de dois estágios consiste em FBPs em série. Na primeira linha de FBPs, recebendo efluente do tratamento primário, o objetivo é a remoção de DBO, logo após, uma segunda linha de FBPs, recebendo menor carga orgânica, é concebida com o objetivo de realizar a nitrificação (WEF, 2000; METCALF & EDDY, 2003; USEPA, 2009). Um sistema de dois estágios permite maior flexibilidade do processo, pois cada estágio pode ser operado de forma independente, e os regimes de fluxo podem ser variados para atingir melhores resultados (USEPA, 2009).

Para garantir um bom funcionamento de FBPs para nitrificação, algumas estratégias recomendadas em WEF (2000, 1992), Metcalf & Eddy (2003), Florêncio *et al.* (2009) e USEPA (2009) são: a recirculação do efluente para garantir uma carga hidráulica mínima que seja capaz de evitar entupimentos e reduzir a presença de predadores, além de garantir uma segunda passagem do efluente tratado (geralmente, não são necessárias para FBPs aplicados ao pós-tratamento de UASB); propor alturas reacionais mais elevadas para permitir que a taxa de nitrificação aumente à medida que se aproxime do fundo do reator; e proporcionar aeração forçada para garantir o fornecimento de oxigênio para as bactérias nitrificantes (não recomendada para sistemas simplificados).

O emprego de FBPs no pós-tratamento de esgotos de reatores UASB apresenta potencialidade para a remoção de amônia, uma vez que grande parte da matéria orgânica presente no esgoto bruto é metabolizada nos reatores UASB, sendo possível, dessa forma, atender às condições de operação para nitrificação em termos da limitação da aplicação de carga orgânica (FLORÊNCIO *et al.*, 2009).

Um resumo das potencialidades e limitações da remoção de nitrogênio amoniacal (N-amoniacal) em FBPs, aplicados ao tratamento de esgotos domésticos, é apresentado no Quadro 3.2.

QUADRO 3.2 –Potencialidades e limitações para a remoção de nitrogênio amoniacal em FBPs (Florêncio *et al.*, 2009).

Potencialidades	Possíveis limitações
<p>Possibilidade de atendimento aos requisitos de oxigênio sem a necessidade de aeração mecanizada.</p> <p>Controle operacional para a manutenção da biomassa nitrificante em sistemas mais simplificados pode depender apenas de aspectos operacionais à montante do reator.</p> <p>Estabilidade do processo, caso haja um controle efetivo das condições de operação previstas em projeto.</p> <p>Pode apresentar eficiências de remoção de amônia compatíveis com o atendimento a padrões de lançamento menos restritivos.</p>	<p>Depende fortemente da altura do reator, uma vez que a nitrificação ocorre em maiores taxas em regiões onde a matéria orgânica já foi removida, no caso de FBPs de único estágio.</p> <p>A robustez do sistema ao aporte ocasional de maiores concentrações de matéria orgânica (DBO e SST) pode não ser verificada para reatores de pequena altura (em torno de 2,50m).</p> <p>As taxas de aplicação superficiais utilizadas em sistemas sem recirculação do efluente final podem não ser suficientes para o adequado aproveitamento da superfície do material de enchimento.</p>

3.3.2. Condições operacionais de influência na nitrificação em FBPs

Assim como os fatores ambientais, alguns componentes físicos dos FBPs e as condições operacionais impostas, geralmente determinam o desempenho do FBP quanto à remoção de N-amoniacal. Para este trabalho, serão estudadas as condições operacionais relacionadas às cargas orgânica e hidráulica aplicadas (COV e TAS).

Taxa de aplicação superficial (TAS)

A taxa de aplicação superficial (TAS) representa a relação entre quantidade de efluente em volume aplicado ao FBP, em determinado tempo, por unidade de área superficial do meio suporte (GONÇALVES *et al.*, 2001). A consideração de tal critério é importante para garantir o adequado umedecimento do material de enchimento. Assim sendo, em FBPs com meios suporte apresentando maiores áreas superficiais específicas, as taxas de aplicação superficiais devem ser maiores com vistas a promover o maior aproveitamento do material, como meio suporte para desenvolvimento do biofilme (FLORÊNCIO *et al.*, 2009; CHERNICHARO & ALMEIDA, 2011). A Equação (3.11) expressa a TAS aplicada ao FBP.

$$TAS = \frac{Q}{A} \quad (3.11)$$

onde, TAS é a taxa de aplicação superficial ($m^3/m^2.d$); Q é a vazão afluente ao FBP (m^3/d); A é a área da superfície livre do meio suporte (m^2).

A utilização de TAS reduzidas pode comprometer a eficiência de molhamento dos meios suportes com elevada superfície específica, promovendo a redução das taxas de remoção de $N-NH_4^+$, devido ao não umedecimento completo do meio suporte, não formando biofilme (CRINE *et al.*, 1990; PARKER *et al.*, 1997; WEF, 2000; METCALF & EDDY, 2003; USEPA, 2009; FLORÊNCIO *et al.*, 2009). As regiões não umedecidas também podem favorecer a proliferação de moscas, as quais podem exercer ação predatória ao biofilme nitrificante.

O limite mínimo de TAS é a taxa de molhamento mínimo, que é a menor taxa de vazão que molha todo o meio suporte do FBP, indicando as condições mínimas para o desenvolvimento do biofilme. A taxa de molhamento máxima é a taxa máxima de vazão aplicada no FBP antes do desenvolvimento do biofilme. Em meios suportes com alta fração de vazios, a aplicação de taxas superiores à taxa máxima de molhamento geralmente provoca a lavagem do biofilme nitrificante. Para garantir eficiências adequadas de molhamento do meio suporte e ao mesmo tempo atender as condições de reduzidas cargas orgânicas volumétricas, WEF (1992) sugeriu a utilização da recirculação do efluente e maiores alturas (7 a 12 m) do FBP (Biotorres). A utilização de maiores alturas é recomendada, quando é utilizado meio suporte que apresenta elevado índice de vazios e reduzido peso específico.

A recirculação do efluente final apresenta consideráveis vantagens para o incremento da nitrificação, pois promove a diluição do afluente, introduz oxigênio na massa líquida, melhora as condições de umedecimento do meio suporte, bem como auxilia no controle da espessura de biofilmes, evitando entupimentos e facilitando a transferência de massa para o interior da matriz de origem biológica. Adicionalmente, a recirculação proporciona a possibilidade de um novo contato entre a biomassa e o substrato (FLORÊNCIO *et al.*, 2009). Em sistemas em que não se adota a recirculação do efluente final é fundamental garantir que as baixas cargas aplicadas não resultem em taxas de aplicação superficial (TAS) que limitem a eficiência de umedecimento do meio suporte e, conseqüentemente, o aproveitamento ótimo do volume reacional do FBP (WEF, 2002; FLORÊNCIO *et al.*, 2009).

Carga orgânica volumétrica (COV)

A carga orgânica volumétrica (COV) representa a relação entre a quantidade de matéria orgânica (massa) aplicada ao FBP em um determinado tempo, por unidade de volume (GONÇALVES *et al.*, 2001). A Equação 3.12 é utilizada para representar a COV aplicada no FBP.

$$COV = \frac{Q \times S_0}{V} \quad (3.12)$$

onde, COV é a carga orgânica volumétrica (kg DBO/m³.d); Q é a vazão afluente ao FBP (m³/d); S₀ é a concentração de DBO afluente ao FBP (kg DBO/m³); V é o volume ocupado pelo meio suporte (m³).

Na Tabela 3.6, a seguir, são apresentadas cargas aplicadas de DBO e NTK em FBPs e as faixas esperadas de qualidade do efluente para aplicações típicas do sistema, com objetivos de remoção de DBO e N-amoniaco, separados ou conjuntamente (METCALF & EDDY, 2003). No tratamento combinado – com remoção conjunta de DBO e N-amoniaco – uma eficiência de remoção N-NH₄⁺ próxima de 90% é esperada para uma COV aplicada menor que 0,08 kg DBO/m³.d. Para cargas superiores a 0,22 kg DBO/m³.d, são esperadas eficiências de remoção de N-NH₄⁺ próximas de 50%. Ressalta-se que os valores apresentados na Tabela 3.6 são para FBPs com decantadores secundários aplicados ao pós-tratamento de efluentes de decantadores primários.

TABELA 3.6– Cargas e qualidade do efluente para aplicações típicas de FBPs convencionais (Adaptado de Metcalf & Eddy, 2003).

Aplicação do FBP	Cargas aplicadas		Qualidade do efluente	
	Unidade	Faixa	Unidade	Faixa
Tratamento secundário	kg DBO/m ³ .d ^a	0,3-1,0	mg DBO/L mg SST/L	15-30 15-30
Tratamento combinado (remoção de DBO e nitrificação)	kg DBO/m ³ .d ^a	0,1-0,3	mg DBO/L	< 10
	g NTK/m ² .d ^b	0,2-1,0	mg N-NH ₄ ⁺ /L	< 3
Tratamento terciário (nitrificação)	g N-NH ₄ ⁺ /m ² .d ^b	0,5-2,5	mg N-NH ₄ ⁺ /L	0,5-3
Remoção parcial de DBO	kg DBO/m ³ .d ^a	1,5-4,0	%	40-70

^a Carga volumétrica. ^b Carga de contato (g/m².d) = carga aplicada (g/m³.d) / área superficial do meio suporte (m²/m³).

Observa-se que a taxa de aplicação superficial (TAS) e a carga orgânica volumétrica (COV) normalmente são os principais parâmetros utilizados para o dimensionamento e classificação de FBPs. Mas, para o caso de FBPs, com objetivo de nitrificação, o dimensionamento da unidade deve ser feito com base na carga superficial de contato. O conceito de carga superficial de contato pode ser definido como a razão entre a carga aplicada de um determinado substrato (g DBO/d, por exemplo) à área superficial total do meio suporte dentro do FBP (m²). Observa-se que as taxas para a nitrificação, apresentadas na Tabela 3.6, são baseadas nesse conceito de carga superficial de contato.

Eficiência de remoção com base na carga superficial de contato

O desempenho da unidade é avaliado com base na sua eficiência de remoção, que pode ser definido como a razão entre a taxa de remoção de um substrato qualquer (p.ex.: SST; DQO; DBO; N-amoniaco) e a carga superficial de contato aplicada deste mesmo substrato, conforme expressado pela Equação 3.13 (WEF, 1996). A taxa de remoção de um substrato é calculada, levando em consideração a área superficial de meio suporte, e pode ser definida como a razão entre a carga removida de um determinado substrato (p.ex.: g DOQ/d) e a área superficial total do meio suporte dentro do FBP (m²).

$$Ef(\%) = \frac{\text{Taxa de remoção}}{\text{Carga superficial de contato aplicada}} \quad (3.13)$$

3.3.3. Fatores ambientais de influência na nitrificação em FBPs

É sabido que fatores físicos (componentes estruturais) e ambientais, conjuntamente com as taxas aplicadas (orgânica, de nitrogênio e hidráulica), são de importância na influência da cinética da nitrificação em FBPs. Em condições normais de operação, há uma variedade de fatores que, individualmente ou combinados uns com os outros, poderão reduzir a eficiência do desempenho do FBP.

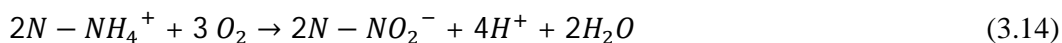
Os fatores ambientais de influência, mais apontados na literatura são: oxigênio dissolvido; concentrações de DBO e N-amoniaco; gradiente de temperatura entre o meio externo e o interno; pH e alcalinidade; e agentes tóxicos inibidores (OKEY e ALBERTSON, 1989ab; GÖNENC e HARREMÖES, 1985; USEPA, 1991; WEF, 1992; BOLLER *et al.*, 1994; PARKER *et al.*, 1995; RAJ & MURTHY, 1998; WEF, 2000, BIESTERFELD *et al.*, 2001;

ZHU e CHEN, 2002; FONSECA, 2009; USEPA, 2009; GUJER, 2010; SAJUNI *et al.*, 2010). A seguir, são apresentados aqueles fatores ambientais de influência avaliados nesta pesquisa.

Alcalinidade e pH

As equações, a seguir, ilustram as relações de produção de ácidos gerados na oxidação do íon amônio ($N-NH_4^+$) em nitrato e o gasto de alcalinidade, devido ao consumo de íons bicarbonato na produção de células e neutralização dos ácidos gerados.

A oxidação da amônia em nitrito realizada pelas bactérias oxidadoras de amônia para obtenção de energia, etapa denominada de Nitritação, pode ser expressa pela Equação 3.14 (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).



O ácido produzido na nitritação é neutralizado por uma redução da alcalinidade, o que é medido como equivalentes de bicarbonato, que é representado na equação seguinte (WIK, 2003).



A segunda etapa da nitrificação consiste na oxidação do nitrito em nitrato pelas bactérias oxidadoras de nitrito, denominada nitratação que pode ser expressa pela Equação 3.16 (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

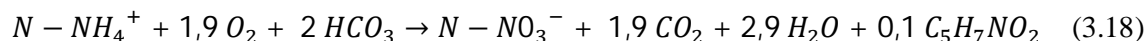


A reação global da oxidação da amônia em nitrato pode ser expressa pela seguinte equação (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).



As reações apresentadas por estas equações liberam energia que é usada pelas bactérias oxidadoras de amônia e bactérias oxidadoras de nitrito para o crescimento e manutenção celular, utilizando o oxigênio como o receptor de elétrons.

A estequiometria (balanço químico) da oxidação da amônia em nitrato (GUJER e BOLLER, 1986), levando em conta a produção de biomassa celular, pode ser descrita pela seguinte equação.



onde, o $C_5H_7NO_2$ representa a biomassa celular.

A Equação 3.18 pode ser utilizada para prever três requisitos estequiométricos da nitrificação: a necessidade de oxigênio; o consumo de alcalinidade; e a produção de biomassa (síntese celular). Dessa forma, pode-se considerar que a oxidação de 1 g de amônia requer 4,34 g de oxigênio e 7,14 g de alcalinidade em $CaCO_3$, produzindo 0,21 g de células bacterianas, 1,98 g de ácido, e 4,43 g de nitrato. Assim, a nitrificação exerce uma demanda teórica de aproximadamente 7,14g $CaCO_3/gNH_4^+$ oxidado. Como exemplo, uma redução de 25 mg/L de $N-NH_4^+$ provocaria um consumo de alcalinidade de aproximadamente 179 mg $CaCO_3/l$.

Portanto, a nitrificação produz ácido e consome alcalinidade, de modo que a alcalinidade no sistema deve ser continuamente monitorada e, se necessário, ajustada. Muitas soluções básicas podem ser utilizadas como tampão, para adicionar alcalinidade, incluindo bicarbonato de sódio, carbonato de cálcio e hidróxido de sódio. Deve-se ter o cuidado necessário na seleção do tampão, como no caso de um tampão muito forte (hidróxido de sódio, por exemplo), levando a grandes oscilações no pH, que é estressante as bactérias nitrificantes. Devido à alcalinidade apresentada nos esgotos domésticos e sanitários, normalmente, a alcalinização não tem necessidade no tratamento biológico desses efluentes.

A alcalinidade dos esgotos domésticos brutos geralmente varia numa faixa entre 100 a 250 mg $CaCO_3/L$ (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Recomenda-se que a alcalinidade seja mantida numa faixa entre 50 e 100 mg $CaCO_3/L$ no mínimo, a fim de evitar uma grande queda do pH (USEPA, 1991; WEF, 2000). No caso de FBPs aplicados ao pós-tratamento de reatores UASB, espera-se que não haja problemas com a falta de alcalinidade para o processo de nitrificação, já que o reator UASB, quando bem operado e sob boas

condições metanogênicas, produz um saldo positivo de alcalinidade, mesmo tendo um gasto para o tamponamento dos ácidos gerados no tratamento anaeróbio.

As interações entre o pH, a nitrificação e a qualidade do efluente podem ser bastante complexas. Em geral, a nitrificação é mais eficiente em níveis de pH, variando de cerca de 7,5 a 9,0. Nas faixas de pH mais elevadas (8,5-9,0), as taxas de nitrificação ocorrem mais rápidas, desde que as demais condições sejam favoráveis (p.ex. temperatura, oxigênio, carbono e nitrogênio). No entanto, quando se têm baixas concentrações de amônia no efluente, a operação com o pH próximo da neutralidade (pH 7,0) pode ser suficiente e viável para o processo de nitrificação. Sabe-se que o pH afeta a concentração relativa do íon amônio (N-NH_4^+) e da amônia livre (NH_3) na água, sendo que as bactérias nitrificantes utilizam a forma ionizada do nitrogênio. Outro efeito positivo da operação com o pH mais baixo é que a toxicidade da amônia para o biofilme aumenta com o aumento do pH. Sendo assim, a operação com o pH na faixa mais baixa reduz também a toxicidade da amônia (WEF, 1992; 2000; USEPA, 1991; 2009).

Em alguns estudos realizados com sistemas de biofilme aplicados à nitrificação, o pH parece não ter grandes influências no processo de nitrificação (BIESTERFELD *et al.*, 2001; FONSECA *et al.*, 2009). Todavia, tem sido recomendada a manutenção de pH próxima à neutralidade, evitando-se a conversão de íon amônio (N-NH_4^+) em amônia livre (NH_3) e a conversão de nitrito (N-NO_2^-) em ácido nitroso (N-HNO_2), pois esses compostos são potencialmente tóxicos ao biofilme nitrificante.

Temperatura do ar

As variações de temperatura podem afetar as taxas de remoção NH_4^+ , segundo estudos apresentados por Okey e Albertson (1989b), USEPA (1991), Lishman *et al.* (2000), WEF (1992; 2000), Zhu & Chen (2002), Sajuni *et al.* (2010). As diferenças de temperatura do ar entre os meios externo e interno do FBP, denominado de gradiente de temperatura, são fundamentais para manter uma boa ventilação no FBP e promover satisfatórias condições de aeração para a biomassa aeróbia presente.

Observa-se que a solubilidade do oxigênio tende a decrescer com o aumento da temperatura. Assim sendo, espera-se que o aumento da temperatura produza um efeito adverso ao processo de nitrificação, visto que o OD é considerado, na maioria das vezes, como o substrato limitante ao processo de nitrificação. No entanto, o aumento da temperatura aumenta o coeficiente de transferência de oxigênio ($k_L a$), o que compensa a queda da solubilidade (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Outros impactos das variações de temperatura favorável à eficiência da taxa de remoção de N-amoniaco são reportados na literatura como a influência na taxa de crescimento específico máxima de organismos nitrificantes e no coeficiente de difusão de substratos, comentados a seguir.

✓ Impacto na taxa de crescimento específico

O processo de nitrificação ocorre ao longo de uma faixa de intervalo entre 4 e 45°C, sendo que para as *Nitrosomonas* a temperatura ótima é de 35°C e para *Nitrobacter* é na faixa de 35 a 42°C. O processo é fortemente dependente da temperatura. A determinação do efeito da temperatura é de extrema complexidade, em parte, pelo fato de que tanto a taxa de crescimento específico máximo ($\mu_{\text{máx}}$) quanto a constante de saturação da nitrificação são sensíveis à temperatura (USEPA, 1991). Valores considerados conservadores para a $\mu_{\text{máx}}$ para *Nitrosomonas* na faixa de temperatura entre 10 e 30°C são apresentados na Tabela 3.7.

TABELA 3.7– Valores de $\mu_{\text{máx}}$ para *Nitrosomonas* em função da temperatura (USEPA, 1992).

Temperatura °C	$\mu_{\text{máx}}$ d ⁻¹
10	0,3
20	0,65
30	1,2

Conforme apresentado na Tabela 3.7, a elevação da temperatura pode ser considerada benéfica ao processo de nitrificação, já que a velocidade de consumo de substrato aumenta diretamente com o incremento da $\mu_{\text{máx}}$.

Metcalf & Eddy (2003) reportaram à valores para a taxa de crescimento específico máximo superiores aos apresentados na Tabela 3.7, para a determinação da taxa de nitrificação superficial no dimensionamento de FBPs, aplicados ao tratamento terciário (segundo estágio). Os valores apresentados pelos autores variam de 1,2 a 2,9 d⁻¹, recomendados para a faixa de temperatura de 10 a 25°C. Observa-se que esses valores foram estabelecidos a partir de observações em FBPs, em diferentes escalas (piloto e plena), com o meio suporte *crossflow*. Os valores de $\mu_{m\acute{a}x}$ têm sido estabelecidos para taxa de nitrificação de ordem zero em FBPs de segundo estágio, quando a concentração do substrato limitante é bem superior a constante de saturação.

✓ Impacto no coeficiente de difusão

O transporte de substrato no biofilme aumenta proporcionalmente com o incremento do coeficiente de difusão. Okey & Albertson (1989b) e Evans *et al.* (2004) comentaram que os coeficientes de difusão do oxigênio e de NH₄⁺ tendem a aumentar com o incremento da temperatura. Dessa forma, acredita-se que o incremento da temperatura se torna benéfico ao processo de nitrificação.

Oxigênio Dissolvido

USEPA (1991; 2000) indicou que a faixa de concentração de OD, que limita a nitrificação, está entre 0,5 e 2,5 mg/L, tanto em sistemas com biofilme aderido, quanto em sistemas com biomassa suspensa, dependendo do grau de transferência de massa e o tempo de retenção de sólidos no sistema. A taxa de crescimento máxima das bactérias nitrificantes é atingida em concentrações de OD entre 2 e 2,5 mg/L, no entanto, se faz necessário o tempo de contato adequado ao sistema.

Em razão das variações de cargas orgânicas aplicadas, dificuldade de transporte de massa e a concorrência entre as bactérias nitrificantes e oxidadoras de matéria orgânica (heterotróficas), as concentrações limites de OD requisitadas podem ser maiores. Como resultado, a conversão do nitrito em nitrato pode tornar-se o fator limitante no processo de nitrificação.

Gonçalves *et al.* (2001) comentaram que, em muitos sistemas aeróbios, a velocidade de transferência de oxigênio para as células é fator limitante que determina a velocidade de conversão biológica. A disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da

solubilidade e da transferência de massa, bem como da velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado. Em reatores com biofilme, utilizados para pós-tratamento de efluentes anaeróbios, os mecanismos de transporte envolvem oxigênio e nitrogênio amoniacal, além de intermediário (nitrito) e o produto final (nitrato), nos quais as principais etapas envolvidas para a disponibilidade de oxigênio para a nitrificação são:

- ✓ transferência do oxigênio da fase gasosa para fase líquido;
- ✓ transferências do oxigênio, do nitrogênio amoniacal e do nitrato da fase líquida para o biofilme;
- ✓ transferência por difusão do oxigênio, do nitrogênio amoniacal e do nitrito, dentro do biofilme; e
- ✓ transferência do produto intermediário (nitrito) e do produto final (nitrato) do biofilme para o meio líquido.

Nas principais etapas de transporte de oxigênio no sistema trifásico, são identificadas oito possíveis estruturas resistivas à transferência de massa sugeridas por Gonçalves *et al.* (2001) que são:

1. no filme gasoso dentro da bolha, entre o seio do gás na bolha e a interface gás-líquido;
2. na interface gás-líquido;
3. no filme líquido, próximo à interface gás-líquido, entre essa interface e o meio líquido;
4. no meio líquido;
5. no filme líquido, entre o meio líquido e a interface líquido-sólido (resistência externa);
6. na interface líquido-sólido;
7. na fase sólida (resistência interna);
8. nos sítios de reação bioquímica (dentro dos microrganismos).

Na Figura 3.8, a seguir, é apresentado um diagrama, ilustrando estas resistências, na transferência de massa do oxigênio no sistema trifásico (gás-líquido-sólido).

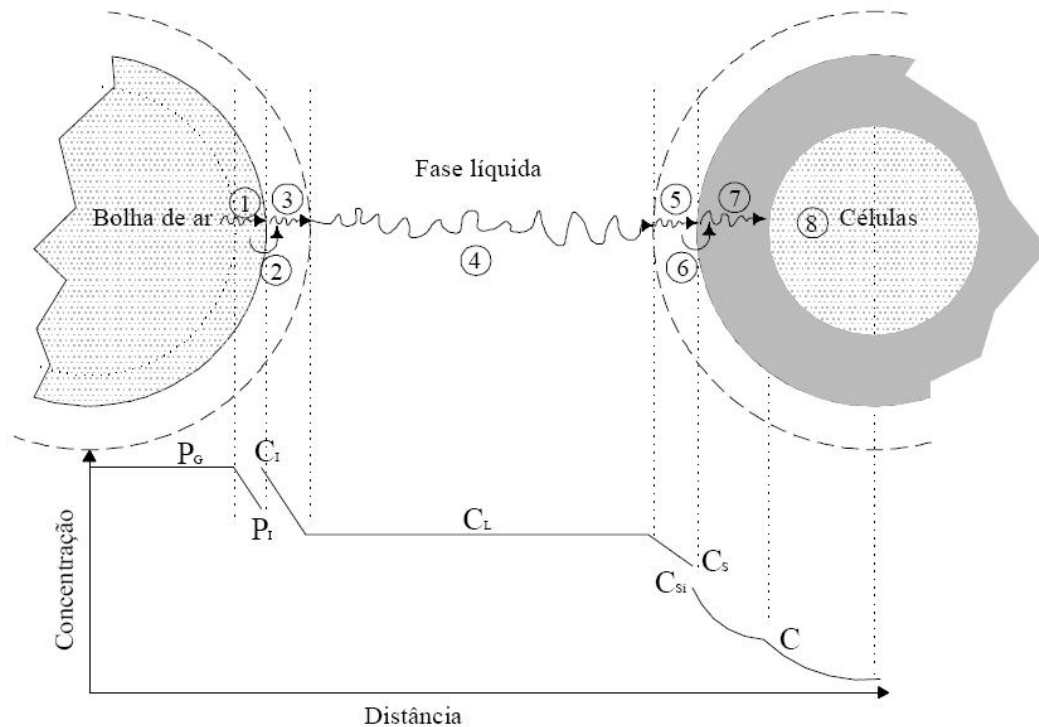


FIGURA 3.8: Diagrama esquemático das etapas envolvidas no transporte de oxigênio. (In: Gonçalves *et al.*, 2001; adaptado de Bailey & Ollis, 1986; e Fazolo, 2000).

Para estimar o fluxo de oxigênio e assim a transferência de massa de oxigênio em um FBP, Wik (2003) propôs a seguinte equação.

$$J_{O_2}(z) = k_L a \times (C_{sat}(T) - C_{efl}(H)) \quad (3.19)$$

onde, $J_{O_2}(z)$ é o fluxo de oxigênio em função da profundidade do filtro ($\text{g/m}^3 \cdot \text{min}$); $k_L a$ é o coeficiente de transferência de oxigênio (min^{-1}); C_{sat} é a concentração de saturação de oxigênio (g/m^3); C_{efl} é a concentração de OD efluente (g/m^3); T é a temperatura do líquido ($^\circ\text{C}$); e H é a profundidade avaliada do filtro (m).

O coeficiente de transferência de oxigênio requerido para a nitrificação em FBPs, proposto por Wik (2003), pode ser estimado a partir dos dados das medições, ao longo da profundidade do filtro, juntamente com a estequiometria da oxidação biológica do nitrogênio amoniacal. Dessa forma, ao assumir que a nitrificação completa de 1 g de N-amoniacal são requeridos 4,33 g de oxigênio, o $k_L a$, no estado estacionário, pode ser obtido pela Equação 3.20.

$$k_L a O_2 = \frac{Q}{C_{sat} O_2(T) - C_{efl} O_2(H)} \times \frac{H}{A} \times \left(4,33 \frac{d}{dz} C_{NH_4} - \frac{d}{dz} C_{efl} O_2 \right) \quad (3.20)$$

onde, $k_L a O_2$ é o coeficiente de transferência de oxigênio para a nitrificação completa (min^{-1}); Q é a vazão afluyente (m^3/min); H é a profundidade avaliada do filtro (m); A é a área superficial do filtro (m^2); e C_{NH_4} é a concentração de nitrogênio amoniacal afluyente ou aquela exercida no filtro (g/m^3).

Gönenc e Harremões (1985) sugeriram que, em sistemas com nitrificação, a relação crítica entre as concentrações de OD/N-NH₄⁺ que determina o substrato limitante, situa-se entre 0,3 e 0,4. Isso faz do OD o substrato limitante na maioria dos casos. Para o caso da oxidação de matéria orgânica e nitrificação simultâneas, a competição entre as bactérias heterotróficas e autotróficas pelo OD determina a estrutura do compartimento aeróbio do biofilme. Quando a relação OD/DQO é muito pequena, o compartimento aeróbio é predominado pelas bactérias heterotróficas e a nitrificação não ocorre no biofilme.

Vários estudos apresentados na literatura (GÖNENC & HARREMÖES, 1985; OKEY & ALBERTSON, 1989a; BOLLER *et al.*, 1994; USEPA, 2009; GUJER, 2010) corroboraram que o OD é o substrato limitante na cinética da nitrificação, sempre que as concentrações de nitrogênio amoniacal são superiores a 5 mg/L. Fonseca *et al.* (2009) avaliaram a remoção de N-NH₄⁺ em um FBP, apresentando não somente evidências de que a concentração de oxigênio dissolvido tem maior influência do que outros fatores ambientais avaliados (concentrações de DBO e N-amoniacal; alcalinidade; pH; e toxicidade quanto a amônia livre e ácido nitroso), como também, que os acréscimos das taxas de remoção de N-NH₄⁺ ocorrem, à medida que as concentrações de OD se elevam.

3.3.4. Microbiota nitrificante do biofilme: presença e competição

A definição mais simples de um biofilme pode ser descrita como sendo microrganismos aderidos a uma superfície. Uma definição mais completa foi apresentada por Wanner *et al.* (2006), como sendo uma camada de células procarióticas e eucarióticas fixadas em um substrato superficial (p.ex. meio de enchimento dos FBPs), incorporada em uma matriz orgânica de origem biológica. Segundo Melo (2003), o biofilme é composto por cerca de 90% de água e as substâncias poliméricas extracelulares representam cerca de metade no cômputo total da biomassa. O número de células ativas e inertes representam cerca de 10^7 e 10^9 células. cm^{-2} .

Os biofilmes em FBPs possuem enorme diversidade de espécies microbianas, em que os microrganismos comumente encontrados são microalgas, fungos, protozoários e bactérias (aeróbias e facultativas). Dentre os microrganismos frequentemente encontrados num biofilme, as bactérias representam o grupo predominante. As elevadas taxas de reprodução, grande capacidade de adaptação e de produção de substâncias e estruturas extracelulares são as principais características que fazem das bactérias organismos com grandes capacidades de produção de biofilme (BRYERS & CHARACKLIS,1990).

As bactérias facultativas são organismos predominantes no biofilme que consomem a matéria orgânica presente no esgoto, juntamente com as bactérias aeróbias presentes nas camadas superficiais e as bactérias anaeróbias nas camadas interiores do biofilme, com depleção e ausência de oxigênio. A degradação aeróbia da matéria orgânica é energeticamente mais favorável em comparação à utilização de aceptores de elétrons, tais como o nitrato (desnitrificação), sulfato (redução de sulfato), o hidrogênio (metanogênese) e outras moléculas orgânicas (fermentação). Wik (2003) comentou que, se a carga orgânica aplicada ao FBP é elevada, a areação mantida suficientemente e a taxa hidráulica aplicada é moderada, o biofilme pode tornar-se muito espesso (> 10 mm).

Os substratos (p.ex. OD, DBO, $N-NH_4^+$ e Nitrato) apresentam-se disponíveis em diferentes profundidades do biofilme. Todavia, em locais onde o biofilme é espesso e bastante homogêneo, o oxigênio só penetra nas camadas exteriores, atingindo alguns milímetros no interior do biofilme (0,1-0,3 mm). Nas camadas interiores, o ambiente torna-se anóxico para anaeróbio, com a ausência do oxigênio e, se a matéria orgânica biodegradável solúvel e o nitrato estão presentes, a desnitrificação do nitrato a nitrogênio pode acontecer (WIK, 1999). Se todo o substrato é consumido nas camadas exteriores, as bactérias podem entrar em um estado de respiração endógena e, assim, perderem a capacidade de se manter aderidas ao substrato (meio de enchimento). Devido a essa condição, em conjunto com a liberação de gases e da tensão de cisalhamento do líquido, o biofilme é desprendido do meio suporte e, em seguida, um novo biofilme começa a se desenvolver.

As bactérias oxidadoras de amônia (BOA) e as bactérias oxidadoras de nitrito (BON) são os principais grupos de bactérias presentes na microbiota do biofilme de FBPs, responsáveis pela transformação ou remoção de amônia em nitrato em FBPs. O gênero mais comumente citado de bactérias oxidadoras de amônia (BOA) é *Nitrosomonas*, entretanto, *Nitrosococcus*,

Nitrospira, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus* são também capazes de oxidar amônia a nitrito (METCALF & EDDY, 2003; WIK, 2003; GUJER, 2010). Biesterfeld *et al.* (2001), bem como Persson *et al.* (2002), investigaram a presença de bactérias nitrificantes em biofilmes amostrados em diferentes alturas de FBPs e concluíram que *Nitrosomonas* foi o gênero de bactérias oxidadoras de amônia encontrada, e não foram encontrados *Nitrospira* em nenhuma profundidade amostrada nos filtros. Para as bactérias oxidadoras de nitrito (BON), diversos gêneros são conhecidos, como *Nitrospira*, *Nitrospina*, *Nitrococcus* e *Nitrocystis*, sendo que *Nitrobacter* é considerado o mais comum (METCALF & EDDY, 2003; WIK, 2003; GUJER, 2010). No entanto, Burrell *et al.* (1998) e Persson *et al.* (2002) argumentaram, em seus estudos realizados em FBPs, que a maior parte da oxidação do nitrito pode, na verdade, ser realizada por *Nitrospira*, e não por *Nitrobacter*.

Em estudo experimental, realizado por Agra *et al.* (2009), foi investigado o desempenho da nitrificação em um reator aeróbio, utilizando como meio suporte bucha vegetal (*Luffacylindrica*), que apresentou um bom desempenho, proporcionando condições adequadas à aderência de microrganismos, especialmente, aqueles responsáveis pela nitrificação. As eficiências de remoção apresentadas foram de 93% para o NTK, 95% para o N-amoniacoal e de 80% para a DQO. Pela observação das lâminas com amostras do lodo do reator, verificou-se uma diversidade de microrganismos em atividade, tais como protozoários ciliados, tecamebas do tipo *Arcella*, em número elevado, além de micro-metazoários, como rotíferos, nematóides e aelosomas.

Em outro estudo apresentado por Persson *et al.* (2002), o biofilme de um FBP, em escala real, foi caracterizado em diferentes profundidades e períodos. O gênero *Nitrosomonas* (gênero mais conhecido de BOA) foi identificado pela técnica de FISH, como predominante dentre as bactérias nitrificantes, sendo encontrado, ao longo de todo o filtro, em diferentes ocasiões de amostragem. Os autores também observaram uma tendência na diminuição de abundância com a profundidade do FBP, assim como o potencial de oxidação de amônia.

O estudo realizado por Spínola (2009), utilizando biofilmes aderidos a sistema de células de fluxo vegetal, submetidos a diferentes velocidades superficiais e taxas de aplicação de efluente sintético (simulando efluente de reator UASB), apresentou a estimativa de bactérias oxidadoras de amônia na ordem de 10^4 e 10^5 NMP/mL e de bactérias oxidadoras de nitrito na ordem de 10^2 e 10^4 NMP/mL.

As bactérias heterotróficas (oxidadoras de matéria orgânica) são mais eficientes energeticamente e, por isso, levam vantagem sobre as bactérias autotróficas (nitrificantes). Isso significa que, num ambiente em que o oxigênio tanto quanto a amônia e a matéria orgânica facilmente biodegradável estão disponíveis em concentrações elevadas, as bactérias nitrificantes terão uma taxa de crescimento mais baixa do que as bactérias heterotróficas. Uma vez que elas competem tanto pelo oxigênio quanto pelo espaço e, assim, as bactérias nitrificantes perdem a concorrência e acabam sendo removidas do meio (SCHMIDT, 2003; WIK, 2003; GUJER, 2010).

Em condições ideais de temperatura e alimento, o tempo de reprodução de bactérias nitrificantes é de aproximadamente 8 a 10 horas, segundo Gerardi (2006). Em razão de condições adversas, que ocorrem naturalmente em sistemas de tratamento, como no caso de lodos ativados, o tempo de reprodução dessas bactérias pode variar de 2 a 3 dias para atingir uma efetiva nitrificação. Isso implica necessidade de elevados tempos de residência celular para que ocorra um estabelecimento da população de bactérias nitrificantes que são capazes de conduzir a nitrificação eficiente. No caso de biofilmes em FBPs, Thorn *et al.* (1996) demonstraram que as taxas de nitrificação em dois filtros, ambos com 7,2 m de profundidade e 2,7 m² de área superficial, com meios de enchimento do tipo *cross flow* de PVC corrugado com áreas de 157 e 226 m²/m³, iniciaram após 20 dias do início da operação, apresentando maior consistência de nitrificação, com aproximadamente 90 e 120 dias de operação.

Em um biofilme bem desenvolvido, os substratos são transportados para dentro e para fora do biofilme principalmente por difusão. Isso significa que as concentrações dos substratos, diminuem com a profundidade no biofilme e que as concentrações dos produtos correspondentes aumentam com a profundidade. Como resultado, essas condições não são favoráveis ao desenvolvimento das bactérias nitrificantes na superfície do biofilme, mas aceitável no interior do biofilme, caso a matéria orgânica, facilmente biodegradável já tenha sido consumida nas regiões exteriores do biofilme. Quando mais espesso o biofilme, maior a probabilidade de que há condições de operação onde as bactérias podem coexistir (WIK, 2003).

Em síntese, para que bactérias nitrificantes possam coexistir com bactérias heterotróficas, a concentração de amônia no filme líquido e na superfície do biofilme deve ser suficientemente elevada, e as concentrações de DBO não devem ser muito elevadas, assim como o biofilme

não deve apresentar uma pequena espessura. Na prática, a concentração real de DBO, que prejudicará a nitrificação, depende de como o substrato orgânico é disponibilizado para as bactérias. WIK (2003) sugeriu ainda que as concentrações não devam exceder aproximadamente 10 a 20 mg DBO_{solúvel}/L, para que ocorra a nitrificação total no meio.

Nesse sentido, por detrás da competição que ocorre entre as bactérias no biofilme, pode-se enxergar uma vantagem prática, quando comparado a sistemas de tratamento com biomassa suspensa, tal como no processo de lodos ativados. Em sistemas de tratamento com biomassa suspensa para a remoção conjunta de DBO e nitrificação, geralmente, é necessário que a idade do lodo (tempo de retenção celular) seja elevada para que as bactérias nitrificantes não sejam arrastadas gradualmente do sistema e, assim, são necessários maiores volumes do reator biológico para se obter maiores tempos de detenção hidráulica. No caso dos FBPs e de outros reatores de biofilme fixo, uma vez que as nitrificantes estão aderidas ao meio de enchimento e apresentam longos tempos de retenção, os tempos de detenção hidráulica podem ser bem inferiores aos sistemas com biomassa suspensa.

Outra observação a respeito da competição entre as heterotróficas e as autotróficas é quanto à profundidade do meio de enchimento do FBP. Em um FBP de único estágio, que recebe elevadas concentrações de amônia e de DBO, nas camadas superiores do filtro, as condições provavelmente não serão muito favoráveis às bactérias nitrificantes, devido às elevadas concentrações de DBO. No entanto, nas camadas inferiores do filtro, é de se esperar que boa parte da DBO já fosse consumida, favorecendo, assim, às condições para que as nitrificantes possam competir por oxigênio e espaço com maior êxito.

Missagia (2010) investigou a microbiota presente no biofilme de quatro diferentes tipos de meios suportes em um FBP compartimentado, aplicado ao pós-tratamento de esgotos. A observação das morfologias indicou a presença de cocos semelhantes a bactérias nitrificantes, algas diatomáceas e microrganismos filamentosos. Dentre os meios de enchimento do filtro investigados, o DHS (*Downflow Hanging Sponge*) apresentou a maior riqueza de espécies e abundância de microrganismos. Segundo a autora, a abundância relativa de microrganismos nitrificantes, determinada pela técnica de hibridação *in situ* fluorescente (FISH), observada no sistema DHS, obteve uma correlação positiva com as concentrações de nitrato do perfil do FBP. Foi observada também a alta riqueza de microrganismos no topo dos quatro compartimentos do FBP, enquanto, no meio do reator, apresentou baixa abundância de

microrganismos. Segundo a autora, o aumento da COV promoveu o aparecimento de microambientes anóxicos e anaeróbios.

3.4. Comportamento hidrodinâmico de reatores reais

Os reatores biológicos ou utilizados em processos químicos são categorizados pelo tipo de fluxo em que o reator é alimentado e do padrão de mistura que, por sua vez, depende de fatores como sua geometria, do tamanho e escala da unidade, assim como da quantidade de energia introduzida por unidade de volume. O reator pode ser enquadrado, em termos do fluxo, como de fluxo intermitente, com entrada e saída do líquido intermitente ou de fluxo contínuo, com entrada e saída do líquido contínuo. Com relação ao padrão de mistura, os reatores são modelados para uma condição de idealidade, como fluxo em pistão e de mistura completa e, assim, são desenvolvidos os modelos hidrodinâmicos que podem representar as condições reais em um reator. Os modelos tipicamente utilizados para representação do escoamento real, em um reator, são os de fluxo disperso e de mistura completa com tanques em série (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Os reatores utilizados para o tratamento de esgotos, frequentemente, são projetados e operados para a condição de escoamento ideal, em termos de padrão de mistura do líquido, por meio dos modelos clássicos de fluxo em pistão e de mistura completa, devido à menor complexidade de aplicação desses modelos. No entanto, é sabido que tais modelos não representam de fato as condições reais de escoamento, devido a fatores como a formação de zonas mortas, caminhos preferenciais (curto-circuito hidráulico) e dispersão axial ou longitudinal do líquido.

Por outro lado, os modelos intermediários de padrão de mistura, como o de fluxo disperso (dispersão longitudinal ou axial) e de tanques em série, representam melhor as condições de escoamento real, identificando falhas no escoamento e o tempo real que o esgoto permanece no reator para que ocorram as transformações, mas sua modelagem é um pouco mais complexa devido à exigência de uma melhor definição das condições de contorno.

Os três fatores globais apontados por Levenspiel (2000), que compõem e determinam o tipo de escoamento real ou não ideal em reatores, são a distribuição dos tempos de residência (DTR) do líquido e das partículas que escoam no reator, o estado de agregação do líquido e

das partículas em escoamento (tendência de se aglomerarem e de se moverem juntas) e a antecipação e o retardo de mistura (líquido e partículas).

Devido ao tipo de reator investigado e ao tema abordado, será dado destaque, neste texto, aos fundamentos da hidrodinâmica de reatores reais, descritos pela DTR, assim como aos modelos clássicos para a representação do escoamento real e aos modelos propostos para FBPs.

3.4.1. Distribuição dos tempos de residência

Os desvios dos dois modos de escoamento ideal (fluxo em pistão e mistura completa), nos reatores, podem estar associados à formação de canais preferenciais de curto-circuito hidráulico, de zonas mortas, do reciclo e da retromistura (LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Devido a essas condições, os elementos de fluido, que adotam percursos diferentes por meio do reator, podem apresentar tempos de residência diferentes.

As técnicas experimentais para estudar o tipo de escoamento, por meio de um traçador, para determinar a distribuição dos tempos de residência (DTR), podem ser de diversas formas de alimentação do traçador, como as do tipo em pulso, em degrau, periódica e aleatória (LEVENSPIEL, 2000). A forma de alimentação do traçador mais utilizada é a do tipo em pulso, conhecida com técnica experimental de estímulo-resposta, que consiste em injetar um traçador, com concentração conhecida na entrada do reator e, tomando medidas desse traçador na saída do reator, para intervalos de tempo pré-determinados. Devido à sua simplicidade e ampla utilização nos estudos hidrodinâmicos de reatores biológicos, adotou-se essa técnica para a avaliação do comportamento hidrodinâmico do FBPA. Dessa forma, os parâmetros obtidos pela DTR, apresentados neste texto, são relacionados à função do tipo pulso (estímulo-resposta).

Diversos traçadores têm sido utilizados em estudos hidrodinâmicos desenvolvidos em reatores biológicos para o tratamento de esgotos, dentre eles, traçadores fluorescentes como a rodamina WT e fluoresceína sódica (BORGES *et al.*, 2009), traçadores químicos não reativos como LiCl e o NaCl (VASEL & SCHROBILTGEN, 1991; BRITO *et al.*, 1997; PERSSON *et al.*, 1999; WIK, 1999; SÉGURET *et al.*, 2000; NOVELO *et al.*, 2008; COTA, 2011) e traçadores radioativo como o radioisótopo ^{82}Br (PAOLI, 2010; PEREIRA, 2012). Em estudos

hidrodinâmicos realizados em FBPs, o traçador mais utilizado é o LiCl, sendo utilizadas faixas de concentração de 10 a 60 g LiCl/L.

Dantas *et al.* (2000) observaram que experimentos conduzidos em laboratório demonstram que problemas com a curva DTR surgiram a partir do traçador empregado ao invés da técnica de traçagem. Nesse sentido, as principais características propostas na literatura (DANTAS *et al.*, 2000; LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003; SILVA *et al.*, 2009) para os traçadores utilizados em estudos hidrodinâmicos em reatores biológicos são:

- ✓ apresentar boa solubilidade em água limpa e em águas residuárias;
- ✓ não ser adsorvido pela biomassa do reator, apresentando baixa difusividade molecular;
- ✓ apresentar facilidade de ser injetado rapidamente no reator;
- ✓ apresentar estabilidade com o tempo e não apresentar biodegradabilidade a curto prazo;
- ✓ não ser adsorvido em bolhas de gás, tais como CO₂, O₂, CH₄ ou N₂;
- ✓ apresentar estabilidade sob condições de processo do reator (pH e redox);
- ✓ apresentar faixa de concentração com uma resposta linear e boa sensibilidade; e
- ✓ evitar ou minimizar o fenômeno da cauda na curva DTR.

Alguns dos parâmetros obtidos pela curva do pulso ou de resposta do traçador (C_{pulso}), a partir do ensaio de estímulo-resposta, com alimentação em pulso, são representados na Figura 3.9. Para uma curva típica de um traçador, os principais parâmetros obtidos são: (t_0) tempo mínimo ou inicial de resposta do traçador; (tp) tempo que representa a moda ou tempo de pico do traçador; tempo médio ou centróide da curva DTR; percentis 10, 50 (mediana) e 90 representam os tempos que esses percentuais do traçador passaram pelo reator; e tempo máximo que o traçador é observado após o pulso.

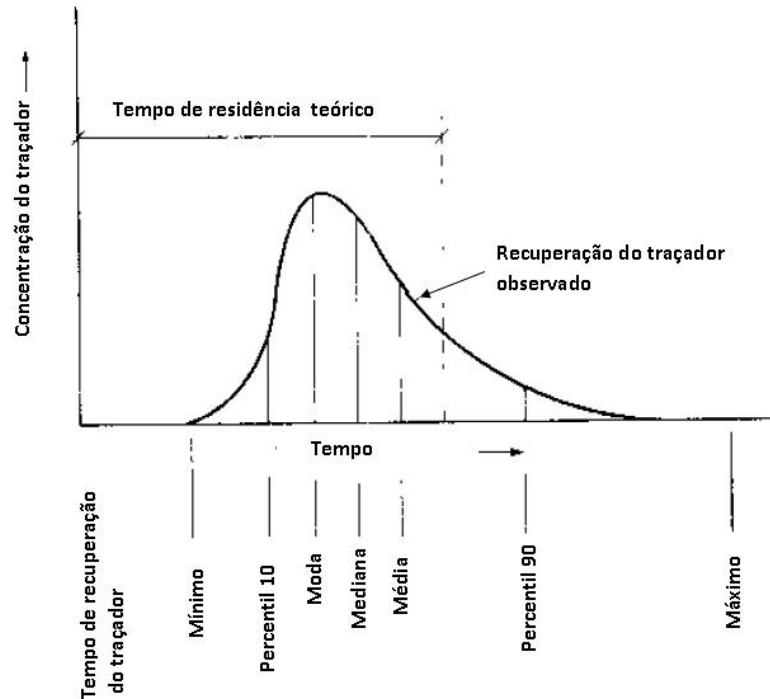


FIGURA 3.9: Parâmetros obtidos pela curva de resposta do traçador (Fonte: METCALF & EDDY, 2003).

A distribuição desses tempos, para a corrente de fluido saindo do reator, é denominada de distribuição dos tempos de residência (DTR), que é representada pela curva ou função $E(t)$. A curva $E(t)$ é a distribuição necessária para considerar o escoamento não ideal (LEVENSPIEL, 2000).

$$\int_0^{\infty} E dt = 1 \quad (3.21)$$

A função $E(t)$ é representada pela área sob a curva gerada a partir do escoamento do fluido em um intervalo de tempo, denominado de normalização de distribuição, conforme representado na figura a seguir.

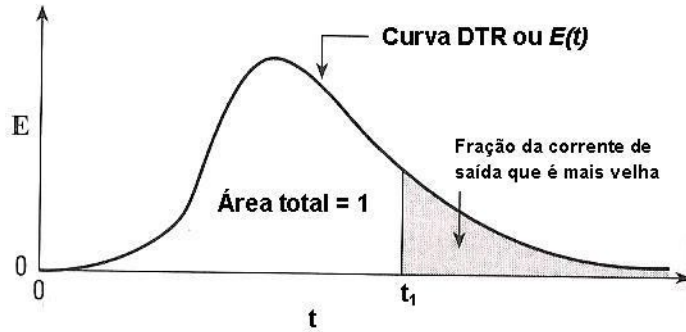


FIGURA 3.10: Curva de distribuição dos tempos de residência para um fluido escoando através de um vaso (Fonte: LEVENSPIEL, 2000).

A área sob a curva de concentração do pulso traçador (C_{pulso}) representa a massa do traçador lançada no pulso e identificada no ensaio. Assumindo um conjunto discreto de dados, a área sob a curva C_{pulso} pode ser calculada pela Equação 3.22 (LEVENSPIEL, 2000), na qual a área ($A_{C_{pulso}}$) é expressa em mg.min/L, Δt_i é o intervalo de tempo (min) e C_i é a concentração em mg/L do traçador observada.

$$A_{C_{pulso}} = \int_0^{\infty} C \, dt \cong \sum C_i \Delta t_i \quad (3.22)$$

O tempo de residência médio (\bar{t}) do traçador no reator é fornecido pela média da curva C_{pulso} , e assumindo este como o tempo de detenção real do fluido no reator. Para um conjunto de dados discretos, o \bar{t} é obtido pela Equação 3.23, conforme descrito por Levenspiel (2000).

$$\bar{t} = \frac{\int_0^{\infty} t C \, dt}{\int_0^{\infty} C \, dt} \cong \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \quad (3.23)$$

A variância ou medida de espalhamento da distribuição da curva real do traçador representa o quadrado da amplitude de distribuição e tem como unidade (tempo)². A variância é útil quando se pretende ajustar curvas experimentais às curvas teóricas de escoamento. No estado estacionário, a variância é obtida pela Equação 3.24, descrita por Levenspiel (2000).

$$\sigma^2 = \frac{\int_0^{\infty} (t-\bar{t})^2 C \, dt}{\int_0^{\infty} C \, dt} = \frac{\sum t_i^2 C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} - \bar{t}^2 \quad (3.24)$$

De maneira geral, se o valor da variância (σ^2) é grande, tem-se uma grande dispersão e o desvio da idealidade é grande. Por outro lado, se o valor for pequeno, tem-se pouca dispersão e pequeno desvio da idealidade. O comportamento típico de curvas C_{pulso} , com pequena e grande variância, é representado na Figura 3.11.

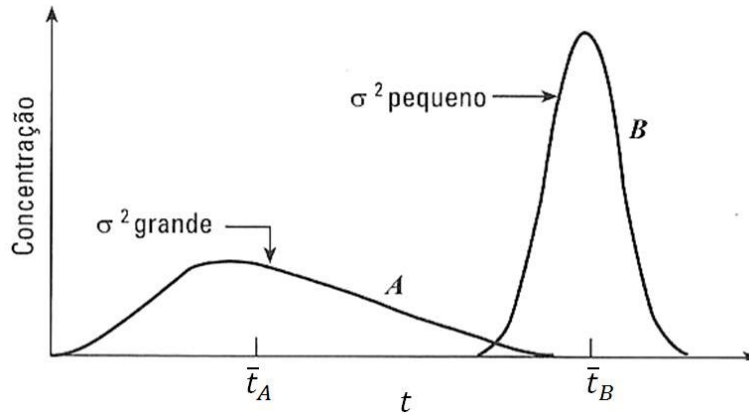


FIGURA 3.11: Curvas C_{pulso} típicas apresentando pequena e grande variância (Fonte: LEVENSPIEL, 2000).

Portanto, a partir dos dados obtidos pela curva C_{pulso} , pode-se determinar os valores da distribuição dos tempos de residência para cada dado observado no ensaio com o traçador e, assim, estabelecer a curva $E(t)$, calculada pela Equação 3.25, apresentada em Levenspiel (2000).

$$E(t) = \frac{C_{pulso}}{A} \quad (3.25)$$

onde, C_{pulso} é a concentração observada em cada intervalo de tempo no ensaio (mg/L); e A é a área sob a curva C_{pulso} (mg.min/L).

Observa-se que a utilização da função $E(t)$ restringe-se à condição de contorno de vaso fechado (fluido entra e sai uma única vez do reator, desconsiderando perturbações na entrada e saída do reator), escoamento estacionário (vazão não varia significativamente ao longo do tempo), sem reação e sem variação da densidade do fluido por meio do reator (LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003).

A curva $E(t)$ pode ser normalizada, em termos do tempo médio de residência (\bar{t}), conforme apresentado na Equação 3.26 (LEVENSPIEL, 2000). Essa forma de representação da curva

DTR normalizada (E_{θ}) é utilizada com o intuito de comparar os ajustes dos modelos de representação do escoamento com os dados obtidos pelo ensaio com o traçador.

$$E_{\theta} = E(t) \times \bar{t} \quad (3.26)$$

O tempo monitorado, ao longo do ensaio, também pode ser normalizado em razão do tempo médio de residência (LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003). Dessa forma, o tempo normalizado é expresso como $t_{\theta} = t/\bar{t}$, onde t é o tempo de cada observação, durante o ensaio, e \bar{t} é o tempo médio de residência, obtido pela Equação 3.23.

A função acumulativa da distribuição dos tempos de residência $E(t)$ é denominada curva ou função $F(t)$. A função $F(t)$ é obtida pela relação entre a função $E(t)$ e o intervalo de tempo Δt_i adotado entre as medições da curva (Equação 3.27), conforme apresentado em Levenspiel (2000). Portanto, a função $F(t)$ representa a fração do fluido que permanece dentro do sistema por um período menor ou igual a t_i , conforme representado na Figura 3.12. Assim, o percentual de traçador, que deixa o reator até o tempo t_i pode ser determinado por meio da curva $F(t)$, conforme observado por Cota (2011).

$$F(t) = \int_0^t E(t) dt = \sum E(t)\Delta t \quad (3.27)$$

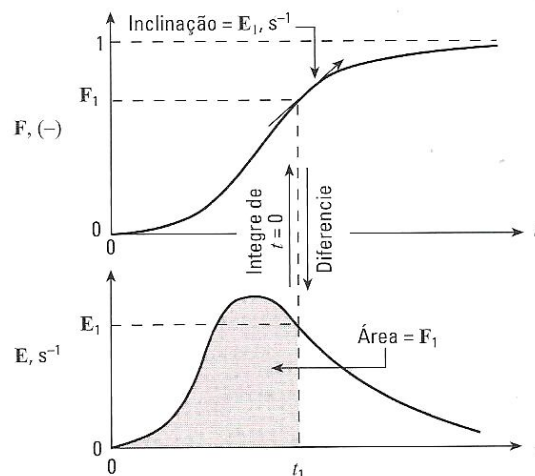


FIGURA 3.12: Relação entre as curvas de distribuição dos tempos de residência $E(t)$ e da distribuição acumulada dos tempos de residência $F(t)$ para um fluido escoando através de um vaso (Fonte: LEVENSPIEL, 2000).

As curvas das funções $E(t)$ e $F(t)$ podem ser representadas em um mesmo gráfico (Figura 3.13), conforme proposto em Metcalf & Eddy (2003).

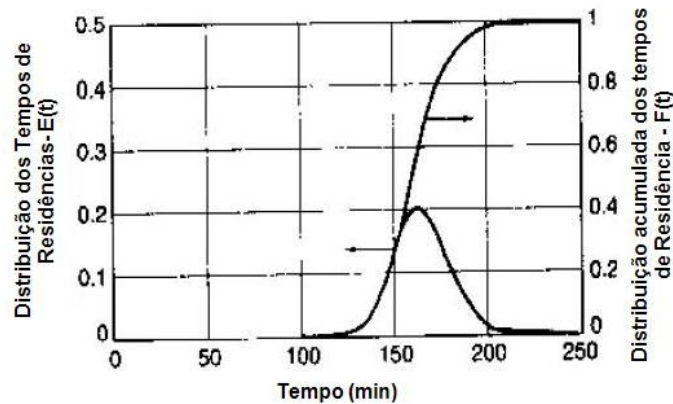


FIGURA 3.13: Curvas de distribuição dos tempos de residência $E(t)$ e da distribuição acumulada dos tempos de residência $F(t)$ para um fluido escoando através de um vaso (Adaptado de METCALF & EDDY, 2003).

3.4.2. Modelos clássicos de representação dos escoamentos

Os reatores biológicos utilizados no tratamento de esgotos, na prática, não se comportam exatamente como os modelos hidráulicos ideais de fluxo em pistão e mistura completa, como já comentado anteriormente. Os modelos matemáticos hidráulicos de representação, que se aproximam das condições reais dos escoamentos nos reatores, são os modelos de fluxo disperso e de tanques em série, que são considerados como modelos intermediários aos modelos ideais por apresentarem desvios do escoamento, devido ao grau de dispersão do líquido. Observa-se que os modelos de fluxo disperso e de tanques em série são aproximadamente equivalentes e podem ser aplicados em reatores compactos ou alongados com alto grau de turbulência e em reatores com leitos recheados (LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

A seguir, são apresentados os modelos clássicos de fluxo disperso e de tanques em série, assim como alguns modelos propostos para a representação do escoamento em FBPs derivados destes modelos clássicos.

Modelos de fluxo disperso

A dispersão é conceituada como o espalhamento ou transporte longitudinal ou axial do material (fluido e elementos dissolvidos), devido à turbulência e à difusão molecular ocorridas no reator. O fenômeno de dispersão pode ser descrito matematicamente pela relação entre um coeficiente de dispersão, que é resultante do grau de espalhamento do material, e a taxa de variação da concentração ao longo do tempo (ou percurso pelo reator), conforme representado pela Equação 3.28.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -D \frac{\partial^2 C}{\partial X^2} - \frac{\partial C}{\partial t} \quad (3.28)$$

O tipo de dispersão pode ser avaliado por meio do coeficiente de dispersão (D), conforme classificação proposta em Metcalf & Eddy (2003), apresentada na Tabela 3.8.

TABELA 3.8 – Classificação do tipo de dispersão em função do coeficiente de dispersão D
(Fonte: Metcalf & Eddy, 2003).

Tipo	Faixa de valores (cm²/s)
Difusão Molecular (D_m)	10^{-8} a 10^{-4}
Difusão Turbulenta (D_T)	10^{-4} a 10^{-2}
Dispersão (D)	10^2 a 10^6

As condições de mistura em reatores de fluxo disperso geralmente são caracterizadas pelo parâmetro denominado número de dispersão (d), que é determinado pela relação entre o coeficiente de dispersão (axial ou longitudinal), a velocidade média do fluido e o comprimento do reator, conforme apresentado pela Equação 3.29.

$$d = \frac{D}{uL} \quad (3.29)$$

onde, d é o número de dispersão axial ou longitudinal (adimensional); D é coeficiente de dispersão axial ou longitudinal (m²/s); u é a velocidade média de escoamento, no de FBPs, na vertical, sendo determinada pela razão entre altura total do FBP/tempo médio de residência (m/s); L é o comprimento do percurso longitudinal no reator, no caso de FBP, sua altura total (m).

Na Tabela 3.9, são apresentados valores do número de dispersão que podem ser utilizados para avaliar o grau de dispersão em reatores adotados no tratamento de esgotos, proposto em Metcalf Eddy (2003),

TABELA 3.9 – Avaliação do grau de dispersão através do número de dispersão (Fonte: Metcalf & Eddy, 2003).

Grau de dispersão	Número de dispersão (-)
Nenhuma	$d = 0$
Pequena	$d \leq 0,05$
Moderada	$0,05 < d < 0,25$
Grande	$d \geq 0,25$
-	$d \rightarrow \infty$ (mistura completa)

Os modelos uniparamétricos de dispersão axial, proposto por Levenspiel (2000), são para pequenos graus de dispersão, denominado modelo de dispersão de pequena intensidade (DPI), e para grandes extensões de dispersão, denominado modelo de dispersão de grande intensidade (DGI). Sendo que o modelo DPI é válido para $(D/uL) < 0,01$ e o modelo de DGI válido para $0,01 < (D/uL) < 1$. O autor comentou que, se o escoamento real se desviar bastante do pistonado (altos valores de D/uL), possivelmente esse escoamento não obedeça à suposição desses modelos (muitas flutuações aleatórias e independentes). Nesse caso, quando $(D/uL) > 1$ torna-se questionável o uso desses modelos.

Para um conjunto de dados discretos, a solução da Equação 3.18 pode ser obtida pela Equação 3.19, para a representação da curva do modelo de DPI, para um traçador injetado no reator. O modelo de DPI dispersão axial, obtido pela Equação 3.30, representa a concentração normalizada de resposta do traçador injetado, na qual a concentração normalizada é a razão entre a concentração observada no tempo t (C) e a concentração inicial observada no t_i (C_0). A partir dos dados das concentrações do traçador observadas na saída do reator, pode-se obter o coeficiente de dispersão axial (D).

$$C_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{TDH(D/uL)}} \times \exp\left[-\frac{(1-\theta)^2}{4(D/uL)}\right] \quad (3.30)$$

onde, C_{θ} é a contração normalizada do traçador $C(t)/C_0$ (adimensional); t é o tempo em cada instante observado (s); TDH é o tempo médio de residência (s); θ é o tempo normalizado,

obtido pela razão entre t/TDH (adimensional); D é o coeficiente de dispersão axial (m^2/s); u é a velocidade do fluido (m/s); e L é o comprimento característico do reator que, para FBPs, considera-se como a altura total do filtro (m).

A função de distribuição dos tempos de residência normalizada (E_θ), para o modelo de DPI, pode ser obtida pela Equação 3.31.

$$E_{\theta_{DPI}} = \frac{1}{\sqrt{4\pi(D/uL)}} \exp \left[-\frac{(1-\theta)^2}{4(D/uL)} \right] \quad (3.31)$$

A medida de espalhamento (variância) normalizada (pelo tempo médio de residência) da curva de distribuição dos tempos de residência E_θ para o modelo de DPI é obtida pela Equação 3.32. A partir dessa equação, pode ser calculado o número de dispersão (D/uL) pela relação entre os parâmetros obtidos pela curva real do traçador – tempo de residência médio \bar{t} (Equação 3.23), variância σ^2 (Equação 3.24) e velocidade do escoamento (H/\bar{t}) – e o comprimento do reator (no caso do FBP representado por sua altura total).

$$\sigma_{\theta^2_{DPI}} = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2 \left(\frac{D}{uL} \right) \quad (3.32)$$

Levenspiel (2000) observou que não há expressão analítica para determinar a curva E_θ do modelo DGI e que essa curva pode ser obtida por meio de métodos numéricos ou mesmo ser avaliada por meio de sua média e variância. No entanto, o número de dispersão (D/uL) pode ser obtido pela Equação 3.33 por meio de métodos iterativos como a ferramenta *SOLVER* do *Excel*, substituindo o valor de variância normalizada e igualando a Equação 3.33 a zero.

$$\sigma_{\theta^2_{DGI}} = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2 \left(\frac{D}{uL} \right) - 2 \left(\frac{D}{uL} \right)^2 (1 - \exp^{-uL/D}) \quad (3.33)$$

Dessa forma, o número de dispersão pode ser obtida como, $2d - 2d^2(1 - \exp^{-1/d}) - \left(\frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} \right) = 0$

Na Figura 3.14 a seguir, são apresentadas as curvas típicas de representação da distribuição dos tempos de residência normalizada (E_θ), em razão dos tempos normalizados (t_θ) para os modelos de dispersão de DPI e DGI, assim como os valores do número de dispersão destas curvas.

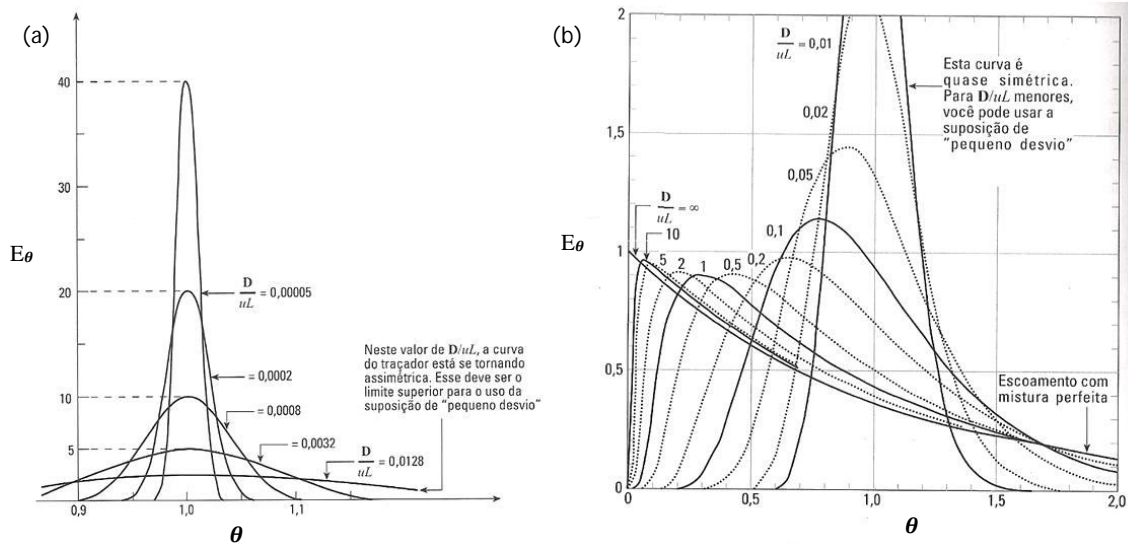


FIGURA 3.14: Curvas de típicas de respostas do traçador para a distribuição dos tempos de residência normalizadas E_θ : (a) curvas de respostas do modelo de DPI; e (b) curvas de respostas do modelo de DGI (Fonte: Levenspiel, 2000).

A solução analítica para o modelo clássico de fluxo disperso, usando cinética de remoção de primeira ordem, foi apresentada por Wehner e Wilhelm em 1956, sendo apresentada pela Equação 3.34 (LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Esse modelo fica adequado a qualquer tipo de condições de entrada e saída de reatores, conforme observado por Levenspiel (2000). A vantagem desse modelo é permitir uma solução contínua entre os limites dos modelos idealizados de escoamentos de fluxo em pistão e mistura completa.

$$C(t) = C_0 \times \frac{4 \times a \times \exp\left(\frac{1uL}{2D}\right)}{(1+a)^2 \times \exp\left(\frac{a uL}{2D}\right) - (1-a)^2 \exp\left(-\frac{a uL}{2D}\right)} \quad (3.34)$$

em que,
$$a = \sqrt{1 + 4 \times K \times t_h \times (D/uL)}$$

Onde $C(t)$ é a concentração efluente de substrato (g/m^3); C_0 é a concentração afluenta de substrato (g/m^3); K é a coeficiente de remoção do substrato (d^{-1}) segundo a cinética de primeira ordem; e t_h é o tempo de detenção hidráulica V/Q (d). Para a modelagem de filtros biológicos percoladores, recomenda-se que o tempo de detenção hidráulica seja calculado pela equação de distribuição dos tempos de residência ou pelas equações de hidrodinâmica

desenvolvidas para FBPs que será apresentado no item 3.4.3 (modelos de representação dos escoamentos em FBPs).

Para pequenos desvios do escoamento de fluxo em pistão, D/uL torna-se pequeno e a curva E se aproxima da gaussiana, em consequência, expandindo a exponencial e desprezando os termos de ordem mais altas, a Equação 3.34 se reduz à Equação 3.35, conforme proposto por Levenspiel (2000). A princípio acredita-se que este modelo possa ser aplicado em FBPs devido o seu comportamento que tende ao modelo ideal de fluxo pistão, com baixos valores de D/uL .

$$C(t) = C_0 \times \exp \left[-K \times t + (K \times t)^2 \times \frac{D}{uL} \right] = \exp \left[-K \times t \times \frac{K^2 \times \sigma^2}{2} \right] \quad (3.35)$$

No tratamento de esgotos há varias reações que ocorrem segundo cinética de primeira ordem, como a remoção de matéria orgânica (DQO e DBO), a introdução de oxigênio pela aeração artificial e o decaimento de organismos patogênicos (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Observa-se que para a utilização da Equação 3.34 ou 3.35, que vai depender do grau de dispersão do reator, para determinar a constante de reação de um substrato como a DQO ou DBO é necessário adotar os valores de concentrações totais para as concentrações afluente (C_0), e os valores das concentrações solúveis para as concentrações efluente $C(t)$, conforme recomendado por von Sperling & Chernicharo (2005). Visto que boa parte das concentrações de DQO e DBO efluentes estão relacionadas com as concentrações de sólidos que saem do reator, que é representada pela biomassa gerada no reator e que no caso de reatores com biofilme aderido (FBP), está relacionado com o desprendimento natural do biofilme.

Modelos de tanques em série

O modelo de tanques em série (TES), em que cada reator é assumido como de mistura completa (conhecido em inglês como *continuous stirred tank reactor* - CSTR), assim como os modelos de fluxo disperso, se enquadra como um modelo teórico para representar condições hidráulicas intermediárias entre os modelos de mistura completa e fluxo em pistão. No modelo TES, o número de tanques de mesmo volume (N), representa a quantidade de tanques idealmente agitados em série, através dos quais o fluido escoar. Dessa forma, quando o volume total do reator é distribuído em apenas um tanque, o sistema se comporta como mistura

completa. Por outro lado, quando o volume total é distribuído em um número infinito de tanques em série, o sistema reproduz o fluxo em pistão. O número de tanques intermediários simula o fluxo disperso, com o sistema tendendo a um tipo ou outro, dependendo do número de subdivisões adotadas (METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

O modelo matemático de representação teórica do escoamento de tanques em série (N-TES) é considerado de simples aplicação, podendo ser usado com qualquer cinética e pode ser estendido, sem muita dificuldade, para qualquer arranjo de compartimento, com ou sem reciclo, não apresentado assim dificuldades quanto às condições de contorno, como ocorrem para os modelos de dispersão (LEVENSPIEL, 2000).

Para um conjunto de dados discretos, a função de distribuição dos tempos de residência normalizada (E_θ) do modelo clássico de TES para o pulso traçador é obtida pela Equação 3.36, segundo Levenspiel (2000).

$$E_{\theta \text{ N-TES}} = N \frac{(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} \exp(-N\theta) \quad (3.36)$$

A variância normalizada da curva de distribuição dos tempos de residência E_θ da curva do traçador injetado, obtida pelo modelo de TES_{clássico}, pode ser calculada pela Equação 3.37 (LEVENSPIEL, 2000). A partir dessa equação, pode ser determinado o número de células em séries (N) pela relação entre os parâmetros obtidos pela curva real do traçador, variância σ^2 (Equação 3.24) e o tempo de residência médio \bar{t} (Equação 3.23).

$$\sigma_{\theta^2} = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = \frac{1}{N} \quad (3.37)$$

À medida que o número de tanques em série (N-TES) aumenta, a variância diminui. Para um N-TES elevado, a curva de DTR torna-se cada vez mais simétrica e aproxima-se da curva normal (gaussiana), característico de escoamento tubular ou pistonado. As curvas típicas de representação da distribuição dos tempos de residência normalizada (E_θ), em função dos tempos normalizados (t_θ) para o modelo clássico de tanques em série, assim como os valores do número de tanques em série, são apresentados na Figura 3.15.

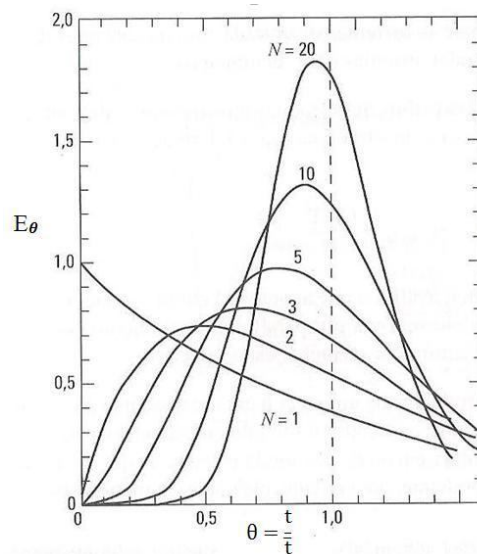


FIGURA 3.15: Curvas de típicas de respostas do traçador para a distribuição dos tempos de residência normalizadas E_θ para o modelo clássico de N-TES (Fonte: Levenspiel, 2000).

A função de distribuição dos tempos de residência para o modelo clássico de TES pode ser obtida por meio de uma função de distribuição gama de tempos de detenção, para os parâmetros, número de tanques em série (N) e o tempo de detenção médio (τ), conforme proposta por Kadlec & Wallace (2008). Na Equação (3.38) desse modelo de TES $g(t)$, a função gama Γ , representa a função de gama de N como o fatorial de N-1.

$$\text{TES } g(t) = \frac{N}{\tau \times \Gamma(N)} \times \frac{(N \times \tau)^{N-1}}{\tau} \exp(-N \times \tau) \quad (3.38)$$

O ajuste do modelo TES $g(t)$, aos dados obtidos pelo ensaio com o traçador, pode ser realizado por meio de processos iterativos para minimizar a função da soma dos erros ao quadrado (SSQE), por meio da ferramenta estatística como o *SOLVER* do *Excel*, para a determinação dos parâmetros N e τ .

A solução analítica para o modelo clássico de TES, usando uma cinética de remoção de primeira ordem, é apresentada na Equação 3.39 (LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Assim, como para o modelo de fluxo disperso, esse modelo fica adequado a qualquer tipo de condições de entrada e saída de reatores (LEVENSPIEL, 2000).

$$C(t) = C_0 \times \frac{1}{(1+K \times \bar{t})^N} = C_0 \times \frac{1}{\left(1 + \frac{K \times \bar{t}}{N}\right)^N} \quad (3.39)$$

Onde K representa a coeficiente e de reação do substrato (d^{-1}); N é o número de tanques em série (adimensional); \bar{t} é o tempo de residência médio (podendo assumir como \bar{t} ou τ); e (N) calculado pelo modelo TES_{clássico} ou TES g(t). Observa-se que as concentrações de entrada (Ct) e saída (C₀)do substrato avaliado (DQO e DBO) devem adotar as mesmas condições assumidas para o modelo de fluxo disperso.

3.4.3. Modelos de representação dos escoamentos em FBPs

O modelo clássico de fluxo em pistão é muitas vezes assumido para representar o escoamento em FBPs, mas as distribuições dos tempos de residência (DTRs), observadas nos FBPs, sempre se desviam significativamente da curva de Gauss, representada pelo modelo de fluxo em pistão. As DTRs apresentam um comportamento assimétrico chamado de caudal, devido à presença da fase de estagnação (SÉGURET *et al.*, 2000).

Neste sentido, um modelo de dispersão axial para a representação dos escoamentos em FBPs, foi proposto por Vasel & Schrobiltgen (1991). Este modelo foi desenvolvido para determinar o comportamento hidrodinâmico de um FBP piloto, com meio de enchimento limpo (sem biofilme) e com meio de enchimento na presença de biofilme, utilizando um pulso traçador com uma solução de cloreto de lítio. O FBP possuía uma altura de 3,48 m, área superficial de 2 m² e meio de enchimento do tipo *filter-pak 1120 M*, com área específica de 95 m²/m³.

A partir do modelo clássico de dispersão axial foram introduzidos no modelo proposto por Vasel & Schrobiltgen (1991) os parâmetros de retenção líquida (β), massa do traçador injetado (n_0), volume do reator (V) e o número de Peclet (Pe) substituindo (D/uL). A solução analítica desse modelo, apresentada pela Equação 3.40, e o ajuste aos dados obtidos pelo ensaio com o traçador, pode ser realizado por meio de processos iterativos para minimizar a função da soma dos erros ao quadrado (SSQE), por meio da ferramenta estatística como o *SOLVER* do Excel, para a determinação dos parâmetros β e Pe.

$$C(t) = \frac{n_0}{\beta V} \times \frac{1}{2} \times \left(\frac{Pe}{\pi \theta}\right)^{1/2} \times \exp\left[\frac{-Pe(1-\theta)^2}{4\theta}\right] \quad (3.40)$$

onde, $C(t)$ é a concentração do traçador, observada no instante t (mg/L); n_0 é a massa de traçador, lançada no ensaio (mg); β é a retenção líquida no reator (adimensional); V é o volume do reator (L); Pe é o número de Peclet, que pode ser representado pela razão $1/d$ (adimensional); θ é o tempo normalizado, obtido pela razão entre o t/TS (adimensional); t é o tempo de cada intervalo observado (min); e TS é o tempo de residência (min).

O tempo de residência (TS) em FBP, proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991), é obtido pela relação entre o parâmetro de retenção líquida no filtro (β) e o tempo de detenção hidráulica teórico (V/Q), conforme apresentado na Equação 3.41. O parâmetro β é obtido pelo ajuste do modelo de escoamento de dispersão axial (Equação 3.40) para os dados da C_{pulso} observados no ensaio de traçagem.

$$TS = \frac{\beta \times V}{Q} \quad (3.41)$$

Observa-se que o parâmetro β (retenção líquida) está relacionado ao filme líquido presente entre as fases, gasosa e sólida (meio de enchimento do filtro), sendo que a fase sólida pode corresponder a duas situações. A primeira, quando o meio de enchimento do FBP encontra-se limpo (sem a presença de biofilme), e a segunda, quando o meio de enchimento encontra-se na presença de biofilme.

Na Figura 3.16, são apresentadas as curvas C_{pulso} e de representação do escoamento pelo modelo de dispersão axial, proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991), observadas no FBP piloto com meio de enchimento limpo (sem biofilme).

Em reatores com biofilme utilizados para o tratamento de águas residuais, o traçador é transportado para dentro do biofilme por difusão e trocado lentamente entre o biofilme e a fase de fluxo contínuo, o que aumenta significativamente a caudal da curva do pulso traçador. Portanto, um modelo baseado no fenômeno de difusão do traçador com o biofilme é necessário para explicar as DTRs observadas em reatores de biofilme de escala plena. Esses modelos são denominados biodifusão.

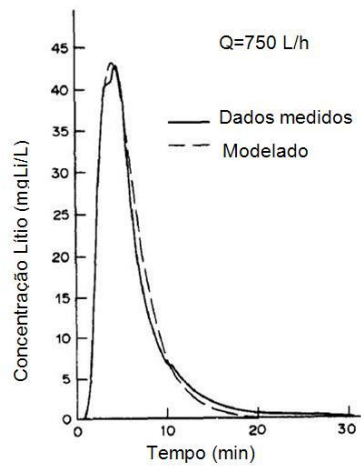


FIGURA 3.16: Curvas C_{pulso} e de representação do escoamentos do modelo dispersão axial em um FBP com meio de enchimento sem biofilme (Fonte: Vassel & Schrobiltgen, 1991).

Nesse sentido, Séguret *et al.* (2000) propuseram um modelo de biodifusão para a representação dos escoamentos em FBPs. Nesse modelo, é assumido que o traçador é transportado por dispersão axial e por difusão para dentro e fora do biofilme. Esse modelo foi utilizado para estudar o comportamento dos DTRs em oito FBPs de escala plena em operação (com a presença de biofilme), com diversos meios de enchimento (pedras britadas; *cross-flow*; anéis randômicos; e outros) e alturas (de 1,95 a 5,9 m).

No modelo de biodifusão, o FBP é formado num tubo vertical, incluindo o meio de enchimento, sendo que o volume do líquido está presente em uma fase imóvel (V_{im}) e outra móvel que representa o filme líquido (V_m). A fração móvel do volume é equacionada como:

$$\beta_m = \frac{V_m}{\varepsilon \times V} \quad (3.42)$$

onde β_m é a fração móvel do líquido (adimensional); V é o volume total do filtro (m^3); e ε é a fração de vazios (adimensional).

O fluxo do filme líquido é postulado como sendo fluxo em pistão com dispersão axial. O traçador é transportado por fluxo convectivo ($C_m u$), onde u é a velocidade do filme líquido e C_m é a concentração do traçador presente no filme líquido móvel. A velocidade do filme líquido (u) é obtida a partir da Equação 3.43.

$$u = \frac{Q}{\varepsilon \times A \times \beta_m} \quad (3.43)$$

onde u é a velocidade do filme líquido (m/h); Q é a vazão aplicada (m³/h); e A é a área superficial do filtro (m²).

O fluxo de dispersão é regido pela lei de Fick, e o coeficiente de dispersão é denotado como D . O processo de troca lenta cria um fluxo adicional no traçador (J_E), na interface, entre o fluxo principal e a fase de imóvel. O balanço de massa do traçador conduz à equação diferencial apresentada a seguir.

$$\frac{\partial C_m}{\partial t} = -u \frac{\partial C_m}{\partial Y} + D \frac{\partial^2 C_m}{\partial Y^2} + a_e \frac{1}{\varepsilon \beta_m} J_E(Y) \quad (3.44)$$

onde a_e é a superfície específica (m²/m³) disponível para trocas por volume do filtro.

Segundo Séguret *et al.* (2000), pode-se considerar u e $\varepsilon \beta_m$ como constantes no tempo. No caso de $\varepsilon \beta_m$, como o tempo de dosagem (distribuição do líquido pelo sistema de alimentação) é muito menor do que o tempo característico de drenagem (Vd/Q), a amplitude das variações de $\varepsilon \beta_m$ é pequena o suficiente para considerá-lo como constante.

Como em ambas as extremidades do FBP, a entrada e saída do traçador são assumidas como fechadas. Portanto, o fluxo torna-se disperso, logo que ele entra no sistema, e quando sai do sistema, sendo assim expressas as seguintes condições de contorno do modelo.

$$\text{Entrada: } uC_{m,0} = uC_m(Y \rightarrow 0^+) - D \left(\frac{\partial C_m}{\partial Y} \right)_{Y \rightarrow 0^+} \quad (3.45)$$

$$\text{Saída: } \left(\frac{\partial C_m}{\partial Y} \right)_{Y=H} = 0 \quad (3.46)$$

Assume-se que o traçador está sujeito à difusão na zona imóvel, o qual define um perfil de concentração $C_{im}(X)$, tal que, $C_{im}(X=0) = C_m(Y)$. Dessa forma, o fluxo de $J_E(Y)$ pode ser expresso conforme apresentado na Equação 3.47, onde D_B é o coeficiente de difusão do traçador para dentro do biofilme.

$$JE = -D_B \left(\frac{\partial c_{im}}{\partial Y} \right)_{x=0} \quad (3.47)$$

Assumindo que para $t = 0$ não há traçador no interior do reator, a solução do sistema conduz à seguinte função de transferência apresentada na Equação 3.48.

$$G(s) = \frac{4\omega \times \exp\left[\frac{Pe}{2(1-\omega)}\right]}{(1+\omega)^2 - (1-\omega)^2 \times \exp(-Pe \times \omega)} \quad (3.48)$$

$$\text{em que, } \omega = \sqrt{1 + 4t_L \frac{s[1+K_{im} \times M(s)]}{Pe}} \quad (3.49)$$

onde, t_L é o tempo de residência do fluxo móvel, calculado como $t_L = H/u$; Pe é o número de Peclet ($Pe = uH/D$); e K_{im} é a razão entre os volumes do líquido nas fases imóvel e móvel ($K_{im} = V_{im}/V_m$).

Os valores da distribuição dos tempos de residência $E(t)$ podem ser obtidos a partir de $G(s)$, utilizando uma transformada inversa de Laplace. $M(s)$ é uma função de transferência que relaciona a quantidade de traçador nas duas frações, conforme apresentado na Equação 3.50.

$$M(s) = \frac{th(\sqrt{St_h})}{\sqrt{St_h}} \quad (3.50)$$

onde t_h é o tempo característico de difusão no biofilme, obtido como $t_h = e^2/D_B$; e e é a espessura do biofilme.

O tempo médio de retenção no FBP pode ser obtido a partir do DTR ou pode ser determinado a partir do volume de líquido retido no interior do filtro (V_1) e da vazão aplicada (Q), conforme proposto por Séguret *et al.* (2000), apresentado na Equação 4.51.

$$\bar{t}' = \frac{V_1}{Q} \quad (3.51)$$

Por outro lado, tendo em conta o tempo de residência médio \bar{t}' , obtido a partir do TDR (Equação 3.48), o volume no qual o traçador foi transportado pode ser calculado a partir da Equação 3.51.

A modelagem em reatores de biofilme através do modelo de tanques em série para reatores de biofilme, denominado em inglês como *continuously stirred biofilm reactor* (CSBR), foi proposta por Wik (2003). O CSBR é aplicado para reatores de biofilme, considerando que o filme líquido é completamente misturado. Isso pode ser compreendido pela combinação de três compartimentos ou fases presentes no reator: um compartimento de fase gasosa; um filme líquido, misturado continuamente; e um compartimento do biofilme. Seu diferente comportamento hidráulico pode ser modelado da mesma forma como os modelos de tanques em série (TES), por meio da combinação de N unidades de CSBR em paralelo ou em série.

O modelo hidráulico ideal de representação dos escoamentos em FBPs e também em alguns biofiltros tende a ser o de fluxo em pistão, ou seja, sem mistura vertical, mas completamente misturado na horizontal (WIK, 2003). Nesse sentido, um balanço de massa ao longo de um segmento dz de um FBP, pode ser representado pela Equação 3.52.

$$v \frac{\partial S_i^b}{\partial t} = q \frac{\partial S_i^b}{\partial t} + a J_{f,i} + a_g J_{g,i} \dots \quad (3.52)$$

$$i = 1, 2, \dots, n$$

onde z é representa a profundidade do filtro, considerando o reator como uniforme; v é o volume específico do líquido no reator; q é a carga hidráulica aplicada; a representa a área superficial específica do biofilme; e a_g é a área superficial específica da interface gás-líquido que são determinadas pelas seguintes equações.

$$v = \frac{V}{A_r \times h} \quad (3.53)$$

$$q = \frac{Q}{A_r} \quad (3.54)$$

$$a = \frac{A}{A_r \times h} \quad (3.55)$$

$$a_g = \frac{A_g}{A_r \times h} \quad (3.56)$$

onde A é a área total de biofilme no filtro (m^2); V é o volume do volume total de água retida no filtro (m^3); A_g é a área total de gás presente na interface líquido-biofilme (m^2); A_r é a área de seção transversal ou superficial do filtro (m^2); e h é o comprimento ou profundidade do filtro (m).

Segundo Wik (2003), o modelo apresentado pela Equação 3.52 corresponde a um número infinito de reatores de CSBR. Portanto, em vez de resolver essa equação diferencial parcial, o modelo de fluxo em pistão pode, por conseguinte, ser aproximado por um grande número de tanques em série. Dessa forma, um FBP pode ser modelado como um reator de CSBR, em que N pode ser visto como um parâmetro de concepção do modelo, ou seja, quanto maior o número de tanques em série (N), mais aproximado será do modelo ideal de escoamento de fluxo em pistão. Na Figura 3.17 é apresentada a estrutura do modelo de CSBR com N tanques para a modelagem de FBPs.

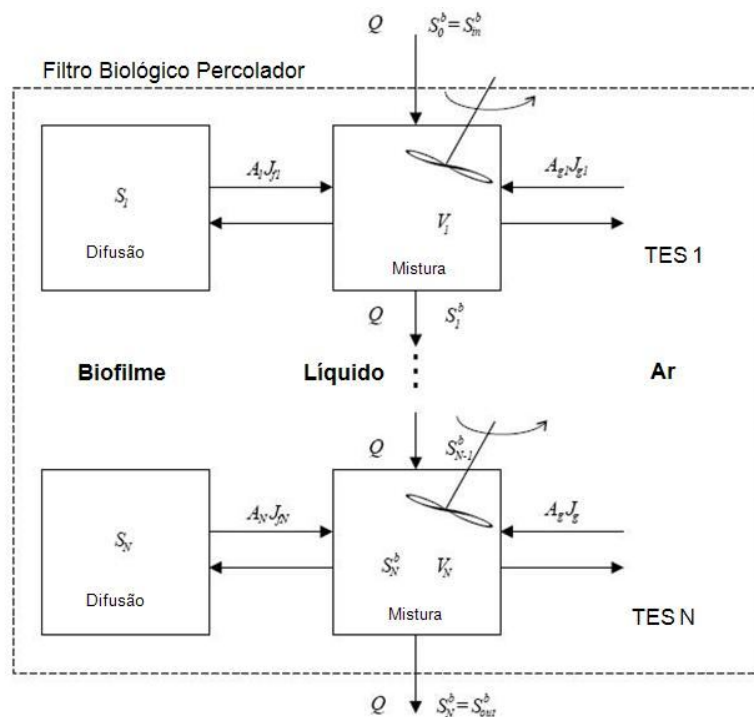


FIGURA 3.17: Estrutura do modelo CSBR com N tanques para FBPs. (Fonte: Wik, 2003).

Em uma comparação entre os ajustes dos modelos de TES e o CSBR, a partir da C_{pulso} do traçador, observada em um ensaio em FBP, Wik (2003) mostrou que o modelo clássico de TES não se ajusta tão bem quanto o modelo de CSBR, principalmente, no início e na cauda da curva do traçador observada. Note-se também que os três tanques em série implicaram um

escoamento que está bem distante de escoamento de fluxo pistão. O valor de $N=10$ obtido pelo modelo CSBR, por outro lado, indica que o escoamento está mais próximo do escoamento de fluxo em pistão. Na Figura 3.18 são apresentadas as curvas de predição do escoamento de melhores ajustes desses modelos e a curva C_{pulso} .

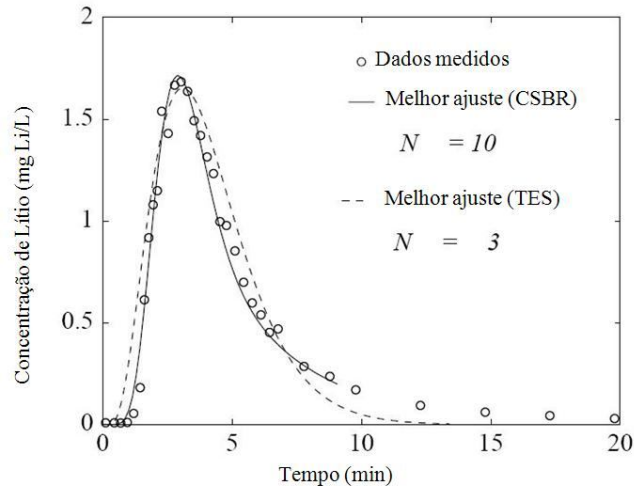


FIGURA 3.18: Curvas C_{pulso} e de representação do escoamento dos modelos de CSBR e TES em um FBP (Fonte: Wik, 2003).

Os tempos de residência em FBPs são determinados geralmente a partir de ensaios com traçadores, conforme apresentado anteriormente. Assumindo-se que a duração da injeção do traçador pode ser ignorada, por exemplo, no caso de técnica de estímulo-resposta com alimentação em pulso, a concentração da substância traçadora no efluente está relacionada à resposta do impulso, de acordo com as condições do reator, podendo assim, ser descrita pela Equação 3.57, conforme proposto por Wik (2003).

$$S_{out}^b(t) = \frac{m_{\delta}}{Q} g(t) \quad (3.57)$$

onde m_{δ} é a massa da traçador injetado no afluente do FBP; e t é o tempo após a adição.

Nesse sentido, Wik (2003) sugeriu que as TDRs em FBPs podem ser obtidas pelo modelo CSBR por processos iterativos para minimizar a soma dos erros ao quadrado. Para o caso de N-TES do modelo CSBR, no estado estacionário, as Equações 3.58 e 3.59 podem ser utilizadas para determinar o tempo de residência médio e a variância da curva C_{pulso} do traçador, respectivamente.

$$T' = \frac{\int_0^{\infty} t S_{out}^b(t) dt}{\int_0^{\infty} S_{out}^b(t) dt} = \frac{V + \varepsilon \times A \times L}{Q} \quad (3.58)$$

$$\sigma^{2'} = \frac{\int_0^{\infty} (t-T)^2 S_{out}^b(t) dt}{\int_0^{\infty} S_{out}^b(t) dt} = \frac{2 \times A \times L^2 \times \varepsilon^2}{3 \times Q \times D} + \frac{T'^2}{N} \quad (3.59)$$

onde, T' é o tempo de residência médio (min); ε é a porosidade do biofilme (m^3/m^3); V é o volume do filme líquido (m^3); L é a espessura do biofilme (m); D é o coeficiente de difusão (m^2/min); Q é a vazão aplicada (m^3/d); N é o número de tanques em série (-); A é a área total de biofilme no filtro (m^2); e $\sigma^{2'}$ é a variância da curva de DTR (min^2).

3.5. Transferência de oxigênio

3.5.1. Fundamentos da transferência de gases

Concentração de saturação

A concentração de saturação de um determinado gás (p.ex. oxigênio), em meio líquido, está associada ao equilíbrio dinâmico entre as moléculas nessas duas fases. Um contínuo intercâmbio de moléculas da fase líquida para a fase gasosa e vice-versa ocorre quando um líquido é exposto a um gás. Assim que a concentração de solubilidade na fase líquida é atingida, ambos os fluxos passam a ser de igual magnitude, de modo a não ocorrer mudança global das concentrações do gás em ambas as fases, determinando assim o equilíbrio dinâmico entre as fases gasosa e líquida (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Nessas condições de equilíbrio, as velocidades de absorção (v_g) e de liberação ou dessorção (v_l) do gás são iguais ($v_g = v_l$) e as concentrações de saturação, nas duas fases, são proporcionais a essas velocidades, como apresentado na Equação 3.60.

$$k_g \times C_g = k_l \times C_s \quad (3.60)$$

Onde k_g é a constante de proporcionalidade na fase gasosa; k_l é a constante de proporcionalidade na fase líquida; C_g é a concentração do gás na fase gasosa (mg/L); e C_s é a concentração do gás na fase líquida (mg/L);

Tomando $k_g/k_l = k_D$, sendo k_D denominado coeficiente de distribuição, pode-se determinar assim a concentração de saturação do gás na fase líquida por meio da Equação 3.61.

$$C_s = k_D \times C_g \quad (3.61)$$

Observa-se que o coeficiente de distribuição (k_D) depende diretamente das naturezas do gás, do líquido e também da temperatura. Na Tabela 3.10 são apresentados os valores de k_D para a difusão (ou de solubilidade) do oxigênio na água limpa. Atente-se que, diante desses valores, quanto maior a temperatura, menor a solubilidade do oxigênio na água.

TABELA 3.10 – Valores do coeficiente de distribuição (k_D) para difusão do oxigênio em água limpa (VON SPERLING, 1996).

Temperatura °C	k_D ($10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$)
0	0,0493
10	0,0398
20	0,0337
30	0,0296

A concentração de saturação de um gás, na água, em razão da temperatura e pressão, pode ser descrita a partir da introdução da Equação 3.61, na equação da lei universal dos gases ($pV=nRT$), corrigindo a pressão para aquela do vapor de água, conforme apresentado na Equação 3.62.

$$C_s = k_D \times d_v \times (P_a - P_v) \times \frac{PM}{R \times T} \quad (3.62)$$

na qual, d_v é a distribuição volumétrica do oxigênio.

TABELA 3.11 – Pressão de vapor da água (P_v) (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Temperatura °C	P_v (Pa)
0	611
10	1230
20	2330
30	4240

De modo a facilitar o cálculo da concentração de saturação de oxigênio dissolvido (OD) na água limpa, diversas fórmulas empíricas são propostas, levando-se em conta fatores como a temperatura, altitude e salinidade (ASCE, 1988; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005; ECKENFELDER JR. *et al.*, 2009; TARICKSKA *et al.*, 2009a). A seguir, são apresentadas as equações para a determinação da C_s de OD, descritas por von Sperling & Chernicharo (2005) que foram utilizadas neste trabalho.

- Temperatura do ar (quanto maior a temperatura, menor será o coeficiente de distribuição e menor será a solubilidade do oxigênio na água), podendo ser calculada pela equação a seguir.

$$C_s = 14,652 - 4,1022 \times 10^{-1} \times T + 7,9910 \times 10^{-3} \times T^2 - 7,7774 \times 10^{-5} \times T^3 \quad (3.63)$$

onde T é a temperatura do ar (°C).

- Altitude (quanto maior a altitude, menor será pressão de dissolução do gás e menor será a solubilidade oxigênio na água), podendo ser calculada pela equação a seguir.

$$f_H = \frac{C'_s}{C_s} = \left(1 - \frac{H}{9450}\right) \quad (3.64)$$

onde f_H é o fator de correção da concentração de saturação de OD pela altitude (adimensional), C'_s é a concentração de saturação na altitude local (mg/L); e H é a altitude local (m).

- Concentração de sais dissolvidos ou salinidade na água (quanto maior a salinidade, menor será a solubilidade do oxigênio na água), podendo ser calculada pela equação a seguir.

$$\gamma = 1 - 9 \times 10^{-6} \times C_{sal} \quad (3.65)$$

em que γ é o fator de na solubilidade do OD (adimensional; igual a 1 para água pura); e C_{sal} é a concentração de sais dissolvidos na água (mgCl/L).

Observa-se que outros fatores também podem influenciar isoladamente ou por efeitos sinérgicos a solubilidade de constituintes gasosos no meio líquido, que não seja água limpa ou pura, dentre eles o pH, compostos químicos orgânicos, sólidos em suspensão, matéria

orgânica dissolvida e surfactantes (METCALF & EDDY, 2003; ARCEIVALA e ASOLEKAR, 2008; ECKENFELDER *et al.*, 2009; TARICKSKA *et al.*, 2009a).

Mecanismos da transferência de gases

O tipo de reação de absorção conduz a transferência de massa do gás oxigênio ao líquido. Nesse sentido, von Sperling & Chernicharo (2005) apontaram que existem dois mecanismos básicos para a transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida: a difusão molecular e a difusão turbulenta.

✓ Difusão molecular

A difusão molecular pode ser descrita como a tendência de qualquer substância se espalhar uniformemente pelo espaço disponível. Para um determinado corpo d'água, de profundidade ilimitada, expondo-se à fase gasosa por uma superfície A, a taxa de transferência de massa (dM/dt), em consequência da difusão de moléculas de gás na fase líquida, é definida pela lei de Fick, representada pela Equação 3.66. A taxa de difusão molecular ou de transferência de um gás dissolvido num líquido é dependente das características do gás e do líquido, da temperatura, do gradiente de concentração e da área da seção transversal pela qual ocorre a difusão.

$$\frac{dM}{dt} = -D \times A \times \frac{\partial c}{\partial x} \quad (3.66)$$

onde, A é a área superficial ou da seção transversal (m^2); D é o coeficiente de difusão molecular (m^2/s); e $\partial c/\partial x$ é o gradiente de concentração ($g/m^3.m$).

Observa-se que para um determinado gás, apenas o gradiente de concentração ($\partial S/\partial z$) determina a taxa de difusão por unidade de área ($g/m^3.m$). O sinal negativo indica que a direção de difusão é oposta ao gradiente de concentração positivo (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Na tabela a seguir, são apresentados os valores do coeficiente de difusão (D) para o oxigênio.

TABELA 3.12–Valores do coeficiente de difusão (D) em água para o oxigênio (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

Temperatura °C	D (10 ⁻⁹ m ² /s)
10	1,39
20	1,80
30	2,42

Uma vez que em sistemas de tratamento de esgotos ocorre elevado grau de turbulência, o coeficiente de difusão seria várias ordens de grandeza maior do que os coeficientes de difusividade molecular.

Os mecanismos das transferências de gases em interfaces gás-líquido podem ser descritos pelas teorias dos dois filmes e da penetração. Para a teoria dos dois filmes, na interface gás-líquido existem dois filmes: gasoso e líquido. O gás é absorvido e transportado por difusão molecular e se transporta (convecção) no filme gasoso e depois no filme líquido. Os filmes são admitidos como estagnados e com espessura fixa (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005; ECKENFELDER *et al.*, 2009). Nesse sentido, a Equação 3.66 pode ser reescrita em termos de uma película de líquido e de gás, conforme proposto em Eckenfelder *et al.* (2009), como

$$N = K_L \times A \times (C_S - C_L) = K_g \times A \times (P_g - P) \quad (3.67)$$

onde N é a massa de oxigênio transferida por unidade de área; A é a área superficial; C_S é a concentração de saturação de oxigênio; C_L é a concentração de oxigênio no líquido; D_L é o coeficiente de difusão por filme líquido, (definido após Eq. 3.66); D_g é o coeficiente de difusão por película de gás, (definido depois Eq. 3.67); K_L é o coeficiente do filme líquido, (definido como D_L/Y_L); K_g é o coeficiente do filme gasoso, (definido como D_g/Y_g); P_g = concentração de gás fora filme gasoso; P é a concentração interfacial gasoso; Y_L é a espessura de película líquida; e Y_g é a espessura de película de gás.

Por outro lado, a teoria da penetração não assume filmes líquidos estagnados, mas elementos de fluidos que são momentaneamente expostos à face gasosa na interface do líquido. Durante este tempo de exposição, o gás difunde-se no elemento fluido, penetrando no líquido. Von Sperling & Chernicharo (2005) comentaram que, diferentemente da teoria dos dois filmes, o

processo de penetração é descrito por uma difusão não estacionária e o tempo de exposição é considerado muito curto (menor que 0,1 segundo) para prevalecerem as condições estacionárias de difusão. O equacionamento da taxa de transferência de gases, a partir dessa teoria, é apresentado a seguir.

$$\frac{dM}{dt} = A \times (C_S - C_0) \sqrt{\frac{D}{\pi \times t}} \quad (3.68)$$

onde A é a área interfacial de exposição (m²); t é o tempo de exposição (s); C₀ concentração inicial do gás na massa líquida; C_S é a concentração de saturação do gás na massa líquida (g/m³).

No tratamento biológico de águas residuárias, a elevada demanda de oxigênio não pode ser suprida simplesmente pela difusão molecular, devido ao fato de que a transferência de oxigênio, por este mecanismo, é extremamente lenta, conforme observaram von Sperling & Chernicharo (2005).

✓ Difusão turbulenta (mistura)

No caso de sistemas de tratamento de esgotos com aeração artificial, o mecanismo de transferência de gases mais importante ocorre por meio da criação e da renovação de interfaces, que é a difusão turbulenta. No caso de aeração mecanizada, o fluxo turbulento consiste em movimento secundário complexo, que se superpõe ao movimento primário de translação da massa líquida. A turbulência é caracterizada por oscilações e turbilhonamentos, que transportam partículas de fluido de uma camada a outra, com velocidades variáveis. Observa-se que o movimento turbilhonante é errático quanto à direção, à magnitude e ao tempo, e seu equacionamento só pode ser definido probabilisticamente (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005; TARICKSKA *et al.*, 2009b).

3.5.2. Cinética da aeração

Com o intuito de simplificar o equacionamento da transferência de gases apresentada anteriormente, a estrutura básica da formulação da transferência de gases é mantida com

adaptações mais práticas, e o coeficiente de transferência passa a agregar outras constantes que serão apresentados neste item.

Em condições estacionárias, o coeficiente de difusão (D) e o tempo de exposição (t) são admitidos como constantes, o que resulta também num coeficiente de transferência de gases (K_L) constante. São assumidas também como constantes a área superficial (A) e a área específica a (área/volume). Nesse sentido, pode-se definir uma constante $K_{La} O_2$, denominada como coeficiente global de transferência de oxigênio, que é representada pela equação a seguir (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

$$K_{La} O_2 = 2 \times \sqrt{\frac{D}{\pi \times t}} \times \frac{A}{V} \quad (3.69)$$

Com base na teoria dos dois filmes, no caso de gases moderadamente solúveis, tais como o oxigênio, a resistência entre as interfaces ocorre principalmente no filme líquido, sendo o filme gasoso desconsiderado (STENSTROM *et al.*, 2006). Dessa forma, a transferência de massa de oxigênio pode ser expressa por um arranjo na equação 3.68, como é apresentado a seguir.

$$\frac{dC}{dt} = K_{La} \times (C_S - C) \quad (3.70)$$

onde dC/dt é a taxa de transferência de oxigênio ($g/m^3.s$ ou $g/m^3.min$); K_{La} é o coeficiente global ou somente coeficiente de transferência de oxigênio (s^{-1} ou min^{-1}); C é a concentração de oxigênio no líquido em um tempo qualquer (g/m^3); e C_S é a concentração de saturação de oxigênio no líquido (g/m^3).

Observa-se que quanto maior o déficit de oxigênio, em relação à concentração de saturação, ou quanto menor a concentração de oxigênio dissolvido no meio líquido, maior será a taxa de transferência de oxigênio.

A integração da Equação 3.70 nos limites $t = 0$ a $t = t$ e $C = 0$ a $C = C$ (ASCE, 1991), conduz a

$$\frac{C_S - C}{C_S - C_0} = \text{Exp}^{-K_{La} \times (t - t_0)} \quad (3.71)$$

Caso não haja consumo de oxigênio no meio líquido em aeração (p.ex. água limpa), a concentração de $C(t)$ aumenta, segundo uma taxa exponencial decrescente, observada previamente pelo sinal negativo no expoente do exponencial (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Nesse sentido, a concentração de oxigênio dissolvido tende até o valor do estado estacionário, ou seja, a concentração de saturação. O rearranjo da Equação 3.71, considerando esta trajetória do oxigênio dissolvido ao longo tempo, pode ser representado pela Equação 3.72 e na Figura 3.19 que expressa uma cinética de primeira ordem.

$$C = C_S - (C_S - C_0) \times \text{Exp}^{-K_L a \times (t - t_0)} \quad (3.72)$$

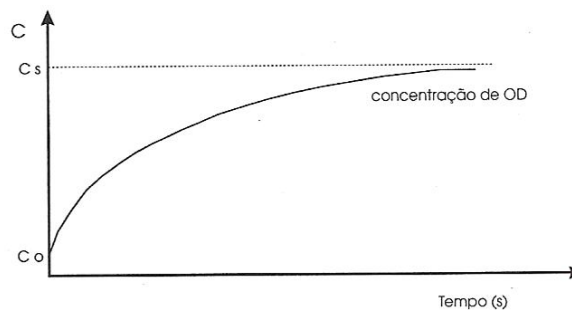


FIGURA 3.19: Progressão da temporal de concentração de OD em água limpa (Fonte: von Sperling & Chernicharo, 2005)

Caso haja consumo de oxigênio no meio líquido, durante a aeração, fato que ocorre em reatores biológicos de tratamento de esgotos com biomassa suspensa (p.ex. tanques de aeração e lagoas aeradas) e também aderida (p.ex. FBP), o maior valor que pode ser atingido pela concentração de oxigênio é inferior à concentração de saturação.

O consumo de oxigênio ou taxa de respiração exercida pela biomassa, na presença de águas residuárias, contendo matéria orgânica e outros substratos, designado por r_M ($\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{s}$), é composto pela taxa de oxidação do substrato, que corresponde ao consumo de oxigênio para degradação dos substratos, e à taxa de respiração das células bacterianas (biomassa), entendida como respiração endógena. A equação que representa a taxa de respiração exercida pela biomassa é apresentada a seguir.

$$r_M = r_S + r_A \quad (3.73)$$

em que, r_M é a taxa de respiração total (mg O₂/L.h); r_S é a taxa de oxidação do substrato ou respiração exógena (mg O₂/L.h); e r_A é a taxa de respiração endógena (mg O₂/L.h).

A taxa de respiração geralmente é determinada em laboratório mediante ensaios de respirometria e biomassa amostrada no reator biológico. Em lodos ativadas r_M , apresentam valores típicos de 2 a 7 g/d, por grama de SSV do tanque de aeração. Nesse sentido, a Equação 3.70 é rearranjada da seguinte forma (METCALF & EDDY, 2003).

$$\frac{dC}{dt} = K_L a \times (C_S - C) - r_M \quad (3.74)$$

Assim, o valor máximo a ser atingido por C como C_∞ e a trajetória de OD num reator com consumo de OD podem ser representados pela Equação 3.75 e pela Figura 3.20 a seguir.

$$C = C_\infty - (C_\infty - C_0) \times \text{Exp}^{-K_L a \times (t-t_0)} \quad (3.75)$$

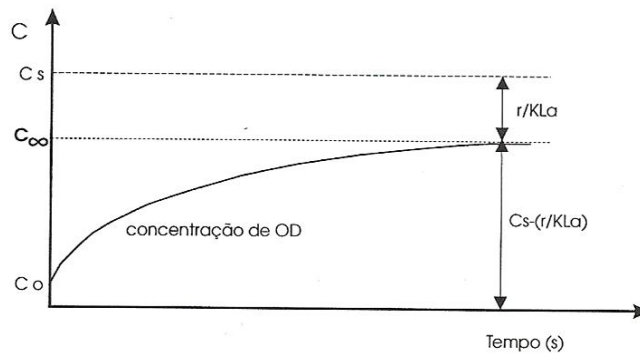


FIGURA 3.20: Progressão temporal de concentração de OD em reatores biológicos com esgotos e a presença de biomassa (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005).

No estado estacionário de um reator biológico, operando em boas condições, a taxa de consumo de OD pelos microrganismos deverá ser igual à taxa de produção pelo sistema de aeração. Dessa forma, tem-se que

$$K_L a \times (C_S - C) = r_M \quad (3.76)$$

ou ainda,

$$C = C_S - \frac{r_M}{K_L a} \quad (3.77)$$

Observa-se que a determinação do coeficiente de transferência de oxigênio ($K_L a$) é realizada inicialmente por análise de regressão não linear nas curvas experimental, obtidas pelas Equações 3.72 ou 3.75, conforme metodologia proposta em ASCE (1991). Diante dos dados obtidos experimentalmente – C_0 , C_∞ e C_S – as Equações 3.72 ou 3.75 são ajustadas por meio de processos iterativos para minimizar a função das somas dos erros ao quadrado (SSQE) e, por meio do $K_L a$ (STENSTROM *et al.*, 2006). O processo iterativo para minimizar a SSQE das Equações 3.72 ou 3.75 e determinar o $K_L a$, que possibilita sua maior correlação, maior coeficiente de determinação, pode ser realizado por meio da ferramenta SOLVER do *Excel*. Posteriormente, o coeficiente $K_L a$ é corrigido em razão dos fatores de influência apresentados a seguir.

Um método bastante utilizado para determinar experimentalmente o $k_L a$ e, assim, avaliar a taxa de transferência de oxigênio em reatores biológicos para tratamento de águas residuárias (p.ex. lodos ativados), é o do sulfito de sódio, apresentado em ASCE (1991). Nesse método, adiciona-se uma quantidade de sulfito de sódio suficiente para consumir todo o OD presente em água limpa, inserida no reator ou tanque. Em seguida, inicia-se a aeração do líquido, fornecendo oxigênio por um sistema de aeração artificial (forçada). A variação da concentração de oxigênio dissolvido no líquido ao longo do tempo é monitorada por meio de sensores de OD e temperatura. Após algum tempo de aeração, a concentração de OD retorna ao valor inicial, próximo à saturação. Os dados obtidos na recuperação do oxigênio permitem traçar uma curva de variação de concentração de OD x tempo. Diante desses dados, obtidos pela curva $C \times t$, em função da vazão de ar fornecida e demais condições de operação (temperatura e pressão), resolve-se as Equações 3.72 e 3.75, por processos iterativos à determinação do $k_L a$ e, posteriormente, à capacidade de transferência de oxigênio do sistema.

O método com o sulfito de sódio apresenta como desvantagem o fato de utilizar grande quantidade de sulfito, o que vai gerar, conseqüentemente, grande quantidade de sulfato, conforme apontado por Alves *et al.* (1997). O sulfato presente altera o comportamento físico-

químico na formação das bolhas de ar, em sistemas de aeração por ar difuso, interferindo na tensão superficial e na capacidade de transferência. Sendo assim, cada repetição do experimento deve ser feita com a substituição da água presente por água limpa, inviabilizando o uso extensivo desse método em sistemas de escala real, quando se empregam grandes volumes de água.

Num segundo método, é empregado um traçador gasoso para remover o OD no líquido, pelo mecanismo de dessorção (BOUMANSOUR *et al.*, 1995; HEBRARD *et al.*, 2000; STENSTROM *et al.*, 2006; SILVA *et al.*, 2009; PINHEIRO *et al.*, 2012). A técnica com os traçadores gasosos, inicialmente, utilizava gases radioativos, por exemplo, o criptônio (isótopo – 85). A quantidade de radiação sempre foi considerada o grande inconveniente para execução dessa técnica, principalmente ao utilizá-la em sistemas abertos que possibilitassem o contato com pessoas e o meio ambiente. A substituição dos gases radioativos reduziu a insalubridade e propiciou a expansão do uso da técnica, conforme comentaram Pinheiro *et al.* (2012). Os gases radioativos foram substituídos por nitrogênio gasoso e hidrocarbonetos leves, dentre eles o etileno e o propano.

Ao submeter determinado volume de água à corrente do gás traçador, o OD no líquido difunde-se para dentro das bolhas do gás traçador, sendo arrastado com estas. Assim, o OD é removido sem reações químicas e sem deixar resíduos iônicos na água. Quando os sensores acoplados ao sistema indicam que todo o oxigênio foi removido, interrompe-se a alimentação do gás e inicia-se o processo de aeração. A curva de variação de concentração de OD x t, que se segue, é utilizada para calcular a eficiência do sistema de aeração, da mesma forma que no método do sulfito de sódio. A desvantagem dessa técnica, em larga escala, é devida ao grande volume de gás requerido, proporcionado pelas baixas eficiências de transferências do gás traçador no líquido, como no caso dos hidrocarbonetos leves da ordem de 5 a 20% do volume injetado (PINHEIRO *et al.*, 2012), que a torna muito mais cara do que a técnica do sulfito de sódio.

Fatores de maior influência na taxa de transferência de oxigênio

Os fatores de maior influência na taxa de transferência de oxigênio (dC/dt), em condições de campo ou de operação dos reatores biológicos, descritos na literatura são:

✓ Temperatura

A elevação da temperatura causa uma redução da concentração de saturação que, por sua vez, implica redução da taxa de transferência de oxigênio (dC/dt). Por outro lado, a elevação da temperatura causa também aumento no coeficiente K_{La} , o que implica aumento da taxa de transferência (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). A influência pode ser expressa pela Equação 3.78.

$$K_{La(T)} = K_{La(20^{\circ}C)} \times \theta^{(T-20)} \quad (3.78)$$

onde $K_{La(T)}$ é coeficiente de transferência de oxigênio, numa temperatura qualquer (s^{-1}); $K_{La(20)}$ é coeficiente de transferência de oxigênio na temperatura do líquido a 20 °C (s^{-1}); T é a temperatura do líquido durante o ensaio (°C); e θ é o coeficiente de temperatura.

Valores típicos de θ variam de 1,015 a 1,040. O valor de 1,024 é usualmente adotado tanto para aeração por ar difuso quanto para aeração mecanizada (METCALF & EDDY, 2003). O coeficiente θ é mais elevado em sistemas de ar difuso que apresentam baixa turbulência do que para sistemas de aeração superficial com elevada turbulência, segundo Eckenfelder *et al.* (2009).

✓ Concentração de oxigênio dissolvido

Para as condições estacionárias, quanto maior a concentração de OD (C), mantida no reator biológico, menor será a relação $C_s - C$, ou seja, menor será a taxa de transferência de oxigênio. Em sistema de lodo ativados, a concentração de OD mantida no tanque de aeração, situa-se na faixa de 1,0 a 2,0 mg/L (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). A correção da influência da concentração de OD pode ser obtida a partir da Equação 3.79.

$$fator\ de\ correção\ OD = \frac{C_{Sw} - C_L}{C_S(20^{\circ}C)} \quad (3.79)$$

onde, C_{Sw} é a concentração de saturação de OD no líquido no reator (mg/L); C_L é a concentração de OD mantida no reator (mg/L); e $C_S(20^{\circ}C)$ é a concentração de saturação de OD na água limpa a 20°C (mg/L).

✓ Características das águas residuárias

A presença de sais totais dissolvidos (STD), sólidos em suspensão (matéria particulada) e agentes tensoativos altera a solubilidade e a C_S de oxigênio do líquido no reator e na relação A/V (METCALF & EDDY, 2003; ECKENFELDER *et al.*, 2009; TARICSKA *et al.*, 2009b) Essa influência pode ser quantificada pela equação a seguir.

$$\beta_{CAR} = \frac{C_{SW}(\text{esgoto})}{C_S(\text{água limpa})} \quad (3.80)$$

onde C_{SW} é a concentração de saturação de OD do esgoto (mg/L); e C_S é a concentração de saturação de OD na água limpa (mg/L).

Os valores de β_{CAR} variam geralmente de 0,7 a 0,98, sendo usualmente utilizado o valor de 0,95 para esgotos (METCALF & EDDY, 2003).

As moléculas dos agentes tensoativos irão orientar-se na superfície interfacial e criar uma barreira à difusão do oxigênio, conforme explicaram Eckenfelder *et al.* (2009). A concentração em excesso, na superfície, está relacionada à alteração na tensão superficial, tal como definido pela equação de *Gibbs*, de modo que pequenas concentrações de agentes tensoativos reduzem o coeficiente de transferência, enquanto grandes concentrações não irão exercer efeito adicional.

O efeito absoluto de agentes tensoativos no coeficiente de transferência, também vai depender da natureza da superfície de aeração. Um menor efeito pode ser exercido numa superfície do líquido altamente turbulento, uma vez que o pequeno tempo de duração de qualquer interface restringirá a formação de uma película adsorvida. Por outro lado, um maior efeito seria exercido na superfície de uma bolha, devido à duração relativamente longa da bolha, à medida que sobe por um tanque de aeração. Uma diminuição da tensão superficial diminui o tamanho das bolhas geradas a partir de um sistema de ar difuso. Este, por sua vez, irá aumentar a A/V.

✓ Grau de mistura e geometria do reator

O aumento do grau de mistura, ou seja, quanto maior a turbulência no líquido, maior será também o coeficiente de transferência global de oxigênio (METCALF & EDDY, 2003; ECKENFELDER, 2009; TARICSKA *et al.*, 2009b).

Em níveis elevados de turbulência, a transferência de oxigênio é dependente da renovação de superfície de contato e não é significativamente afetada pela difusão molecular, devido às resistências interfaciais. Sob essas condições, o coeficiente de correção do grau de mistura (α) pode ser maior do que 1,0, devido ao aumento da razão A/V (área/volume). Sob condições de baixa turbulência, a resistência de transferência de massa de oxigênio é reduzida, mas a renovação da superfície ainda não ocorre. Na presença de agentes surfactantes, a resistência interfacial causa uma redução significativa na taxa de transferência de oxigênio (ECKENFELDER *et al.*, 2009).

Tendo em vista os efeitos anteriormente mencionados, o tipo de aeração exerce efeito profundo sobre α . Os valores de α são geralmente inferiores em sistemas de difusor de bolha fina do que em sistemas de aeração de bolhas grossas e de superfície. Eckenfelder *et al.* (2009) comentaram ainda que, em sistemas hidráulicos de fluxo em pistão, o valor de α tende a aumentar ao longo do reator, devido à remoção das substâncias que influenciam a transferência de oxigênio.

A fim de comparar a taxa de transferência de oxigênio exercida, em água limpa e em águas residuárias (esgotos) em sistema de aeração, o coeficiente α tem sido definido como a razão K_{La} (esgoto)/ K_{La} (água limpa). O coeficiente α pode aumentar ou diminuir ao longo do tempo, uma vez que as substâncias que afetam a taxa de transferência podem ser removidas no tratamento das águas residuárias. Dessa forma, o fator de correção para estas influências é expresso pela Equação 3.81.

$$\alpha = \frac{K_{La}(\text{esgoto})}{K_{La}(\text{água limpa})} \quad (3.81)$$

Segundo Metcalf & Eddy (2003), os valores de α variam de 0,3 a 1,2. No caso de sistemas de aeração forçada, os valores típicos para sistemas com aeração por ar difuso são de 0,4 a 0,8 e para sistemas com aeração mecânica são de 0,6 a 1,2.

3.5.3. Taxa e eficiência de transferência de oxigênio

Em razão das interações simultâneas dos diversos fatores de influência apresentados anteriormente, a taxa de transferência de oxigênio deverá variar de local para local, para um mesmo equipamento de aeração (p.ex. mecânico) ou ainda para uma mesma tipologia de tratamento (p.ex. lodos ativados ou FBP). Dessa forma, torna-se importante expressar a taxa

de transferência de oxigênio em condições padronizadas, para permitir uma uniformização na apresentação dos resultados obtidos nos testes de aeração (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005). Nesse sentido, a taxa de transferência de oxigênio pode ser expressa nas condições padrão e nas condições de campo.

- ✓ Taxa de transferência de oxigênio ou capacidade de oxigenação ($TTO_{padrão}$) nas condições padrão:
 - teste de transferência de oxigênio (aeração) é realizado com água limpa;
 - temperatura do líquido (água limpa) a 20 °C;
 - altitude a zero metro em relação ao nível do mar;
 - sistema de aeração instalado num tanque de teste.

- ✓ Taxa de transferência de oxigênio ou capacidade de oxigenação (TTO_{campo}) nas condições de operação (campo):
 - o teste de aeração pode ser realizado tanto com águas residuárias (esgotos) quanto com água limpa (ASCE, 1991);
 - temperatura do líquido (esgoto ou água limpa) em condições ambiente (real);
 - altitude local da planta de tratamento;
 - sistema de aeração instalado no reator real da planta de tratamento.

A Equação 3.82, apresentada em von Sperling & Chernicharo (2005), agrega os coeficientes dos fatores de influência para que seja possível a conversão de uma forma para a outra, obtidas em teste de aeração ou de transferência de oxigênio, considerando, assim, uma forma empírica para determinar a taxa de transferência de oxigênio.

$$TTO_{padrão} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{\beta \times f_H \times C_S - C_L}{C_S(20^\circ C)} \times \alpha \times \theta^{T-20}} \quad (3.82)$$

onde $TTO_{padrão}$ é a taxa de transferência de oxigênio padrão (kgO₂/h); TTO_{campo} é a taxa de transferência de oxigênio no campo (kgO₂/h); C_S é a concentração de saturação de OD na água limpa (g/m³); C_L é a concentração média de OD na água limpa no reator (g/m³); $C_S(20^\circ C)$ é a concentração de saturação de OD na água limpa nas condições padrão (g/m³); β é o fator de correção de influência das características do esgoto (Equação 3.80); f_H é o fator de correção de C_S para a altitude local (Equação 3.79); α é o fator de correção de influência do

grau de mistura e da geometria do reator (Equação 3.81); θ é o coeficiente de temperatura (Equação 3.78); e T é a temperatura do líquido (°C).

A interrelação entre a $TTO_{padrão}$ e o K_{La} (determinado no teste de aeração para a condição padrão, por meio das Equações 3.72 ou 3.75), pode ser obtida pelo rearranjo da Equação 3.82, considerando $C = 0$ (nas condições padrão), e apresentado na equação a seguir.

$$TTO_{padrão} = \frac{k_{La}(20^{\circ}C) \times C_S(20^{\circ}C) \times V}{1000} \quad (3.83)$$

em que $TTO_{padrão}$ é a taxa de transferência de oxigênio no campo (kgO₂/h ou kgO₂/s); k_{La} (20°C) é o coeficiente de transferência de oxigênio nas condições padrão (h⁻¹ ou s⁻¹); C_S (20°C) é a concentração de saturação de OD na água limpa nas condições padrão (g/m³); e V é o volume útil do reator (m³).

Devido aos fatores de influência, von Sperling & Chernicharo (2005) comentam que, a TTO_{campo} é inferior à $TTO_{padrão}$. Dessa forma, nos projetos de reatores com aeração artificial usualmente se estima a TTO_{campo} necessária em função dos requisitos de oxigênio (RO) e, posteriormente, se calcula a $TTO_{padrão}$, utilizando-se a Equação 3.83.

A eficiência de oxigenação (EO) retrata a taxa de transferência de oxigênio (KgO₂/h) por unidade de potência consumida (kW), sendo representada pela Equação 3.84.

$$EO = \frac{TTO_{padrão}}{P} \quad (3.84)$$

onde, EO é a eficiência de oxigenação (kgO₂/kWh); $TTO_{padrão}$ é a taxa de transferência de oxigênio no campo (kgO₂/h); e P é a potência consumida (kW).

Observa-se que na equação a potência consumida está relacionada à voltagem e à amperagem de motores utilizados em sistemas de aeração artificial. As equações adotadas para a determinação da potência requerida são apresentadas na literatura (ASCE, 1988; METCALF & EDDY, 2003; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005; TARICSKA *et al.*, 2009a); TARICSKA *et al.*, 2009b).

3.5.4. Mecanismos de transferência de gases em meios porosos

O meio poroso, como no caso dos FBPs, é constituído pelas fases líquida (esgoto), sólida (material de enchimento e o biofilme) e a gasosa (oxigênio e outros gases). Segundo Hillel (2004), os gases presentes em um meio poroso podem se mover na própria fase gasosa (nos poros que estão sem a presença de água e desde que estejam interligados e abertos para a atmosfera) ou se dissolverem na fase aquosa. A taxa de transferência dos gases na fase gasosa é geralmente muito maior do que na fase aquosa, daí a aeração do meio poroso depender fortemente da fração de volume de ar presente nos poros.

A relação do volume das três fases constituintes (sólido-líquido-gás) está em permanente mudança em razão da molhagem e secagem, inchaço e diminuição, compactação, agregação e dispersão de outros materiais, como o biofilme. Nos fluidos água e ar, quando estes ocupam conjuntamente o espaço poroso, as frações de seus volumes são tão relacionadas que o aumento de um geralmente leva a uma diminuição do outro. Uma vez que a fração de volume de ar é altamente dependente da quantidade de água no meio, ela só pode ser usada como um índice de aeração do meio poroso, em conjunto com algum valor específico e reprodutível de molhabilidade (HILLEL, 2004). A figura a seguir apresenta a relação entre as frações volumétricas das fases (gasosa e líquida) e o volume total dos poros em relação à densidade de um meio poroso a diferentes valores de umidade do meio.

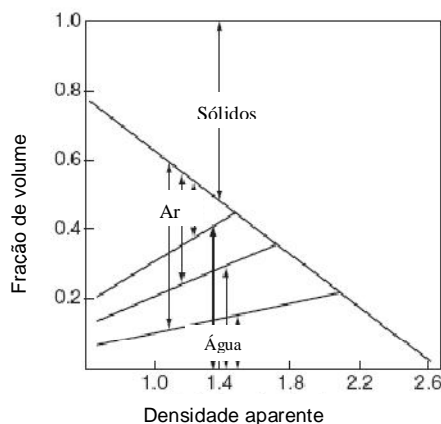


FIGURA 3.21: Frações volumétricas do ar, da água e volume total de poros em relação com a densidade do meio poroso para diferentes valores de umidade. (Fonte: Hillel, 2004).

Em um meio poroso, com a presença de microrganismos e bem aerado, a composição do ar interno é próxima da atmosfera externa, devido à rápida substituição do oxigênio, quando consumido, e a ventilação do dióxido de carbono gerado, conforme observado por Hillel (2004). Dependendo de fatores, como época do ano, temperatura, umidade, a profundidade do meio, presença de atividade microbiana, pH, e, sobretudo, a taxa de troca de gases, entre o meio e a atmosfera, o ar, no interior do meio, pode variar com relação à composição do ambiente externo.

A maior diferença entre ambientes interno e externo está na concentração de dióxido de carbono (CO_2); o principal produto da respiração aeróbia realizada por microrganismos presentes. A concentração de CO_2 na atmosfera é de 0,036% (aproximadamente 360 ppm, em termos de volume parcial). No caso de um meio poroso, como nos solos, as concentrações de CO_2 podem atingir níveis 10 vezes maior, devido ao CO_2 ser produzido no solo pela oxidação do carbono (orgânico). Acredita-se que em meios porosos, como os FBPs, esta concentração pode ser ainda maior devido a elevada taxa de oxidação da matéria orgânica presentes nos esgotos.

O aumento na concentração de CO_2 é geralmente associado à diminuição na concentração do oxigênio elementar (O_2), embora não necessariamente a uma mesma proporção, uma vez que fontes adicionais de oxigênio dissolvido podem existir. Uma vez que a concentração de O_2 no ar é normalmente acima dos 20%, parece que mesmo um aumento na concentração de cem vezes de CO_2 , por exemplo, de 0,036% para 3,6%, pode diminuir a concentração de O_2 apenas em 17%. Em casos mais extremos de restrição de aeração, a concentração de O_2 pode cair próxima a zero. E quando prolongadas as condições de ausência de oxigênio, pode resultar no desenvolvimento de um ambiente químico caracterizado por reações de redução, como a desnitrificação (HILLEL, 2004).

Em meios porosos em que predominam microrganismos aeróbios, o oxigênio consumido deve ser substituído, e o dióxido de carbono produzido deve ser expelido para fora na mesma taxa. A manutenção da respiração do meio poroso exige a constante troca de ar do meio com a atmosfera externa. O caminho pelo qual essa troca ocorre é pelos poros que formam um sistema contínuo ligando as zonas de entrada e o interior do meio poroso (HILLEL, 2004).

A transferência gasosa no meio poroso pode ocorrer por diversos mecanismos (BALL & SMITH, 1991). Os fenômenos que interferem nos mecanismos de transferência de ar da

atmosfera para o interior do meio poroso são: mudanças de temperatura e pressão atmosférica do ar no meio poroso causando a sua expansão ou contração; afluentes líquidos, como as águas de chuva que podem acrescentar oxigênio na forma dissolvida, e os esgotos que podem consumir o oxigênio; a ventilação do meio que pode inserir ou retirar o ar. Wik (2003) acrescentou ainda que o fluxo global de transferência de uma substância gasosa depende da área de contato entre o volume e a fase gasosa, da solubilidade e a concentração em massa da mistura na fase gasosa. Em todos estes fenômenos, ocorrem dois mecanismos principais de transporte de gases para dentro do meio poroso, que são a convecção e a difusão.

No caso da convecção, também chamado de fluxo de massa, o movimento consiste em um gradiente de pressão do gás faça com que todo o fluxo da massa de ar passe de uma zona de alta pressão para uma de baixa pressão. No caso da difusão, por outro lado, a força motriz é um gradiente de pressão parcial (ou concentração), de qualquer membro componente da variável mistura de gases (ar), fazendo com que as moléculas distribuídas de forma desigual, migrem de uma zona de maior concentração para uma de menor concentração, mesmo quando o gás possa permanecer em condições isobárica e estacionária (BALL & SMITH, 1991; DULLIEN, 1992; HILLEL, 2004).

As diferenças de pressão, entre o ar do meio poroso e da atmosfera exterior, induzindo o fluxo de convecção de dentro ou para fora, podem ser causadas principalmente em razão das mudanças da pressão barométrica, gradientes de temperatura e rajadas de vento. Outro fenômeno que afeta a pressão do ar no meio poroso é a penetração da água durante a infiltração, provocando o deslocamento do ar. Na maioria das vezes, o mecanismo de difusão, ao contrário da convecção, parece ser o mecanismo mais importante de aeração do meio poroso. Sob certas condições, no entanto, a convecção pode contribuir significativamente para a aeração do meio poroso, sobretudo em profundidades rasas e em meios com grandes poros (HILLEL, 2004).

O fluxo convectivo de ar no meio poroso é semelhante, em alguns aspectos, ao fluxo de água. A semelhança está no fato de que o fluxo de ambos os fluidos normalmente é impulsionado e proporcional ao gradiente de pressão. Em um sistema trifásico, portanto, o ar tende a ocupar os poros maiores. Os dois fluidos – água e ar – coexistem no meio, ocupando diferentes partes do espaço poroso com diferentes configurações geométricas. Por essa razão, as condições do meio poroso para os dois fluidos proporcionam diferentes funções de

condutividade e permeabilidade, relacionado com as efetivas diferenças de diâmetros, tortuosidades e intercomunicação entre os poros ocupados por cada fluido. Segundo Hillel (2004), apesar das diferenças entre o fluxo de água e fluxo de ar, o fluxo convectivo de ar no meio poroso apresenta-se como uma equação análoga à Lei de *Darcy* para o fluxo de água.

O transporte por difusão de gases, como o O₂ e CO₂ em um meio poroso, ocorre tanto na fase gasosa quanto na fase líquida. A difusão pelos poros mantém a troca de gases entre a atmosfera e o meio poroso, enquanto que a difusão na água por pequenas espessuras de filmes mantém o suprimento de oxigênio e a eliminação de CO₂ para os microrganismos (biofilme) presentes no meio poroso. Para as duas fases, o processo de difusão pode ser descrito pela lei de *Fick* (Equação 3.85).

$$J_g = -D \frac{dc}{dx} \quad (3.85)$$

onde J_g é o fluxo difusivo de um gás (massa difundindo-se por unidade de área, por unidade tempo); D é o coeficiente de difusão (em geral com as dimensões da área por hora); c é a concentração (massa de difundir substância por volume); x é a distância; e dc/dx é o gradiente de concentração no espaço.

Se a pressão parcial p é utilizada em vez de concentração do componente de difusão, tem-se a seguinte equação para descrever o fluxo difusivo de um gás em meio poroso, conforme apresentado em Hillel (2004).

$$J_g = -\frac{D \times dp}{\beta \times dx} \quad (3.86)$$

onde, β é a razão entre a pressão parcial para a concentração.

Considerando-se a fase de difusão entre os gases, pode-se constatar que o coeficiente difusão do meio poroso (D_s) é bem menor que a do ar seco (D_0), por causa da fração limitada do volume total ocupado pelo ar nos poros e, também, devido à natureza da tortuosidade dos poros. Dessa forma, pode-se esperar que D_s passa a ser uma função da porosidade de aeração (f_a).

Para o desenvolvimento do mecanismo de difusão, o princípio da continuidade afirma que a taxa de variação da concentração de um gás a difundir é igual à taxa de variação do fluxo difusivo com a distância. Tal que assume que a substância é conservada ao longo da difusão (isto é, não é criada nem destruída dentro do meio poroso). A difusão de gases como O₂ e CO₂ por um meio poroso, ocorre pela renovação do O₂ pela aeração, e a geração de CO₂, pela atividade biológica aeróbia presente. Para levar em conta a quantidade difusora de uma substância adicionada ou subtraída do sistema por unidade de tempo, Hillel (2004) acrescentou um termo S do lado direito da continuidade. Para este termo, o sinal positivo representa taxa de incremento (fonte) e um sinal negativo representa taxa de decréscimo (consumo) para a substância considerada. Assim, tem-se a Equação 3.87 como

$$\frac{\partial c}{\partial t} = -\partial J_g \partial x \pm S(x, t) \quad (3.87)$$

A designação S (x, t) implica que o termo fonte-consumo é uma função do espaço e do tempo. Substituindo a Equação 3.85 na Equação 3.87, considerando apenas a direção vertical z tem-se,

$$\frac{\partial c}{\partial t} = \frac{\partial(D_s \partial c / \partial z)}{\partial z} \pm S(z, t) \quad (3.88)$$

O termo D_s foi usado, para que possa ser substituído pela equação de Penman ($D_s = 0,66D_0 \times fa$) ou qualquer outra função empírica ou teórica. No caso em que DS é constante, a equação simplificada pode ser expressa como

$$\frac{\partial c}{\partial t} = D_s \left(\frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) \pm S(z, t) \quad (3.89)$$

Ball & Smith (1991) comentaram que a difusão do gás ocorre mais facilmente nos macroporos do meio poroso, os quais drenam rapidamente o gás, no caso da inserção de água. No entanto, os microporos dentro de cada grão podem permanecer praticamente saturados por longos períodos e restringir a aeração interna. Hillel (2004) salientou ainda que os microorganismos que estão presentes no meio poroso, como no caso do biofilme aderido ao meio de enchimento de um FBP, afetam diretamente a aeração do meio poroso devido à demanda de oxigênio.

3.5.5. Modelos de transferência de oxigênio em FBPs

Muito pouco é conhecido sobre a transferência efetiva de oxigênio em filtros biológicos percoladores (VASEL & SCHROBILTGEN, 1991; METCALF & EDDY, 2003). A maioria dos modelos reportados na literatura refere-se às estimativas de transferência de oxigênio para atender às demandas para remoção de substratos e respiração endógena, e são baseados em estequiometria das reações bioquímicas (LOGAN, 1993; VAYENAS *et al.*, 1997; METCALF & EDDY, 2003; WIK, 2003; WANNER *et al.*, 2006).

Os poucos modelos propostos para a transferência efetiva de oxigênio no líquido em FBPs são desenvolvidos a partir de modelos hidrodinâmicos. Nesse sentido os modelos apresentados por Vassel & Schrobiltgen (1991), para a determinação da capacidade de oxigenação em água limpa em FBPs foram desenvolvidos a partir dos modelos hidrodinâmicos, ideal de fluxo em pistão e intermediário de dispersão axial. A hidrodinâmica do FBP foi estudada em meio de enchimento (*cross-flow – filter pack 1120 M*, com área específica de $95 \text{ m}^2/\text{m}^3$), sem a presença de biofilme, utilizando água limpa desoxigenada pelo sulfito de sódio, e com a presença de biofilme no estado endógeno, utilizando um traçador gasoso de baixa solubilidade (propano) para a dessorção do oxigênio na água limpa injetada no filtro. Assim sendo, é assumido que a oxigenação do biofilme é essencialmente assegurada pelo mecanismo de transferência de oxigênio na interface gás-líquido e garantindo que o OD pode então se difundir no biofilme.

O uso de traçador gasoso de baixo peso molecular e reatividade, como o propano, tem sido utilizado em vários estudos de aeração e transferência de massa de oxigênio para diversos sistemas ambientais, como rios, bacias de retenção de águas de chuva, lagoas de alta taxa, biodiscos e sistemas alagados construídos (BOUMANSOUR & VASEL, 1998; EL OUARGHI *et al.*, 2000; MADSEN *et al.*, 2007; TYROLLER *et al.*, 2010; PINHEIRO *et al.*, 2012). Esse tipo de gás não é consumido pela biomassa, e a única reação que ocorre no meio líquido é a dessorção – liberação do absorvato (gás) do absorvente (líquido). A curva de saturação do gás propano em água limpa, em relação à variação da temperatura do líquido, obtida no estudo apresentado por Boumansour *et al.* (1995) sobre a utilização do gás propano, como traçador para testes de aeração, é apresentada na Figura 3.22, a seguir.

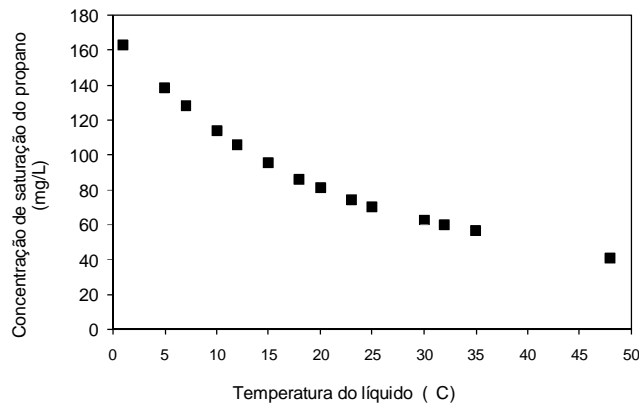


FIGURA 3.22: Curva de saturação do gás propano em água limpa a 1 atm. (Adaptado de Boumansour *et al.*, 1995).

A Equação 3.90 dessa curva, obtida por análise de regressão não linear, apresentou um coeficiente de ajuste $R^2=0,99$.

$$P_s = 170.08917 - (7.01445 \times T) + (0.15516 \times T^2) - (0.001354 \times T^3) \quad (3.90)$$

As equações dos modelos de fluxo em pistão e de dispersão axial, assim como as considerações propostas por Vassel & Schrobiltgen (1991) para a determinação dos coeficientes e eficiências de transferências de oxigênio, efetivos em FBP, com meio de enchimento sem a presença de biofilme e com a presença de biofilme (no estado endógeno), são apresentadas a seguir, para o balanço de massa baseado no oxigênio e no gás traçador propano.

➤ $k_{La} O_2$ obtido pelo balanço de massa de oxigênio

Meio de enchimento do FBP sem a presença de biofilme

Para o **modelo de fluxo em pistão**, o coeficiente de transferência de oxigênio ($k_{La} O_2$), com meio de enchimento do FBP limpo (sem a presença de biofilme), no estado estacionário, pode ser determinado pela Equação 3.91.

$$k_{La} O_2 = \frac{\ln \left| \frac{C_S - C_{aft}}{C_S - C_{eft}} \right|}{\bar{t}} \quad (3.91)$$

onde, k_{LA} O_2 é o coeficiente de transferência de oxigênio em água limpa (min^{-1}); C_S é a concentração de saturação de oxigênio dissolvido em água limpa (mg/L); C_{afl} é a concentração de oxigênio dissolvido afluente (mg/L); C_{efl} é a concentração de oxigênio dissolvido efluente (mg/L); \bar{t} é o tempo médio de residência (min).

O k_{LA} determinado pelo **modelo de dispersão axial**, no estado estacionário, é obtido pela Equação 3.92 a seguir.

$$\frac{D_{out}}{D_{in}} = \frac{C_S - C_{efl}}{C_S - C_{afl}} = \frac{4a \exp\left[\frac{Pe}{2}\right]}{(1+a)^2 \exp\left[\frac{aPe}{2}\right] - (1-a)^2 \exp\left[\frac{-aPe}{2}\right]} \quad (3.92)$$

onde, $a = \sqrt{1 + 4 \frac{Da}{Pe}}$; Da (número de Damkohler) = $TS \times k_{LA}$; TS é o tempo de residência (calculado pelo modelo de dispersão axial); e Pe é o número de Peclet (determinado a partir do modelo de dispersão axial, apresentado pela Equação 3.40, e correspondente ao inverso do número de dispersão d).

Meio de enchimento do FBP com a presença de biofilme

Wik (2003) comentou que, quando o biofilme apresenta baixas taxas de respiração e uma adequada ventilação do FBP, é natural supor que a maior parte do líquido esteja saturada com oxigênio. Já no caso de o biofilme apresentar altas taxas de respiração, por exemplo, na presença de matéria orgânica, o oxigênio tem que se dissolver no líquido em uma taxa superior. Dessa forma, a força motriz tem que ser maior, o que implica redução das concentrações de oxigênio no líquido.

Portanto, pode-se assumir que, na presença de biofilme no estado endógeno, ou seja, com baixa demanda de oxigênio e requerida apenas para a respiração celular, a taxa de respiração do biofilme seja praticamente constante (KUENEN *et al.*, 1986), e o líquido estará com as maiores concentrações de OD. Nesse sentido, Vassel & Schrobiltgen (1991) propuseram a modelagem de transferência de oxigênio em FBP na presença de biofilme em estado endógeno e com a presença de um filme líquido entre a interface gás e biofilme.

Para o **modelo de fluxo em pistão**, o coeficiente de transferência de oxigênio (k_{LA}') no estado estacionário, quando o meio suporte do FBP encontra-se na presença de biofilme, é obtido

pela Equação 3.93, por meio de método iterativo (p.ex.: ferramenta SOLVER do Excel para minimizar SSQE), a partir dos dados observados de concentração de oxigênio e da taxa de respiração endógena do biofilme.

$$\ln \frac{k_L a O_2 (C'_s - C_{afl}) - \frac{r_A}{\delta}}{k_L a O_2 (C'_s - C_{efl}) - \frac{r_A}{\delta}} = k_L a O_2 \frac{H}{U} = k_L a' O_2 \times \bar{t} \quad (3.93)$$

onde $k_L a O_2$ é o coeficiente de transferência de oxigênio (min^{-1}); C'_s é a concentração de saturação de oxigênio dissolvido no efluente do filtro (mg/L); C_{afl} é a concentração de oxigênio dissolvido no afluente (mg/L); C_{efl} é a concentração de oxigênio dissolvido no efluente (mg/L); r_A é a taxa de respiração endógena do biofilme por unidade de área ($\text{g O}_2/\text{m}^2 \cdot \text{min}$); δ é a espessura do filme líquido entre o gás e o biofilme (mm); e \bar{t} é o tempo médio de residência (min).

A espessura do filme líquido (δ), presente no meio de enchimento com a presença de biofilme, é obtida pelo modelo hidráulico de fluxo em pistão, a partir da seguinte equação:

$$\delta = \frac{Q_S \times \left(\frac{\bar{t}}{H}\right)}{f_w \times A_S} \quad (3.94)$$

em que, δ é a espessura do filme líquido entre o gás e o biofilme (mm); Q_S vazão por área superficial do meio de enchimento ($\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{h}$); \bar{t} é o tempo médio de residência (min); H altura do filtro (m); f_w é a fração molhada do meio suporte (adimensional); e A_S é a área da superfície específica do meio de enchimento (m^2/m^3).

O coeficiente de transferência de oxigênio, na presença de biofilme ($k_L a$), assumindo o reator (FBP) no estado estacionário, para o **modelo de dispersão axial**, é obtido pela Equação 3.95. A resolução dessa equação, pode ser obtida por meio de processos iterativos, utilizando a ferramenta SOLVER do Excel, para minimizar SSQE, e obter o $k_L a O_2$ e o parâmetro Da , a partir dos dados observados de concentrações de OD (afluente, efluente e de saturação), da taxa de respiração endógena do biofilme, da espessura do filme líquido presentes no meio de enchimento do filtro e do número de Peclet obtido pelo modelo hidrodinâmico.

$$\frac{y_{out}}{y_{in}} = \frac{C'_s - C_{efl} - \frac{r_A}{\delta \times k_L a'}}{C'_s - C_{afl} - \frac{r_A}{\delta \times k_L a'}} = \frac{4a \exp\left[\frac{Pe}{2}\right]}{(1+a)^2 \exp\left[\frac{aPe}{2}\right] - (1-a)^2 \exp\left[\frac{-aPe}{2}\right]} \quad (3.95)$$

onde k_{LA} é o coeficiente de transferência de oxigênio (min^{-1}); C'_S é a concentração de saturação de oxigênio dissolvido no efluente do filtro (mg/L); C_{aft} é a concentração de oxigênio dissolvido no afluente (mg/L); C_{eff} é a concentração de oxigênio dissolvido no efluente (mg/L); r_A é a taxa de respiração endógena do biofilme por unidade de área ($\text{g O}_2/\text{m}^2 \cdot \text{min}$); δ é a espessura da filme líquido entre o gás e o biofilme (mm); $a = \sqrt{1 + 4 \frac{Da}{Pe}}$; Da (número de Damkohler) = $TS \times k_{LA} O_2$; TS é o tempo de residência; e Pe é o número de Peclet, determinado a partir do modelo de dispersão axial (adimensional).

Para o modelo de dispersão axial, a espessura do filme líquido (δ), presente entre o gás e o biofilme no meio de enchimento do FBP, é calculada pela Equação 3.96.

$$\delta = \frac{\beta}{fw \times A_S} \quad (3.96)$$

na qual δ é a espessura do líquido entre o gás e o biofilme (mm); fw é a fração molhada do meio suporte (adimensional); A_S é a área da superfície específica do meio de enchimento (m^2/m^3); e β é a retenção líquida, obtida pelo modelo hidráulico de dispersão axial, Equação 3.40 (adimensional).

➤ $k_{LA} O_2$ obtido pelo balanço de massa do gás traçador

Utilizando-se propano como gás traçador para quantificar a transferência de oxigênio no filtro com a presença de biofilme, o coeficiente de transferência do propano ($k_{LA} P$) para o modelo de fluxo em pistão no estado estacionário para uma injeção contínua de propano é obtido pela Equação 3.97.

$$\ln \frac{P_{eff}}{P_{afl}} = k_{LA} P \times \bar{t} \quad (3.97)$$

onde P_{eff} é a concentração de propano dissolvido no efluente do filtro (g/m^3); P_{afl} é a concentração de propano dissolvido no afluente do filtro (g/m^3); $k_{LA} P$ é o coeficiente de transferência do propano (min^{-1}); e \bar{t} é o tempo médio de residência (min).

Para o modelo de dispersão axial, o coeficiente de transferência do gás propano ($k_{LA} P$), no estado estacionário para uma injeção contínua deste gás, é obtido pela Equação 3.99, a partir

do valor de $Da_{kLa P}$ determinado pela Equação 3.98. A resolução da Equação 3.98 pode ser obtida pelo mesmo processo iterativo da Equação 3.95, entrando com os dados das concentrações de propano dissolvido (afluente e efluente) e do número de Peclet obtido pelo modelo hidrodinâmico, para a obtenção do parâmetro $Da_{kLa P}$ por processo iterativo.

$$\frac{P_{efl}}{P_{afl}} = \frac{4a \exp\left[\frac{Pe}{2}\right]}{(1+a)^2 \exp\left[\frac{aPe}{2}\right] - (1-a)^2 \exp\left[\frac{-aPe}{2}\right]} \quad (3.98)$$

onde, $a = \sqrt{1 + 4 \frac{Da_{kLa P}}{Pe}}$; $Da_{kLa P}$ é o número de Damkohler (adimensional); e o Pe é o número de Peclet (adimensional).

Logo então, o coeficiente de transferência do gás propano é obtido como

$$k_L a P = \frac{Da_{kLa P}}{\bar{t}} \quad (3.99)$$

Em seguida, pode-se estimar o coeficiente de transferência oxigênio na presença de biofilme ($k_L a' O_2$), assumindo que a razão entre os coeficientes de transferência de oxigênio e de propano é igual à razão entre os coeficientes de difusão dos gases propano e oxigênio na água (=1,39). Dessa forma o coeficiente de transferência de oxigênio corrigido é obtido como

$$k_L a' O_2 = k_L a P \times 1,39 \quad (3.100)$$

➤ Eficiência de oxigenação

A partir da determinação do coeficiente de transferência de oxigênio obtido com o a presença ou não de biofilme no meio de enchimento, a eficiência de oxigenação (ETO) no filtro pode ser calculada por meio da Equação 3.101.

$$ETO = \frac{k_L a \times C_S \times \beta' \times A \times H}{Q \times H \times g/\eta} = \frac{k_L a \times \bar{t} \times C_S}{H \times g/\eta} = \frac{3,6 \ln\left|\frac{C_S - C_{efl}}{C_S - C_{afl}}\right| \times C_S}{H \times g/\eta} \quad (3.101)$$

onde ETO é a eficiência de oxigenação (kgO₂/kWh); $k_L a$ é o coeficiente de transferência de oxigênio (s⁻¹); C_S é a concentração de saturação de oxigênio padrão (g/m³); C_{afl} é a concentração de OD na afluente do filtro (g/m³); C_{efl} é a concentração de OD no efluente do

filtro (g/m^3); β' é a retenção do líquido calculada pelo tempo médio de residência hidráulica (%); A é a área superficial do filtro (m^2); Q é a vazão do líquido (m^3/h); g é a aceleração da gravidade ($9,81 \text{ m/s}^2$); H é a altura do filtro (m); e η é a eficiência de bombeamento do motor, sendo assumida constante igual a 1.

A retenção líquida (β') é calculada pela seguinte equação.

$$\beta' = \frac{100 \times \bar{t} \times Q}{A_s \times H} \quad (3.102)$$

Talque: β' é a retenção líquida (%); Q é a vazão aplicada (m^3/min); \bar{t} é o tempo médio de residência (min); H é a altura do filtro (m); A é a área superficial do filtro (m^2).

Observa-se que a eficiência de oxigenação, proposta por Vassel & Schrobiltgen (1991), pode ser deduzida a partir da Equação 3.84, apresentada por von Sperling & Chernicharo (2005). Dessa forma, a eficiência de oxigenação em FBPs pode ser calculada a partir da seguinte expressão.

$$ETO = \frac{TTO_{campo}}{P} = \frac{k_L a \times C_S \times V}{Q \times \rho \times g \times H} = 3600 \times \frac{k_L a \times C_S \times \bar{t}}{\rho \times g \times H} \quad (3.103)$$

onde, ETO é a eficiência de oxigenação (kgO_2/kWh); TTO_{campo} é a taxa de transferência de oxigênio no campo (kgO_2/h); P é a potência de oxigenação (Ws); $k_L a$ é o coeficiente de transferência de oxigênio no campo (s^{-1}); C_S é a concentração de saturação de oxigênio em condições de campo (g/m^3); V é o volume do filtro (m^3); Q é a vazão do líquido aplicada (m^3/h); ρ é o peso específico do líquido (adotado= 1000 kg/m^3); g é a aceleração da gravidade (adotada= $9,81 \text{ m/s}^2$); H é a altura do filtro (m); η é a eficiência de bombeamento do motor (adotada=1); e \bar{t} é o tempo médio de residência (s).

4 HIPÓTESES

As hipóteses levantadas e que foram posteriormente verificadas nesta pesquisa são:

Relacionadas ao comportamento hidrodinâmico

- O tempo de residência hidráulica no filtro tende a variar inversamente com a taxa hidráulica de aplicação superficial, mas não com uma relação linear, devido à capacidade de retenção líquida do filtro.
- Pelo fato de o líquido entrar no topo, percolar por gravidade em sentido descendente e sair pelo fundo, acredita-se que o regime de escoamento do FBPA tende a se ajustar aos modelos de dispersão axial e de tanques em séries, respectivamente com menores números de dispersão e com maiores números de tanques em série, tendendo ao modelo de fluxo em pistão.

Relacionadas ao desempenho na remoção de matéria orgânica e nitrificação

- O desempenho do FBPA quanto à remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal deverá ser significativamente melhor quando o filtro for constituído com maior altura do meio de enchimento e com as menores taxas hidráulicas e orgânicas aplicadas.
- As cargas orgânicas (DBO) e de amônia ($N-NH_4^+$) aplicadas serão aqueles com maior influência, dentre as condições operacionais impostas e os fatores ambientais limitantes na nitrificação parcial no FBPA.
- Acredita-se que as abundâncias de bactérias oxidadoras de amônia ocorrerão com maior presença nas primeiras camadas do filtro e as bactérias oxidadoras de nitrito nas camadas mais profundas do filtro. Isso porque estas bactérias estão associadas às etapas da nitrificação biológica que está relacionada diretamente às disponibilidades de amônia e nitrito ao longo do filtro.

Relacionadas à capacidade de transferência de oxigênio

- A capacidade de transferência de oxigênio para o líquido no FBPA ocorrerá com maior intensidade no filtro em sua configuração original (com as laterais abertas) do que no filtro com as paredes laterais fechadas (simulando uma unidade convencional de FBP), devido à estrutura aberta permitir uma maior circulação de ar e assim maior transferência de oxigênio.

5 MATERIAL E MÉTODOS

5.1 Características do aparato experimental

Esta pesquisa foi conduzida no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS) UFMG/COPASA, localizado na ETE Arrudas (Estação de Tratamento de Esgoto da cidade de Belo Horizonte/MG). O aparato experimental utilizado foi constituído pelo sistema combinado, reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), seguido por filtro biológico percolador com as laterais abertas (FBPA) e sem decantador secundário, aplicado ao tratamento de esgotos sanitários. Os esgotos, antes de serem encaminhados para o sistema UASB/FBPA, são tratados preliminarmente pelas etapas de gradeamento e desarenação da ETE Arrudas (COPASA MG). O fluxograma simplificado do sistema combinado é apresentado na Figura 5.1.

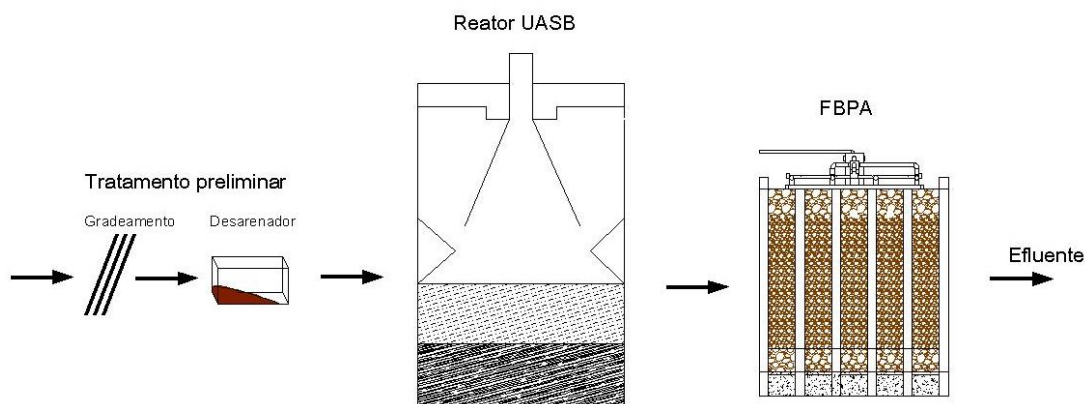


FIGURA 5.1: Fluxograma simplificado das etapas do sistema de tratamento combinado UASB/FBPA.

5.1.1 Reatores UASB

Para o tratamento prévio dos esgotos encaminhados ao FBPA, foram utilizados dois reatores UASB em escala de demonstração, um geminado e outro que compõe um sistema compacto UASB/FBP cilíndrico. Observa-se que cada um dos reatores UASB foi utilizado separadamente em cada etapa de operação do FBPA. A utilização de dois reatores UASB diferentes durante a pesquisa foi necessária devido à vazão demandada em cada etapa de operação do FBPA.

O reator anaeróbico de manta de lodo e fluxo ascendente utilizado nas etapas iniciais foi constituído por dois reatores (R1 e R2) posicionados um ao lado do outro (geminados), com as mesmas características físicas e dimensionados para tratar uma vazão de esgotos para um equivalente populacional de 300 a 650 habitantes, operando com um TDH médio de projeto de 5 a 9 h. Observa-se que foi utilizado o efluente de apenas um dos reatores UASB geminados (reator UASB R1) para alimentação do FBPA.

Para a alimentação do FBPA das duas últimas etapas de operação do filtro, foi utilizado o reator UASB do sistema compacto UASB/FBP cilíndrico. Esse reator UASB foi dimensionado inicialmente para tratar uma vazão de esgotos para um equivalente populacional 640 habitantes, operando com um TDH médio de projeto de 7 h. Somente o reator UASB desse conjunto foi utilizado na presente pesquisa.

As principais características dos reatores UASB utilizados na pesquisa são apresentadas na Tabela 5.1.

TABELA 5.1 – Principais características físicas dos reatores UASB utilizados para a alimentação do FBPA.

Características físicas	UASB Geminados	UASB Compacto
Número de unidades	2	1
Material	Aço carbono	Fibra de vidro
Área útil de cada unidade (m ²)	1,44	4,9
Altura útil de cada unidade (m)	5	4,5
Volume útil de cada unidade (m ³)	7,2	22,1

Nas Figuras 5.2 e 5.3 são apresentadas fotografias e figuras esquemáticas dos reatores UASB utilizados em cada etapa de operação do FBPA.

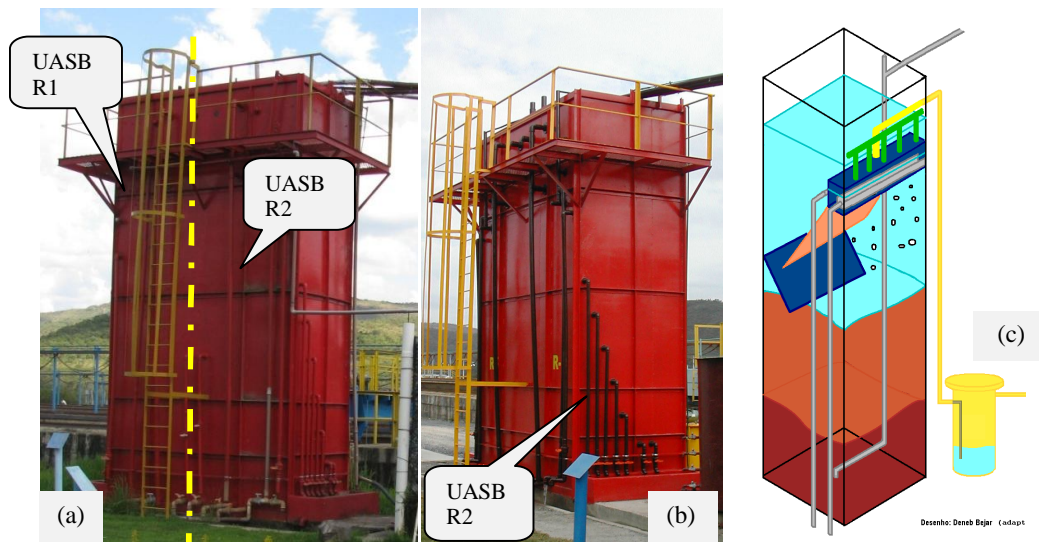


FIGURA 5.2: Reatores UASB geminados - Reator - R1 utilizado na primeira e segunda (primeira fase) etapas de operação: (a) e (b) fotografias frontal e lateral do reator UASB; (c) detalhe esquemático do funcionamento de um dos reatores geminados.

Fonte: CePTS UFMG/COPASA

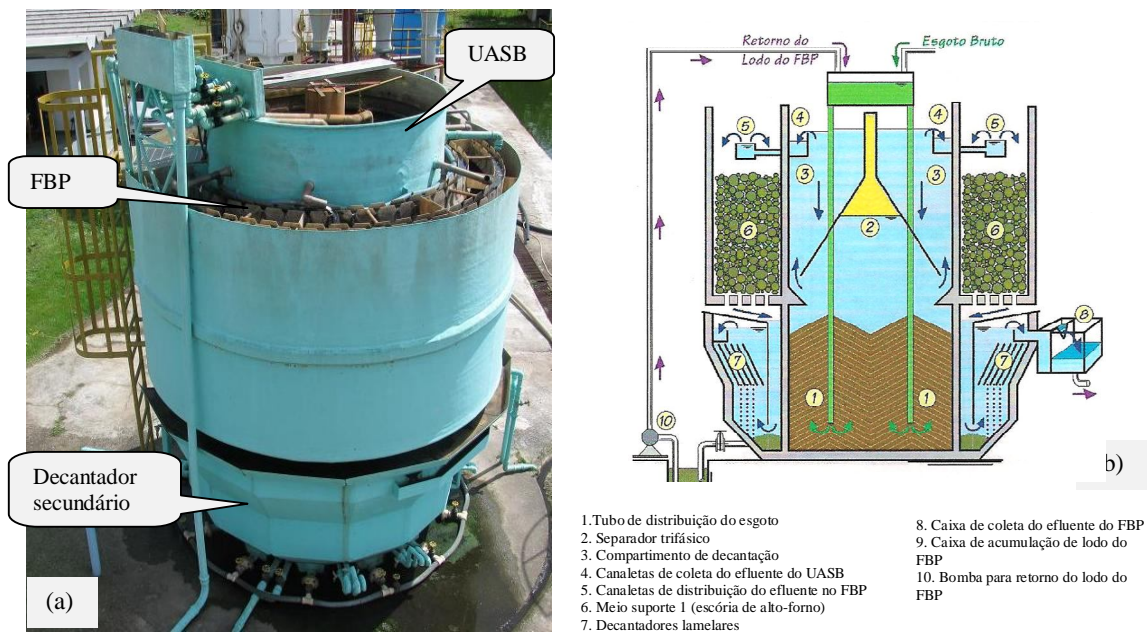


FIGURA 5.3: Sistema compacto UASB/FBP do tipo cilíndrico - reator UASB utilizado na segunda etapa de operação: (a) Fotografia do sistema; (b) detalhe esquemático dos componentes do sistema.

Fonte: CePTS UFMG/COPASA e Frade (2003).

Nota: o FBP deste conjunto não foi utilizado na presente pesquisa.

5.1.1 FBPA

O efluente tratado no reator UASB é distribuído na parte superior do FBPA, onde o fluxo de esgoto passa a ter uma trajetória descendente através do material de enchimento (brita nº4 como meio suporte principal e, no fundo, pedra de mão). O FBPA possui paredes laterais abertas, e sem laje de fundo falso perfurado, tratando-se de uma concepção inovadora, econômica em termos de redução do concreto, e que permite ampla ventilação pelas laterais.

O FBPA foi avaliado em duas etapas diferenciadas pela altura do meio suporte sendo que, na segunda etapa, foram avaliadas diferentes taxas de aplicação hidráulica superficial que serão apresentadas no item 5.2. As alturas totais do FBPA utilizadas foram de 2,3 m e 3,5 m para a primeira e segunda etapas de operação, respectivamente. A configuração adotada do meio de enchimento no FBPA para a primeira etapa foi com uma camada de 0,8 m de pedra de mão no fundo (substituindo o fundo falso dos FBPs tradicionais) e acima uma camada de 1,5 m de brita nº 4. Para a segunda etapa da pesquisa, foi adotada uma camada de 2,2 m de brita nº 4 no interior do FBPA, e as camadas de 0,8 m (substituição do fundo falso) no fundo e 0,5 m de pedra de mão (camada de distribuição do afluente) no topo do FBPA. As principais características físicas reportadas pela literatura dos meios de enchimento utilizados são apresentadas na Tabela 5.2.

TABELA 5.2 – Características físicas dos meios de enchimento utilizados no FBPA. (Fonte: Metcalf & Eddy, 2003).

Tipo de material	Graduação ¹ (mm)	Porosidade (%)	Massa específica aparente (kg/m ³)	Superfície específica (m ² /m ³)
Brita nº4	38-76	50	1250-1450	60
Pedra de mão	100-180	60	800-1000	45

¹ diâmetro médio.

Na Figura 5.4 são apresentadas fotografias e figuras esquemáticas das duas alturas do meio suporte do FBPA utilizadas em cada etapa de operação.

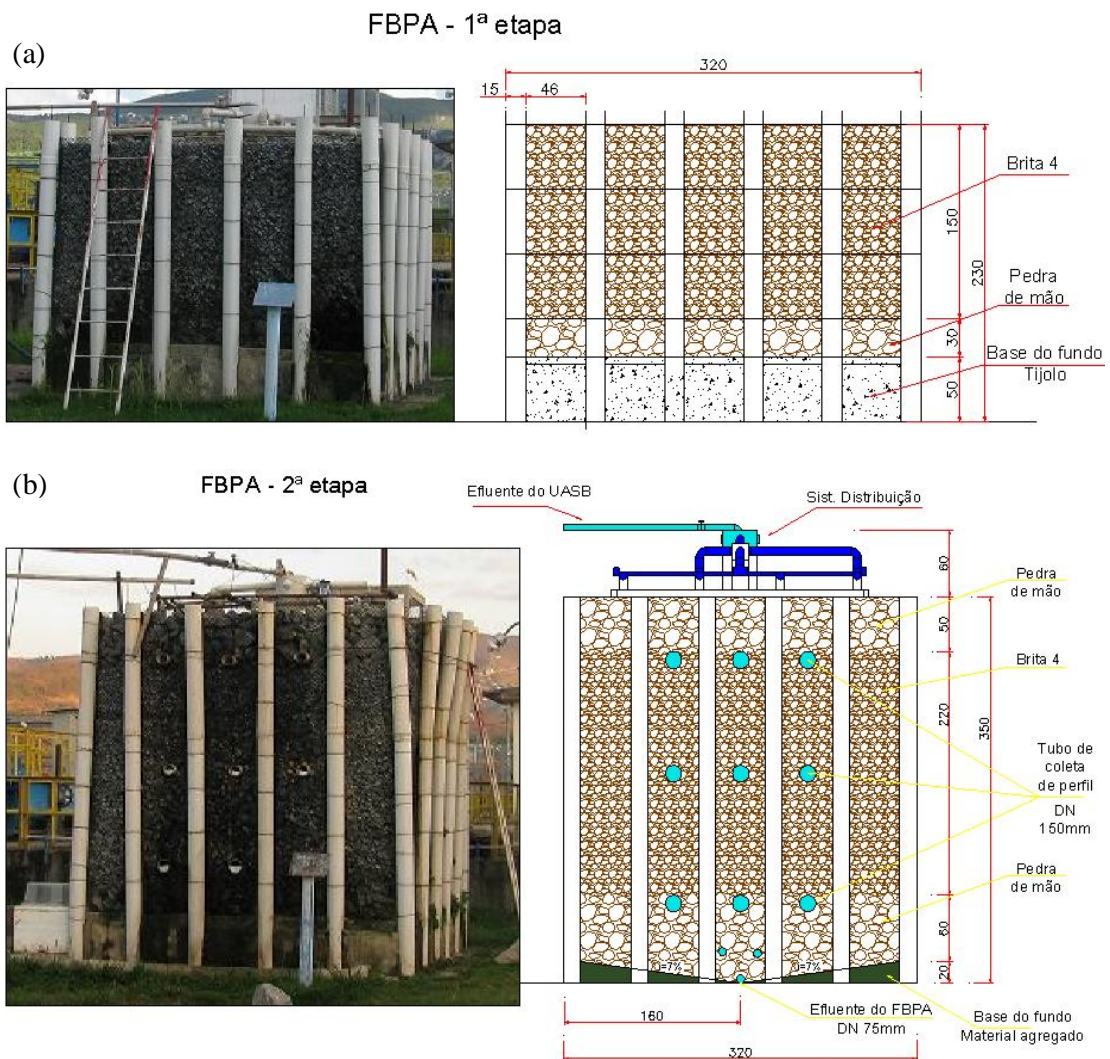


FIGURA 5.4: Alturas do FBPA em cada etapa de operação: (a) altura total do FBPA de 2,30 m (primeira etapa); (b) altura total do FBPA de 3,5 m (segunda etapa).

O sistema de distribuição do afluente no FBPA, na 1ª etapa, foi constituído por tubos perfurados. Na 2ª etapa de operação (filtro com 3,5 m de altura), o sistema de distribuição foi constituído com caixas de regularização de vazão e por calhas com vertedores triangulares. Este sistema operava com uma caixa de distribuição central que regulava a vazão afluente ao filtro em função das taxas de aplicação superficial adotadas. Após a divisão das vazões (*bypass*), o líquido era encaminhado para duas caixas de distribuição laterais (lado esquerdo e direito das calhas rede de distribuição) e, em seguida, para as calhas vertedoras. Para uma melhor distribuição do líquido sobre a área superficial do FBPA foi dimensionada uma malha com 8 canaletas de 2,20 m, e material em PVC de 60 mm. Essas calhas não possuem

comunicação entre si, evitando-se assim caminhos preferenciais e curto-circuito hidráulico. Observa-se que o FBPA foi projeto para que suas laterais (aproximadamente 20 cm nas laterais do filtro) não recebessem diretamente o afluente do reator UASB, para evitar escorrimentos pelas laterais.

Na Figura 5.5 são apresentados os sistemas de distribuição utilizados em cada etapa de operação do FBPA.

(a) Sistema de distribuição – 1ª Etapa



(b) Sistema de distribuição – 2ª Etapa



FIGURA 5.5: Sistemas de distribuição afluente do FBPA utilizados nas etapas avaliadas: (a) tubos de PVC perfurados (primeira etapa); (b) canaletas de PVC com vertedores triangulares (segunda etapa).

As principais características físicas do FBPA, nas etapas investigadas nesta pesquisa são apresentadas na Tabela 5.3.

TABELA 5.3 – Principais características do FBPA nas etapas da pesquisa.

Unidades	Parâmetro	1ª Etapa	2ª Etapa	
Filtro	Altura da camada de topo - pedra de mão (m)	-	0,50	
	Altura da camada central – brita nº4 (m)	1,50	2,20	
	Altura da camada de fundo - pedra de mão (m)	0,80	0,80	
	Altura total (m)	2,30	3,50	
	Largura total (m)	3,20	3,20	
	Largura útil (m)	2,80	2,80	
	Área superficial útil (m)	7,84	7,84	
	Volume total (m)	23,55	35,84	
	Volume útil (m)	11,76	21,17	
	Sistema de alimentação	Tubos perfurados	Comprimento (m)	2,20
Diâmetro (mm)			75	-
Quantidade de tubos			4	-
Canaletas com vertedores		Comprimento (m)	-	2,3
		Diâmetro (mm)	-	60
		Quantidade de canaletas	-	8
Drenagem de fundo	Canaleta central	Comprimento (m)	2,80	2,80
		Largura (m)	0,30	0,30
		Altura (m)	0,20	0,20

Filtro possui geometria quadrada (largura = comprimento). Volume útil = altura útil x área útil. Altura útil = altura da camada de topo x altura da camada central.

A respeito da economia proporcionada pelas inovações no filtro biológico percolador, Vieira & von Sperling (2012) apresentaram um estudo comparativo entre os custos de implantação do FBPA e de um FBP tradicional, ambos sem decantador secundário. Os custos de construção estimados para a implantação de uma unidade do FBPA e uma unidade do FBP tradicional para uma população de 250 habitantes foram de U\$20/habitante para o FBPA e de U\$79/habitante para o FBP tradicional. A economia com a implantação do FBP representava 74% dos custos associados ao filtro biológico percolador tradicional, devido à substituição das paredes laterais de concreto por tela revestida em aço galvanizado, a utilização de pedras de mão ao invés de laje de fundo falso em concreto e a utilização de um sistema de distribuição do líquido fixa, por canaletas com vertedores. A construção do FBPA é muito simples e pode ser efetuada por qualquer construtor local, porque nenhum material ou equipamento especial é requerido.

5.2 Taxas hidráulicas de projeto

Foram adotadas duas etapas de operação do FBPA, a primeira com a altura do filtro de 2,3 m e a segunda com o filtro com a altura de 3,5 m. Portanto, o objetivo do estabelecimento das duas etapas foi a comparação do desempenho com duas profundidades distintas, uma vez que a Etapa 1 e a Etapa 2 – Fase 1 tiveram a mesma vazão aplicada, ou seja, a mesma TAS. Para a segunda etapa de operação, foram adotadas inicialmente três taxas de aplicação superficial, determinando assim três fases de operação do filtro. A lógica da estruturação destas três fases na Etapa 2 foi a de se ter uma taxa intermediária ($4,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$), uma outra correspondente ao dobro ($9,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e outra correspondendo à metade ($2,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$). Na Tabela 5.4 são apresentadas as taxas hidráulicas de projeto assim como a duração de cada etapa e fase de operação no FBPA desenvolvidas na pesquisa.

TABELA 5.4 – Taxas e vazões de projeto aplicadas em cada etapa de operação do FBPA.

Etapa de operação	Duração (meses)	Profundidade útil (m)	Vazão média (m^3/d)	TAS ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{d}$)	CHV ($\text{m}^3/\text{m}^3.\text{d}$)
Etapa 1	4	2,3	35	4,5	2,0
Etapa 2 – Fase 1	9	3,5	35	4,5	1,3
Etapa 2 – Fase 2	10	3,5	70	9,0	2,6
Etapa 2 – Fase 3	1,5	3,5	17,5	2,25	0,6

TAS: taxa de aplicação superficial. CHV: carga hidráulica volumétrica (vazão/volume útil)

A Etapa 2 – Fase 3 não foi avaliada quanto ao desempenho do FBPA devido ao baixo número de dados obtidos no monitoramento, que foi motivado pela dificuldade em ajustar a vazão afluyente ao FBPA. Esta etapa foi utilizada apenas para avaliação do comportamento hidráulico e da capacidade de transferência de oxigênio.

Na Figura 5.6 é apresentado um fluxograma das etapas e tratamento e condições gerais de operação desenvolvidas na pesquisa.

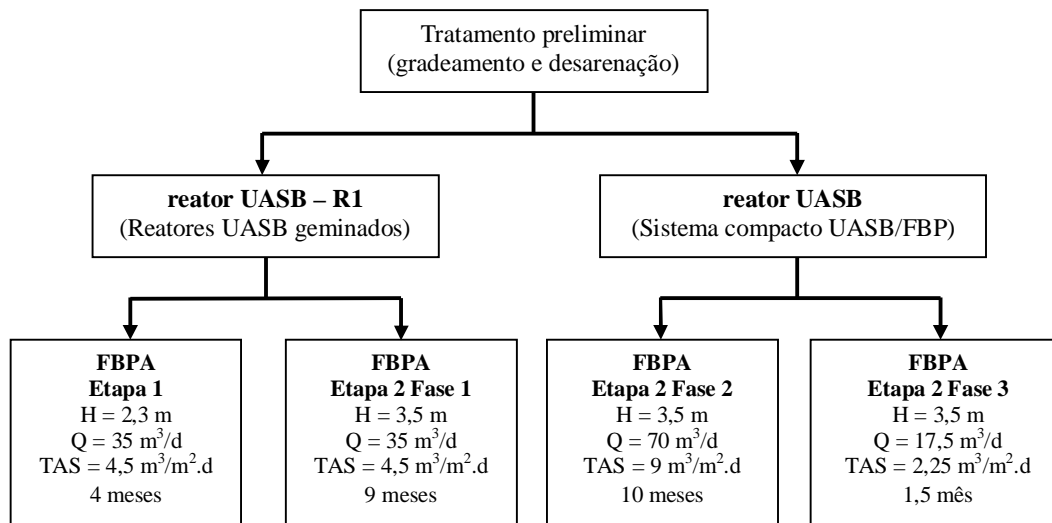


FIGURA 5.6: Fluxograma das etapas de tratamento e das condições gerais de operação do FBPA desenvolvidas na pesquisa.

5.3 Monitoramento do sistema UASB/FBPA

5.3.1 Efluentes líquidos

As medições das vazões de entrada e saída do reator UASB e efluente do FBPA foram monitoradas pelo método volumétrico por meio de balde graduado e cronômetro. Para cada amostragem foram realizadas de três a cinco medições de tempo em um balde de 10 L. Conforme a ABNT NBR 13403/1995, o método volumétrico é recomendado para vazões de até 5 L/s. A mesma norma destaca que se trata de um método prático de simples operação e baixo custo, aconselhável para baixas vazões e que possui uma precisão de até 2% de erro. O controle da vazão recalçada para os reatores UASB foi realizado com o ajuste da rotação do motor do conjunto moto-bomba, por meio de um inversor de frequência instalado no conjunto moto-bomba.

Para o monitoramento dos parâmetros de qualidade, foram realizadas coletas do esgoto bruto (tratado preliminarmente) e dos efluentes do reator UASB e do FBPA, por meio de amostras simples e compostas em frascos de polietileno e compartimento térmico com gelo a 4°C para a preservação das amostras até a realização das análises nos laboratórios do DESA/UFMG.

As coletas compostas foram realizadas por meio de bombas peristálticas com alíquotas de 800 ml amostradas a cada 60 minutos, durante 24 horas sob refrigeração (com gelo em caixa térmica). A frequência de amostragem foi de duas a três vezes por semana.

Os parâmetros físico-químicos monitorados no esgoto bruto e nos efluentes do UASB e do FBPA foram: oxigênio dissolvido (OD), pH, temperatura, sólidos sedimentáveis (SSed), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), alcalinidade total (AT), DBO₅ (bruta e solúvel), DQO (bruta e solúvel), NTK, nitrogênio orgânico (N-orgânico), N-amoniaco (N-NH₄⁺ + NH₃), nitrito (N-NO₂⁻) e nitrato (N-NO₃⁻). Esses parâmetros foram determinados, segundo metodologia proposta por APHA/AWWA/WEF (2005), com as exceções do N-orgânico, amônia livre (NH₃) e do nitrato.

O N-orgânico foi mensurado pela diferença entre as concentrações de NTK e N-amoniaco. A forma livre ou não ionizada da amônia (NH₃) foi mensurada pela Equação 5.1 de seu percentual em relação ao N-amoniaco total para águas doces (VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005; REIS & MENDONÇA, 2009). O nitrato foi realizado pelo método colorimétrico do salicilato apresentado em Rodier (1975). Os limites de detecção do nitrato e do nitrito, segundo os métodos utilizados, foram de 0,1 mg/L e de 0,005 mg/L, respectivamente.

$$\frac{\% NH_3}{Amonia\ total} = \frac{100}{1 + 10^{[0,09018 + (\frac{2729,92}{T+273,20})] - pH}} \quad (5.1)$$

onde, T é a temperatura da líquido em graus Celsius; e pH é o potencial hidrogeniônico.

Na Tabela 5.5 são apresentados os métodos analíticos utilizados para cada análise. As medidas dos valores *in situ* de OD, pH e temperatura foram tomadas por meio de sensores de uma sonda multiparâmetro de campo da marca Hach (modelo HQ 40d).

TABELA 5.5 – Métodos analíticos adotados para as análises dos parâmetros físicos e físico-químicos monitorados.

Variáveis	Abreviaturas	Unidades	Método Analítico
Potencial Hidrogeniônico	pH	-	pHmetro
Oxigênio dissolvido	OD	mg O ₂ /L	Eletrométrico
Temperatura	T	°C	Eletrométrico
Sólidos Sedimentáveis	SS	ml SSed/L	Cone Imhoff
Sólidos Suspensos Totais	SST	mg SST /L	Gravimétrico
Sólidos Suspensos Voláteis	SSV	mg SSV /L	Gravimétrico
Demanda Química de Oxigênio	DQO	mg O ₂ /L	Titulométrico / Refluxo fechado
Demanda Bioquímica de Oxigênio	DBO ₅	mg O ₂ /L	Oximétrico
Nitrogênio total Kjeldahl	NTK	mg NTK/L	Titulométrico /Semi- Micro digestão Kjeldahl
N-amoniacal	N-amoniacal	mg N-amoniacal/L	Titulométrico /Semi- Micro digestão Kjeldahl
Nitrito	N-NO ₂ ⁻	mgN-NO ₂ ⁻ /L	Espectrofotométrico – Sulfanílico
Nitrato	N-NO ₃ ⁻	mgN-NO ₃ ⁻ /L	Espectrofotométrico – Salicilato
Alcalinidade Total	AT	mg CaCO ₃ /L	Potenciométrico

5.3.2 Caracterização do biofilme do FBPA

O biofilme gerado (meio de enchimento) e o efluente do FBPA foram caracterizados quanto às abundâncias das bactérias nitrificantes, bactérias oxidadoras de amônia (BOA) e bactérias oxidadoras de nitrito (BON), nas diferentes etapas e fases de operação. O biofilme foi coletado em diferentes profundidades (topo; 50 cm; 160 cm; e 270 cm) do meio suporte (pedra de mão e brita nº 4) e transportado ainda presentes nos meios suportes (brita nº 4 e pedra de mão) ao laboratório de microbiologia do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA- UFMG). O material (meios suportes) foi transportado em sacos plásticos estéreis em compartimento térmico com gelo a cerca de 4° C. Foi coletado aproximadamente 2,5 kg (aproximadamente 2 L) de cada amostra.

O processo de extração do biofilme foi realizado através da lavagem com tampão fosfato salino (PBS) de aproximadamente 2,5 kg (aproximadamente 2 L) de cada amostra de cada meio suporte analisado (brita nº4 e pedras de mão). A solução resultante de cada amostra analisada (PBS + material em suspensão contendo o biofilme) foi centrifugada a 4000 RPM

durante 15 minutos. Foi retirado 5 g do material sedimentado após a centrifugação para a determinação da abundância das bactérias nitrificantes, que foi realizada pela técnica de tubos múltiplos (NMP - Número Mais Provável) segundo metodologia apresentada em Kieling (2004). Observa-se que a massa do material centrifugado variou respectivamente de 16,52 g a 33,29 g das amostras coletadas do topo a profundidade de cm do filtro. Não foram realizadas análises de sólidos (totais e voláteis) do material sedimentado.

Observa-se que na primeira etapa de operação do FBPA foram coletadas amostras do biofilme em apenas dois pontos de amostragem (topo e 50 cm), em caráter exploratório, visto que o FBPA ainda não possuía os dispositivos de coleta ao longo da profundidade do meio suporte. Os pontos de amostragem do biofilme no FBPA estão ilustrados na Figura 5.7.

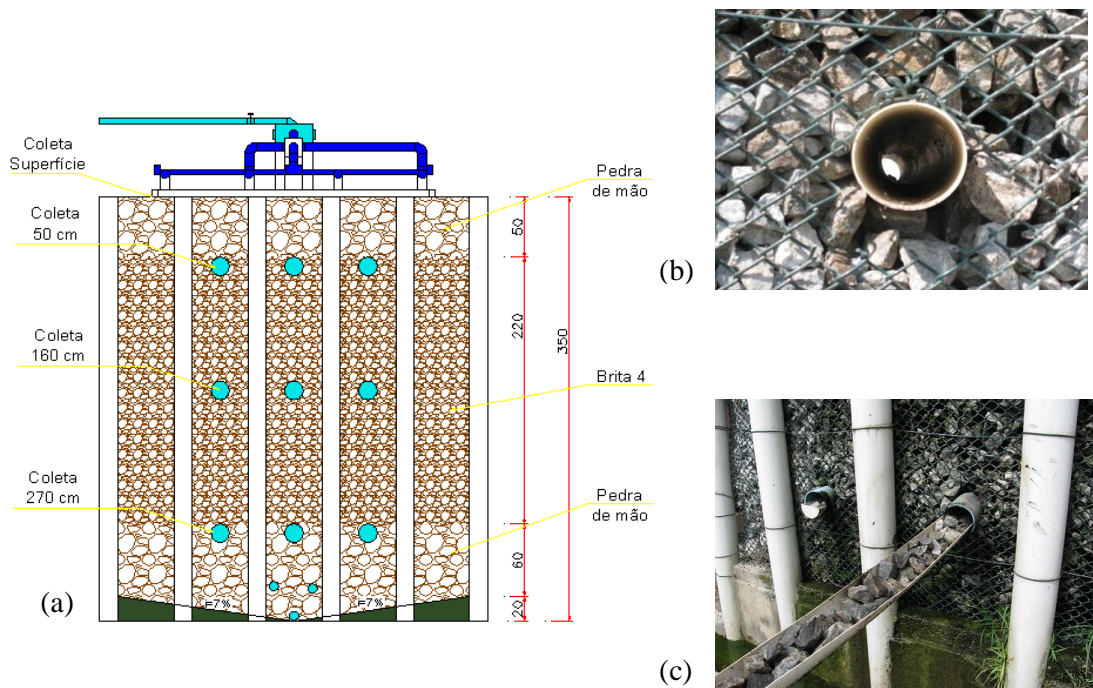


FIGURA 5.7: Pontos de coleta do biofilme no FBPA: (a) profundidade dos pontos de coleta; (b) vista da lateral e da tubulação perfurada passando por dentro das camadas do meio suporte; (c) dispositivo de amostragem (canaleta de PVC) com meio suporte (brita nº 4).

Na Tabela 5.6 é apresentada a síntese do programa de monitoramento do sistema UASB/FBPA realizado na pesquisa.

TABELA 5.6 – Síntese do programa de monitoramento do sistema UASB/FBPA.

Elemento	Pontos de coleta	Parâmetro	Frequência	Amostragem
Efluente	UASB (Afluente e efluente)	Temperatura, pH, OD e SSed	2 a 3 vezes por semana	Simplex
	FBPA (efluente)	SST, SSV, alcalinidade, DBO (total e filtrada), DQO (total e filtrada), NTK, N-amoniacoal, Nitrito e Nitrato	2 a 3 vezes por semana	Composta em 24 h (alíquota coletada a cada hora)
Lodo	UASB	ST e STV	Quinzenal	Ao longo das alturas pré-determinadas na câmara de digestão dos reatores
Biofilme	FBPA (meio suporte)	Bactérias oxidadoras de amônia e oxidadoras de nitrito	Bimestral	Nas profundidades de 0,5m, 1,6m e 2,7m

5.4 Avaliação do comportamento hidrodinâmico do FBPA

A avaliação do comportamento hidrodinâmico do FBPA, operado em fluxo contínuo no pós-tratamento de efluentes do reator UASB, com diferentes taxas de aplicação hidráulica, foi realizada por meio da determinação da distribuição dos tempos de residência (*DTR*), utilizando a função pulso com dois tipos de traçadores (NaCl e LiCl), e o ajuste com os modelos matemáticos de representação dos escoamentos reais.

5.4.1 Distribuição dos tempos de residência

Para a determinação da distribuição dos tempos de residência, foi adotada a função pulso (experimento de estímulo-resposta com traçador não reativo) para a condição de contorno de vaso fechado (fluido entra e sai uma única vez do reator, desconsiderando perturbações na entrada e saída do reator), escoamento estacionário (vazão não varia significativamente ao longo do tempo), sem reação e sem variação da densidade do fluido por meio do reator, conforme metodologia apresentada em Levenspiel (2000) e Metcalf & Eddy (2003).

Os ensaios foram realizados no FBPA com a altura de 3,5 m e em operação, ou seja, com a presença de biofilme em seu meio de enchimento. Observa-se que os ensaios não avaliaram a

influência isolada de seus componentes como, por exemplo, o sistema de alimentação do filtro (distribuição do líquido afluente) e o sistema de drenagem de fundo, adotados no FBPA.

Inicialmente foram realizados os ensaios exploratórios com os traçadores cloreto de sódio (NaCl) e cloreto de lítio (LiCl), com o propósito de identificar as concentrações dos traçadores que resultassem em maiores percentuais de recuperação do traçador, melhores ajustes às funções das DTR. Para este ensaio exploratório foi utilizada a taxa hidráulica média de projeto de 4,5 m³/m².d (24,5 L/min) e três concentrações para cada traçador. As concentrações de NaCl utilizadas foram de 25, 50, e 100 g/L. Para o traçador LiCl foram utilizadas as concentrações de 2, 3 e 5 g/L. Observa-se que as concentrações adotados encontraram-se dentro da faixa reportada na literatura para a realização de testes hidrodinâmicos em reatores biológicos utilizados para o tratamento de esgotos (VASEL & SCHROBILTGEN, 1991; BRITO *et al.*, 1997; PERSSON *et al.*, 1999; SÉGURET *et al.*, 2000; NOVELO *et al.*, 2008; COTA, 2011).

Logo em seguida, os testes hidrodinâmicos foram realizados com as outras taxas hidráulicas (2,25 e 9,0 m³/m².d) utilizando o traçador para a concentração que obteve os melhores às funções de distribuição dos tempos de residência (DTR).

Para cada ensaio hidrodinâmico realizado, foi preparada uma solução contendo a massa do traçador diluída em 10 litros do efluente do reator UASB. Posteriormente, esta solução foi injetada rapidamente (em até 10 segundos) na caixa de distribuição central do sistema de alimentação do FBPA, simulando assim o experimento com a função pulso.

Durante os ensaios foram realizadas medições de vazão e das concentrações dos traçadores e dos parâmetros de controle de estabilidade do reator biológico com intervalos de tempo (Δt) de 3 minutos. A duração de cada ensaio foi considerada até que as concentrações dos traçadores retornassem às condições anteriores ao ensaio. Para isso foi considerado o limite de detecção do elemento traçador monitorado, no caso do LiCl, e as condições de variação natural que ocorrem no efluente do FBPA ao traçador, como no caso do NaCl. Tais considerações sobre o tempo final de monitoramento do traçador são apontadas por Persson *et al.* (1999) como fundamentais para que não ocorram distorções nos dados de DTR desenvolvidos pela curva do traçador.

Os parâmetros monitorados no efluente do FBPA, durante os ensaios com o traçador NaCl foram: sólidos totais dissolvidos - STD (elemento traçador utilizado para o desenvolvimento das funções da DTR); pH; potencial de oxirredução (POR); temperatura do líquido; e vazão. Para os ensaios com o traçador LiCl foram monitorados no efluente do FBPA os parâmetros: lítio - Li (elemento utilizado para o desenvolvimento das funções de DTR); sólidos totais dissolvidos - STD; pH; potencial de oxirredução (POR); temperatura do líquido; e vazão.

O monitoramento dos parâmetros que não são de interpretação do comportamento hidrodinâmico – pH; POR e temperatura – foi realizado com o objetivo de verificar possíveis perturbações dos traçadores no desempenho dos processos bioquímicos do reator (FBPA). Observa-se que estes parâmetros foram monitorados no afluente do filtro (efluente do reator UASB) durante 12 minutos antes de cada ensaio e com intervalo de tempo de 3 minutos.

A detecção dos parâmetros STD, temperatura, pH e POR foram realizado pelos métodos eletrométricos (AWWA/APHA/WEF, 2005), por meio de sensores de sonda multiparâmetro de campo da marca Hach (modelo HQ 40d). As medições de vazão foram realizadas pelo método volumétrico. A medição da concentração de lítio (Li) foi realizada a partir da curva de calibração construída na faixa de 0,5 a 3,0 µg/mL, obtida por espectrometria de absorção atômica, GBC SENSAA SERIES AAS, através de medidas diretas na chama de ar-acetileno, utilizando lâmpada de cátodo oco monoelementar no comprimento de onda de 670,8 nm. Para reduzir a interferência da matriz, 100 mL da amostra homogeneizada foram tratados inicialmente com ácido nítrico concentrado e, posteriormente, com peróxido de hidrogênio até completa digestão. Logo após, a amostra digerida foi transferida para balão volumétrico de 50 mL, avolumado com água purificada, homogeneizado e encaminhado para análise instrumental.

Os resultados obtidos da avaliação numérica e gráfica da distribuição dos tempos de residência de cada ensaio para as diferentes taxas hidráulicas e traçadores foram expressos em termos de variância (σ^2), tempo médio de residência do líquido (\bar{t}), e também das funções (curvas) de distribuição dos tempos de residência $E(t)$ e função acumulativa da distribuição dos tempos de residência $F(t)$, conforme metodologia apresentada em Levenspiel (2000) e Metcalf & Eddy (2003). As equações de cada função foram apresentadas no item 3.2.1 (Distribuição dos tempos de residência) deste texto. Observa-se ainda que, para a avaliação das curvas de DTR, foram desconsiderados os valores de fundo (*background*) dos traçadores

monitorados, no caso do NaCl o STD e no caso do LiCl o elemento Li, entendido assim por parte da metodologia adotada.

5.4.2 Ajustes dos modelos de representação do escoamento

Para a verificação do modelo matemático de representação dos escoamentos reais que mais se aproxima do comportamento hidrodinâmico do FBPA, quanto às curvas de *DTR* obtidas nos ensaios com os traçadores foram utilizados os modelos:

- **uniparamétricos de dispersão axial** \Rightarrow *modelo clássico de dispersão axial de pequena e grande intensidades* (LEVENSPIEL, 2000; METCALF & EDDY, 2003) e *o modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida* (VASEL & SCHROBILTGEN, 1991);
- e de **tanques em série** \Rightarrow *modelo clássico de TES* (LEVENSPIEL, 2000) e *o modelo com a função gama TES $g(t)$* (KADLEC & WALLACE, 2008).

Os modelos de dispersão axial de pequena e de grande intensidade (*DPI* e *DGI*) foram utilizados para a determinação do número de dispersão (d), coeficiente de dispersão (D) e número de Peclet (Pe). No caso do modelo de *DGI*, foi utilizado o processo iterativo, por meio da ferramenta *SOLVER* do *Excel*, para determinar o número de dispersão a partir da equação do modelo. Em relação aos ajustes dos modelos as curvas de *DTR* obtidas nos ensaios dos traçadores, apenas o modelo dispersão de pequena intensidade (*DPI*) pode ser utilizado, visto que o modelo de dispersão de grande intensidade (*DGI*) não possui expressão analítica para a representação dos escoamentos. As equações dos modelos de dispersão e dos parâmetros hidrodinâmicos foram apresentadas no Item 3.2.2 (Modelos clássicos de representação dos escoamentos).

Os modelos de tanques em série foram utilizados para a determinação do número de tanques em série (N) e verificação dos ajustes das curvas de *DTR* dos ensaios dos traçadores. Os modelos foram ajustados por processos iterativos, por meio da ferramenta *SOLVER* do *Excel*, com o objetivo de minimizar a função das somas dos erros ao quadrado (SSQE), maximizar o coeficiente de determinação (R^2) e a análise de regressão entre os dados observados e simulados. Para o modelo clássico de *TES*, o parâmetro selecionado para o ajuste foi o N e para o modelo de tanques em série com a função gama - *TES $g(t)$* – foram selecionados os

parâmetros N e τ (tempo médio de residência). As equações dos modelos de tanques em série utilizadas foram apresentadas no Item 3.2.2 deste texto.

O modelo de dispersão axial, com a função de retenção líquida, proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991), apresentado no Item 3.2.3, foi ajustado quanto aos parâmetros d (número de dispersão) e β (retenção líquida no filtro) para os dados das curvas de traçagem, por meio de processos iterativos utilizando a ferramenta *SOLVER* do *Excel*, para minimizar a função das somas dos erros ao quadrado (SSQE), maximizar o coeficiente de determinação (R^2) e a análise de regressão entre os dados observados e simulados, conforme metodologia para calibração de modelos, proposta em von Sperling (2007).

5.5 Capacidade de transferência de oxigênio no FBPA

Para a determinação da capacidade de transferência de oxigênio para o líquido no FBPA, foi considerado a condição de contorno de vaso fechado (fluido entra e sai uma única vez do reator, desconsiderando perturbações na entrada e saída do reator), escoamento estacionário (vazão não varia significativamente ao longo do tempo), sem reação e sem variação da densidade do fluido através do reator.

Os ensaios de transferência de oxigênio (TO) no FBPA foram conduzidos com o traçador gasoso propano para as três taxas hidráulicas de projeto (2,25, 4,5 e 9,0 m³/m².d), adotadas para a operação do FBPA durante esta pesquisa. Para cada taxa hidráulica, os ensaios foram conduzidos com a configuração original do filtro (com as laterais abertas) e também com o filtro fechado nas laterais (com paredes laterais recobertas com lona). Os ensaios foram realizados com água limpa e com o biofilme presente no meio suporte do FBPA.

Como fonte do traçador gasoso propano (gás não conservativo no meio líquido), foram utilizados os gases liquefeito de petróleo (GLP), proposto por Pinheiro *et al.* (2012), e o gás propano com grau de pureza superior a 99%, recomendado por Vassel & Schrobiltgen (1991). Ambos os gases foram fornecidos pela Liquigás como botijão do tipo P45 (45 kg). Observa-se que a mistura de hidrocarbonetos no GLP é composta por 40 a 60% de propano (v/v), 40 a 60% de butano (v/v), máximo de 11% de etano e outros gases mais leves (v/v) e 0,5 a 2% de

pentano e outros gases mais pesados (v/v), conforme informações do fornecedor (LIQUIGÁS, 2012).

A seguir, são apresentados os constituintes do aparato experimental e os procedimentos dos ensaios de transferência de oxigênio no FBPA, adaptados a partir das metodologias apresentadas em Vassel & Schrobiltgen (1991), Boumansour *et al.* (1995), Boumansour & Vassel (1998), Hebrard *et al.* (2000) e Pinheiro *et al.* (2012).

5.5.1 Aparato experimental

Os ensaios de transferência de oxigênio foram conduzidos com o filtro em sua configuração original (com as laterais abertas) e com o filtro simulando uma unidade convencional, com as laterais fechadas (com paredes laterais recobertas com lona).

Para o filtro simulando uma unidade convencional, com as laterais fechadas, foram adotadas janelas de ventilação nas paredes laterais próxima ao fundo do filtro com o objetivo de promover a troca de ar naturalmente. A área total requerida para as janelas de ventilação foi calculada conforme a proporção de 1 m² para cada 25 m² de área superficial do filtro, conforme preconizado em Metcalf & Eddy (2003). Para o cálculo da área total necessária para as janelas de ventilação, foi considerada a área total superficial do filtro de 10,24 m². Na Tabela 5.7 são apresentadas as dimensões, assim como o número de janelas e espaçamento adotados para as janelas de ventilação nas paredes do filtro fechado nas laterais.

TABELA 5.7 – Dimensões e quantidade de janelas de ventilação no FBPA com as laterais fechadas.

FBPA		Dimensões das janelas de ventilação				
L total (m)	A _s total (m ²)	A requerida (m ²)	L _j (cm)	H _j (cm)	n (-)	S _j (cm)
3,2	10,24	0,41	10	10	10	16

L total: comprimento lateral total do filtro. A_s total: área superficial total do filtro. A requerida: área requerida total para as janelas de ventilação. L_j: comprimento de cada janela de ventilação. H_j: altura de cada janela de ventilação. n: quantidade de janelas de ventilação requeridas em cada parede do filtro. S_j: espaçamento entre as janelas entre as vigas de sustentação do filtro.

O FBPA possui 6 pilastras em cada lateral, que estão distanciadas entre si a 46 cm, totalizando 5 trechos. Dessa forma, seriam necessárias 10 janelas de ventilação de 10 cm x 10 cm em cada parede do filtro. A disposição seria de 2 janelas em cada trecho de 46 cm, distanciadas a 5 cm das pilastras e 16 cm entre as janelas em cada trecho. No entanto, como as paredes laterais do filtro foram recobertas com lona, optou-se em deixar uma área aberta no fundo de cada lateral de 0,32 m² (3,2 m x 0,1 m), superior à área mínima requerida em cada parede (0,105 m²).

Na Figura 5.8 são apresentados os detalhes das janelas de ventilação no FBPA com as laterais fechadas com lona.



FIGURA 5.8: FBPA com as laterais fechadas: (a) esquema ilustrativo das janelas de ventilação; (b) FBPA com as paredes laterais fechadas com a lona.

O aparato utilizado para a injeção e controle do gás traçador foi composto por um cilindro de gás GLP, acoplado com uma válvula reguladora de pressão a um fluxômetro para o controle da vazão de gás, que se encontravam conectados a uma mangueira especial para GLP, que em sua outra extremidade possuía um difusor de ar (tipo mangueira perfurada).

Na Tabela 5.8 estão apresentadas as especificações dos componentes utilizados no aparato de injeção e controle do gás traçador.

TABELA 5.8 – Especificações dos componentes utilizados no aparato de injeção e controle do gás traçador.

Componentes	Especificações
Cilindro de GLP	Liquigás; botijão P45; 45 kg de gás; e pressão interna de 2 a 7 kg/cm ²
Válvula de pressão	Marca SMC; com manômetro; e pressão máxima 3 kg/cm ²
Fluxômetro	White Martins- vazão máxima de 1,06 m ³ /min; e pressão máxima 10 kg/cm ²
Mangueira para GLP	Borracha; diâmetro de ½ polegada; e comprimento de 10 m
Difusor de ar	Tipo tubular (mangueira perfurada); material plástico microporoso; 400 mm de comprimento; 30 mm de largura

O difusor de ar foi afixado no fundo da caixa reguladora de vazão do sistema de distribuição do filtro, por onde o gás foi injetado diretamente na água limpa (água potável fornecida pela COPASA), que era recalcada de um tanque, em fibra de vidro, com volume de 1,4 m³.

O recalque da água limpa foi conduzido por um sistema motor-bomba controlado com inversor de frequência para se ajustar as três vazões investigadas (17,5; 35; e 70 m³/d). As vazões foram ajustadas na caixa reguladora de vazão pelos dispositivos de *by-pass* e monitoradas pelo método volumétrico.

Na Figura 5.9 são apresentados os componentes do aparato utilizado nos testes de transferência de oxigênio no FBPA.

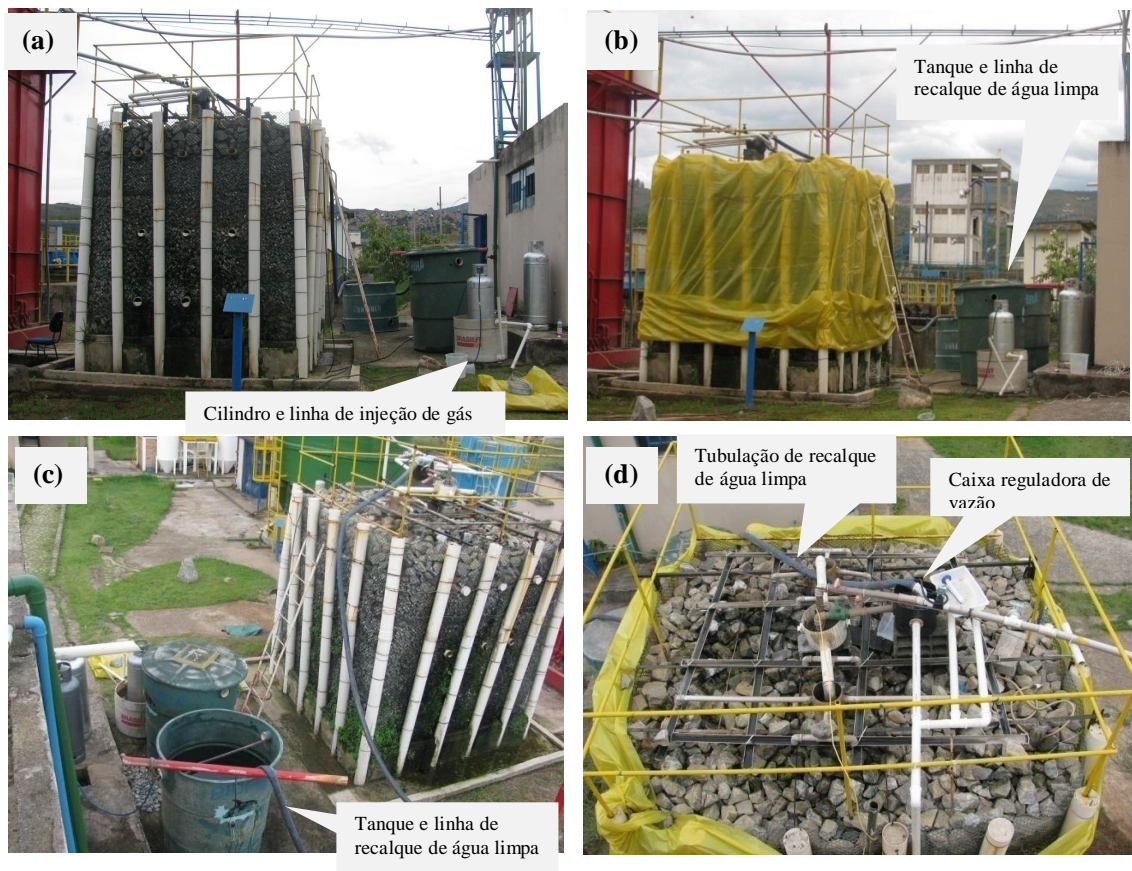


FIGURA 5.9: Componentes do aparo experimental dos testes de transferência de oxigênio para o líquido no FBPA.

Legenda: vista geral do aparato experimental com o filtro em sua configuração original (a) e com o filtro com as laterais fechadas (b); (c) vista superior do tanque de recalque da água limpa; (d) vista superior do sistema de distribuição do filtro com a linha de recalque de água limpa.

5.5.2 Procedimento com o gás traçador

Inicialmente, a operação do filtro, com efluente do reator UASB, foi interrompida para ser alimentado somente com água limpa durante um período de 24 horas para a obtenção de um estado endógeno da biomassa aderida (biofilme) em seu meio de enchimento, conforme proposto em Vasel & Schrobiltgen (1991). O biofilme foi considerado em estado endógeno quando a sua taxa de respiração permaneceu constante, ou seja, quando as concentrações de OD no efluente do filtro não apresentaram variações. A taxa de respiração do biofilme (r_a) foi determinada por ensaio respirométrico, apresentado no item adiante.

Logo após atingir o estado endógeno do biofilme, o traçador gasoso foi injetado por meio de um difusor microporoso, no fundo da caixa de regulação de vazão, recebendo água limpa, como pode ser observado na Figura 5.10.



FIGURA 5.10: Detalhe da injeção do gás traçador na água limpa dentro da caixa reguladora de vazão.

A injeção do gás traçador ocorreu de forma contínua, com vazão máxima e constante do gás traçador, por alguns minutos, de modo a proporcionar concentrações com pequenas variações de oxigênio dissolvido, no efluente do filtro durante o ensaio, conforme metodologia apresentada em Vasel & Schrobiltgen (1991) e Boumansour & Vasel (1998). No afluente do filtro tinham-se as menores concentrações (mais próximas de zero) e no efluente mais próximas à condição de saturação. Observa-se que esse procedimento foi realizado após a regularização das condições hidráulicas, por meio do ajuste das vazões requeridas para os ensaios.

Foi observado durante os ensaios preliminares que o cilindro de gás sofria diminuição de temperatura (Figura 5.11a), o que resultava na redução da pressão e da vazão do gás, prejudicando assim a eficiência de remoção de OD (e inserção do gás propano) na entrada do sistema. Dessa forma foi adotado um sistema de controle de temperatura do cilindro de gás por meio de um banho-maria (Figura 5.11b), conforme sugerido em Pinheiro *et al.* (2012). O cilindro de gás foi colocado dentro de um tanque (tipo cimento-amianto) com água e aquecido com uma resistência térmica, até a uma temperatura aproximada de 30°C. Essa solução

possibilitou o controle da temperatura do cilindro de gás, evitando que houvesse a redução da pressão e vazão do gás.

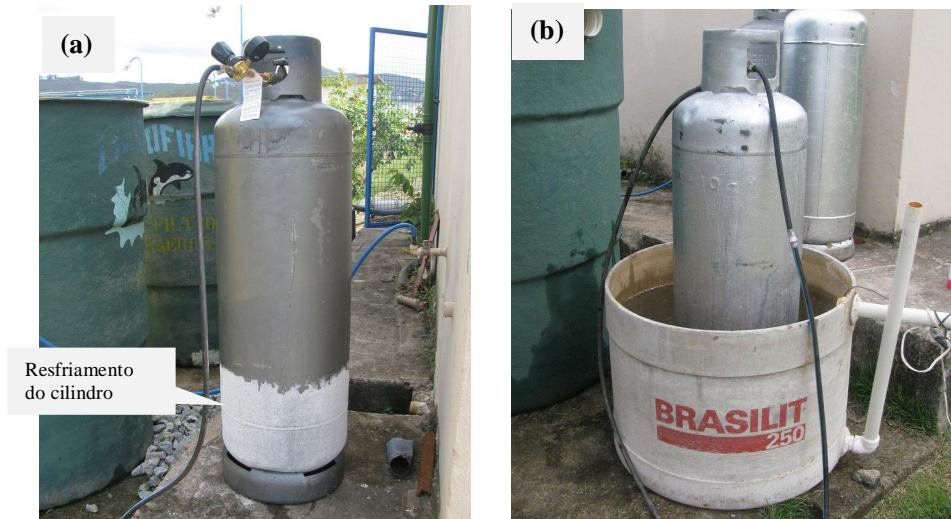


FIGURA 5.11: Cilindro de gás utilizado sem o sistema de banho-maria (a) e com o sistema de sistema de banho-maria (b).

As concentrações de oxigênio dissolvido e temperatura do líquido foram monitoradas durante os ensaios com registros a cada 3 minutos na afluente e efluente do FBPA, por meio de sensores robustos de OD (tipo LDO), com detecção de temperatura. A vazão do traçador gasoso injetada na água limpa foi monitorada por meio de um fluxômetro. A temperatura do ar foi monitorada por um termômetro de campo.



FIGURA 5.12: Monitoramento de OD e temperatura no efluente do FBPA.

As coletas das amostras do gás propano dissolvido no afluente e efluente do filtro ocorreram no tempo zero – após a concentração de OD afluente permanecer com o menor valor durante alguns minutos, para as vazões de gás injetado e água limpa alimentada no filtro – e com o intervalo igual ao tempo de residência médio observado para cada taxa hidráulica avaliada. Cada ensaio teve duração mínima de duas vezes superior ao tempo de residência médio de cada taxa hidráulica avaliada. Observa-se que para a determinação dos parâmetros de TO foram utilizados os dados monitorados a partir do tempo médio de residência, após a injeção do gás traçador.

As amostras para as análises do gás propano dissolvido foram coletadas para um volume de 60 mL, com proveta na caixa de distribuição central do sistema de distribuição, e com mangueira de silicone (Figura 5.13 a) na tubulação de saída do filtro, evitando-se turbulências, e transferidas a frascos de vidro âmbar (tipo *headspace*) de 100 mL, que posteriormente foram selados com tampas de borracha lacres de alumínio (Figura 5.13 b). As amostras permaneceram refrigeradas em compartimento térmico a aproximadamente 4°C até o momento de sua análise.



FIGURA 5.13: Procedimentos de coleta das amostras para análise de propano no líquido: (a) coleta com mangueira de silicone na tubulação de saída; (b) lacre do frasco de coleta com amostra.

Na etapa seguinte as amostras, ainda nos frascos, foram ambientadas e agitadas durante 50 minutos à temperatura controlada de 25°C em uma incubadora com mesa de agitação (*Shaker*), para permitir o equilíbrio entre a fase líquida e gasosa. Logo em seguida, a fase gasosa, contida no frasco, foi amostrada e analisada em cromatógrafo gasoso com detector FID (Perkin Elmer: fluxo de 35 ml/min; gás de arraste nitrogênio ultra-puro; e coluna empacotada carbowax) com injeção de 0,5 ml.

As amostras foram pesadas para determinar a massa e o volume de água, por meio da relação com a massa específica da água (adotado 1,0 g/mL). Logo, então, foi determinado o volume da fase gasosa por meio da relação com a capacidade total do frasco de coleta utilizado (100 mL).

A concentração de propano dissolvido foi calculada pela Equação 5.2.

$$C_3H_8_{dissolvido} = \frac{\%C_3H_8_{gás} \times [d \times V_{gás} + (P_T - P_V) \times K_H \times V_L]}{100 \times V_L} \quad (5.2)$$

onde $C_3H_8_{dissolvido}$ é a concentração de propano dissolvido (mg/L); $C_3H_8_{gás}$ é a concentração percentual de propano na fase gasosa do frasco (%); d é a densidade do propano (calculada como 1804,53 mg/L a 25°C e 0,910 atm); $V_{gás}$ é o volume da fase gasosa (mL); P_T é a pressão atmosférica (0,910 atm para a cidade de Belo Horizonte); P_V é a pressão de vapor de água (0,032 atm a 25°C); K_H é a constante da Lei de Henry para o propano (12,36 mg/L.atm a 25°C); V_L é o volume da fase líquida (mL).

5.5.3 Determinação da taxa de respiração endógena do biofilme

Para determinar a taxa de respiração endógena do biofilme (r_A) ou o consumo de OD para manutenção das células bacterianas foi utilizado o meio de enchimento (meio suporte) do filtro com biofilme aderido após apresentar a condição de estado endógeno, conforme proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991).

O meio de enchimento utilizado – brita nº 4 – foi coletado nas profundidades de 42 cm, 160 cm e 263 cm, após o FBPA ser alimentado durante 24 h com água limpa com a vazão de 35 m³/d (correspondente a TAS de 4,5 m³/m².d) para a maior remoção de substratos no biofilme, e aproximando assim de uma condição endógena da biomassa. As amostras do meio de enchimento foram preservadas sob refrigeração em aproximadamente 4°C, até sua análise em laboratório.

A taxa de respiração endógena do biofilme presente no meio de enchimento coletado do FBPA foi realizada por meio de método simplificado de respirometria, proposto por Costa *et al.* (2001) e Ferreira *et al.* (2002), com adaptações para o tipo de biomassa avaliada (biofilme aderido).

O procedimento do ensaio para a determinação do consumo endógeno de OD pelo biofilme aderido ao meio de enchimento foi conduzido pelas seguintes etapas: inseriu-se o meio de enchimento do filtro com 400 ml de água purificada em sistema *Milli-Q* e o biofilme no reator (béquer de 500 mL); em seguida, o reator foi vedado com papel insulfilm, possibilitando apenas a passagem do sensor de oxigênio, as mangueiras do suspiro e do aerador; logo, então, a água do reator foi aerada até atingir um valor próximo às condições de saturação de oxigênio dissolvido, quando, então, a aeração foi interrompida e procedeu-se a cada minuto as leituras de concentração e saturação de oxigênio dissolvido e temperatura do líquido. O ensaio foi conduzido com temperatura média próxima daquela observada durante os ensaios de campo de transferência de oxigênio com o gás traçador.

Observa-se que o ensaio respirométrico foi realizado inicialmente com uma pedra de cada profundidade do filtro. Como não foi observada uma depleção de oxigênio ao longo de 45 minutos, procedeu-se então o ensaio com três pedras juntas com a presença significativa de biofilme (semelhante as amostras analisados para a determinação do NMP), uma de cada profundidade, ao mesmo tempo, apresentado assim uma depleção do OD. Com base no consumo de oxigênio observado e no volume de água utilizado (400 mL), calculou-se a taxa de respiração r_A ($\text{g O}_2/\text{m}^2 \cdot \text{min}$) por unidade de área superficial específica e pelo tempo monitorado, conforme a Equação 5.3.

$$r_A = \frac{C_0 - C_t}{A_S \times t} \quad (5.3)$$

onde r_A é a taxa de respiração endógena do biofilme no filtro ($\text{g O}_2/\text{m}^2 \cdot \text{min}$); C_0 é a concentração de oxigênio inicial (g/m^3); C_t é a concentração de oxigênio final (g/m^3); A_S é a área da superfície específica do meio de enchimento, adotado o valor de $60 \text{ m}^2/\text{m}^3 \times 3$ pedras utilizadas no ensaio; e t é o tempo final de medição de OD (min).

Observa-se que a concentração final de oxigênio (C_t) foi assumida quando o consumo de oxigênio não apresentou mais variação significativa ao longo da curva, obtida no gráfico de concentração de OD, em função do tempo, conforme proposto em Metcalf & Eddy (2003).

Portanto, o consumo de oxigênio requerido pela taxa de respiração endógena, durante os ensaios, foi calculado pela Equação 5.4.

$$D_{O_2} = \frac{r_A}{60} \times A_S \times V \quad (5.4)$$

tal que D_{O_2} é o consumo de oxigênio endógeno (g O₂/s); r_A é a taxa de respiração do biofilme (g O₂/m².min); A_S é a área da superfície específica do meio de enchimento (adotada 55 m²/m³ para brita nº 4 e pedra de mão); V é o volume útil do filtro (m³).

5.5.4 Parâmetros avaliados pelos modelos de TO

Os parâmetros obtidos e as considerações assumidas para o modelamento da capacidade de aeração do FBPA nos ensaios de transferência de oxigênio com o traçador gasoso, para o balanços de massas baseados no oxigênio e propano são apresentados a seguir.

I. Coeficiente de transferência de oxigênio

Os coeficientes de transferência de oxigênio ($k_{LA} O_2$) foram calculados inicialmente pela Equação 3.95, proposta em Vassel & Schrobiltgen (1991), a partir dos resultados obtidos do estudo hidrodinâmico, e do balanço de massa de oxigênio determinado nos ensaios realizados para cada taxa hidráulica e nas duas configurações do filtro (com as laterais abertas e fechadas) testadas. A Equação 3.96 foi resolvida por meio de processos iterativos para a obtenção do $k_{LA} O_2$ e do $Da_{k_{LA} O_2}$ utilizando a ferramenta *SOLVER* do *Excel*, para minimizar a função das somas dos erros ao quadrado (SSQE).

Em seguida, foram calculados os coeficientes de transferência de oxigênio ($k_{LA}' O_2$) pelo balanço de massa do gás traçador propano para cada ensaio (Equação 3.100), a partir da relação com os coeficientes de transferência do gás propano ($k_{LA} P$) e da razão entre os coeficientes de difusão dos gases propano e oxigênio na água (=1,39). Visto que, a transferência de oxigênio estaria relacionada diretamente com processo de dessorção do gás propano no líquido, conforme proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991). O $k_{LA} P$ foi calculado pela Equação 3.101 por meio dos tempos médios de residência médio obtidos pelas três TAS investigadas e pelos valores do parâmetro $Da_{k_{LA} P}$ determinados em cada ensaio de TO. O parâmetros $Da_{k_{LA} P}$ foi calculado pela Equação 3.99 para cada ensaio, determinado por meio de processos iterativos, utilizando a ferramenta *SOLVER* do *Excel*, para minimizar a função SSQE.

II. Taxa de Transferência de Oxigênio

A taxa de transferência de oxigênio no filtro foi calculada para as três TAS nas duas configurações do FBPA testadas, nas condições em campo (TTO_{campo}) e padrão ($TTO_{padrão}$), calculadas pela Equação 3.83. Para a TTO_{campo} foram utilizados os dados obtidos pelos modelos baseados nos balanços de massa de oxigênio e do gás traçador (propano). A $TTO_{padrão}$ foi calculada a partir dos dados obtidos pelo modelo baseado no balanço de massa de oxigênio, sendo que o $k_{La}'(20^{\circ}C)$ foi obtido pela Equação 3.78. Observa-se que foi utilizado o volume total do FBPA ($3,5 \text{ m} \times 3,2 \text{ m} \times 3,2 \text{ m} = 35,84 \text{ m}^3$) para o cálculo de ambas as TTO (campo e padrão).

III. Eficiência de Transferência de Oxigênio

A eficiência de transferência de oxigênio (ETO) obtida em cada ensaio de TO, foi calculada pelo modelo de dispersão axial (Equação 3.101), proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991), para o balanço de massa de oxigênio e também para o balanço de massa do gás traçador propano. As demais premissas e valores adotados para os parâmetros de entrada do modelo foram: eficiência de bombeamento (η) de 1,0; tempo médio de residência, obtido pelos modelos de DTR e de dispersão axial com retenção líquida; e altura total do filtro (3,5 m).

5.6 Tratamento dos dados

5.6.1 Taxas de remoção

As taxas de remoção, nas etapas de operação do filtro, foram calculadas por meio da razão entre a carga removida no FBPA e a (i) área superficial útil do FBPA para N-amoniaco ($\text{g N-amoniaco}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$) e por o (ii) volume útil do FBPA para a DBO ($\text{kg DBO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$). Para o cálculo da taxa de remoção de N-amoniaco, a área superficial útil do FBPA foi calculada, levando em consideração a área superficial específica do meio de enchimento ($60 \text{ m}^2/\text{m}^3$).

5.6.2 Estatística descritiva dos dados

Os dados obtidos no monitoramento foram analisados por meio de estudos estatísticos preliminares (medidas de tendência central; medidas de variação; e medidas de posicionamento) e de estatísticas básicas sugeridas por von Sperling (2005), com a finalidade

de organização e compreensão do desempenho do sistema UASB/FBPA, em cada etapa de operação.

As estatísticas básicas foram desenvolvidas em planilhas eletrônicas para todas as variáveis analisadas (concentrações, eficiências, taxas de remoção e vazões) neste estudo. Os resultados estatísticos compreendidos pela caracterização da amostra, medidas de tendência central, medidas de variação e medidas de posicionamento relativo foram representados em tabelas e em gráficos ilustrativos do tipo séries temporais e *Box e Whisker*.

5.6.3 Testes de variância

A análise estatística de variância dos resultados, obtidos no monitoramento (concentrações) e do desempenho (eficiências e taxas de remoção), foi realizada com a finalidade de se obter uma melhor compreensão da distribuição e variabilidade dos dados entre as etapas e fases de operação do FBPA. Essa análise foi realizada por meio da aplicação de testes fornecidos pelo pacote estatístico *STATISTICA 6.1* (StatSoft, Inc., 2003).

Os testes de variância, paramétricos e não paramétricos, foram utilizados com a finalidade de verificação da variabilidade entre as médias ou medianas dos resultados e a determinação se elas são significativamente diferentes (NAGHETTINI, 2001; 2007; VON SPERLING *et al.*, 1996). A análise da variância não paramétrica foi realizada entre os resultados obtidos em cada fase de operação do filtro, representada pelos grupos de dados, etapa e fases de operação do FBPA, com nível de confiança de 95% ou de significância de 5% ($p < 0,05$). Para a determinação da variância, segundo a sua condição de distribuição, foi assumida a hipótese de que os resultados do desempenho do FBPA são efetivamente diferentes para as taxas de aplicação superficial no FBPA.

Os testes não paramétricos das amostras independentes, aplicadas na determinação da variância, foram:

- *Mann e Whitney* (CONOVER, 1999), para avaliar diferenças nas medianas observadas entre dois grupos de amostras.
- *Wald-Wolfowitz* (NAGHETTINI e PINTO, 2007), para avaliar a hipótese de que duas amostras foram retiradas de duas populações que diferem em algum aspecto, isto é, não apenas com respeito à mediana, mas também, com relação à forma geral da distribuição.

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1 Avaliação do comportamento hidrodinâmico do FBPA

Com o objetivo de avaliar o comportamento hidrodinâmico do FBPA para as diferentes taxas de aplicação hidráulica (2,25, 4,5 e 9 m³/m².d), com altura total de 3,5 m, foram realizados testes com os traçadores (NaCl e LiCl) para a determinação das distribuições dos tempos de residência (DTR) e, posteriormente, realizadas as verificações dos ajustes dos modelos de dispersão axial (clássico e com o parâmetro de retenção axial) e de tanques em série (clássico e com a função gama) às curvas dos traçadores (C_{pulso}). Nos itens 6.1.1 e 6.2.2, a seguir, serão apresentados e discutidos os resultados obtidos na avaliação do comportamento hidrodinâmico do FBPA.

Observa-se que é de fundamental compreensão, para os estudos hidrodinâmicos, saber que o líquido simplesmente percola em sentido descensional e, portanto, o filtro não opera submerso, e o nível d'água situa-se no fundo da unidade na canaleta de drenagem.

6.1.1 Distribuição dos tempos de residência

Os ensaios com os traçadores foram conduzidos com o tempo total variando de 1:30 a 2:00 h após o pulso do traçador, com amostragens a cada 3 minutos do efluente do FBPA. No entanto, para a avaliação das curvas de DTR, foram adotadas premissas quanto ao limite de detecção e variação natural do elemento traço monitorado, sendo que a primeira está relacionada ao traçador LiCl (limite de detecção de 0,5 mg Li/L), e a segunda, no caso do traçador NaCl, às concentrações de STD (parâmetro utilizado para o monitoramento do traçador NaCl). Observa-se que as concentrações de STD, no efluente do FBPA, apresentaram variação natural média de 30 mg/L, durante um período mínimo de 1 hora, conforme averiguação em um monitoramento de 24 horas no efluente do filtro (Figura 6.1). Dessa forma, foi considerado para a determinação do ponto final da C_{pulso} do NaCl, quando as concentrações de STD, examinadas no efluente, foram iguais ou inferiores a 30 mg STD/L.

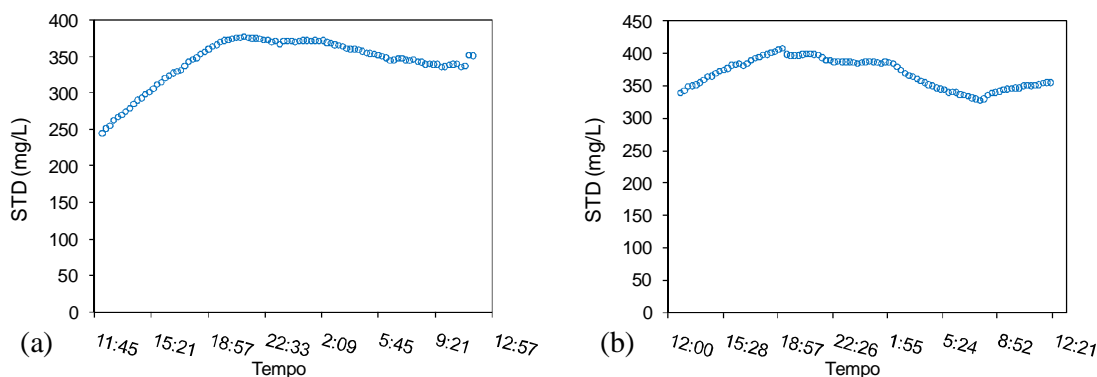


FIGURA 6.1: Variações diurnas típicas das concentrações de STD no efluente do FBPA durante 24 horas observadas nos dias: (a) 5/out/2012; e (b) 9/out/2012.

Os parâmetros pH e POR monitorados para avaliar possíveis perturbações dos traçadores no desempenho dos processos bioquímicos do reator biológico (FBPA) não apresentaram variações importantes durante os ensaios com os dois traçadores, conforme pode ser visto na Figura 6.2. Verifica-se que em ambos os traçadores, NaCl e LiCl, podem ser utilizados durante a operação normal de reator biológico em questão, sem a necessidade de interromper a operação para a realização dos ensaios de traçagem.

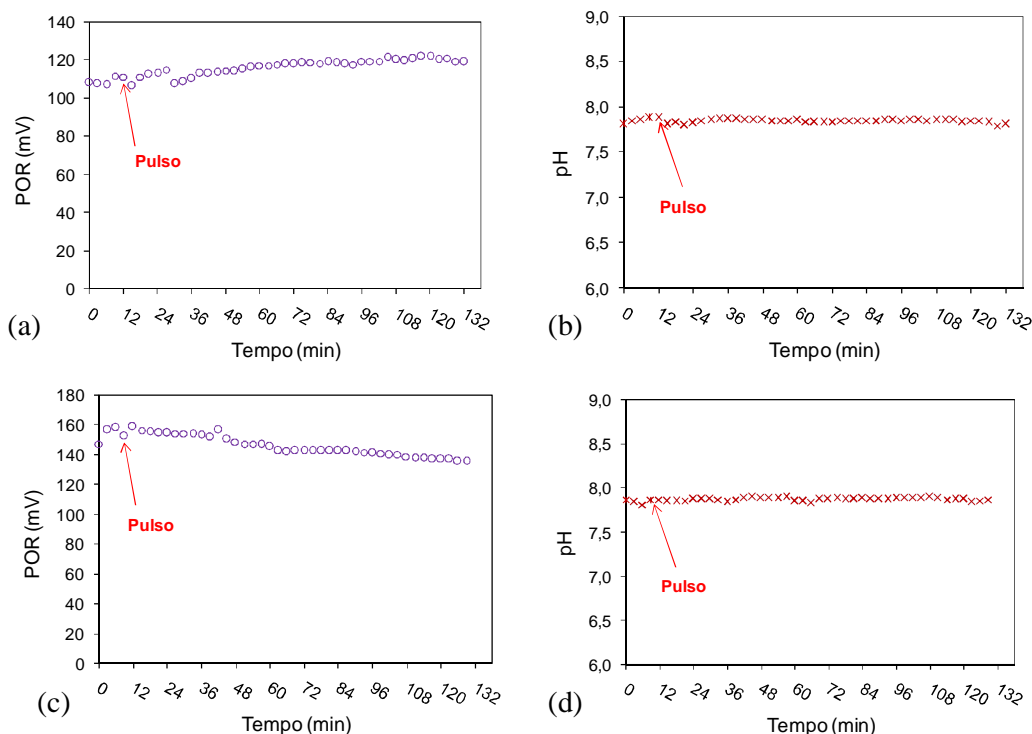


FIGURA 6.2: Série temporal dos valores de pH e POR durante os testes com os traçadores: (a) e (b) NaCl; e (c) e (d) LiCl.

Com o propósito de avaliar as concentrações dos traçadores, que apresentassem melhor percentual de massa recuperada e melhores ajustes a DTR, foram testadas três concentrações para cada traçador, utilizando a taxa hidráulica de $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Neste sentido, na Tabela 6.1, são apresentados os resultados dos principais parâmetros da C_{pulso} e das funções dos DTR para as diferentes concentrações do traçador LiCl e NaCl para a taxa de aplicação hidráulica de $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

TABELA 6.1 – Resultados dos principais parâmetros da curva C_{pulso} e das funções das DTR para diferentes concentrações LiCl e NaCl para a taxa hidráulica de $4,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$.

Traçador / Ensaio	C (g/L)	Rec. (%)	t_i (min)	t_{10} (min)	t_p (min)	t_{90} (min)	$t_{máx}$ (min)	t_{total} (min)	\bar{t} (min)	σ^2 (min ²)
LiCl – 1	2	19	3	8	9	75	84	90	16,8	177
LiCl – 2	3	23	3	7	9	67	75	90	19,2	243
LiCl – 3	5	20	3	8	9	36	60	90	21,6	324
NaCl – 1	25	74	3	4	6	35	39	120	12,4	65
NaCl – 2	50	88	3	7	6	60	66	120	15,4	168
NaCl – 3	100	79	3	9	6	78	87	120	16,1	270

C: concentração do traçador injetado. Rec.: percentual da massa recuperada do traçador. t_i : tempo de resposta do traçador. t_p : tempo em que o pico do traçador é observado. t_{10} : tempo que 10% do traçador passa pelo reator. t_{90} : tempo que 90% do traçador passa pelo reator. $t_{máx}$: tempo máximo que o traçador foi observado. t_{total} : tempo total do ensaio. \bar{t} : tempo médio de residência do líquido. σ^2 : variância ou espalhamento da curva de concentração do traçador.

Os valores dos parâmetros hidráulicos t_i , t_p , e t_{10} obtidos nas curvas C_{pulso} do traçador NaCl foram bastante semelhantes para as concentrações de NaCl, com exceção do t_{90} , cujos valores variaram em razão das concentrações (tempo maior para as maiores concentrações). O mesmo comportamento foi observado nas curvas C_{pulso} do traçador LiCl. Com relação aos dois traçadores, os ensaios com o LiCl apresentaram tempos de resposta posteriores aos apresentados com o NaCl, quando são avaliados os parâmetros hidráulicos t_p , t_{10} e t_{90} . Nesse sentido, acredita-se que as variações dos tempos médios de residência entre os dois traçadores possam estar relacionadas ao atraso da resposta do LiCl, observado pelo t_p e $t_{máx}$. No caso da variância, certamente foram influenciadas diretamente pelas diferentes concentrações dos traçadores.

Constatou-se que os percentuais de recuperação do traçador NaCl foram bem superiores aos do LiCl. Tal fato pode estar relacionado ao limite de detecção obtido para o elemento Li (0,5 mg LiCl/L) e, também, com uma aceitável adsorção deste elemento no biofilme do FBPA que, possivelmente, influenciou nos parâmetros da C_{pulso} e das funções de DTR. Os baixos percentuais de recuperação obtidos para o traçador LiCl contrariam outros estudos, no caso, o

apresentado por Séguret *et al.* (2000) que obteve uma faixa de 81,5 a 98% de recuperação do traçador LiCl em teste realizados com FBPs de escala plena com meio suporte de pedra britada. Os mesmos autores apontaram uma possível fonte de erro à determinação do tempo máximo (final) de observação do traçador, visto que o percentual de recuperação do lítio é baixo no final da curva C_{pulso} . A respeito de uma possível adsorção do LiCl, Wik (2003) comentou que, apesar da possibilidade de ocorrer, o autor não encontrou nenhuma evidência de adsorção desse traçador, utilizado como pulso para a determinação dos DTR em um FBP.

Na Figura 6.5 são apresentadas as curvas C_{pulso} e das funções de distribuição dos tempos de residência $E(t)$ e distribuição acumulada dos tempos de residência $F(t)$ do teste com o traçador LiCl que obteve melhor resposta quanto ao percentual recuperado, e para as três taxas hidráulicas investigadas, utilizando o traçador NaCl.

Verificou-se assimetria à direita nas curvas C_{pulso} e $E(t)$ de todos os ensaios realizados com os dois traçadores, sendo que a cauda se reduziu à medida que as taxas hidráulicas aumentaram. Ao comparar os dois traçadores, o traçador LiCl apresentou o fenômeno de cauda mais acentuado do que o traçador NaCl. Levenspiel (2000) alertou que o fenômeno de cauda pode estar relacionado à adsorção do traçador nos constituintes internos do reator e também devido à presença de zonas mortas e curtos-circuitos hidráulicos. Séguret *et al.* (2000) acrescentaram, nesta discussão, que em reatores de tratamento de esgotos com biomassa aderida (biofilme), o traçador é transportado para dentro do biofilme por difusão, e que o biofilme libera lentamente o traçador para a zona de escoamento (fase líquida), o que aumenta significativamente a cauda da curva $E(t)$.

Portanto, diante da comparação dos resultados obtidos para as três taxas hidráulicas investigadas, acredita-se que a prolongação da cauda das curvas de traçagem e sua influência nos tempos médios de residência possam estar associadas ao fenômeno de difusão reportado na literatura, mas com maior atuação no traçador LiCl e, também, devido à presença de zonas mortas e à formação de caminhos preferências ao longo do meio de enchimento promovidos pelo desempenho do sistema de distribuição do FBPA.

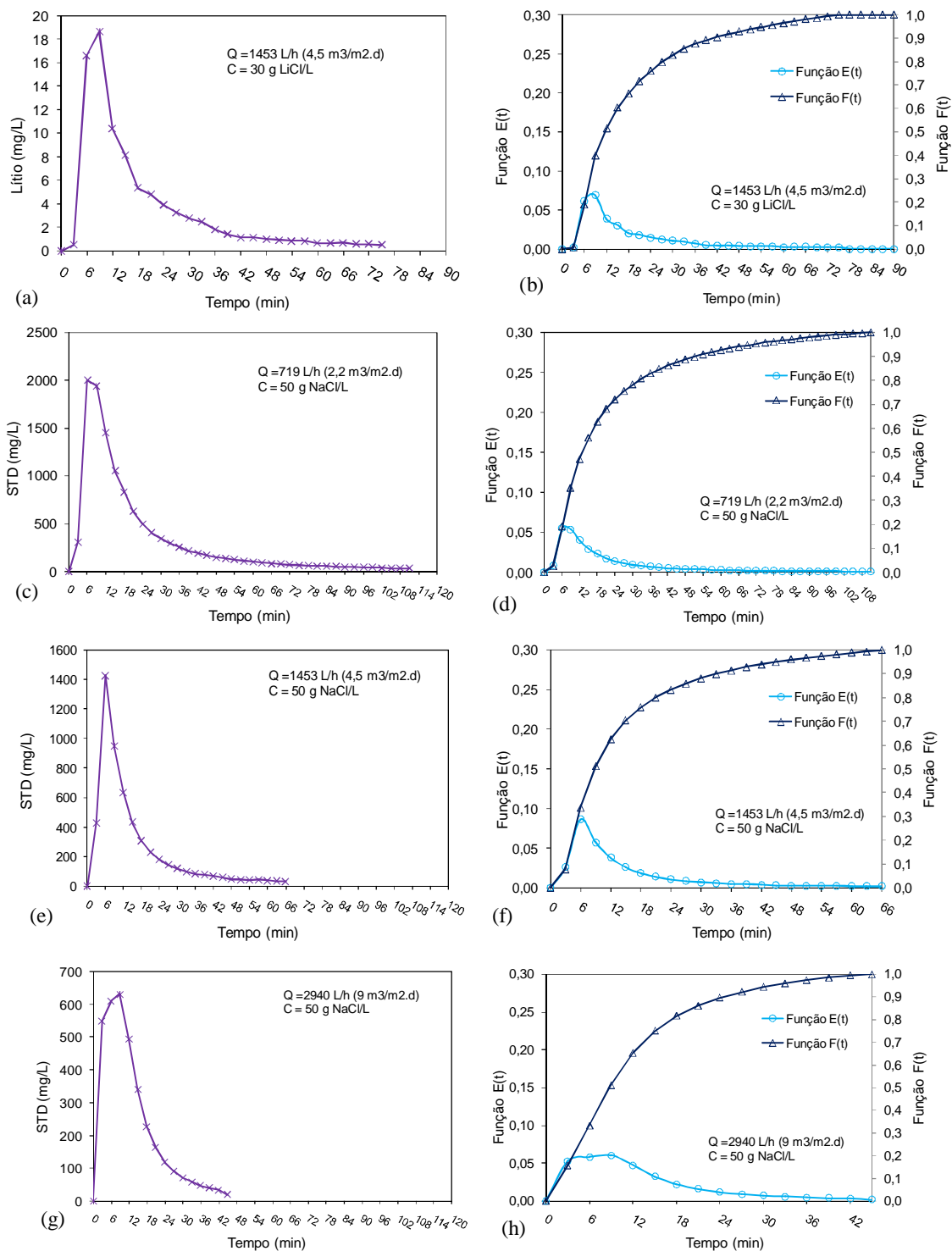


FIGURA 6.3: Curvas $C_{pulsão}$ e das funções de DTR para o traçador $LiCl$ (a e b) e das três taxas hidráulicas obtidas com o traçador $NaCl$ (c, d, e, f, g e h).

Devido aos baixos valores dos percentuais recuperados do LiCl, optou-se em realizar os ensaios para outras taxas hidráulicas (2,25 e 9,0 m³/m².d), com o traçador NaCl para a concentração (50 g NaCl/L), que obteve os melhores resultados em termos de percentuais de recuperação e ajuste às funções de *DTR*. Os resultados dos principais parâmetros da C_{pulso} e das funções dos *DTR* obtidas pelo traçador NaCl, para as três taxas hidráulica de aplicação superficial são apresentados na Tabela 6.2.

TABELA 6.2 – Resultados dos principais parâmetros da curva C_{pulso} do NaCl e de suas funções de *DTR* para as três taxas hidráulicas investigadas.

TAS (m ³ /m ² .d)	Rec. (%)	t _i (min)	t ₁₀ (min)	t _p (min)	t ₉₀ (min)	t _{máx} (min)	t _{total} (min)	\bar{t} (min)	σ^2 (min ²)
2,25	85	3	11	9	100	111	120	22,7	460
4,5	88	3	7	6	60	66	120	15,4	168
9,0	88	3	5	6	40	45	120	12,8	85

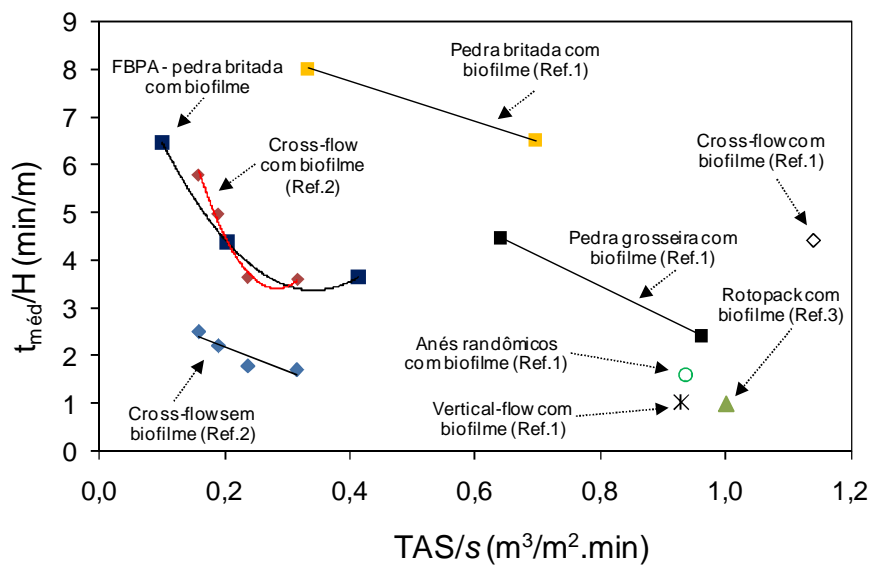
Q: vazão afluente aplicada no FBPA. Rec.: percentual da massa recuperada do traçador. t_i: tempo de resposta do traçador. t_p: tempo em que o pico do traçador é observado. t₁₀: tempo que 10% do traçador passa pelo reator. t₉₀: tempo que 90% do traçador passa pelo reator. t_{máx}: tempo máximo que o traçador foi observado. t_{total}: tempo total do ensaio. \bar{t} : tempo médio de residência do líquido. σ^2 : variância ou espalhamento da curva de concentração do traçador.

Em relação aos percentuais de recuperação do traçador NaCl, entre as três taxas hidráulicas investigadas, foi observada uma pequena variação ou quase nenhuma, mesmo tendo ocorrido com ampla variação do tempo máximo ($t_{máx}$) analisado. Dessa forma, acredita-se que o traçador NaCl pode proporcionar resultados satisfatórios para a determinação das *DTRs* em FBPA.

Os tempos de respostas obtidos pelos parâmetros da C_{pulso} e das funções de *DTR* (\bar{t} e σ^2) apresentaram uma relação esperada, ou seja, quanto maior a taxa hidráulica aplicada, menor seria o tempo de resposta do traçador e menor a variância da curva de *DTR*. O fato que chama atenção foi que, apesar do tempo médio de residência (\bar{t}) ter apresentado também uma relação inversa com a taxa hidráulica, essa relação não foi linear, corroborando assim com a teoria da capacidade de retenção líquida do FBPA, que é representado pela soma do volume do filme líquido (entre as interfaces gás e biofilme) e o volume drenado para o biofilme.

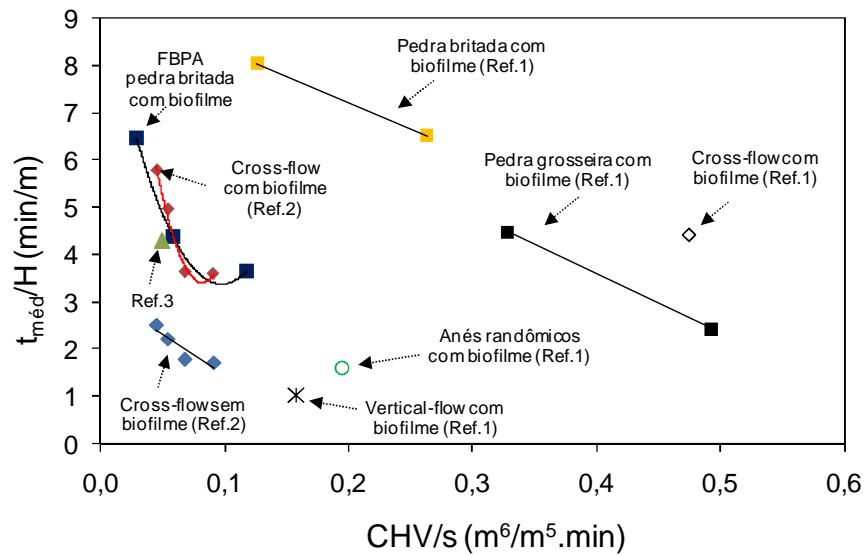
Ressalta-se que os valores dos tempos médios de residência obtidos pela DTR de aproximadamente de 13 a 23 min para as TAS (2,25, 4,5 e 9,0 m³/m²d) foram bem inferiores aos tempos médios de residência observados na grande maioria de reatores biológicos utilizados no tratamento de esgotos, que geralmente variam de algumas horas a dias.

A variação da DTR, conseqüentemente ao tempo médio de residência, é apontada na literatura, em razão, principalmente, da taxa hidráulica, presença e quantidade de biofilme e do meio de enchimento utilizado no FBP. Nesse sentido, os resultados obtidos na investigação das três taxas hidráulicas do FBPA foram comparados a outros resultados apresentados na literatura mediante a relação \bar{t}/H em função da CHV e da TAS conforme apresentado nas Figuras 6.3 e 6.4. Onde, \bar{t} é apresentado como $t_{méd}$ (min), H é a altura do filtro (m), CHV é a carga hidráulica volumétrica (m³/m³.min) e TAS é a taxa de aplicação superficial (m³/m².min) e s é a área superficial específica do meio de enchimento (m²/m³).



Ref.1: Séguret *et al.* (2000); Ref.2: Vassel & Schrobiltgen (1991); Ref.3: Almeida *et al.* (2011).

FIGURA 6.4: Comparação dos valores de \bar{t}/H versus a TAS/s no FBPA com outros FBPs utilizando diferentes tipos de enchimento e presença de biofilme.



Ref.1: Séguret *et al.* (2000); Ref.2: Vasel & Schrobiltgen (1991); Ref.3: Almeida *et al.* (2011).

FIGURA 6.5: Comparação dos valores de \bar{t}/H versus a CHV/s no FBPA com outros FBPs utilizando diferentes tipos de enchimento e presença de biofilme.

Diante das comparações apresentadas nas Figuras 6.3 e 6.4, foi observado que, de modo geral, para as semelhantes taxas hidráulicas aplicadas (CHV e TAS) nos FBPs, com meios de enchimento de pedra (britada e grosseira) e com a presença de biofilme, apresentaram um tempo de retenção maior do que àquela apresentada para os FBPs, com outros meios de enchimento e a presença de biofilme, com exceção do FBP com *Cross-flow*, apresentado por Séguret *et al.* (2000).

Verificou-se que os resultados dos tempos de residência, obtidos no FBPA, foram inferiores aos resultados apresentados nos outros FBPs com meios de enchimento semelhantes (pedra britada e grosseira). Todavia, quando comparados com as taxas hidráulicas (CHV e TAS) mais próximas, os resultados do FBPA foram próximos aos resultados obtidos por Vasel & Schrobiltgen (1991), no FBP com meio de enchimento plástico (*Cross-flow*) com biofilme, e bem superiores aos resultados deste FBP sem biofilme.

Pôde se observado também que para os valores dos tempos de residência obtidos no FBPA de aproximadamente 13 a 23 minutos para as TAS investigadas (2,25, 4,5 e 9,0 m³/m²d), o líquido (esgoto) gasta entre 3,5 e 6,0 minutos para percolar um metro.

6.1.2 Ajustes dos modelos de escoamentos reais

Os ajustes dos modelos de representação dos escoamentos às curvas de *DTR* são apresentados, a seguir, para as três taxas hidráulicas investigadas com traçador NaCl. Não serão apresentados os ajustes dos modelos às curvas de *DTR* com o traçador LiCl, devido ao baixo percentual de recuperação obtido nos testes realizados, conforme discutido no item anterior. Dessa forma, na sequência deste item, serão apresentados e avaliados os ajustes dos modelos de tanques em série (clássico e com a função de distribuição gama) e de dispersão axial (clássico e com o parâmetro de retenção líquida), assim como os parâmetros hidrodinâmicos obtidos por estes.

Modelos de tanques em série

Na Figura 6.6 são apresentadas as curvas do modelo clássico de tanques em série (*N-TES*), ajustado aos dados de *DTR*, obtidos nas três taxas hidráulicas e investigados no FBPA. As curvas do modelo de *N-TES* foram ajustadas aos dados de *DTR* para o número de tanques em série (*N*), conforme metodologia proposta em Levenspiel (2000).

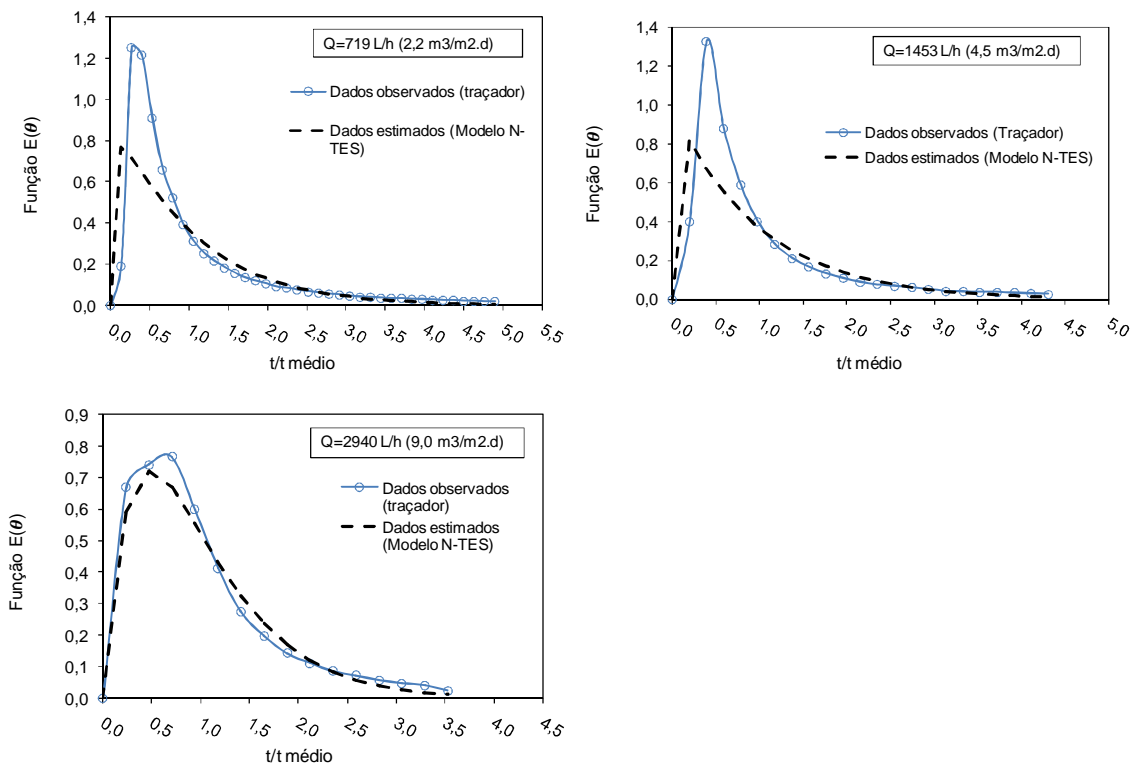


FIGURA 6.6: Curvas da função $E(t)$ normalizadas do modelo clássico de *N-TES* ajustadas aos dados obtidos pela *DTR* para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

As curvas do modelo de tanques em série com a função gama (Γ) - $TES g(t)$ – ajustadas aos dados de DTR , obtidas nos testes hidráulicos realizados no FBPA, são apresentadas na Figura 6.7. Os ajustes das curvas do modelo de $TES g(t)$ aos dados de DTR , obtidos nos ensaios de traçagem, foram realizados para os parâmetros N e o tempo médio de residência (τ) estimado por este modelo, conforme método apresentado por Kadlec & Wallace (2008).

Os valores de N e dos tempos médio de residência, estimados pelos modelos de tanques em série, N - TES e $TES g(t)$, assim como os coeficientes de determinação (R^2) dos ajustes destes modelos às curvas de DTR obtidas pelas taxas hidráulicas investigadas, são apresentados na Tabela 6.3.

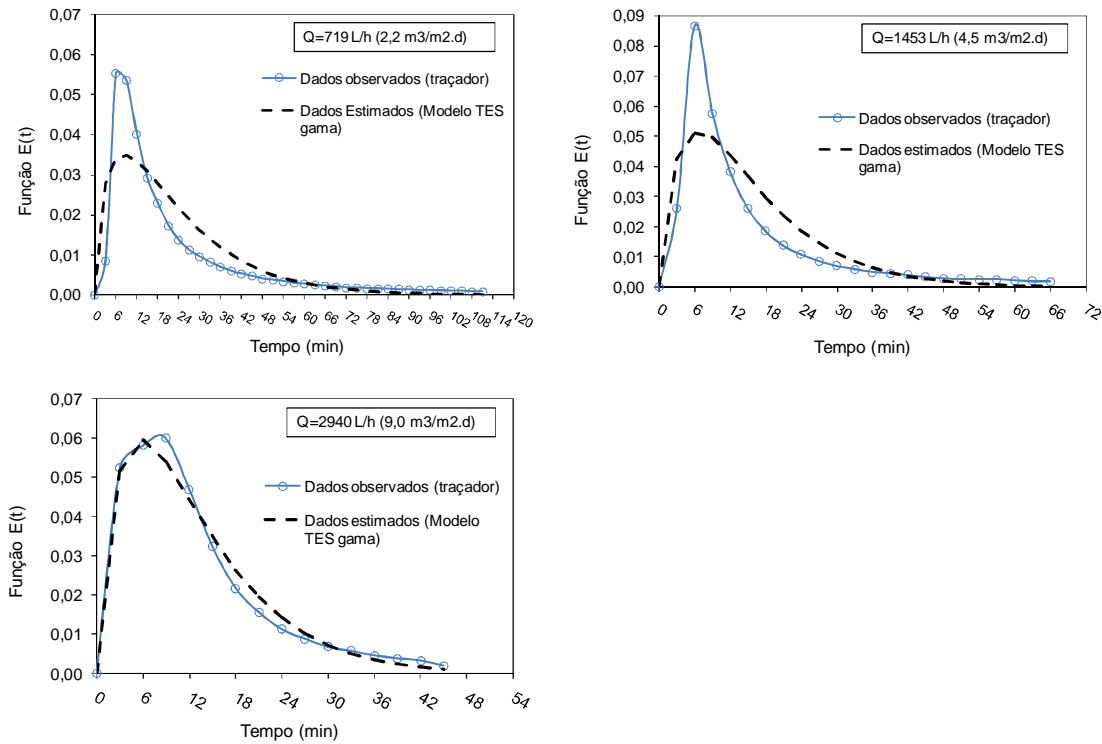


FIGURA 6.7: Curvas da função $E(t)$ do modelo $TES g(t)$ ajustadas aos dados obtidos pela DTR para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

TABELA 6.3 – Valores dos ajustes dos modelos de tanques em série clássico (*N-TES*) e com a função gama *TES g(t)* para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

TAS (m ³ /m ² .d)	Q (L/h)	Modelo <i>N-TES</i>			Modelo <i>TES g(t)</i>		
		\bar{t} (min)	Número de TES (<i>N</i>)	Coefficiente de determinação (<i>R</i> ²)	τ (min)	Número de TES (<i>N</i>)	Coefficiente de determinação (<i>R</i> ²)
2,25	719	22,7	1,12	0,712	18,5	1,59	0,784
4,5	1453	15,4	1,33	0,716	13,0	1,77	0,810
9,0	2940	12,8	1,95	0,986	11,5	1,83	0,991

\bar{t} : tempo médio de residência obtido pela DTR. τ tempo médio de residência estimado pelo modelo *TES g(t)*.

Foi observado que o tempo de residência médio, calculado pelo modelo de tanques em série com a função de distribuição gama *TES g(t)*, apresentou uma variação, em razão da taxa hidráulica aplicada, sendo que o tempo de residência médio reduz com a elevação da taxa hidráulica. A redução não ocorreu, no entanto, na mesma proporção daquela observada pela função de *DTR*, provavelmente, devido à capacidade de retenção líquida do FBPA. Considerou-se também que o tempo de residência médio, estimado pelo modelo *TES g(t)*, foi ligeiramente inferior àqueles obtidos e calculados pela análise de DTR.

Os baixos valores de *N*, estimados em ambos os modelos, indicaram que o escoamento do FBPA tende ao modelo de mistura completa, contrariando a teoria de escoamento ideal de fluxo em pistão para FBPs. A tendência de mistura completa pôde ser observada também no caso do modelo clássico de *TES*, por meio de análise gráfica da conformação entre as curvas estimadas com as curvas típicas de representação da distribuição dos tempos de residência normalizada (*E θ*), apresentadas na Figura 3.15.

Em estudo realizado por Wik (2003), os melhores valores estimados para o número de tanques em série (*N*), por meio dos modelos de tanques em série clássico e com o de biodifusão (*CSBR*), foram de 3 e 10, respectivamente. Os três tanques em série implicaram um escoamento que está bem distante de escoamento ideal de fluxo pistão para FBPs, considerado por este autor. Este comentou ainda que a *DTR*, em reatores de biofilme, apresenta frequentemente uma pronunciada cauda, o que faz com que os modelos convencionais de representação do escoamento, como no caso do modelo clássico de *TES*,

sejam inadequados para descrever a dinâmica do reator. A razão para a cauda é por causa da retenção do traçador no biofilme, que pode estar associada à difusão de substâncias para dentro e para fora do biofilme e à adsorção de substâncias para dentro do biofilme.

Observaram-se bons ajustes às curvas de ambos os modelos de *TES* (clássico e coma a função gama de *DTR*), sendo que o modelo de *TES g(t)* apresentou os melhores ajustes, e que os melhores coeficientes de determinação (R^2) seguiram uma relação direta com o aumento da taxa hidráulica aplicada ao filtro. Consequentemente, na taxa hidráulica de $9,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, os valores obtidos dos R^2 , para ambos os modelos, apresentaram boa aderência aos dados das *DTR*, mesmo que esses modelos não considerem o fenômeno de difusão e que o escoamento tendeu ao de mistura completa.

Contudo acredita-se que o fenômeno de difusão possa influenciar diretamente a dinâmica de representação do escoamento, assim como os baixos valores de *N* possam estar relacionados também com a mistura do líquido e do traçador no sistema de drenagem de fundo do filtro.

Modelos de dispersão axial

Na Figura 6.8 são apresentadas as curvas do modelo de dispersão axial de pequena intensidade (*DPI*), ajustadas aos dados de *DTR*, obtidas nas três taxas hidráulicas investigadas no FBPA. As curvas deste modelo foram ajustadas aos dados de *DTR* para o número de dispersão (D/uL).

Os coeficientes de determinação (R^2) dos ajustes do modelo de *DPI* (dispersão de pequena intensidade) às curvas de *DTR* obtidas pelas taxas hidráulicas investigadas são apresentados na Tabela 6.4, conjuntamente com os dados dos parâmetros hidrodinâmicos estimados por este modelo e pelo modelo de *DGI* (dispersão de grande intensidade).

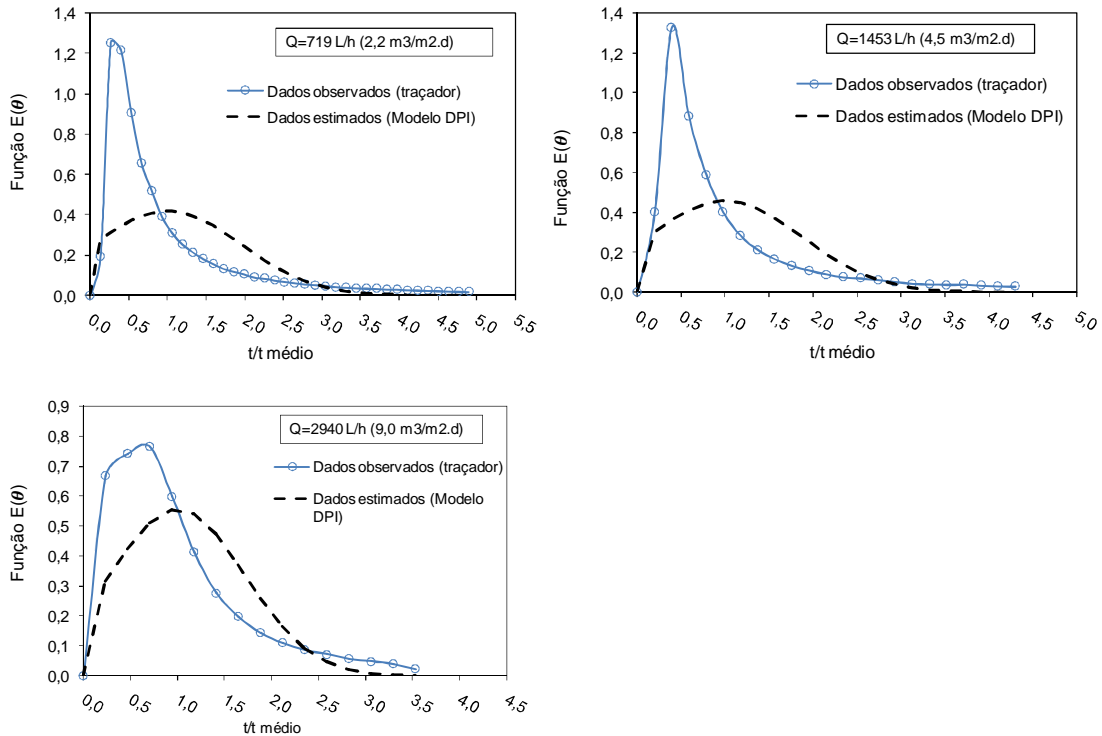


FIGURA 6.8: Curvas da função $E(t)$ normalizadas do modelo DPI ajustadas aos dados obtidos pela DTR para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

TABELA 6.4 – Parâmetros hidrodinâmicos obtidos pelos modelos de DPI e DGI e valores dos ajustes do modelo de DPI para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

TAS (m ³ /m ² .d)	Q (L/h)	Modelo DGI			Modelo DPI			
		d (-)	D (cm ² /s)	Pe (-)	d (-)	D (cm ² /s)	Pe (-)	R ²
2,25	719	2,927	504	0,34	0,448	154	2,23	0,394
4,5	1453	1,094	255	0,91	0,377	176	2,65	0,413
9,0	2940	0,408	109	2,48	0,256	136	3,9	0,784

d : número de dispersão. D : coeficiente de dispersão. Pe : número de Peclet. R^2 : coeficiente de determinação de ajuste do modelo aos dados da curva do traçador.

Observa-se que os valores do número de dispersão (D/uL) obtidos podem ser enquadrados como de grande dispersão ($d > 0,25$), conforme classificação que foi proposta em Metcalf & Eddy (2003). Nesse sentido, conforme as curvas típicas de representação da distribuição dos tempos de residência normalizada (E_{θ}) do modelo DGI , apresentadas na Figura 3.14, o valor máximo do número de dispersão estimado ($d = 2,927$), que foi para a menor taxa hidráulica

aplicada, pode ser considerado bem próximo ao valor de $d=3$, que se aproxima do escoamento de mistura completa.

No entanto, os ajustes do modelo de *DPI* apresentaram valores estimados do número de dispersão (d) superiores ao valor do número de dispersão ($d < 0,01$), proposto em Levenspiel (2000). No caso do modelo de *DGI* (dispersão de grande intensidade), os valores do número de dispersão estimados para as taxas de 2,25 e 4,5 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ foram superiores ao valor de 1,0, que de acordo com a concepção de Levenspiel (2000) seria o valor máximo para a utilização deste modelo. Dessa forma, os resultados obtidos para os números de dispersão apresentaram assim inconformidade para a utilização de ambos os modelos de dispersão axial (*DPI* e *DGI*), para o ajuste das *DTR* obtidas pelas taxas de aplicação hidráulica investigadas.

Na Figura 6.9 são apresentadas as curvas do modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991), que foi ajustado quanto aos parâmetros d (número de dispersão) e β (retenção líquida no filtro) aos dados de *DTR*, obtidos nas três taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

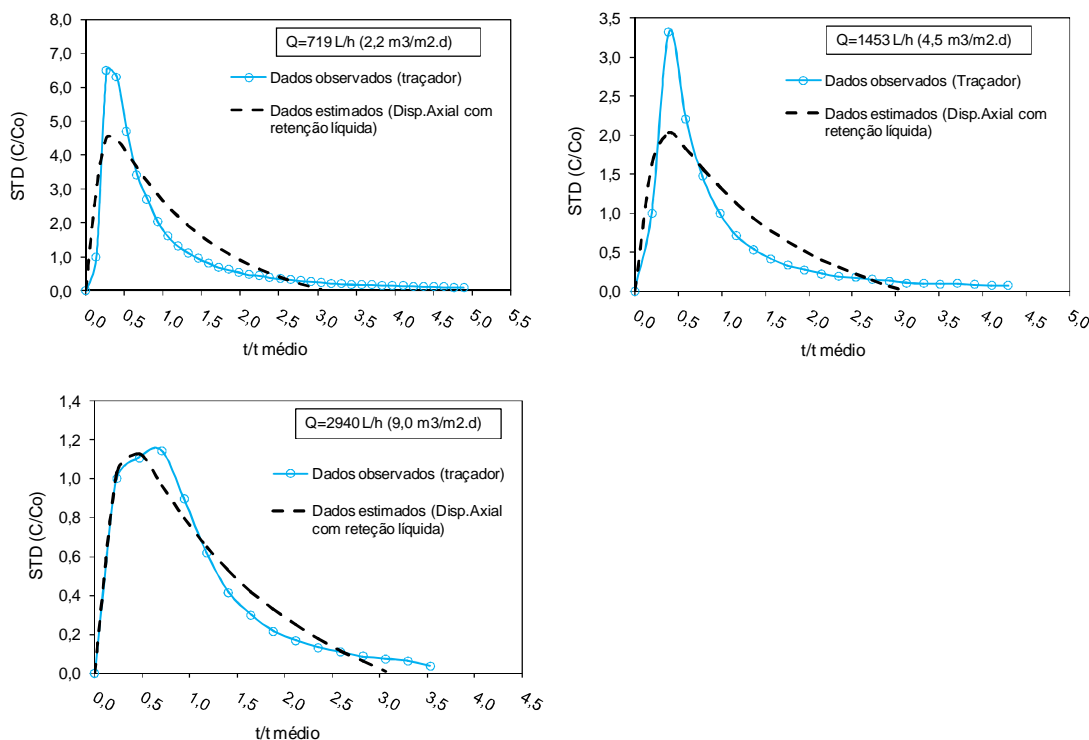


FIGURA 6.9: Curvas normalizadas do modelo de dispersão axial com a função de retenção líquida ajustadas aos dados obtidos pela *DTR* para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

Na Tabela 6.5 são apresentados os valores dos coeficientes de determinação dos ajustes do modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida, para as curvas de *DTR* das taxas hidráulicas investigadas, assim como os dados dos parâmetros hidráulicos estimados por esse modelo.

TABELA 6.5 – Valores dos ajustes do modelo de dispersão axial com parâmetro de retenção líquida para as taxas hidráulicas investigadas no FBPA.

TAS (m ³ /m ² .d)	Q (L/h)	Dispersão axial com parâmetro de retenção líquida					
		TS (min)	β (%)	d (-)	D (cm ² /s)	Pe (-)	R ²
2,2	719	16,12	0,69	0,90	156	1,11	0,838
4,5	1453	14,25	0,92	1,11	258	0,90	0,813
9,0	2940	13,72	1,12	1,29	342	0,78	0,976

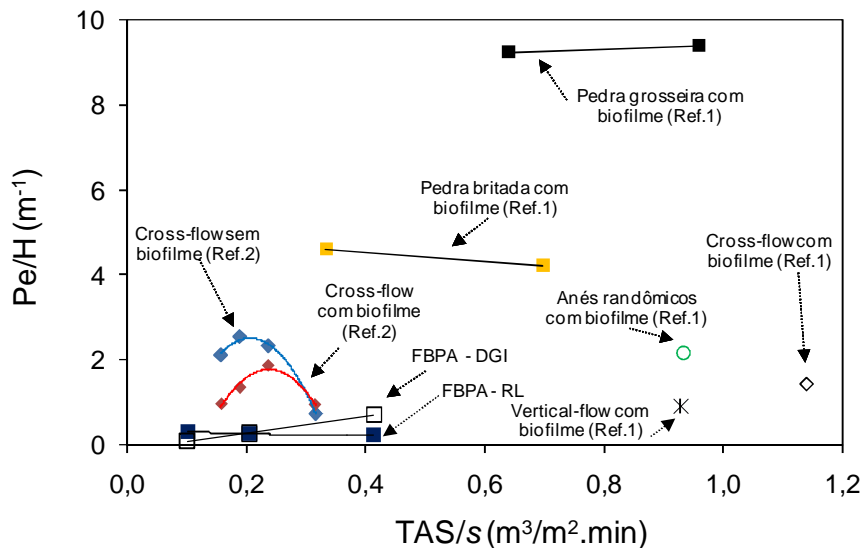
TS: tempo de residência médio. β : parâmetro de retenção líquida. d: número de dispersão. D: coeficiente de dispersão. Pe: número de Peclet. R²: coeficiente de determinação de ajuste do modelo aos dados da curva do traçador.

De modo geral, o modelo de dispersão axial, com o parâmetro de retenção líquida, foi o que apresentou as melhores aderências às curvas de traçagem para as três taxas hidráulicas investigadas no FBPA. Os valores dos coeficientes de determinação dos ajustes do modelo de dispersão axial, com parâmetro de retenção líquida, apresentaram-se bastante semelhantes para as duas menores taxas hidráulicas aplicadas e com um moderado grau de ajuste às curvas de *DTR*. Observou-se que o modelo obteve o melhor ajuste para a maior taxa hidráulica aplicada e com um elevado valor de R² (0,976), fato este que ocorreu para todos os modelos utilizados neste trabalho.

A respeito dos parâmetros hidráulicos estimados pelo modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida, o número de dispersão apresentou uma relação inversa ao da taxa hidráulica aplicada, como também foi observado no estudo apresentado por Vassel & Schrobiltgen (1991). De maneira que, quanto maior a taxa hidráulica aplicada, maior o valor do número de dispersão. No entanto, mesmo que os valores do número de dispersão estimados pelo modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida possam indicar um elevado grau de dispersão, eles estiveram bem abaixo de valores aproximados de 3 que podem ser considerados como aproximando às condições de mistura completa.

Os valores estimados do parâmetro de retenção líquida (β) demonstraram uma relação direta e quase linear à elevação das taxas hidráulicas aplicadas, ou seja, quanto maior a taxa hidráulica aplicada, maior a retenção líquida no filtro, como foi observado também em outros estudos (VASEL & SCHROBILTGEN, 1991; SÉGURET *et al.*, 2000). Acredita-se que a capacidade de retenção líquida no FBPA pode estar associada, além da capacidade de drenagem do biofilme constituído no meio de enchimento, com as condições de distribuição do afluente e umedecimento do meio de enchimento do FBP. Neste sentido, o sistema de distribuição torna-se um importante agente no desempenho dos FBPs, conduzindo a um espalhamento mais uniforme do líquido no meio de enchimento e reduzindo os caminhos preferenciais e as zonas mortas.

Na Figura 6.10 são apresentados os valores do número de Peclet (Pe), obtidos no FBPA, conjuntamente com valores obtidos em outros FBPs, utilizando diferentes meios de enchimento e sistema de alimentação, estimados por meio dos modelos de dispersão axial de grande intensidade (DGI), de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida e de biodifusão.



FBPA-DGI: modelo de dispersão de grande intensidade. FBPA-RL: modelo de dispersão axial com parâmetro de retenção líquida. Ref. 1: Séguret et al. (2000); Ref.2: Vasel & Schrobiltgen (1991).

FIGURA 6.10: Comparação dos valores de Pe/H versus TAS/s obtidos no FBPA com outro FBP investigado com o meio de enchimento sem e com a presença de biofilme.

Em relação ao tempo de residência médio (TS), estimado pelo modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida, foi observado que o TS apresentou uma redução com o aumento das taxas hidráulicas aplicadas. Todavia, essa redução foi proporcionalmente inferior àquelas observadas pela função de DTR e pelo modelo de $TES g(t)$. Na Figura 6.11 são apresentados os valores de TS , obtidos no FBPA, e o estudo apresentado por Vasel & Schrobiltgen (1991), no qual foi visto o aumento considerável que a presença de biofilme proporciona ao tempo de residência do FBP investigado.

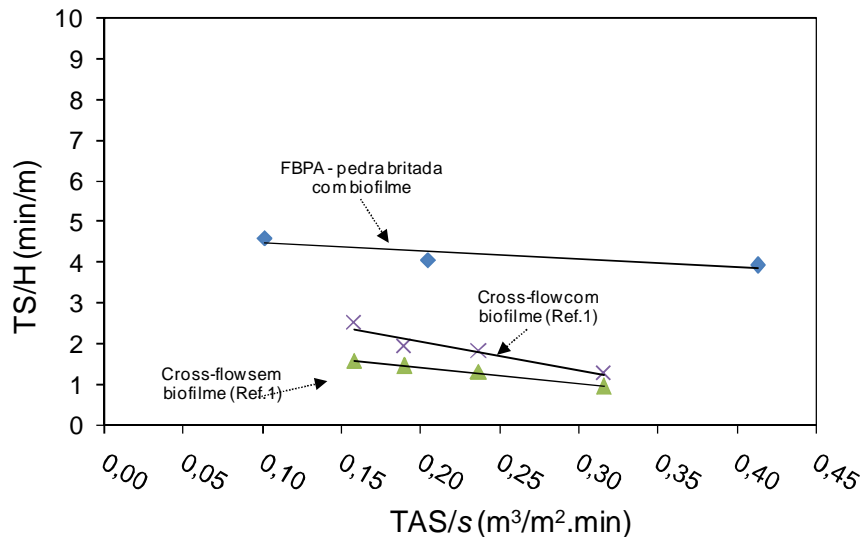


FIGURA 6.11: Comparação dos valores de TS/H obtidos no FBPA com outro FBP com de enchimento com e sem biofilme. Ref.1: VASEL & SCHROBILTGEN (1991).

Por conseguinte, o tempo de residência (TS), calculado a partir do modelo hidrodinâmico de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida, foi inferior aos outros tempos de residência, calculados a partir da função de DTR e do modelo de $TES g(t)$, com exceção do obtido com a maior taxa hidráulica aplicada (Figura 6.12 a).

Foi observado também que em todos os três modelos utilizados para determinar o tempo médio de residência, este variou em função da taxa hidráulica aplicada, mas não com uma relação linear, provavelmente devido à capacidade de retenção líquida do filtro (Figura 6.12 b).

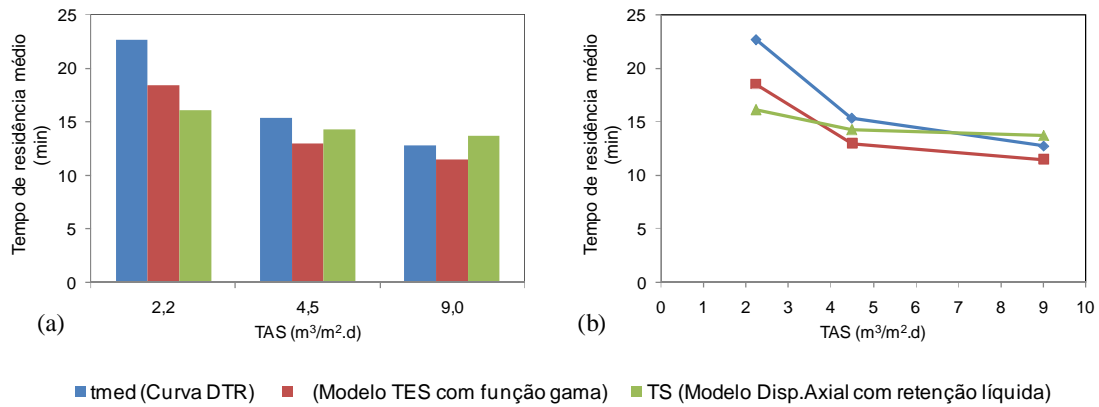


FIGURA 6.12: Tempo de residência médio estimado pela função DTR e pelos modelos TES com a função gama e de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquido.

6.2 Avaliação do desempenho do sistema UASB/FBPA

Com o objetivo de avaliar o desempenho do FBPA, quanto à remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal (nitrificação parcial), para diferentes alturas do meio suporte e taxas de aplicação hidráulica superficial, foi realizado monitoramento dos parâmetros físico-químicos convencionais descritos no item 5.3.1. As análises desses parâmetros foram feitas no esgoto bruto após o tratamento preliminar (gradeamento e desarenação) e nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA.

Os resultados observados no monitoramento do sistema UASB/FBPA referem-se às seguintes etapas de operação do FBPA:

- *primeira etapa (E1)*: realizada de 7 de abril a 4 de agosto de 2010 (aproximadamente quatro meses). Observa-se que o filtro já se encontrava em operação no pós-tratamento de efluente dos reatores UASB geminados (unidade R1) antes de iniciar a Etapa 1. O FBPA foi operado nesta etapa com altura de 2,3 m e o sistema de distribuição constituído por tubos perfurados;
- *primeira fase da segunda etapa (E2F1)*: realizada de 29 setembro de 2010 a 13 de julho de 2011 (aproximadamente nove meses). Nesta etapa o FBPA ainda continuou atuando no pós-tratamento do efluente da unidade R1 dos reatores UASB geminados.

Observa-se que no período anterior a esta etapa, entre os dias 6 de agosto e 28 de setembro de 2010 foi interrompida a operação do FBPA para a obra de elevação do meio de enchimento e a troca do sistema de distribuição. A partir desta etapa o filtro foi operado com altura de 3,5 m e o sistema de distribuição constituído por canaletas com vertedores;

- *segunda fase da segunda etapa (E2F2)*: realizada de 26 de agosto de 2011 a 20 de junho de 2012 (aproximadamente dez meses). No período de 14 de julho a 25 de agosto de 2011, entre as etapas E2F1 e E2F2, foram realizados ajustes na troca de reator UASB e da vazão aplicada no FBPA. Observa-se que a filtro continuou sendo operado e monitorado, no entanto os dados observados nesse período não foram considerados para a avaliação desta etapa de operação. A utilização de outro reator UASB foi necessária devido à maior taxa hidráulica requerida para esta etapa de operação do FBPA, conforme relatado nos itens 5.1 e 5.2. A partir dessa etapa de operação, E2F2, o FBPA foi operado com o efluente do reator UASB do sistema compacto UASB/FBP;
- e a *terceira fase da segunda etapa de operação (E2F3)*: realizada a partir de 2 de outubro de 2012. No entanto, os resultados dessa etapa não foram apresentados devido ao baixo número de dados obtidos no monitoramento, decorrente da dificuldade em ajustar a vazão afluente ao FBPA (de 70 para 17,5 m³/d), e pelas várias substituições na equipe de monitoramento do sistema, prejudicando a geração de dados consistentes. A etapa E2F3 foi utilizada nesse trabalho apenas para avaliação do comportamento hidrodinâmico e da capacidade de transferência de oxigênio no FBPA.

Na Tabela 6.6 é apresentada uma síntese das principais observações relativas a cada etapa de operação do FBPA.

TABELA 6.6 – Períodos monitorados e observações relevantes à operação do FBPA.

Etapa de operação	TAS (m³/m².d)	Período monitorado (considerado para a avaliação da etapa)		Observações relevantes à operação
Etapa 1	4,5	07/abr/2010 a 04/ago/2010 (129 dias de operação)		O FBPA já se encontrava em operação antes desta etapa.
Etapa 2-F1	4,5	29/set/2010 a 13/jul/2011 (288 dias de operação)		No período de 06/ago a 28/set de 2010 foram realizadas as obras de elevação do meio de enchimento e a troca do sistema de distribuição.
Etapa 2-F2	9,0	26/ago/2011 a 20/jun/2012 (300 dias de operação)		No período de 14/jul a 25/ago de 2011 foram realizados ajustes para a troca do reator UASB e ajustes da vazão aplicada no FBPA.
Etapa 2-F3	2,25	02/out/2012	Atual (-)	No período de 22/jun a 01/out de 2012 foram realizados ajustes no sistema de distribuição do FBPA para a vazão de projeto de 17,5 m ³ /d.

Nos itens a seguir são apresentados e discutidos os resultados do desempenho do sistema UASB/FBPA, sendo dado um enfoque ao FBPA, que é o objeto de estudo desta tese.

6.2.1 Condições de operação impostas

O reator UASB geminado (unidade R1) e o outro reator do sistema compacto cilíndrico (UASB/FBP), utilizados separadamente em cada etapa de operação do FBPA, foram operados continuamente, sem variações significativas, se aproximando de um regime hidráulico permanente, com vazões médias de 33 e 73m³/d para cada unidade, respectivamente.

Os tempos de detenção hidráulica médios nos reatores UASB foram aproximadamente de 6,5 h para a unidade R1 dos reatores UASB geminados; e de 7 h, para o reator UASB do sistema compacto UASB/FBP. A velocidade ascensional média em cada reator foi de aproximada de 0,95 m/h na unidade R1 dos reatores UASB geminados e de 0,62 m/h na UASB do sistema compacto UASB/FBP. Observa-se que os TDH médios resultantes da operação dos reatores UASB apresentaram-se ligeiramente inferiores aos recomendados em von Sperling &

Chernicharo (2005), TDH de 7 a 8 horas para condições de vazão média; e temperatura média do esgoto (24°C).

Os resultados médios das condições de operação impostas ao FBPA em cada uma das fases são apresentados na Tabela 6.7.

TABELA 6.7 – Resultados médios e desvio padrão das condições impostas ao FBPA nas etapas de operação.

Etapas	Altura total (m)	Vazão (m³/d)	TAS (m³/m².d)	CHV (m³/m³.d)	COV DBO (kg /m³.d)	Carga de contato NTK (g/m².d)	DQO/DBO Afluente	DBO/NTK Afluente
E1	2,3	32,1 (8)	4,1 (1,0)	2,7 (0,6)	0,23 (0,08)	3,0 (1,3)	2,4 (0,4)	2,3 (0,8)
E2F1	3,5	32,2 (3)	4,1 (0,4)	1,5 (0,1)	0,11 (0,12)	2,6 (0,4)	2,7 (0,5)	2,2 (0,9)
E2F2	3,5	73,5 (6)	9,3 (0,7)	3,5 (0,3)	0,17 (0,04)	6,5 (0,8)	2,8 (0,7)	1,2 (0,3)

Altura total: altura total do FBPA (camada do meio de enchimento + camada de fundo drenante). TAS: Taxa de aplicação superficial (razão entre a vazão e a área superficial útil). CHV: Carga hidráulica volumétrica (razão entre a vazão e o volume útil). COV DBO: carga orgânica volumétrica de DBO₅ total afluente ao FBPA (razão entre a carga afluente e o volume útil). Carga de contato NTK: carga afluente de NTK aplicada por área superficial específica total do FBPA. DQO/DQO: razão entre as concentrações médias de DQO total por DBO total afluentes ao FBPA. DBO/NTK: razão entre as concentrações médias de DBO total e NTK afluentes ao FBPA. (): desvio padrão

As vazões médias de 32 m³/d, aplicadas na Etapa 1 (E1) e Etapa 2 Fase 1 (E2F1) de operação do FBPA, corresponderam a uma população equivalente de aproximadamente 250 habitantes em cada etapa, o que conduz à seguinte área per capita e requisitos de volume: 0,04 m² de área superficial total por habitante; e 0,140 m³ de volume total por habitante. Na etapa E2FF2, a vazão média de 72 m³/d, afluente ao FBPA, correspondeu a um equivalente populacional de cerca de 550 habitantes, o que conduziu à área per capita de 0,02 m² de área superficial total por habitante, e requisitos de volume de 0,07 m³ de volume total por habitante.

Conforme a classificação proposta por Metcalf & Eddy (2003), as etapas E1 e E2F1 podem ser classificadas como de “baixa taxa” para as cargas orgânicas volumétricas (COV) de DBO total e para a taxa de aplicação superficial (TAS), conforme as taxas médias aplicadas. Para a etapa de operação E2F2, as taxas médias aplicadas podem ser classificadas como de “baixa taxa” para as cargas orgânicas volumétricas (COV) de DBO total e de “taxa intermediária”. Sob estas condições, é esperada a ocorrência de nitrificação parcial a completa em FBPs, conforme apresentado na Tabela 3.3 e reportada em Metcalf & Eddy (2003). Deve ser

lembrado que as cargas orgânicas volumétricas relatadas em Metcalf & Eddy (2003) são para efluentes de tanques de sedimentação primários (com habituais eficiências de remoção de DBO em torno de 30%), enquanto que no presente caso, o efluente utilizado é de reator UASB (eficiência de remoção de 70% aproximadamente).

Observou-se que as cargas de contato de NTK aplicadas ao FBPA foram bem superiores às faixas propostas para FBPs convencionais de único estágio utilizados para a remoção de DBO e nitrificação, conforme é apresentado na Tabela 3.6. No entanto, a relação DBO/NTK afluente do filtro, importante para a avaliação da nitrificação em filtro biológico percolador, em todas as etapas de operação do FBPA, manteve-se abaixo do limite máximo recomendado ($DBO/NTK < 3$) para a operação de FBPs de estágio único (remoção conjunta de DBO e N-amoniaco), proposto em USEPA (1991).

Na Figura 6.13 são apresentados *box-plot* das taxas hidráulicas (TAS e CHV), das cargas orgânicas volumétricas (COV de DBO) e cargas de contato de NTK impostas ao FBPA, em cada uma das etapas e fases de operação investigadas nesse trabalho.

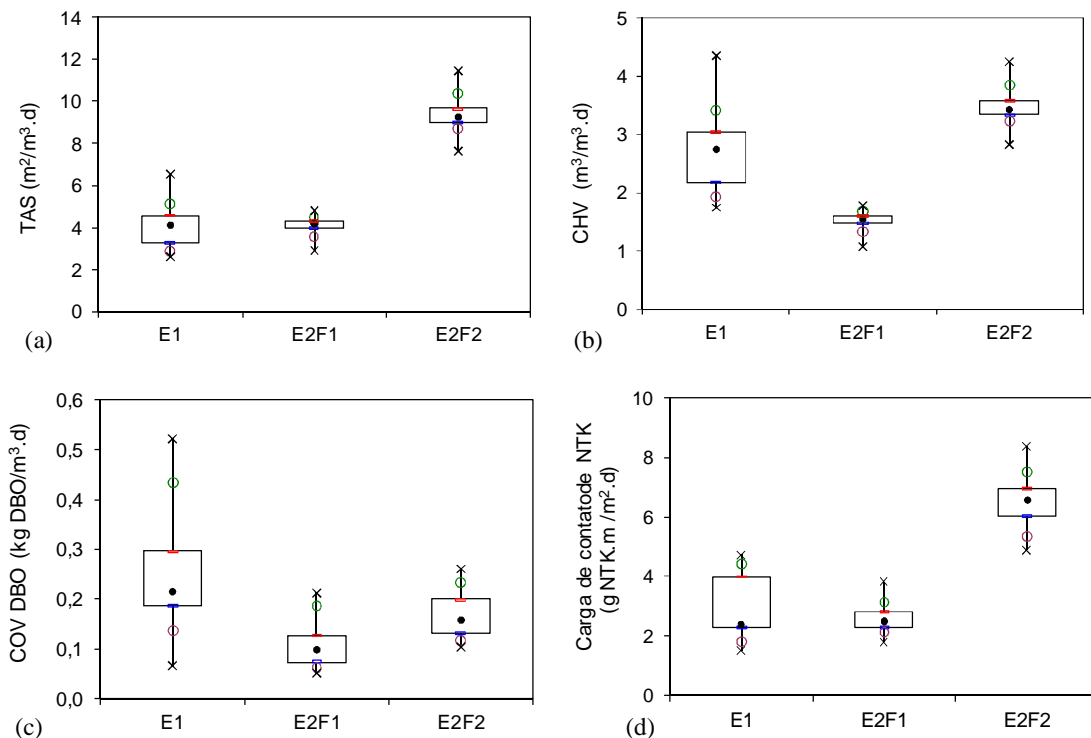


FIGURA 6.13: *Box-plot* das TAS (a), CHV (b), COV DBO (c) e cargas de contato de NTK (d) impostas ao FBPA em cada etapa de operação.

Como pôde ser observado na Figura 6.13, verificou-se que na etapa de operação E1 ocorreram maiores variações dos dados das taxas hidráulicas (TAS e CHV) e das cargas de DBO e NTK aplicadas no FBPA em relação às outras etapas de operação. Os coeficientes de variação (média/desvio padrão) das taxas hidráulicas aplicadas (TAS e CHV) foram de 0,24, 0,09 e 0,08 para as etapas E1, E2F1 e E2F2, respectivamente.

Para as COVs de DBO os coeficientes de variação das etapas E1, E2F1 e E2F2 foram respectivamente de 0,48, 0,40 e 0,26. Já para as cargas de contato de NTK os coeficientes foram de 0,45, 0,17 e 0,12 para as etapas E1, E2F1 e E2F2, respectivamente.

Acredita-se que as variações de COV de DBO e carga de contato de NTK ocorridas na etapa E1 estejam relacionadas, principalmente, com as variações ocorridas das taxas hidráulicas, motivadas pela dificuldade de controlar a vazão afluente ao filtro. No caso das variações das COVs de DBO nas etapas E2F1 e E2F2 acredita-se que foram devido às condições operacionais dos reatores UASB utilizados em cada etapa de operação do filtro.

Quanto à variação da COVs de DBO entre as etapas de operação, era esperada uma diferença maior entre as etapas E2F1 e E2F2, como ocorreu para a carga de contato de NTK, já que na etapa E2F2 a taxa hidráulica dobrou (de 4,1 para 9,3 m³/m².d). Acredita-se que esta diferença das COVs de DBO entre as etapas E2F1 e E2F2 esteja associada ao melhor desempenho na remoção de DBO ocorrida na E2F2, conforme será apresentado nos itens a seguir.

Observa-se que nas etapas E2F1 e E2F2, a operação e monitoramento do sistema recobriram parte dos dois períodos extremos do clima local: período chuvoso com temperaturas mais elevadas (outubro a março), e o período seco com temperaturas mais baixas (abril a setembro).

É sabido que as condições climáticas como a chuva e a temperatura podem influenciar na qualidade do esgoto afluente na planta de tratamento. Nesse sentido, as concentrações de DBO afluente ao sistema de tratamento não apresentaram uma diferença significativa ($p > 0,05$) entre os períodos secos e chuvosos das etapas E2F1 e E2F2, conforme os resultados dos níveis de significância obtidos pelos testes estáticos de variância utilizados (Tabela 6.9 e Apêndice C).

Portanto as variações de COVs de DBO ocorridas nas etapas E2F1 E2F2 possivelmente estão relacionadas com a operação dos reatores UASB do que entre os períodos climáticos. Já para as cargas de contato e NTK, acredita-se que as variações observadas possam estar mais relacionadas com os períodos seco e chuvoso local, visto que os resultados dos testes estatísticos de variância apontaram diferença significativa para as concentrações de NTK afluentes a planta de tratamento, que provavelmente teve relação com a poluição difusa originária da drenagem pluvial que foi inserida na rede de esgotos sanitários.

As precipitações mensais acumuladas e as temperaturas do ar (máximas, médias e mínimas) observadas durante todo o período de operação do FBPA são apresentadas respectivamente, nas Figuras 6.14 e 6.15. Como pode ser observado na Figura 6.14 a operação nas etapas E2F1 e E2F2 recobriram para cada etapa 4 meses no período seco, e no período chuvoso foram 5 meses (E2F1) e 6 meses (E2F2).

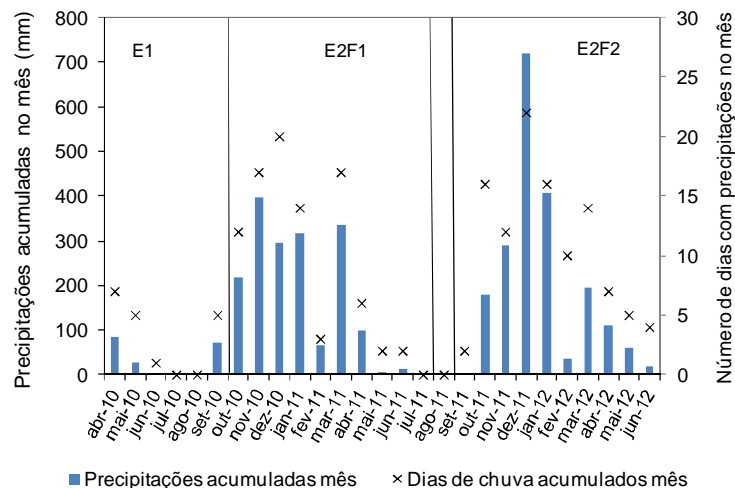


FIGURA 6.14: Precipitações mensais e número de dias com precipitações por mês durante os períodos de operação do FBPA.

Os testes estatísticos de variância apresentaram diferença significativa somente entre as etapas E1 e E2F1 com relação às precipitações, como era esperado, já que na etapa E1 recobriu apenas o período seco local.

As temperaturas médias do ar, observadas pelas médias diárias durante as etapas de operação, foram de 20,3, 22,4 e 22,4°C para as etapas E1 e E2F1 e E2F2, respectivamente. Na etapa

E2F1, as temperaturas médias diárias apresentaram valores médios de 20,6°C para o período seco e de 23,3°C para o período chuvoso.

Já na etapa E2F2, os valores médios das temperaturas médias diárias foram de 21,9°C (período seco) e 22,7°C (período chuvoso). Os testes estatísticos de variância apresentaram diferenças significativas para as temperaturas médias diárias do ar observadas entre as etapas E1 e E2F1, e entre os períodos seco e chuvoso local, apenas para a etapa E2F1.

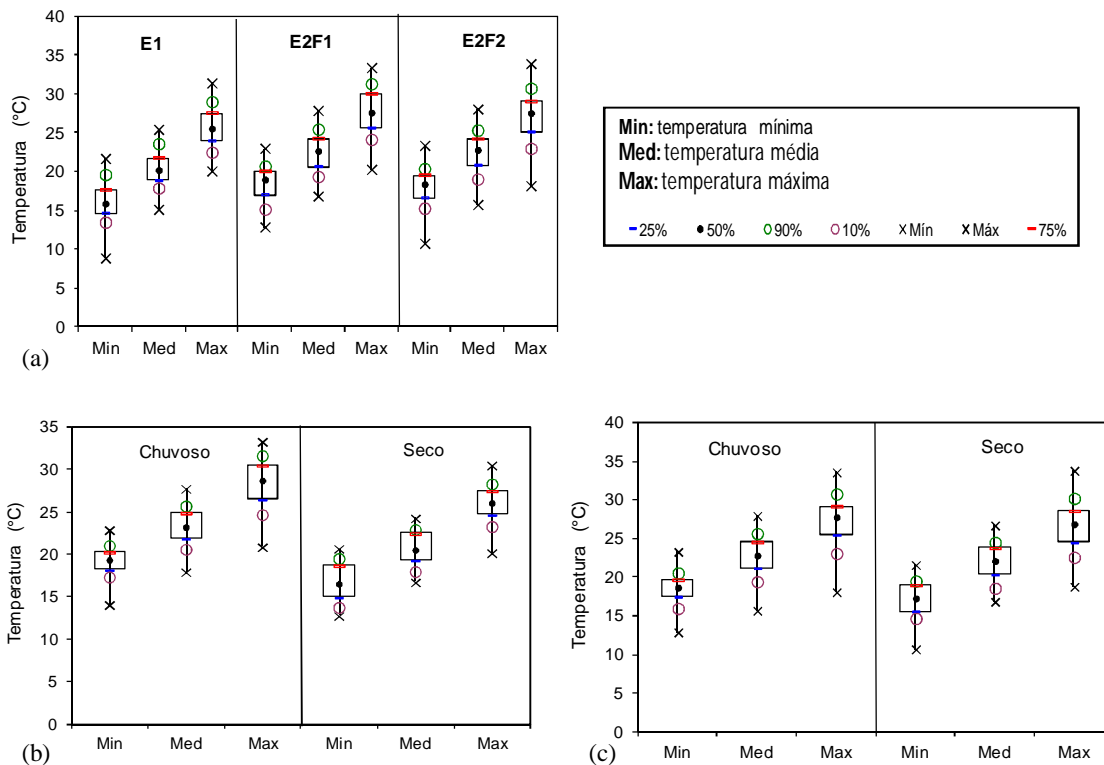


FIGURA 6.15: *Box-plot* das temperaturas mínimas, médias e máximas do ar durante os períodos de operação: (a) período completo; (b) períodos chuvoso e seco da E2F1 e (c) períodos chuvoso e seco da E2F2.

6.2.2 Desempenho global

Na Tabela 6.8 é apresentado um resumo das concentrações e eficiências de remoção obtidas em cada unidade da linha de tratamento, para cada etapa de operação investigada.

TABELA 6.8 – Síntese das concentrações médias e eficiências de remoção medianas obtidas no monitoramento do sistema UASB/FBPA para cada etapa e fase de operação.

Parâmetro / etapa de operação	n	Esgoto bruto (mg/L) Média	Efluente UASB		Efluente FBPA		Efic.Rem. Global (%) Mediana	
			Concentração (mg/L) Média	Efic.Rem. (%) Mediana	Concentração (mg/L) Média	Efic.Rem. (%) Mediana		
Temperatura do líquido	E1	22	24,0 (1,6)	23,9 (1,6)	-	22,9 (2,1)	-	-
	E2F1	54	24,0 (1,8)	23,9 (1,6)	-	22,9 (1,6)	-	-
	E2F2	95	23,6 (1,4)	23,7 (1,2)	-	23,5 (1,3)	-	-
OD	E1	26	0,2 (0,1)	0,6 (0,4)	-	5,1 (0,5)	-	-
	E2F1	51	0,2 (0,2)	0,6 (0,6)	-	5,4 (0,6)	-	-
	E2F2	91	0,6 (0,4)	0,7 (0,3)	-	5,6 (0,6)	-	-
pH	E1	23	7,1 (0,2)	6,8 (0,1)	-	7,7 (0,2)	-	-
	E2F1	70	7,3 (0,2)	6,9 (0,2)	-	7,6 (0,2)	-	-
	E2F2	88	7,3 (0,2)	6,9 (0,1)	-	7,8 (0,2)	-	-
Alcalinidade*	E1	-	-	-	-	-	-	-
	E2F1	68	195 (34)	217 (32)	-	132 (37)	39	39
	E2F2	88	217 (34)	243 (31)	-	199 (29)	18	18
SSed	E1	24	5,9 (1,4)	1,6 (0,7)	79	0,7 (0,8)	58	91
	E2F1	56	4,3 (1,6)	0,8 (0,7)	85	0,6 (0,4)	17	88
	E2F2	88	2,0 (1,4)	0,5 (0,5)	80	0,7 (0,5)	-67	67
SST	E1	20	257 (57)	70 (39)	80	60 (27)	14	80
	E2F1	47	218 (75)	59 (32)	77	47 (22)	16	81
	E2F2	81	207 (56)	71 (35)	66	55 (30)	27	77
SSV	E1	23	175 (86)	46 (24)	81	40 (18)	21	79
	E2F1	55	170 (55)	41 (22)	78	32 (15)	19	84
	E2F2	81	164 (49)	50 (24)	72	38 (18)	32	80
DQO total	E1	26	408 (86)	187 (57)	64	124 (40)	40	79
	E2F1	56	404 (91)	173 (51)	67	95 (29)	42	85
	E2F2	87	398 (101)	132 (44)	78	94 (33)	27	85
DQO solúvel	E1	-	-	-	-	-	-	-
	E2F1	37	-	65 (18)	-	43 (18)	40	-
	E2F2	44	-	52 (15)	-	35 (10)	29	-
DBO total	E1	30	244 (75)	88 (36)	55	52 (25)	33	76
	E2F1	54	224 (66)	72 (19)	62	40 (19)	42	82
	E2F2	56	225 (63)	48 (12)	79	33 (8)	32	86
DBO solúvel	E1	-	-	-	-	-	-	-
	E2F1	26	-	25 (7)	-	16 (8)	42	-
	E2F2	19	-	24 (6)	-	13 (4)	45	-
NTK	E1	8	32 (5)	37 (5)	-	26 (4)	32	32
	E2F1	53	31 (4)	35 (4)	-	24 (6)	30	30
	E2F2	68	32 (4)	38 (3)	-	32 (4)	15	15
N-amoniaco	E1	6	24 (4)	32 (5)	-	23 (3)	28	28
	E2F1	54	25 (4)	30 (4)	-	20 (6)	39	39
	E2F2	74	26 (4)	32 (4)	-	26 (4)	16	16
Nitrito (NO ₂ ⁻ -N)	E1	18	0,005 (0,005)	0,029 (0,10)	-	0,496 (0,813)	-	-
	E2F1	50	0,022 (0,058)	0,005 (0,005)	-	0,731 (0,839)	-	-
	E2F2	96	0,020 (0,039)	0,08 (0,017)	-	1,455 (0,958)	-	-
Nitrato (NO ₃ ⁻ -N)	E1	20	< 0,10	< 0,10	-	2,387 (0,50)	-	-
	E2F1	49	< 0,10	< 0,10	-	9,45 (3,54)	-	-
	E2F2	90	< 0,10	< 0,10	-	2,43 (1,41)	-	-

Esgoto bruto: após tratamento preliminar. Efic.Rem.: Eficiência de remoção. n: número de amostras. Média: média aritmética. * Para alcalinidade a eficiência de remoção é entendida como consumo. (): desvio padrão.

A respeito das características físico-químicas do esgoto bruto (após tratamento preliminar) tratado pelo sistema UASB/FBPA foi observado, em todas as três etapas de operação, que dentre os parâmetros de qualidade avaliados, os sólidos sedimentáveis, a DQO total, o NTK e o N-amoniaco apresentaram-se ligeiramente inferiores às faixas típicas para esgotos sanitários reportadas na literatura (METCALF & EDDY, 2003; VON SERLING & CHERNICHARO; 2005; JORDÃO & PESSÔA, 2009). Este fato também foi observado em outras pesquisas realizadas no CePTS (FRADE, 2003; ALMEIDA, 2007; PAOLI, 2010; COTA, 2011). Neste sentido Cota (2011) comentou que os esgotos gerados na bacia do ribeirão Arrudas encaminhados para a ETE Arrudas (COPASA), localizado o CePTS, onde estão localizadas as unidades experimentais UASB/FBPA, podem estar mais diluídos em função dos usos da água na bacia. Pôde ser observado que o esgoto bruto apresentou em todas as três etapas uma elevada fração biodegradável, representada pela relação DQO_{total}/DBO_{total} média, apresentando os valores de 2,0 (E1) 1,9 (E2F1) e 1,9 (E2F2), indicando assim apto para o tratamento biológico.

Foi observado que os reatores UASB utilizados na linha de tratamento do sistema UASB/FBPA em cada etapa proporcionaram boas eficiências de remoção de sólidos (SSed, SST e SSV), DQO e DBO, apresentando-se próximas aos valores de eficiências reportadas em outras pesquisas realizadas nestes reatores UASB (FRADE, 2003; PAULA & CHERNICHARO, 2007; TEIXEIRA, 2007; PAOLI, 2010) e em outras unidades experimentais e também em escala plena no país (SILVA & CONÇALVES, 2005; ALMEIDA, 2007; FONSECA, 2009; CHERNICHARO & ALMEIDA, 2011; MORAES *et al.*, 2012). No entanto, apesar da importante contribuição dos reatores UASB no tratamento, apresentando boas eficiências médias de remoção de SSed (79 a 85%), SST (66 a 80%), SSV (72 a 81 %), DQO total (64 a 78%) e DBO total (55 a 79%), os valores das concentrações obtidas destes parâmetros e de N-amoniaco não atenderam aos padrões de lançamento determinados pela legislação local (DN COPAM/CERH nº 01/2008) durante todo o período monitorado, como já era esperado devido ao limite da tecnologia.

Neste sentido, com o propósito de complementar o tratamento, o FBPA operando sem decantador secundário acrescentou um considerável polimento na remoção de sólidos, com exceção dos SSed resultantes da etapa E2F2 (TAS de $9,0 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$), DQO, DBO e nitrogênio (NTK e N-amoniaco). Este polimento adicional de matéria orgânica ocorrida no FBPA torna-se bastante relevante, ainda mais que seu afluente (efluente dos reatores UASB) apresentou

menores frações biodegradáveis – frações orgânicas mais facilmente biodegradáveis já foram removidas – do que no esgoto bruto ou mesmo nos efluentes de decantadores primários. Observa-se que as eficiências médias de remoção de NTK (15 a 32%) e de N-amoniaco (16 a 39%) ocorreram apenas no FBPA, devido à nitrificação (como pode ser visto pela produção de nitrato), considerada uma importante vantagem de FBPs quando comparado às tecnologias de tratamento anaeróbias convencionais (que não apresentam como objetivo a remoção de nitrogênio). No entanto, mesmo as maiores eficiências de remoção de NTK e N-amoniaco observadas nas três etapas de operação do FBPA, estas são ainda bastante inferiores às eficiências típicas atingidas em outras tecnologias de tratamento de esgotos, como as lagoas de polimento e os lodos ativados reportadas a literatura (FLORÊNCIO *et al.*, 2009; USEPA, 2009; VON SPERLING & CHERNICHARO, 2005; WEF, 1992).

Outro ponto considerado de bastante relevância quanto à atuação do FBP no polimento adicional ao tratamento, relacionado às etapas E2F1 (4,1 m³/m².d) e E2F2 (9,3 m³/m².d), que atingiram as eficiências médias de remoção de SST de 16 e 27%, SSV de 19 e 32% e DQO total de 42 e 27%, DBO total de 42 e 32%, NTK de 30 e 15% e N-amoniaco de 39 e 16%, deve-se aos tempos médios de residência do líquido observados nessas etapas (aproximadamente 13 e 16 minutos). Estes valores são considerados relativamente baixos para um reator biológico, visto que, os reatores biológicos de grande maioria das tecnologias convencionais de tratamento de esgotos trabalham com tempos médios de residência do esgoto variando de algumas horas a dias de operação. Este fato reforça algumas das vantagens dos reatores de biofilme aderido como: que a sua operação pode ocorrer com tempos médios de residência do líquido inferiores ao tempo de retenção celular, reduzindo o volume necessário para o reator e tornando-os sistemas compactos; e a velocidade de remoção de substrato pode ser superior à de sistemas com crescimento disperso.

Aparentemente a pequena redução do tempo de residência médio entre as etapas E2F1 (TAS de 4,1 m³/m².d) e E2F2 (TAS de 9,3 m³/m².d) de aproximadamente 4 minutos, possa ter resultado na redução das eficiências da maioria dos parâmetros monitorados no efluente do FBPA. No entanto, estas reduções de eficiências podem estar associadas ou terem sido mais influenciadas por outras condições impostas ao filtro como, por exemplo, as melhores eficiências de remoção de DQO total e DBO total obtidas pelo reator UASB operado na etapa E2F2, resultando em menores concentrações de sólidos, DQO e DBO, mais difíceis de serem removidas.

Portanto, a partir da avaliação com base nos resultados médios das concentrações e das eficiências de remoção, o desempenho global do sistema UASB/FBPA, quanto à remoção conjunta de matéria orgânica e N-amoniacal, de modo geral, foi melhor na etapa E2F1 quando o FBPA foi operado com uma altura total 3,5 m e TAS de $4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. Este melhor desempenho da etapa E2F1 deve-se principalmente as maiores eficiências de remoção de NTK e N-amoniacal, já que as eficiências de remoção de sólidos, DQO e DBO foram bem semelhantes. Como já comentado, alguns dos parâmetros de qualidade monitorados apresentaram consideráveis variações entre os efluentes dos reatores UASB e entre os esgotos monitorados nos períodos seco e chuvoso local. Acredita-se assim, que estas variações podem ter influenciado no desempenho do FBPA assim como no desempenho global do sistema UASB/FBPA. Dessa forma, faz-se necessário uma avaliação mais ampla dos resultados em função das condições de operação conduzidas em cada etapa de operação.

Neste sentido, para uma melhor avaliação dessas variações ocorridas no objeto de estudo dessa pesquisa, foi realizada a análise estatística de variância para comparar os resultados das concentrações no esgoto bruto (EB), reatores UASB e no FBPA observadas entre as etapas de operação do filtro que ocorreram com a mesma taxa hidráulica ($4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e diferentes alturas (2,3 e 3,5 m) e entre as etapas que ocorreram com diferentes taxas hidráulicas ($4,1$ e $9,2 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e mesma altura do filtro (3,5 m). A primeira com o intuito de avaliar a influência da altura do meio de enchimento do FBPA, e a segunda para avaliar a influência da taxa hidráulica superficial no desempenho do filtro, e considerando em ambas as variações ocorridas no esgoto e nos efluentes dos reatores UASB.

Na Tabela 6.9 é apresentada uma interpretação dos resultados dos testes estatísticos de variância baseado na ocorrência ou não de diferença significativa conforme os níveis de significância ($p > 0,05$) obtidos pela comparação dos resultados das concentrações dos parâmetros de qualidade observados entre as etapas de operação e os períodos secos e chuvosos. Os resultados dos níveis de significância ($p > 0,05$) dos testes estatísticos de variância são apresentados no Apêndice C.

A interpretação dos resultados dos testes estatísticos foi utilizada para a avaliação dos resultados obtidos quanto à remoção de sólidos, matéria orgânica (DQO e DBO) e de nitrogênio amoniacal a partir das condições operacionais conduzidas no filtro e das influências de outros fatores, que será apresentada nos itens a seguir.

TABELA 6.9 – Interpretação dos resultados dos estatísticos de variância baseado na ocorrência ou não de diferença significativa para as concentrações dos parâmetros entre as etapas de operação e entre os períodos seco e chuvoso.

Parâmetro	Unidades monitoradas	Ocorreu a diferença significativa (p<0,05)?			
		entre as etapas de operação		entre os períodos seco e chuvoso	
		E1 x E2F1	E2F1 x E2F2	E2F1	E2F2
Temperatura do líquido	EB	NÃO	SIM	SIM	SIM
	Efl. UASB	NÃO	NÃO	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	NÃO	NÃO	SIM	SIM
OD	EB	SIM	SIM	NÃO	NÃO
	Efl. UASB	NÃO	SIM	SIM	NÃO
	Efl. FBPA	SIM	SIM	SIM	NÃO
pH	EB	NÃO	SIM	SIM	SIM
	Efl. UASB	NÃO	SIM	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	SIM	SIM	NÃO	NÃO
Alcalinidade	EB	-	SIM	NÃO	SIM
	Efl. UASB	-	SIM	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	-	SIM	NÃO	SIM
SSed	EB	SIM	SIM	NÃO	NÃO
	Efl. UASB	SIM	SIM	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	NÃO	SIM	NÃO	SIM
SST	EB	NÃO	NÃO	NÃO	NÃO
	Efl. UASB	NÃO	SIM	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	NÃO	NÃO	NÃO	SIM
SSV	EB	SIM	NÃO	NÃO	NÃO
	Efl. UASB	SIM	SIM	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	SIM	SIM	NÃO	SIM
DQO total	EB	NÃO	NÃO	NÃO	NÃO
	Efl. UASB	NÃO	SIM	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	SIM	NÃO	NÃO	SIM
DQO solúvel	EB	-	-	-	-
	Efl. UASB	-	NÃO	NÃO	NÃO
	Efl. FBPA	-	NÃO	NÃO	NÃO
DBO total	EB	NÃO	NÃO	NÃO	NÃO
	Efl. UASB	NÃO	SIM	SIM	SIM
	Efl. FBPA	SIM	SIM	NÃO	NÃO
DBO solúvel	EB	-	-	-	-
	Efl. UASB	-	NÃO	-	-
	Efl. FBPA	-	NÃO	-	-
NTK	EB	-	SIM	SIM	NÃO
	Efl. UASB	-	SIM	SIM	SIM
	Efl. FBPA	-	SIM	SIM	SIM
N-amoniaco	EB	-	SIM	SIM	SIM
	Efl. UASB	-	SIM	NÃO	SIM
	Efl. FBPA	-	SIM	SIM	SIM
Nitrito (NO ₂ ⁻ -N)	EB	SIM	SIM	NÃO	NÃO
	Efl. UASB	NÃO	NÃO	NÃO	NÃO
	Efl. FBPA	SIM	SIM	SIM	NÃO
Nitrato (NO ₃ ⁻ -N)	EB	SIM	SIM	SIM	SIM
	Efl. UASB	SIM	SIM	SIM	SIM
	Efl. FBPA	SIM	SIM	NÃO	NÃO

Nota: não foram realizadas comparações entre as etapas E1 e E2F1 por meio dos testes estatísticos de variância para os parâmetros alcalinidade, DQO e DBO solúveis, visto que estes parâmetros não foram analisados nas etapas E1. Não foram realizadas comparações das concentrações de DQO e DBO solúveis nos efluentes brutos, visto que estes parâmetros foram analisados somente nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA. As comparações entre os períodos secos e chuvosos nas etapas de E2F1 e E2F2 para DBO solúvel não foi possível ser realizados pelos testes estatísticos devido ao número de dados insuficientes obtidos nestes períodos. Não foram realizadas comparações entre as etapas E1 e E2F1 por meio dos estatísticos para os parâmetros NTK e N-amoniaco e íon amônio (N-NH₄⁺) devido ao número de dados insuficientes obtidos na etapa E1.

6.2.3 Sólidos

O desempenho do sistema UASB/FBPA nas três etapas de operação foi avaliado quanto à remoção de sólidos sedimentáveis (SSed), sólidos suspensos totais (SST) e os sólidos suspensos voláteis (SSV).

Na Figura 6.16 são apresentados *box-plot* das concentrações de SSed observadas durante todo o monitoramento das três etapas de operação do sistema UASB/FBPA e dos períodos secos e chuvosos das etapas E2F1 e E2F2.

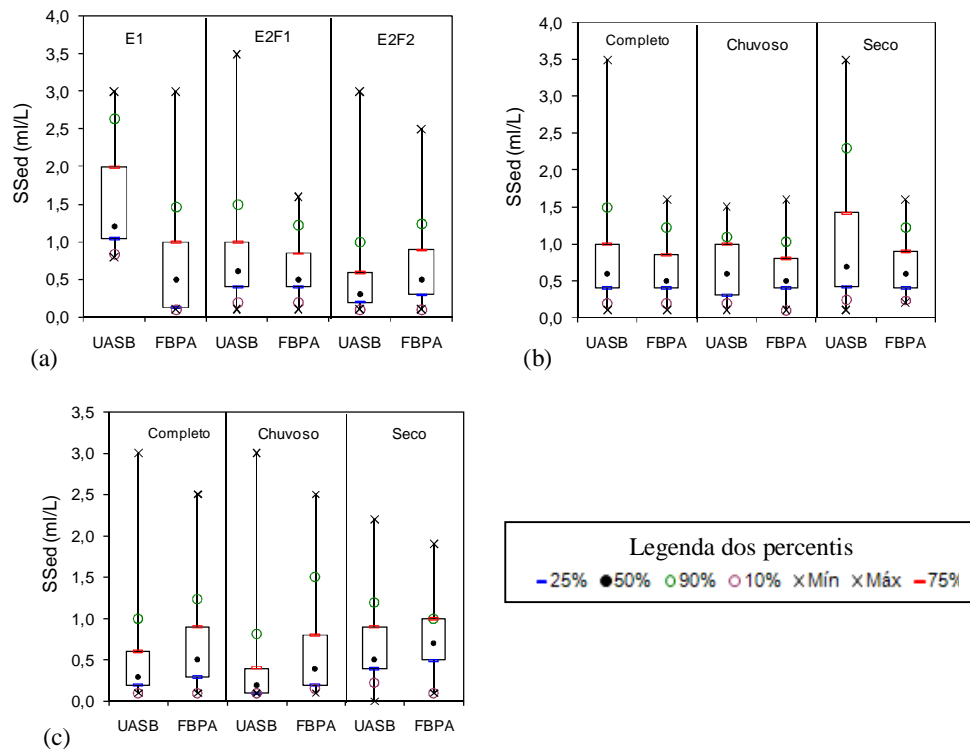


FIGURA 6.16: *Box-plot* das concentrações de SSed das três etapas de operação (a) e dos períodos seco e chuvoso das etapas E2F1 (b) e E2F2 (c) observadas no sistema UASB/FBPA.

Para as etapas de operação do FBPA com semelhantes TAS ($4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e diferentes alturas do filtro (2,3 e 3,5 m), E1 e E2F1, as concentrações médias observadas no efluente do FBPA apresentaram-se bastante semelhantes, apesar de terem apresentados coeficientes de variação bem diferentes. Os coeficientes de variação obtidos nas etapas E1 (1,07) e E2F1 (0,62) indicaram que a desempenho do filtro na etapa E2F1 foi mais estável. Observou-se que entre estas etapas de operação não ocorreu diferença significativa para os níveis de significância

($p > 0,05$) conforme os resultados dos testes de variância aplicados (Apêndice C). No entanto, esperava-se que a etapa E2F1, o efluente do FBPA, pudesse obter menores concentrações de SSed devido a elevação do filtro.

Acredita-se que o desempenho do FBPA na etapa E2F1 não foi significativamente melhor que na etapa E1, possivelmente devido: à redução significativa das concentrações do esgoto bruto e do efluente do reator UASB; ao melhor desempenho do reator UASB na etapa E2F1, proporcionando um efluente com menores frações orgânicas biodegradáveis, e dificultando assim a remoção dos SSed no filtro; a constituição mais estável do biofilme na E1, já que o filtro se encontrava em operação antes dessa etapa, e na etapa E2F1 a operação do filtro iniciou-se após um período aproximado de 2 meses, motivado pelas obras de elevação do meio de enchimento e do sistema de distribuição.

Já para comparação feita entre as etapas de operação conduzidas com diferentes taxas hidráulicas - $4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ (E2F1) e $9,3 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$ (E2F2) - e mesma altura do meio de enchimento do filtro (3,5 m), foi observado que as concentrações médias no efluente do FBPA também foram bastantes semelhantes. O coeficiente de variação obtido na etapa E2F2 (0,79) foi um pouco superior ao da etapa E2F1 (0,62), demonstrando assim uma menor variabilidade das concentrações na etapa E2F2. Apesar das etapas E2F1 e E2F2 terem apresentado concentrações médias e coeficientes de variação próximos, os testes estatísticos de variância apresentaram uma diferença significativa entre os valores das concentrações e das eficiências observadas. Acredita-se que o pior desempenho do FBPA na etapa E2F2 esteja relacionado não somente com a elevação da TAS, mas também pelas menores concentrações de SSed resultantes do efluente do reator UASB e que foram significativamente diferentes às da etapa anterior (E2F1).

Com relação aos períodos secos e chuvosos foi observada diferença significativa no efluente do filtro apenas para a etapa E2F2. Como as concentrações de SSed no esgoto bruto não apresentaram diferenças significativas entre os dois períodos, acredita-se que o pior desempenho do FBPA no período seco apresentado na etapa E2F2, possivelmente foi relacionado ao pior desempenho do reator UASB motivado pela sua operação.

Os *box-plot* das concentrações de SST e SSV observadas durante todo o monitoramento das três etapas de operação do sistema UASB/FBPA são apresentadas na Figura 6.17.

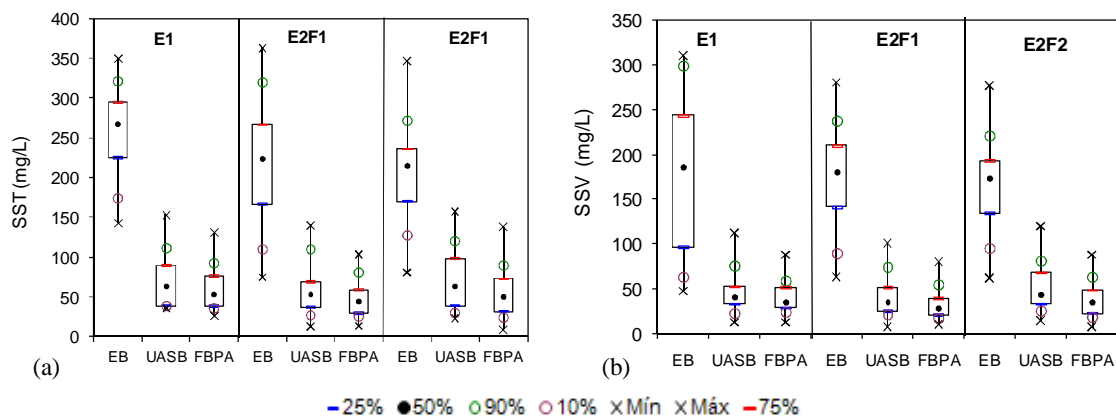


FIGURA 6.17: Box-plot das concentrações de SST (a) e SSV (b) observadas nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.

Os coeficientes de variação das concentrações de SST no efluente do FBPA observados nas etapas de operação com conduzidas com semelhantes TAS (4,1 m³/m².d) e diferentes alturas do filtro (2,3 e 3,5 m), etapas E1 (0,46) e E2F1 (0,47) foram bem próximos, indicando que as variações de SST nas duas alturas testadas no filtro foram bem semelhantes nas duas etapas. As concentrações de SST no efluente do FBPA não apresentaram diferença significativa ($p < 0,05$), conforme os testes de variância aplicados entre as etapas de operação E1 e E2F1, mesmo tendo ocorrido à redução das concentrações na etapa E2F1 (3,5 m), como pode ser observado na Figura 6.17 (a). As eficiências de remoção de SST no FBPA nestas etapas não apresentaram também diferença significativa, conforme os resultados dos testes estatísticos de variância (Apêndice C). Observa-se que não foram identificadas diferenças significativas entre as concentrações e eficiências observadas no reator UASB nestas etapas. Dessa forma, acredita-se que a elevação do filtro possa não ter surtido um efeito significativo quanto à remoção de SST. No entanto, torna-se importante ressaltar que o biofilme presente no filtro na etapa E1, possivelmente se encontrava mais desenvolvido, já que o filtro se encontrava em operação antes dessa etapa, e na etapa E2F1, o biofilme ainda se encontrava em desenvolvimento.

Para as etapas de operação do FBPA, E2F1 e E2F2, conduzidas com diferentes TAS (4,1 e 9,3 m³/m².d) e mesma altura do filtro (3,5 m), não foram observadas diferenças significativas entre as concentrações e as eficiências de remoção no FBPA, mesmo que as concentrações na E2F1 tenham sido menores e as eficiências na etapa E2F2 tenha sido maiores. O coeficiente de variação das concentrações observado na E2F2 (0,54) foi ligeiramente superior ao da etapa

E2F1 (0,47), demonstrando que o filtro foi resistente às maiores cargas de SST aplicadas, resultantes das maiores taxa hidráulica e concentrações de SST afluentes na etapa E2F2. Neste sentido, foi observada uma diferença significativa entre as concentrações efluentes do reator UASB das etapas. Acredita-se que, os semelhantes desempenhos ocorridos nas etapas E2F1 e E2F2 quanto à remoção dos SST possam estar relacionados com o desenvolvimento do biofilme que foi se constituindo ao longo destas etapas, comentado anteriormente.

Observou-se que em todas as três etapas de operação ocorreu uma redução dos SSV no FBPA, indicando assim um papel importante do filtro na redução da fração orgânica dos sólidos ainda presentes no efluente do reator UASB (Figura 6.17 b). Os resultados dos testes estatísticos de variância apontaram uma diferença significativa entre as concentrações observadas no efluente do FBPA nas etapas E1 e E2F1, sendo que os valores das concentrações foram menores na E2F1. Para as etapas E2F1 e E2F2, os resultados dos testes de variância também apontaram diferença significativa entre as concentrações observadas no efluente do FBPA, sendo que as concentrações foram maiores na etapa E2F2. Observou-se que os coeficientes de variação nas etapas E1 (0,44), E2F1 (0,47) e E2F2 (0,48) foram bem próximos. A respeito das eficiências de remoção de SSV no FBPA em relação ao efluente do reator UASB, observou-se que estas foram maiores na E2F2, quando também foram maiores as concentrações no efluente do reator UASB utilizado nesta etapa. No entanto, as eficiências de remoção de SSV no FBPA não apresentaram diferenças significativas entre as três etapas de operação, como também foi observado no reator UASB. Contudo, como foi observada uma diferença significativa das concentrações de SSV nos efluentes dos reatores UASB nas três etapas de operação, provavelmente as concentrações de SSV nos efluentes do FBPA foram mais influenciadas pelo desempenho do reator UASB do que pelas diferentes taxas hidráulicas e alturas do filtro investigadas.

É sabido que FBPs operados com altas taxas hidráulicas e orgânicas tendem a formar um biofilme mais espesso e produzirem um lodo mais leve (menos digerido), e os filtros de baixa e taxa intermediária tendem a produzir um biofilme mais fino e um lodo mais denso (mais digerido e com menor relação SSV/SST). Neste sentido, a relação SSV/SST foi investigada no sentido de verificar se ocorreu uma variação significativa entre as taxas aplicadas no FBPA, que foram consideradas como de “baixa taxa” para as três etapas de operação em função da COV de DBO aplicadas, e de “taxa intermediária” para a etapa E2F1 em função da TAS, comentado anteriormente no item 6.2.1. Na Figura 6.18 são apresentados *box-plot* da

relação SSV/SST observada no sistema UASB/FBPA para as três taxas hidráulicas investigadas.

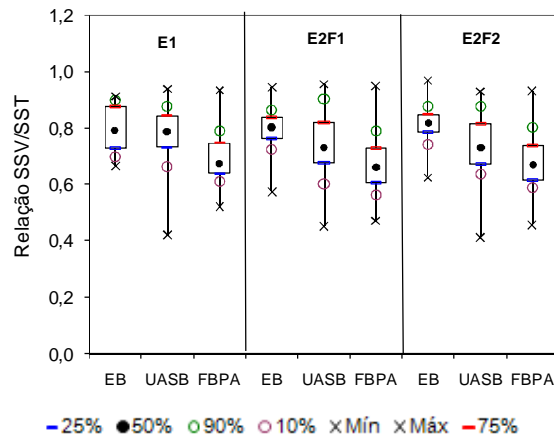


FIGURA 6.18: Box-plot da relação SSV/SST observada nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.

A relação média SSV/SST observada na etapa E2F2 (0,68) de operação do filtro, conduzida com as taxas hidráulica intermediária ($9,3 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e orgânica baixa ($0,17 \text{ kg DBO}_5/\text{m}^3.\text{d}$), apresentou-se bastante semelhante às relações SSV/SST observadas nas etapas E1 (0,69) e E2F1 (0,67), conduzidas com baixas taxas hidráulicas ($4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e orgânicas ($0,23$ e $0,11 \text{ kg DBO}_5/\text{m}^3.\text{d}$) para a mesma altura do filtro (3,5 m). Os valores das relações SSV/SST observados nas três etapas de operação do filtro apresentaram-se inferiores à faixa de 0,75 a 0,85 SSV/SST, reportada em von Sperling & Chernicharo (2005) para sistemas de tratamento biológico com biofilme operando com alta taxa (e sem nitrificação), demonstrando assim uma boa estabilização dos sólidos no efluente do FBPA.

Observou-se que os resultados dos testes de variância obtidos para a relação SSV/SST nos efluentes do FBPA, entre as etapas de operação (E1 x E2F1; E2F1 x E2F2), não apresentaram diferenças significativas entre as etapas conduzidas com mesma taxa hidráulica e as etapas conduzidas com diferentes taxas hidráulicas (Apêndice C). Portanto o aumento da taxa hidráulica aplicada, aparentemente, não surtiu efeito na redução da fração orgânica dos sólidos suspensos. Acredita-se que a elevação da camada do meio de enchimento também não influenciou na redução de SSV, mesmo que tenham ocorrido nas etapas E2F1 e E2F2 menores concentrações de SSV e da relação SSV/SST no efluente do filtro.

A composição das formas dos sólidos suspensos – sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos fixos – observados nos afluentes e efluentes dos reatores UASB e do FBPA obtida a partir dos valores medianos para cada etapa de operação são apresentadas na Figura 6.19. Pôde ser observado que os percentuais de SSV nos efluentes do FBPA foram semelhantes aos dos efluentes dos reatores UASB, sendo que na etapa E2F1 foi um pouco menor, reforçando assim o importante papel do filtro na remoção complementar da fração orgânica dos sólidos.

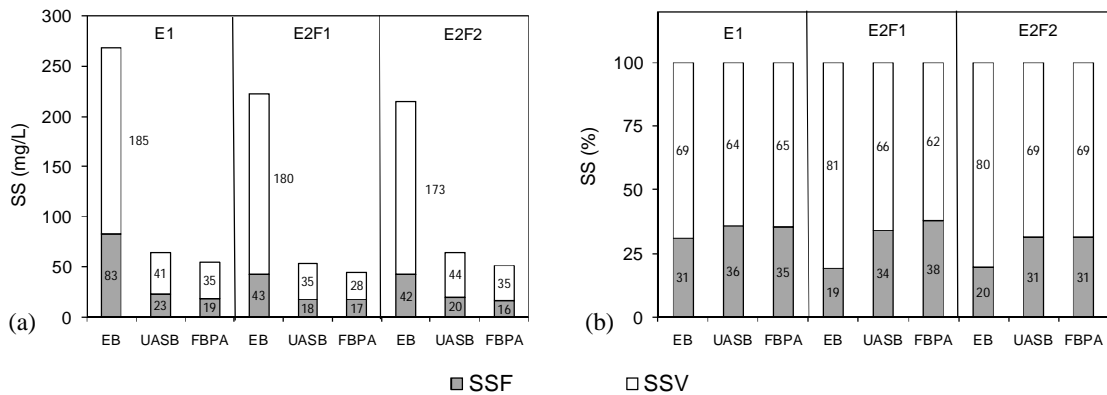


FIGURA 6.19: Composição das formas dos sólidos suspensos nos afluentes e efluentes dos reatores UASB e do FBPA a partir dos valores medianos: representação em concentração (a) e por percentual (b).

As séries temporais (com média móvel de 4 termos) das concentrações de SST e SSV observadas nos efluentes dos reatores UASB e FBPA ao longo de todo o período investigado nesta pesquisa são apresentadas na Figura 6.20.

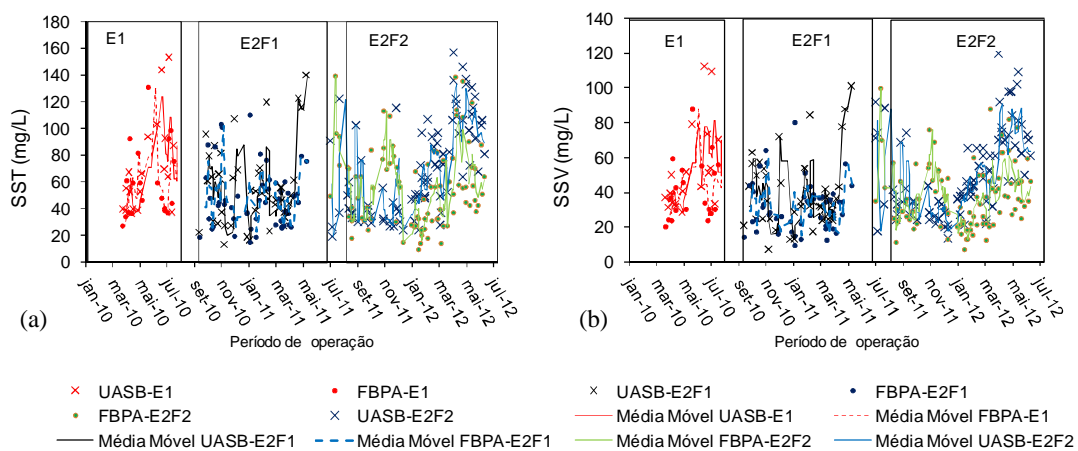


FIGURA 6.20: Série temporal das concentrações de SST (a) e SSV (b) nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, com médias móveis de 4 termos.

As concentrações de SST e SSV nos efluentes do FBPA das três etapas de operação investigadas, de modo em geral, apresentaram uma tendência em aumentar, quando as concentrações nos efluentes dos reatores UASB aumentaram (próximo dos períodos de descarte do excesso de lodo do reator UASB). Como pode ser observado na Figura 6.19, a etapa E2F2 apresentou uma maior tendência do que a E2F1. Entretanto, não foi observada uma forte relação das concentrações de SST e SSV entre os efluentes dos reatores UASB e do FBPA, devido à grande dispersão dos dados, como pode ser visto na Figura 6.21.

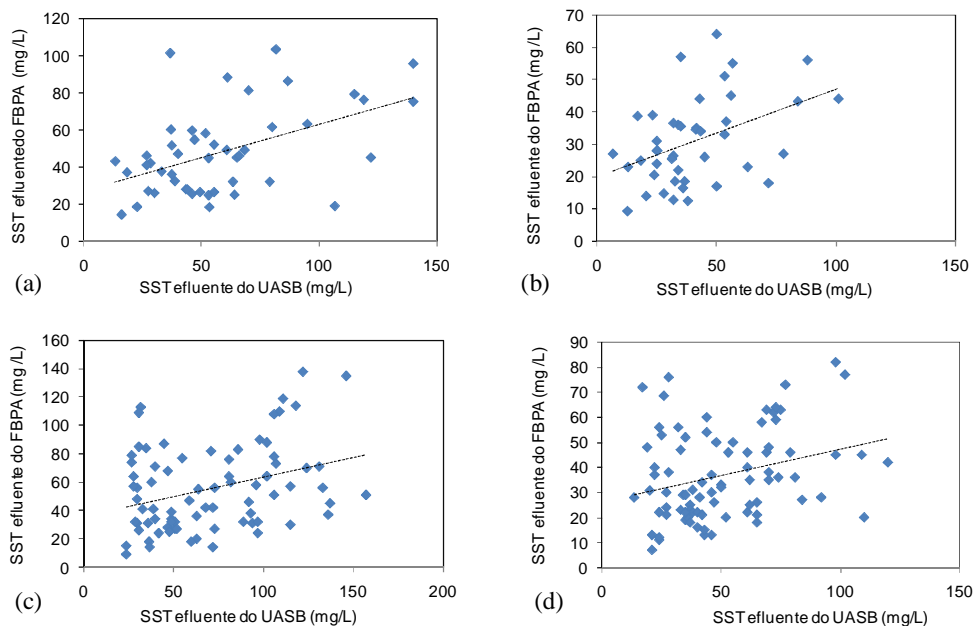


FIGURA 6.21: Dispersão dos valores das concentrações de SST e SSV observadas nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA nas etapas: E2F1 (a) e (b); e E2F2 (c) e (d).

Os resultados dos testes estatísticos de variância aplicados para as concentrações de SST e SSV observadas nos efluentes dos reatores UASB e FBPA nos períodos secos e chuvosos das etapas E2F1 e E2F2 indicaram diferença significativa apenas para a etapa E2F2 nos efluentes do reator UASB e do filtro. Como não foi observada uma influência das concentrações de esgotos brutos entre os períodos secos e chuvosos, visto que os resultados de variância não indicaram diferença estatística entre estes períodos, acredita-se que as variações ocorridas nos efluentes do reator UASB na etapa E2F2, possivelmente estiveram relacionadas à operação deste reator, que de certa forma influenciaram no desempenho do FBPA.

Atendimento aos padrões de lançamento de SSed e SST

Na Figura 6.22 são apresentados os percentis de atendimento do sistema UASB/FBPA em relação aos padrões de lançamento de SSed (1 mL/L) e de SST (100 mg/L) estabelecidos pela legislação ambiental do estado de Minas Gerais (DN CERH-COPAM 01/2008 de Minas Gerais).

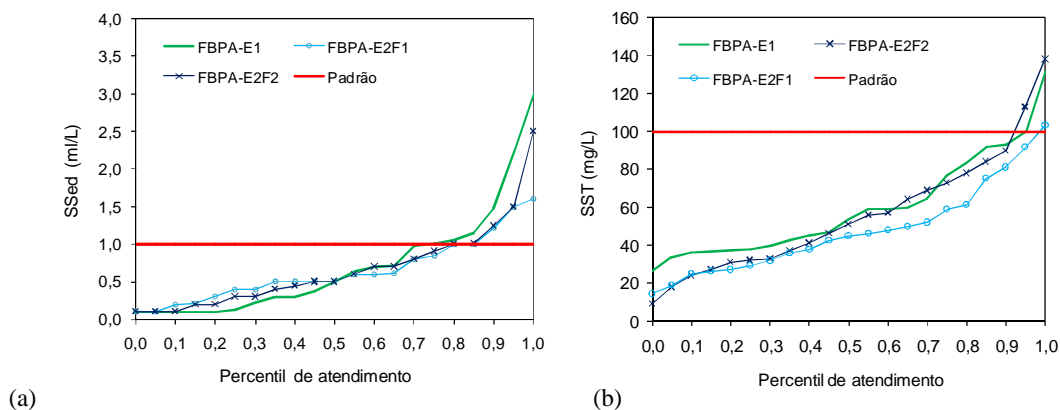


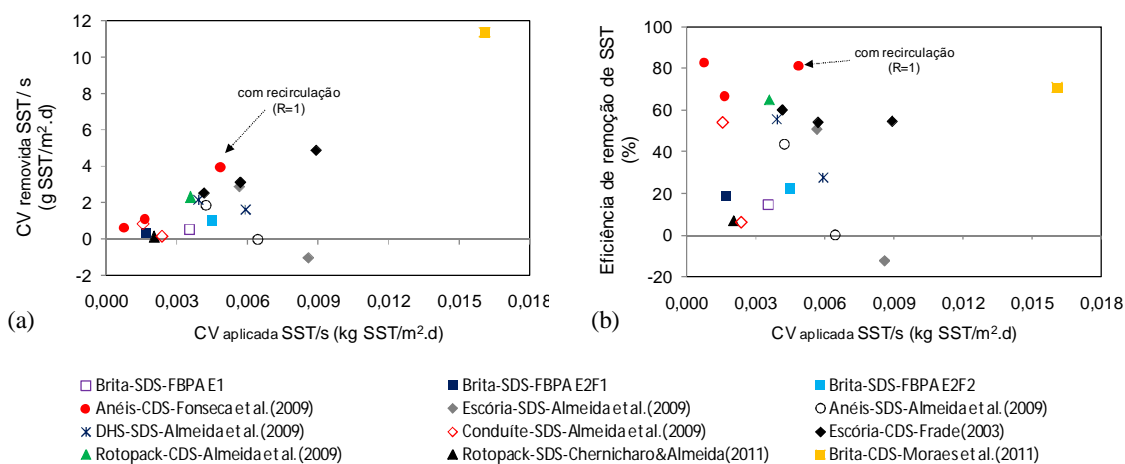
FIGURA 6.22: Distribuição de frequência acumulada das concentrações de SSed (a) e SST (b) nos efluentes do FBPA em relação aos padrões de lançamento.

Os resultados das concentrações de SSed observadas nos efluentes do FBPA nas etapas E1, E2F1 e E2F2 apresentaram os percentis de atendimento ao padrão de lançamento de 65%, 80% e 80%, respectivamente. Em termos de SST, os percentis de atendimento ao padrão de lançamento de 100 mg SST/L foram de 90% (E1), 95% (E2F1) e 90% (E2F2). Embora o padrão de SST seja um pouco relaxado em comparação com as legislações internacionais, o nível de conformidade é considerado alto para a realidade de um país em desenvolvimento. Deve recordar-se que não existe qualquer decantador secundário no sistema, e possivelmente, o sistema poderia alcançar melhores resultados se esta unidade fosse incluída na linha de tratamento (mas, naturalmente, os custos de construção e operação seriam mais elevados).

Comparação com outros FBPs quanto à remoção de SST

Com o intuito de verificar o desempenho do FBPA quanto à remoção de SST comparado a outros filtros operando com diferentes taxas (hidráulicas e orgânicas), meios de enchimento e outras condições de operação (com decantador secundário; e recirculação do efluente) foram plotados os valores médios observados no FBPA e de outras pesquisas na Figura 6.23. Os

dados utilizados das outras pesquisas com FBPs são apresentados na Tabela 3.5 (item 3.2.4). As correlações apresentadas nessa figura foram: Figura 6.23(a), no eixo “x” é representada a razão entre a carga de SST aplicada por volume útil – $CV_{aplicada} SST$ (kg SST/m³.d) e a área superficial específica do meio de enchimento do filtro – s (m²/m³), resultando em cargas de contato de SST aplicadas por volume útil – $CV_{aplicada} SST/s$ (kg SST/m².d); e no eixo “y” é representada a razão entre a carga de SST removida por volume útil – $CV_{removida} SST$ (g SST/m³.d) e a área superficial específica do meio de enchimento do filtro s (m²/m³), resultando em cargas de contato de SST removidas por volume útil – $CV_{removida} SST/s$ (g SST/m².d); e a Figura 6.23 (b) representa a relação entre a $CV_{aplicada} SST/s$ e as eficiências de remoção de SST.



SDS: sem decantador secundário. CDS: com decantador secundário.

FIGURA 6.23: Desempenho de FBPs atuando no pós-tratamento de reatores UASB quanto às cargas de contato de SST removidas por volume útil (a) e as eficiências de remoção de SST (b) em relação as cargas de contato de SST aplicadas por volume útil.

6.2.4 Matéria orgânica

A matéria orgânica presente no afluente e efluente do sistema UASB/FBPA foi avaliada por meio dos resultados das análises de DQO (total e solúvel) e DBO (total e solúvel). As tendências centrais e variabilidades das concentrações de DQO total e DBO total monitoradas no sistema UASB/FBPA em cada etapa de operação são representadas pelos gráficos *box-plot* apresentados na Figura 6.24.

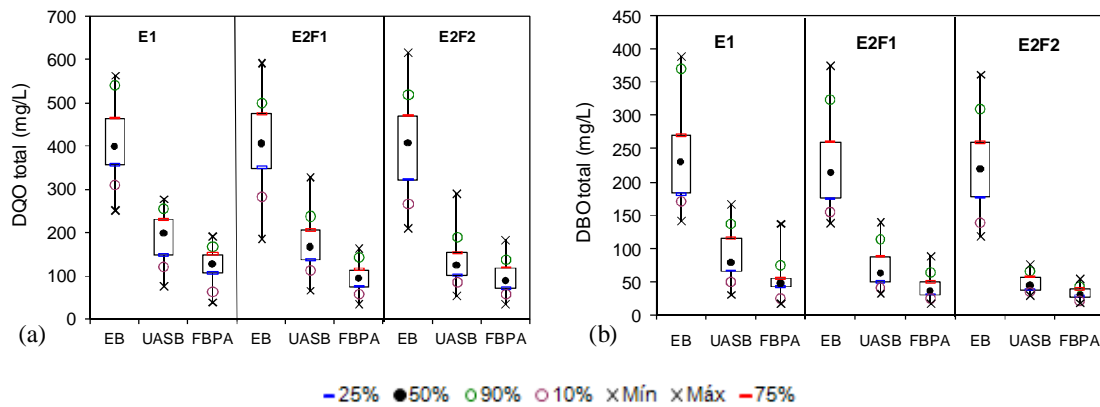


FIGURA 6.24: Box-plot das concentrações de DQO total (a) e DBO total (b) observadas nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.

Para as etapas de operação E1 e E2F1 que foram conduzidas com semelhantes TAS ($4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$) e diferentes alturas do filtro (2,3 e 3,5 m), as concentrações de DQO total nos efluentes do FBPA foram, de um modo geral, menores na etapa E2F1 (altura do filtro de 3,5 m), conforme pode ser observado na Figura 6.24 (a). Os coeficientes de variação (CV) observados nas concentrações dos efluentes dos reatores UASB foram similares (0,31 para E1 e 0,29 para E2F1), assim como os observados nos efluentes finais (0,32 para a E1 e 0,31 para a E2F1), indicando a manutenção da variabilidade dos resultados de entrada e saída. Quanto às concentrações médias, estas foram ligeiramente inferiores na etapa E2F1 (Figura 6.24 a).

Os resultados dos testes de variância aplicados (Tabela 6.9 e Apêndice C) indicaram diferença significativa ($p < 0,05$) para as concentrações de DQO total no efluente do FBPA e para as eficiências de remoção de DQO total no filtro entre as etapas E1 e E2F1. Observou-se que os resultados dos testes estatísticos de variância não apresentaram diferença significativa entre as concentrações observadas nos efluentes de DQO total e também entre as eficiências de remoção de DQO total no reator UASB nestas etapas de operação, conforme apresentado na Tabela 6.9 (item 6.2.2) e no Apêndice C. Portanto, acredita-se que a elevação do meio de enchimento do filtro influenciou positivamente no desempenho quanto à remoção de DQO total e DBO total no filtro. Ressalta-se que o biofilme na etapa E2F1, possivelmente, não se encontrava tão bem desenvolvido como na etapa anterior (E1), visto que na etapa E2F1 a operação foi reiniciada após um período de quase dois meses, motivado pelas obras de elevação do meio de enchimento e do sistema de distribuição.

De um modo geral, as concentrações de DBO total no efluente do filtro na etapa E2F1 foram menores (Figura 6.24 b), assim como os valores dos coeficientes de variação (0,48 para E2F1 e 0,65 para E1). As concentrações de DBO total nos efluentes do reator UASB também se apresentaram menores na E2F1, enquanto os coeficientes de variação (CV) foram bem semelhantes (0,41 para E1 e 0,40 para E2F1). As eficiências de remoção de DBO total nos efluentes do reator UASB, assim como no filtro, foram maiores na etapa E2F1.

Os resultados dos testes estatísticos de variância indicaram diferença significativa para as concentrações de DBO total no efluente do filtro entre as etapas E1 e E2F1, mas não indicaram o mesmo para as eficiências de remoção, conforme mostra a Tabela 6.9 e o Apêndice C. Já para as concentrações de DBO total nos efluentes do reator UASB não foi observada diferença significativa entre estas etapas de operação, assim como para as eficiências de remoção. Portanto, a elevação do filtro, possivelmente, não influenciou tanto na remoção de DBO total quanto na de DQO total no filtro. Acredita-se que a redução das concentrações de DBO total nos efluentes do reator UASB na etapa E2F1, proporcionando a redução da COV de 0,23 para 0,11 kg DBO/m³.d, tenha influenciado mais no desempenho do filtro nesta etapa, dificultando uma maior eficiência de remoção de DBO total no filtro.

A respeito da comparação entre as etapas de operação E2F1 e E2F2, conduzidas com diferentes TAS – 4,1 m³/m².d (E2F1) e 9,3 m³/m².d (E2F2) – e mesma altura do filtro (3,5 m), as concentrações de DQO total nos efluentes do FBPA (Figura 6.24 a) e os coeficientes de variação apresentaram-se bastantes semelhantes. Os coeficientes de variação (CV) das concentrações de DQO total foram de 0,31 (E2F1) e 0,35 (E2F2). Já as eficiências de remoção de DQO total na etapa E2F1 (mediana de 42%) foram bem superiores às observadas na etapa E2F2 (mediana de 27%).

Os resultados dos testes estatísticos de variância não indicaram diferença significativa entre as concentrações de DQO total observadas nos efluentes do FBPA nas etapas de operação E2F1 e E2F2 (Tabela 6.9). No entanto, as eficiências de remoção de DQO total no FBPA obtidas nestas etapas foram significativamente diferentes (Apêndice C). Observa-se que a operação do reator UASB utilizado na etapa E2F2 resultou em menores concentrações de DQO total nos efluentes e maiores eficiências de remoção de DQO total, apresentando diferenças significativas, conforme os testes estatísticos de variância.

As concentrações de DBO total observadas nos efluentes do FBPA na etapa E2F2 (média de 33 mg/L) foram inferiores às da etapa E2F1 (média de 40 mg/L), conforme pode ser observado na Figura 6.24 (b). O coeficiente de variação apresentado na etapa E2F2 (0,24) foi bem inferior ao da etapa E2F1 (0,48), demonstrando certa robustez do filtro quanto às maiores cargas orgânicas aplicadas na etapa E2F2. Assim como foi observado para a DQO total, as eficiências de remoção de DBO total também foram maiores na etapa E2F1 (mediana de 42%) do que na etapa E2F2 (mediana de 32%), como era esperado, já que as concentrações afluentes ao FBPA foram bem maiores na etapa E2F1.

Os resultados dos testes estatísticos de variância indicaram diferença significativa entre as concentrações de DBO total nos efluentes do filtro e também para as eficiências de remoção obtidas no FBPA nas etapas E2F1 e E2F2 (Tabela 6.9 e no Apêndice C). Assim, o comportamento do filtro foi diferente em relação ao observado para a DQO total nestas etapas de operação, quanto às concentrações efluentes. Como também foi observado para as concentrações de DQO total, a operação do reator UASB utilizado na etapa E2F2 resultou em menores concentrações de DBO total nos seus efluentes, e maiores eficiências de remoção de DQO total, que apresentaram diferenças significativas, conforme os resultados dos testes estatísticos de variância (Tabela 6.9 e Apêndice C). Portanto, acredita-se que o desempenho do filtro quanto à remoção de DQO total e DBO total foi mais influenciado pelo desempenho dos reatores UASB utilizados do que pelo aumento das taxas hidráulicas de aplicação superficial (4,1 e 9,3 m³/m².d) e das cargas orgânicas aplicadas (0,11 e 0,17 kg DBO/m³.d).

No intuito de compreender melhor o desempenho do FBPA quanto à remoção de matéria orgânica (representada pela DQO e DBO), foram avaliadas as concentrações de DQO solúvel e DBO solúvel nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, nas etapas de operação E2F1 e E2F2. Na Figura 6.25 são apresentadas as tendências centrais e variabilidades das concentrações de DQO solúvel e DBO solúvel observadas nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, representadas pelos gráficos *box-plot*. Observa-se que na etapa E1 não foram realizadas análises das formas solúveis de DQO e DBO nos efluentes.

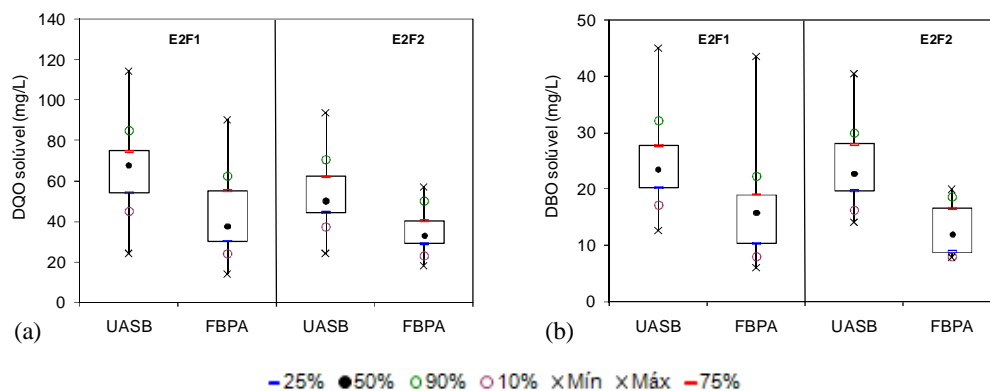


FIGURA 6.25: *Box-plot* das concentrações de DQO solúvel (a) e DBO solúvel (b) observadas nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA nas etapas E2F1 e E2F2.

Assim como foi observado para as concentrações de DQO total e DBO total nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, as concentrações de DQO solúvel e DBO solúvel nos efluentes das duas unidades experimentais apresentaram menores concentrações na etapa E2F2, conforme mostra a Figura 6.25. No entanto, os resultados dos testes estatísticos não apresentaram diferenças significativas para as concentrações e para as eficiências de remoção de DQO solúvel e DBO solúvel no FBPA (Tabela 6.9). Observou-se que na etapa E2F2, conduzida com a TAS de $9,3 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, ocorreram menores variações das concentrações de DQO solúvel e DBO solúvel no efluente do filtro do que na etapa E2F1, conduzida com a menor TAS ($4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$). Os coeficientes de variação na etapa E2F1 foram: 0,42 (E2F1) e de 0,28 (E2F2) para a DQO solúvel; e de 0,49 (E2F1) e 0,34 (E2F2) para a DBO solúvel. Acredita-se que as menores variações das concentrações ocorridas na etapa E2F2 possivelmente estiveram relacionadas com a presença de um biofilme mais desenvolvido e estável, que tem papel fundamental na oxidação da matéria orgânica biodegradável, já que o filtro encontrava-se em operação antes de ser iniciada a etapa E2F2, o que não ocorreu na etapa E2F1.

Devido à considerável parcela de sólidos orgânicos presentes nos efluentes dos reatores UASB e no FBPA (sem decantador secundário), conforme apresentado no item anterior (6.2.3 Sólidos), constituído em grande parte pela biomassa que é liberada nestes reatores, as eficiências de remoção de DQO solúvel e DBO solúvel nos reatores UASB e no FBPA foram calculadas também em função das concentrações totais afluentes e concentrações solúveis efluentes.

As eficiências médias de remoção de DQO obtidas nos reatores UASB foram de 84% na etapa E2F1 e de 87% na etapa E2F2. Já para DBO, as eficiências de remoção médias nos reatores foram de 89% (E2F1) e 90% (E2F2). No FBPA, as eficiências médias de remoção de DQO obtidas na etapa E2F1 foram de 76% e na etapa E2F2, de 74%. Para DBO, as eficiências de remoção médias no filtro foram de 78% na etapa E2F1 (0,11 kg DBO/m³.d) e de 73% na etapa E2F2 (0,17 kg DBO/m³.d). Observou-se que as eficiências obtidas no FBPA foram bem semelhantes nas duas etapas, com uma ligeira redução na etapa E2F2 conduzida com maiores taxas hidráulicas e orgânicas, e não apresentaram diferença significativa, conforme os resultados obtidos nos testes estatísticos de variância (Tabela 6.9 e Apêndice C).

As eficiências médias de remoção de DBO obtidas no FBPA nas etapas E2F1 e E2F2 apresentaram-se dentro da faixa apresentada na Tabela 3.2 para FBPs convencionais (pós decantador primário), classificados como de “baixa a intermediária” taxas orgânicas e hidráulicas aplicadas. Observa-se que as eficiências de remoção de DBO obtidas nos decantadores primários, geralmente, variam de 25 a 40%, e assim o FBP convencional (com decantador primário) tende a obter maiores eficiências de remoção, devido à maior carga de DBO aplicada. Já para os FBPs aplicados ao pós-tratamento de reatores UASB, as eficiências tendem a ser menores, visto que as cargas aplicadas são bem menores, devido ao melhor desempenho do reator UASB. Neste sentido, o desempenho do FBPA quanto à remoção de DQO e DBO remanescentes dos efluentes dos reatores UASB pode ser considerado muito bom.

Pôde ser observado pela Figura 6. 26 (a) que o percentual das concentrações de DQO particulada nos efluentes do filtro foram ligeiramente superiores às dos reatores UASB. Para a DBO (Figura 6.26 b), os percentuais das formas particuladas da DBO nos efluentes do FBPA não foram tão semelhantes às dos efluentes dos reatores UASB. Como foi apresentado no item 6.2.3 (Sólidos), a fração orgânica dos sólidos nos efluentes do FBPA foram maiores do que nos efluentes dos reatores UASB. Portanto, acredita-se que a demanda de oxigênio promovida pela fração orgânica dos sólidos nos efluentes do filtro possivelmente esteja relacionada, em grande parte, com o desprendimento do biofilme. Acredita-se, também, que as maiores taxas hidráulicas e orgânicas aplicadas na etapa E2F2 possam ter influenciado mais o desprendimento do biofilme para a DBO (Figura 6.26 b).

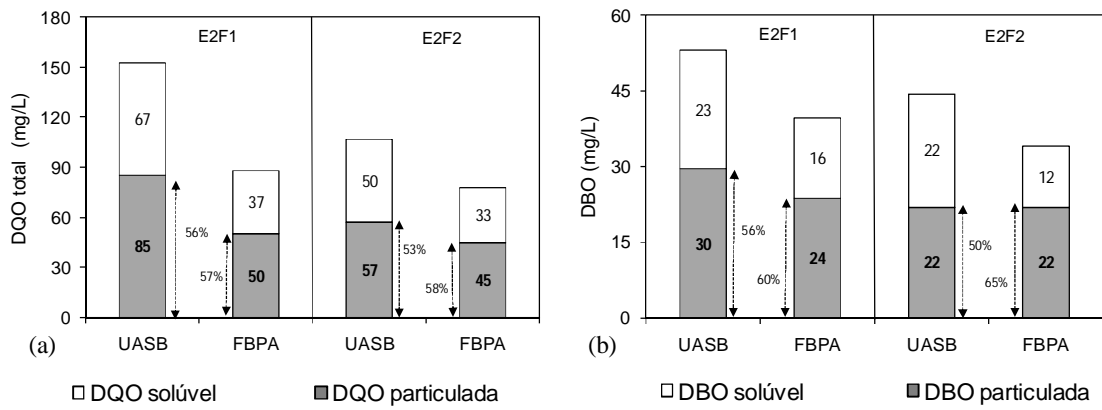


FIGURA 6.26: Composição das formas de DQO (a) e DBO (b) nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA a partir dos valores medianos.

Na Figura 6.27 são apresentadas as séries temporais (com média móvel de 4 termos) das concentrações totais de DQO (a) e DBO (b) afluente e efluente do FBPA, para as diferentes taxas hidráulicas aplicadas no FBPA.

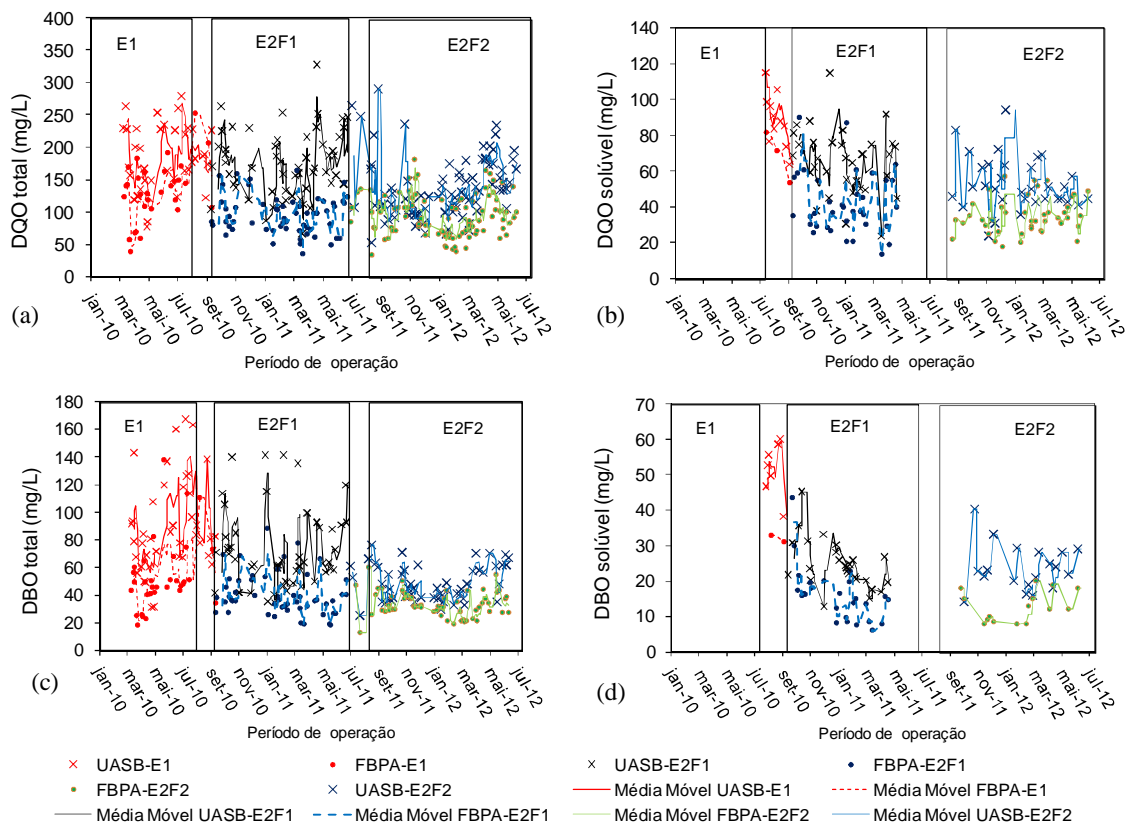


FIGURA 6.27: Série temporal das concentrações de DQO total (a), DQO solúvel (b), DBO total (c) e DBO solúvel dos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, com médias móveis de 4 termos.

De modo geral, observa-se, pela análise visual das séries temporais (Figura 6.27), que as concentrações de DQO (total e solúvel) e DBO (total e solúvel) monitoradas nos efluentes do FBPA, nas três etapas de operação investigadas, apresentaram uma tendência em aumentar, quando as concentrações nos efluentes dos reatores UASB também aumentaram, fato observado também para os sólidos suspensos. Dessa forma, as concentrações efluentes dos reatores UASB e do FBPA foram plotadas em gráficos de dispersão para verificar a ocorrência de relação nas três etapas investigadas (Figura 6.28). No entanto, devido à grande dispersão dos dados observada, as relações entre as concentrações afluentes e efluentes do filtro não foram tão evidentes, mesmo que para a DBO na etapa E2F1 (Figura 6.28 e) a relação se mostrou um pouco maior.

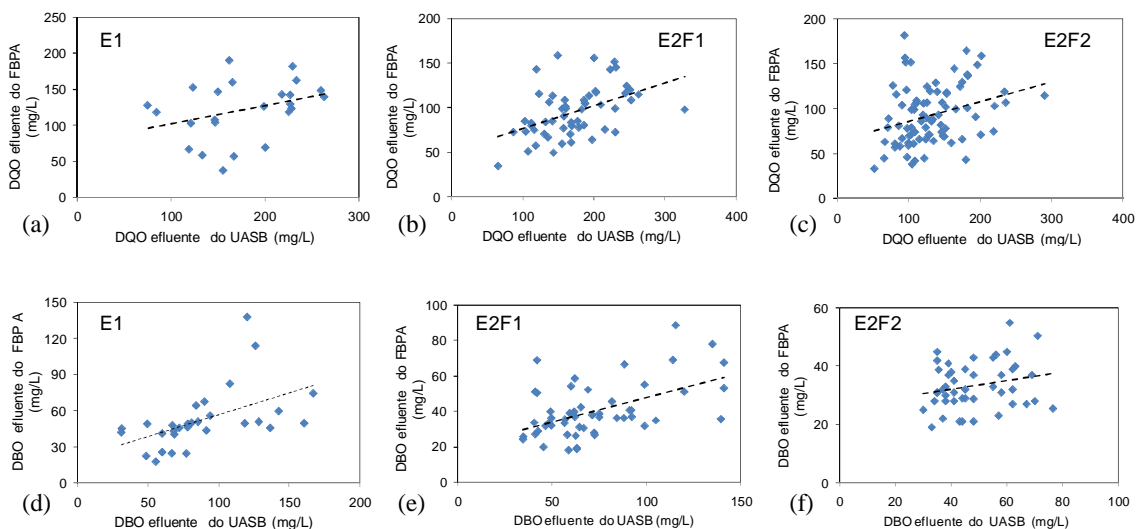


FIGURA 6.28: Dispersão dos valores das concentrações de DQO total e DBO total observadas nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA nas etapas: E1 (a) e (d); E2F1 (b) e (e); e E2F2 (c) e (f).

A respeito de uma possível diferença das concentrações de DQO total e DBO total nos efluentes dos reatores UASB e no filtro, em relação aos períodos secos (abril a setembro) e chuvosos (novembro a março), nas etapas de operação E2F1 e E2F2, que recobriram estes períodos do clima local, foi observada diferença significativa das concentrações de DQO total nos efluentes dos reatores biológicos apenas na etapa E2F2. Observou-se que, as concentrações de esgoto bruto nas etapas E2F1 e E2F2 não indicaram diferença significativa entre os períodos secos e chuvosos, assim como foi observado para as concentrações de sólidos suspensos, conforme os resultados dos níveis de significância dos testes estatísticos de

variância utilizados (Tabela 6.9 e Apêndice C). Portanto, acredita-se que as maiores concentrações nos efluentes do FBPA possivelmente foram mais influenciadas pela operação do reator UASB (próximo dos períodos de descarte do excesso de lodo do reator UASB).

Atendimento aos padrões de lançamento e eficiências de remoção de DQO e DBO

Na Figura 6.29 são apresentados as distribuições de frequência acumuladas das concentrações de DQO total e DBO total nos efluentes do FBPA em relação aos padrões de lançamento de DQO (180 mg/L) e de DBO (60 mg/L) estabelecidos pela legislação ambiental do estado de Minas Gerais (DN CERH-COPAM 01/2008 de Minas Gerais).

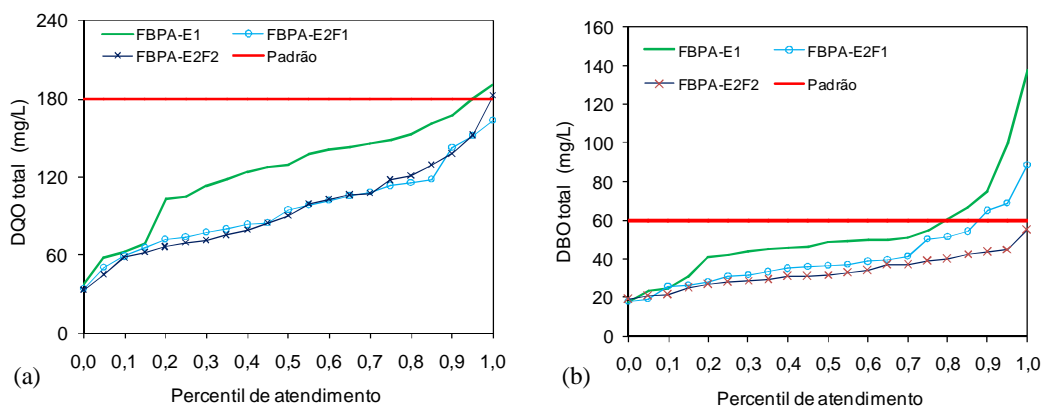


FIGURA 6.29: Distribuição de frequência acumulada das concentrações de DQO total (a) e DBO total (b) nos efluentes do FBPA, em relação aos padrões de lançamento.

Os percentuais de atendimento das concentrações de DQO nos efluentes do FBPA foram de 93% (E1), 100% (E2F1) e de 98% (E2F2) em relação ao padrão de lançamento de 180 mg DQO/L estabelecido pela legislação estadual, conforme pôde ser observado na Figura (Figura 5.2.a). Mesmo que as concentrações nas etapas E1 e E2F2 não estiveram abaixo do padrão de lançamento em todo o período monitorado, as eficiências médias globais do sistema UASB/FBPA alcançaram percentuais de remoção (79% para E1 e 85% para E2F2) superiores ao índice de redução médio anual de 65%, determinado pela legislação estadual de Minas Gerais em vigor.

A respeito do atendimento das concentrações de DBO em relação ao padrão de lançamento estabelecido na legislação ambiental local (60 mg DBO/L), os percentuais de atendimento das concentrações monitoradas nos efluentes do filtro foram de 75% (E1), 98% (E2F1) e de 100%

(E2F2). As eficiências globais do sistema UASB/FBPA alcançaram valores médios de 76% (E1) e 82% (E2F1), superiores ao índice de redução médio de 65% (mínimo de 55%) determinado pela legislação local.

A respeito do atendimento das concentrações de DBO em relação ao padrão de lançamento estabelecido na legislação ambiental estadual (60 mg DBO/L), os percentuais de atendimento das concentrações monitoradas nos efluentes do filtro foram de 75% (E1), 98% (E2F1) e de 100% (E2F2). As eficiências globais do sistema UASB/FBPA alcançaram valores médios de 76% (E1) e 82% (E2F1), superiores ao índice de redução médio anual de 70% (mínimo de 60%) determinado pela legislação ambiental do estado de Minas Gerais.

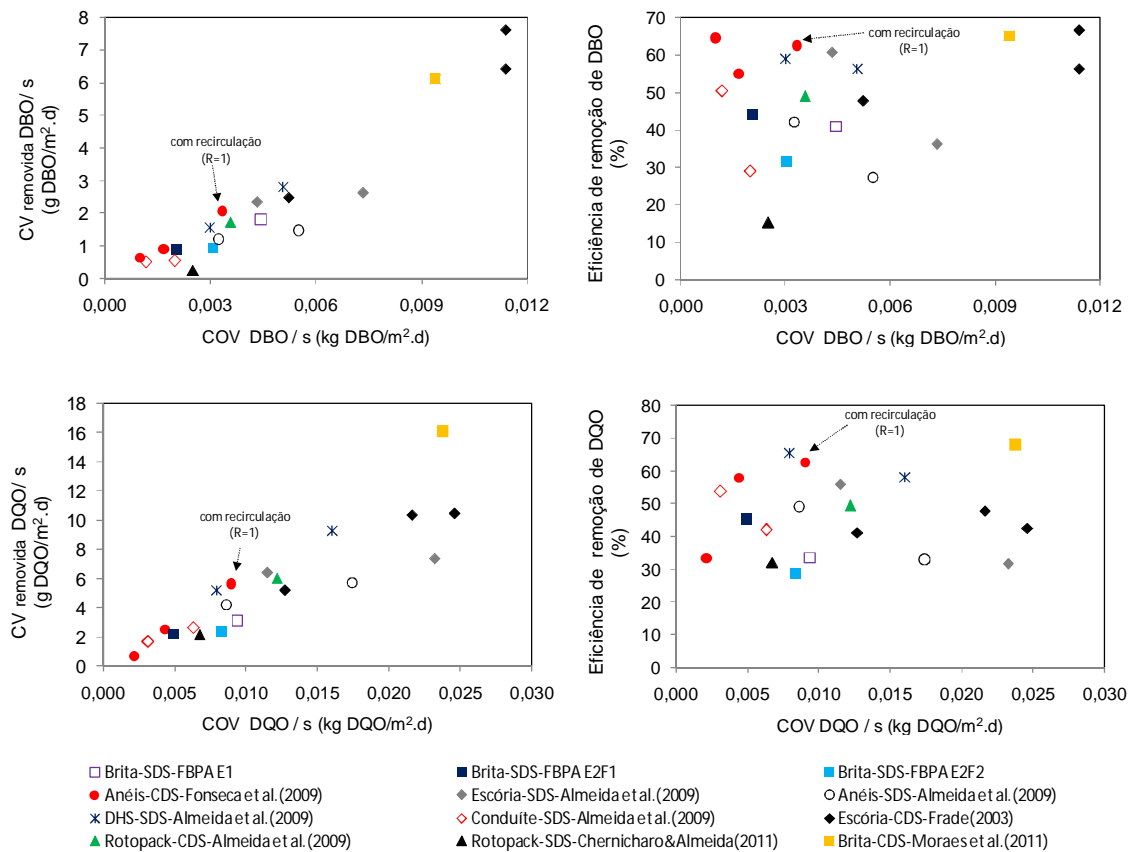
Portanto, os resultados do sistema UASB/FBPA (sem decantador secundário) obtidos nas três etapas de operação investigadas, apresentaram efluentes boas reduções das concentrações de sólidos, DQO e DBO, que atenderam na maior parte da operação os padrões de lançamento de esgotos sanitários estabelecidos pela legislação ambiental do estado de Minas Gerais. Tendo em vista os resultados obtidos nesta pesquisa, sugere-se que o sistema UASB/FBP sem etapa de decantação pode ser utilizada no tratamento de esgotos de pequenas comunidades e em locais onde as legislações de padrão de lançamento sejam menos rigorosas.

Reitera-se que o FBPA não possuía decantador secundário nas etapas de operação investigadas. Portanto, como boa parte das parcelas de DQO e DBO possivelmente estiveram relacionadas com os sólidos presentes nos efluentes do filtro, acredita-se que a presença do decantador secundário auxiliaria no polimento adicional, com a remoção de parte da matéria orgânica particulada.

Comparação com outros FBPs quanto à remoção de DQO e DBO

O desempenho do FBPA quanto à remoção de DQO total e DBO total foi comparado com outros FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB operando com diferentes taxas (hidráulicas e orgânicas), meios de enchimento e demais condições operacionais (com decantador secundário; e recirculação do efluente). Neste sentido, foram plotados na Figura 6.30 as correlações entre os valores médios das cargas removidas – $CV_{removida} \text{ DQO ou DBO}$ ($\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$) – pela área superficial específica do meio de enchimento do filtro – s (m^2/m^3), resultando em $CV_{removida} \text{ DQO ou DBO}/s$ ($\text{g}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$) e das eficiências de remoção, em função das cargas orgânicas volumétricas aplicadas de DQO ou DBO – COV

DQO ou DBO ($\text{g}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$) - pela área superficial específica do meio de enchimento do filtro – s (m^2/m^3), resultando em **COV DQO ou DBO/s** ($\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$). Os dados utilizados das outras pesquisas foram apresentados na Tabela 3.5 (item 3.2.4). Observou-se certa relação entre as taxas de remoção de DQO com o aumento das cargas orgânicas volumétricas aplicadas, ou seja, quanto maior a carga aplicada maior a remoção encontrada nos resultados dos FBP's operando com e sem a etapa de decantação secundária.



SDS: sem decantador secundário. CDS: com decantador secundário.

FIGURA 6.30: Desempenho de FBP's atuando no pós-tratamento de reatores UASB quanto às cargas volumétricas removidas e as eficiências de remoção em função das cargas volumétricas de contato aplicadas: DQO (a) e (b); DBO (c) e (d).

6.2.5 Nitrogênio

6.2.5.1 Formas do nitrogênio

No intuito de compreender o comportamento do FBPA quanto ao desempenho nas transformações do nitrogênio ocorridas, foram avaliados os resultados das formas do nitrogênio em N-total, NTK, nitrogênio orgânico (N-orgânico), N-amoniacal (N-NH₄⁺ e NH₃), nitrito (N-NO₂⁻) e nitrato (N-NO₃⁻), nas diferentes etapas de operação investigadas neste trabalho.

As tendências centrais e variabilidades dos resultados das concentrações das formas de nitrogênio nos afluentes e efluentes do sistema UASB/FBPA, em cada etapa de operação, são representadas pelos gráficos *box-plot* na Figura 6.31. As considerações adotadas para a representação dos resultados das concentrações foram:

- as concentrações de N-total foram calculadas pela soma dos dados de NTK e das formas oxidadas (nitrito e nitrato) medidas nos líquidos;
- as concentrações de N-orgânico foram obtidas pela subtração das concentrações de NTK pelas concentrações de N-amoniacal;
- a forma ionizada da amônia (N-NH₄⁺) foi também denominada nesse texto por amônia. Os resultados do íon amônio foram obtidos pela subtração dos resultados de N-amoniacal pelos resultados de NH₃. As concentrações da amônia livre (NH₃) foram calculadas a partir do percentual do N-amoniacal, pela Equação 5.1 apresentada no item 5.3.1;
- geralmente as concentrações de nitrito e nitrato nos esgotos brutos e nos efluentes dos reatores UASB são detectadas, devido aos baixos valores presentes, como pôde ser observado nesta pesquisa. Dos resultados de nitrito observados no esgoto bruto e nos efluentes dos reatores UASB, 25% foram inferiores ao limite de detecção do método utilizado (0,005 mg/L) e 90% foram inferiores à 0,099 mg/L. Os resultados médios de nitrito observados nos esgotos brutos e nos efluentes dos reatores UASB foram apresentados anteriormente na Tabela 6.8 (item 6.2.2);
- aproximadamente 90% dos dados de nitrato observados nos esgotos brutos e nos efluentes dos reatores UASB apresentaram-se inferiores ao limite de detecção do método utilizado (0,10 mg/L). Dessa forma, como o objetivo foi avaliar as transformações do nitrogênio ocorridas principalmente no FBPA, acredita-se que estas

baixas concentrações nos esgotos brutos e efluentes dos reatores UASB não influenciaram na acumulação das formas oxidadas de nitrogênio (N-NOx) no filtro (devido à nitrificação ocorrida) e não foram apresentados na Figura 6.31.

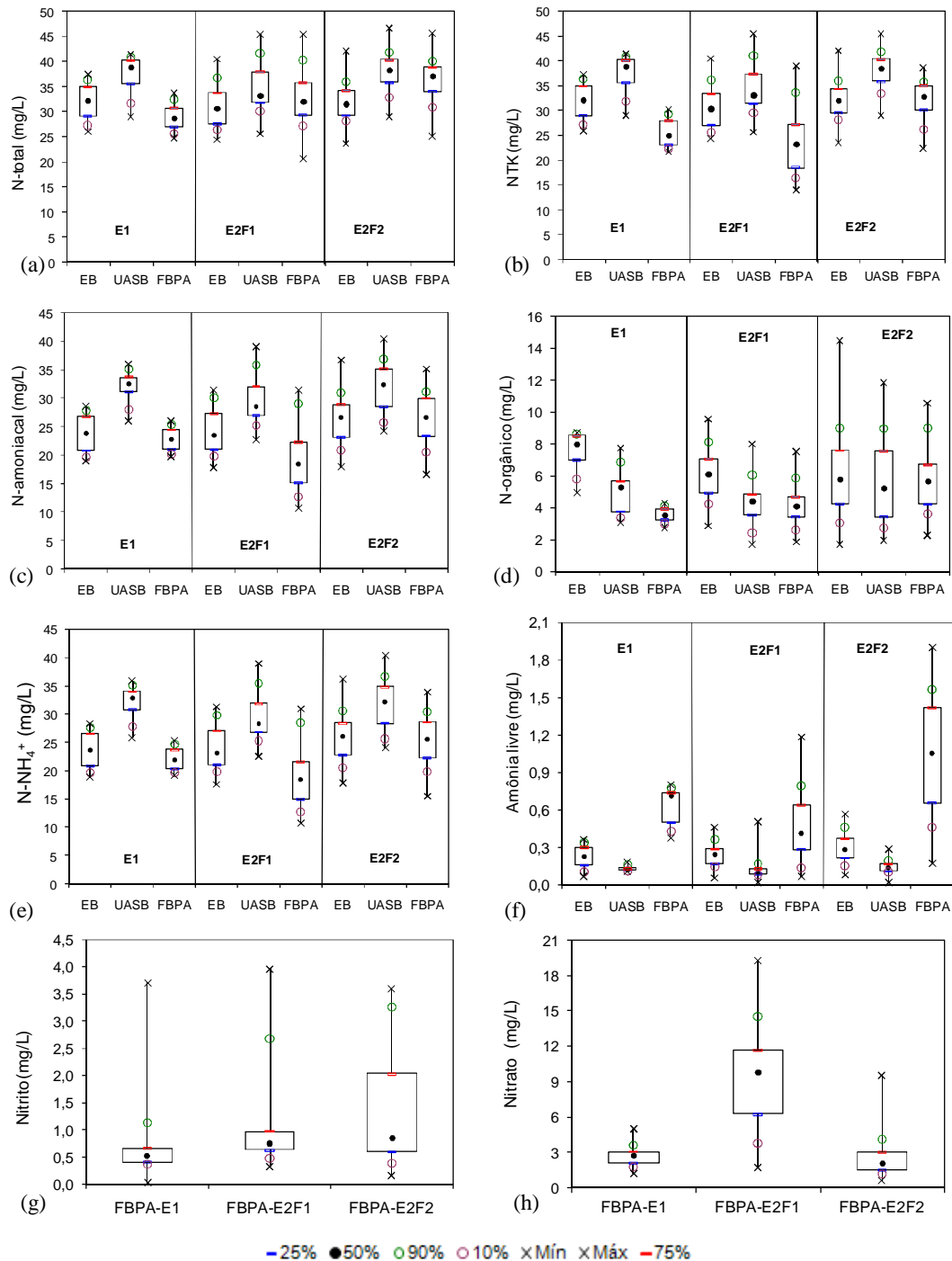


FIGURA 6.31: Box-plot das concentrações de N-total (a), NTK (b), N-amoniaco (c), N-orgânico (d), N-NH₄⁺ (e), amônia livre (f), nitrito (g) e nitrato (h) observadas nas etapas de operação do sistema UASB/FBPA.

As concentrações medianas de NTK e amônia (N-NH_4^+) observadas nos efluentes dos reatores UASB e nos esgotos brutos - Figura 6.31 (b) e (e) - foram ligeiramente menores na etapa E2F1. As variações das concentrações de NTK nos efluentes dos reatores UASB ocorridas na etapa E2F2 foram ligeiramente menores do que nas etapas E1 e E2F1, conforme pode ser visualizado pelas amplitudes das caixas (percentis 25 e 75) no gráfico *box-plot* (Figura 6.31 b). Os coeficientes de variação (CV) apresentados nos efluentes dos reatores UASB nas etapas E1, E2F1 e E2F2 foram de 0,16, 0,13 e 0,09, respectivamente.

Os resultados dos testes estatísticos de variância (Tabela 6.9 e Apêndice C) indicaram diferença significativa ($p < 0,05$) para as concentrações de NTK e amônia (N-NH_4^+), observadas nos efluente dos reatores UASB e nos esgotos brutos entre as etapas E2F1 e E2F2. Dessa forma acredita-se que as maiores concentrações nos efluentes do reator UASB utilizado na etapa E2F2, possivelmente foram influenciadas pelas maiores concentrações presentes nos esgotos brutos. Observa-se que não foram realizadas comparações entre as etapas E1 e E2F1, devido à quantidade de dados de NTK e amônia (N-NH_4^+) obtidos na etapa E1, considerada insuficiente para análise estatística de variância.

Observou-se um acréscimo das concentrações de N-total, NTK e amônia (N-NH_4^+) e a redução das concentrações de N-orgânico nos efluentes dos reatores UASB em relação às concentrações dos esgotos brutos nas três etapas de operação investigadas, conforme pode ser visto na Figura 6.31. O percentual médio de acréscimo de NTK nos efluentes do reator UASB utilizado na etapa E2F2 (sistema compacto UASB/FBP) foi de 20%, um pouco maior do que os percentuais de acréscimos observados no reator UASB utilizado nas etapas E1 (12%) e E2F1(12%). Para a amônia (N-NH_4^+), os percentuais médios de acréscimo obtidos nos efluentes dos reatores UASB, em relação aos do esgoto bruto, possível resultado do processo de amonificação da matéria orgânica solúvel, foram bem semelhantes nas três etapas. Os valores percentuais médios que foram acrescidos de amônia (N-NH_4^+) nos efluentes do reator UASB foram de 24% (E1), 25% (E2F1) e 25% (E2F2).

Os valores das concentrações de N-orgânico removidas nos reatores UASB foram bem inferiores aos valores das concentrações de amônia (N-NH_4^+) que se acresceram nos efluentes destes reatores nas três etapas de operação, conforme pode ser visto na Figura 6.31 (d) e (e). Dessa forma, acredita-se que o aumento das concentrações de N-total, NTK e amônia (N-NH_4^+) nos efluentes dos reatores UASB esteve relacionado com a amonificação do N-

orgânico presente nos esgotos brutos, como também com os compostos orgânicos solúveis oriundos da hidrólise do material celular (biomassa) constituído no reator UASB.

Já para as transformações das formas de nitrogênio ocorridas no FBPA, de modo geral, foi observada uma maior ocorrência de nitrificação na etapa E2F1 (altura do filtro de 3,5 m e TAS de 4,1 m³/m².d), quando ocorreram maiores reduções das concentrações de NTK e amônia (N-NH₄⁺), e ao mesmo tempo maior acumulação de nitrato, conforme pôde ser visualizado na Figura 6.31. Neste sentido, corroborando a melhor ocorrência da nitrificação na etapa E2F1, os resultados dos testes estatísticos de variância indicaram diferença significativa para as concentrações de NTK, amônia (N-NH₄⁺) e nitrato nos efluentes do filtro, assim como para as eficiências, as cargas volumétricas de NTK e amônia (N-NH₄⁺) e a produção das formas oxidadas do nitrogênio (N-NOx) obtidas no FBPA nas etapas E2F1 e E2F2 (9,3 m³/m².d), conduzidas com a mesma altura do filtro (3,5 m). Os resultados dos testes estatísticos de variância são apresentados na Tabela 6.9 e no Apêndice C.

A respeito da comparação do desempenho do FBPA para as etapas de operação E1 e E2F1, conduzidas com semelhantes TAS (4,1 m³/m².d) e diferentes alturas do filtro (2,3 e 3,5 m), os resultados dos testes estatísticos de variância apresentaram diferença significativa para as concentrações de nitrato e produção de N-NOx nos efluentes do filtro nessas etapas. Não foi possível comparar os resultados de concentrações e eficiências de remoção de NTK e amônia (N-NH₄⁺) obtidos nas etapas E1 e E2F1, devido aos poucos dados obtidos desses parâmetros na etapa E1, como comentado anteriormente. Dessa forma, para a avaliação estatística da remoção da amônia (N-NH₄⁺) no FBPA, foram consideradas apenas as etapas de operação E2F1 e E2F2, que ocorreram com diferentes TAS (4,1 e 9,3 m³/m².d) e mesma altura do filtro (3,5 m).

Em todas as três etapas de operação, foi observado acumulação de nitrito (forma intermediária do processo de nitrificação) no efluente do FBPA (Figura 6.31 g). A etapa E2F2 foi a que apresentou as maiores concentrações de nitrito, e as menores remoções de amônia (N-NH₄⁺) e concentrações de nitrato no efluente do filtro, indicando assim que nessa etapa a nitrificação incompleta foi mais presente. Foi observado que as concentrações de nitrito nos efluentes do FBPA dessa etapa de operação apresentaram diferença significativa para as concentrações obtidas na etapa anterior (E2F1).

Neste sentido, das quatro formas possíveis de ocorrer nitrificação incompleta (ou parcial), existem duas que resultam na produção e acumulação do nitrito, conforme sugere Gerardi (2006). Uma destas duas formas parciais de nitrificação ocorre quando a amônia é menor do que 1 mg/L, o nitrito é maior do que 1 mg/L e o nitrato é maior do que 1 mg/L. Essa forma parcial não foi observada em nenhuma das etapas de operação do FBPA, como pode ser observado na Figura 6.31. A outra forma de nitrificação incompleta acontece quando as concentrações de amônia, nitrito e nitrato são maiores do que 1 mg/L. Essa forma de nitrificação parcial foi observada com maior consistência na etapa E2F2, quando as concentrações de amônia, nitrito e nitrato apresentaram valores superiores a 1 mg/L na maior parte de sua operação, reforçando assim o pior desempenho do filtro quanto à remoção de amônia ($N-NH_4^+$). A inibição da nitratação será aprofundada no item 6.2.5.3 a partir da influência de alguns fatores ambientais avaliados.

As séries temporais (com média móvel de 4 termos) das concentrações de NTK, N-amônio ($N-NH_4^+$), nitrito ($N-NO_2^-$) e nitrato ($N-NO_3^-$) observadas nos efluentes dos reatores UASB e FBPA ao longo de todo o período investigado nesta pesquisa são apresentadas na Figura 6.32.

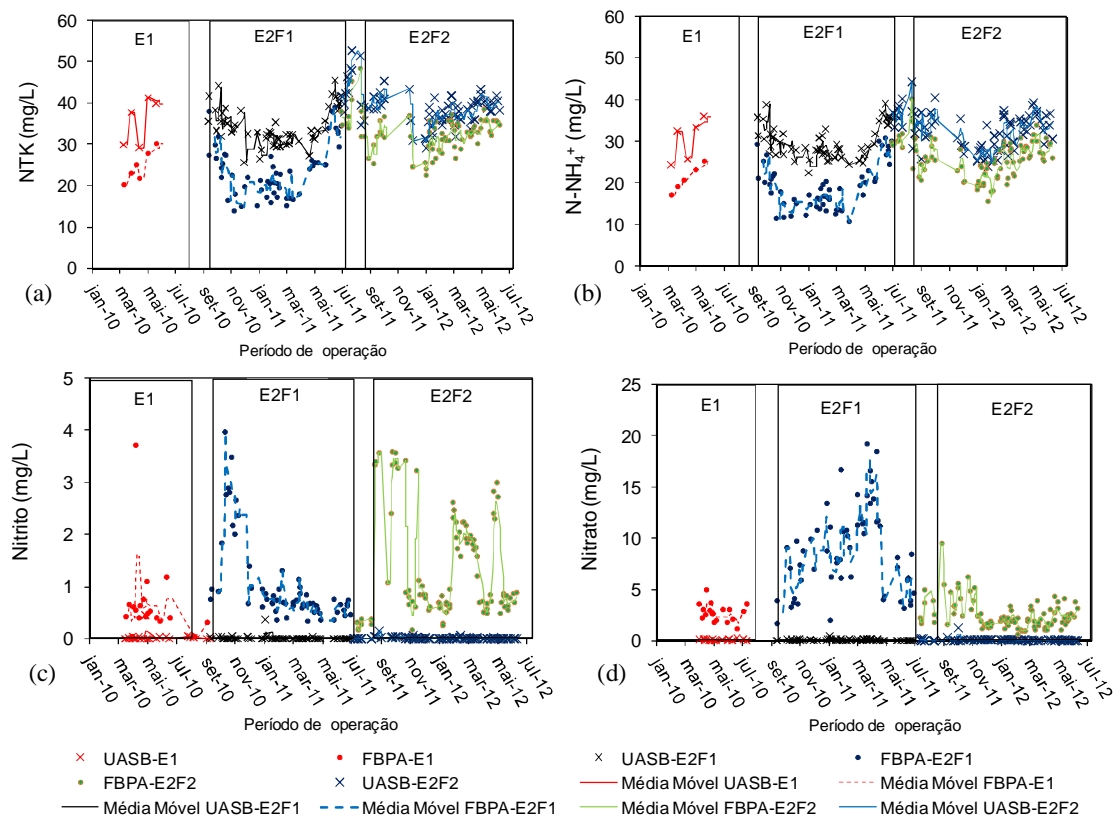


FIGURA 6.32: Série temporal das concentrações de NTK (a), N-amônio (b), nitrito (c) e nitrato (d) nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA, com médias móveis de 4 termos.

Uma análise das séries temporais de amônia (Figura 6.32 b), depois do segundo mês de operação da etapa E2F1 (novembro de 2010), sugere que as concentrações tenderam a se estabilizar, ao passo que, ao mesmo tempo, o nitrato apresentou um aumento de produção (Figura 6.32 c), indicando o possível estabelecimento da nitrificação. Este fato pode estar associado ao aumento da formação do biofilme, em espessura e população microbológica, já que foi observado um ligeiro aumento na abundância de bactérias nitrificantes no biofilme do FBPA com o passar do tempo de operação (como será abordado a diante). Observa-se que a operação do FBPA ficou interrompida entre os meses de junho e setembro de 2010.

As concentrações de amônia (N-NH_4^+) nos efluentes do reator UASB e do FBPA aumentaram no final da etapa E2F1, a partir do mês de maio de 2011, e também no final da etapa E2F2 (a partir de abril de 2012). Acredita-se que tal fato possa estar relacionado ao período seco, quando o esgoto afluente à ETE Arrudas é mais concentrado, como pôde ser observado pelo acúmulo de DBO nesse período. Por outro lado, durante o período chuvoso há diluição dos esgotos pela entrada de água de chuva no sistema de esgotamento sanitário. Foi observado redução das concentrações de amônia (N-NH_4^+) no início do período chuvoso em Belo Horizonte, a partir dos meses de outubro de 2011 (E2F1) e de 2012 (E2F2).

Neste sentido, os resultados dos testes estatísticos de variância indicaram diferença significativa para as concentrações de N-amoniaco e amônia (N-NH_4^+) observadas nos períodos secos e chuvosos nos esgotos brutos, assim como nos efluentes do FBPA nas duas etapas que recobriram estes períodos climáticos locais. A respeito das eficiências de remoção de amônia (N-NH_4^+), os resultados dos testes estatísticos de variância indicaram diferença significativa para as eficiências obtidos nos períodos seco e chuvoso apenas para a etapa de operação E2F1 (aquela que apresentou as melhores remoções de amônia).

Atendimento das concentrações N-amoniaco à meta de lançamento

Na Figura 6.33 são apresentados os percentis de atendimento das concentrações de N-amoniaco nos efluentes do FBPA, nas três etapas de operação e nos períodos seco e chuvoso da etapa E2F1 (que apresentou diferença estatística entre os resultados obtidos nos períodos climáticos), em relação à meta de lançamento de N-amoniaco de 20 mg/L (padrão de lançamento para esgotos sanitários estabelecido pela DN COPAM-CERH nº 01/2008, temporariamente suspenso).

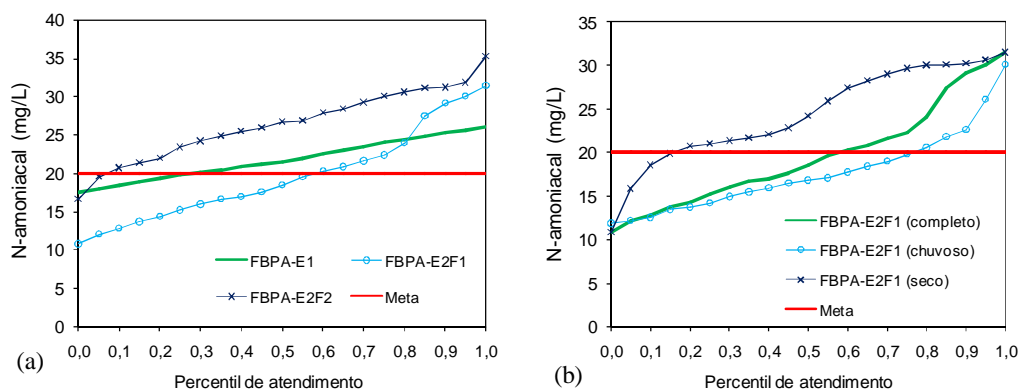


FIGURA 6.33: Distribuição de frequência acumulada das concentrações de N-amoniaco nas três etapas de operação (a) e para os períodos seco e chuvoso na etapa E2F1 (b) em relação à meta de lançamento.

Os percentuais de atendimento das concentrações de N-amoniaco nos efluentes do FBPA foram de 20% (E1), 55% (E2F1) e de 5% (E2F2) em relação à meta de lançamento de 20 mg/L (padrão de lançamento para esgotos sanitários estabelecido pela legislação estadual, temporariamente suspenso), conforme pôde ser observado na Figura 6.37 (a). Para o período seco na etapa E2F1, o percentual de atendimento das concentrações de N-amoniaco nos efluentes do FBPA foi de 15% e, para o período chuvoso, foi de 75%, em relação à meta de lançamento de 20 mg/L (Figura 6.37 b).

Na Figura 6.34 são apresentados os gráficos *Box plot* das cargas de contato aplicadas, das taxas de remoção e das eficiências remoção de amônia (N-NH_4^+) observadas no FBPA nas etapas de operação E2F1 e E2F2. As cargas de contato (carga aplicada/área superficial específica do meio de enchimento do filtro) foram obtidas a partir da razão entre as cargas de amônia dos efluentes dos reatores UASB e a área superficial do meio de enchimento do filtro. As taxas de remoção de amônia ($\text{g N-NH}_4^+/\text{m}^2.\text{d}$) foram calculadas a partir da razão entre as cargas removidas (em relação às cargas efluentes dos reatores UASB) e a área superficial do meio de enchimento do filtro, pedra britada ($60 \text{ m}^2/\text{m}^3$). Foi observado que as cargas médias de contato de NTK observadas nas etapas investigadas – E2F1 de $2,6 \text{ NTK}/\text{m}^2.\text{d}$ e E2F2 de $6,5 \text{ g NTK}/\text{m}^2.\text{d}$ foram bastante superiores a faixa recomendada literatura ($0,2 - 1,0 \text{ g NTK}/\text{m}^2.\text{d}$) para o tratamento combinado (remoção de DBO e nitrificação) apresentado na Tabela 3.6. No item 6.2.5.3 serão discutidas as influências das cargas de contato aplicadas

assim como outras condições impostas para a nitrificação do FBPA nas etapas investigadas nessa pesquisa.

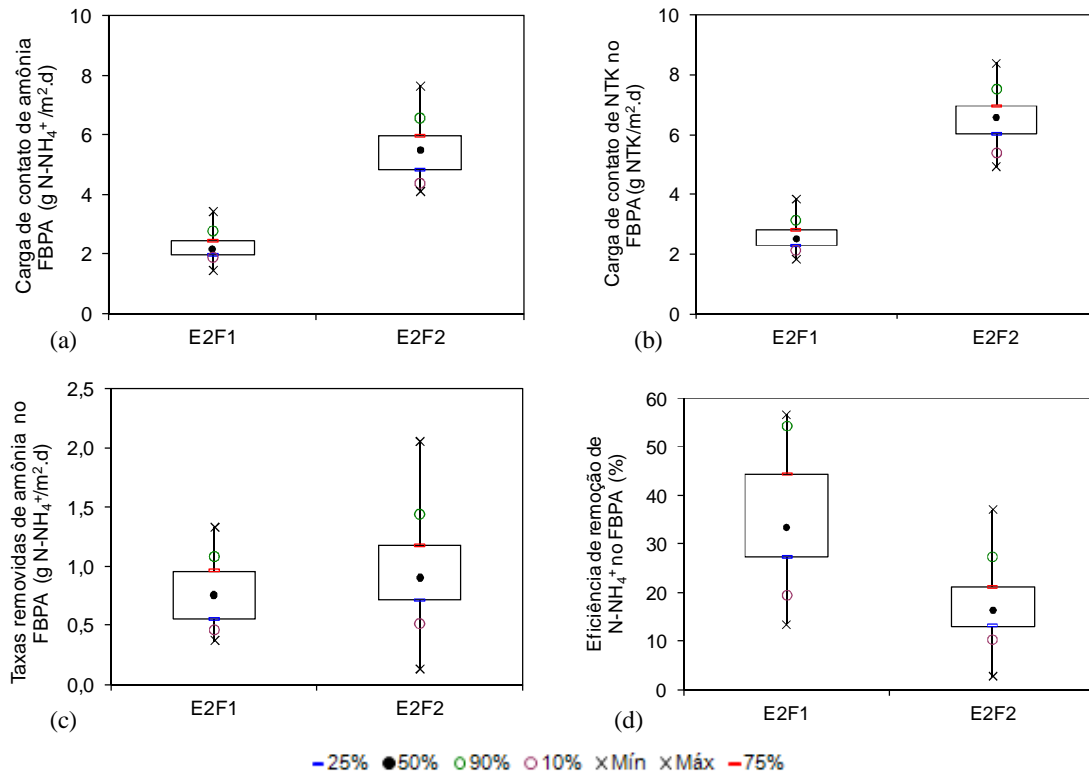
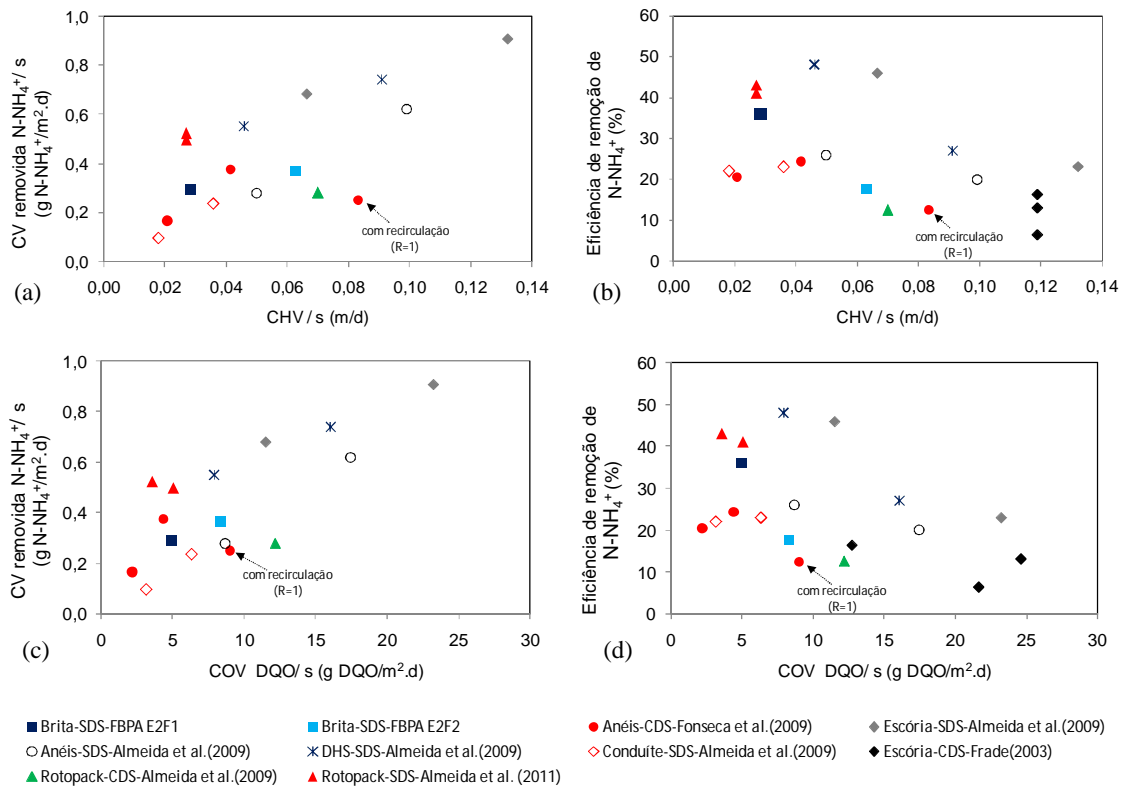


FIGURA 6.34: Box-plot das cargas de contato de amônia (a) e NTK (b), das taxas de remoção (c) e das eficiências remoção (d) de amônia no FBPA nas etapas de operação E2F1 e E2F2.

Comparação com outros FBPs quanto à remoção de amônia

O desempenho do FBPA quanto à remoção de amônia ($N-NH_4^+$) foi comparado com outros FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB com diferentes condições de operação e características apresentadas na Tabela 3.5 (item 3.2.4). Esta comparação é apresentada na Figura 6.35 a partir da relação entre os valores médios das cargas volumétricas de contanto de amônia removidas - $CV_{removida}\ N-NH_4^+/s$ ($g\ N-NH_4^+/m^2.d$) - e os valores médios de CHV e COV DQO por área superficial específica do meio de enchimento do filtro - s (m^2/m^3). A carga volumétrica de contanto de amônia removidas ($CV_{removida}\ N-NH_4^+/s$) é representada pela razão entre as cargas removidas de amônia por volume útil do filtro ($g\ N-NH_4^+/m^3.d$) e a área superficial específica do meio de enchimento do filtro - s (m^2/m^3).



SDS: sem decantador secundário. CDS: com decantador secundário.

FIGURA 6.35: Cargas volumétricas removidas (a) e eficiências de remoção de amônia (b) em função das cargas volumétricas hidráulicas (c) e das cargas orgânicas volumétricas de DQO (c e d), para FBPs atuando no pós-tratamento de reatores UASB

6.2.5.2 Abundância de bactérias nitrificantes no FBPA

O biofilme presente no FBPA foi amostrado em diferentes profundidades (topo; 50 cm; 160 cm; e 270 cm) do meio de enchimento (brita nº 4) ao longo das etapas de operação e caracterizado quanto ao número mais provável destas bactérias. Observa-se que na primeira etapa de operação do FBPA foram coletadas amostras do biofilme em apenas dois pontos de amostragem (topo e 50 cm), com caráter exploratório, visto que o FBPA ainda não possuía os dispositivos de coleta ao longo da profundidade do meio de enchimento.

Ao longo de todo o período estudado, as bactérias oxidadoras de amônia (BOA) apresentaram valores de 10^2 a 10^6 NMP/mL na profundidade de 50 cm, de 10^4 a 10^8 NMP/mL a 160 cm e de 10^6 a 10^{11} NMP/mL a 270 cm. Já para as bactérias oxidadoras de nitrito (BON) verificou-se valores mínimos e máximos de 10^3 e $>10^9$ NMP/mL na profundidade de 50 cm, de 10^3 e $>10^{13}$ NMP/mL a 160 cm e para a profundidade de 270 cm de 10^3 e 10^{11} NMP/mL. Os

valores de BOA (Figura 6.36 a) e BON (Figura 6.36 b), observados ao longo das etapas de operação do FBPA nas profundidades do meio de enchimento amostrado (50 cm, 160 cm e 270 cm) são apresentados na Figura 6.36.

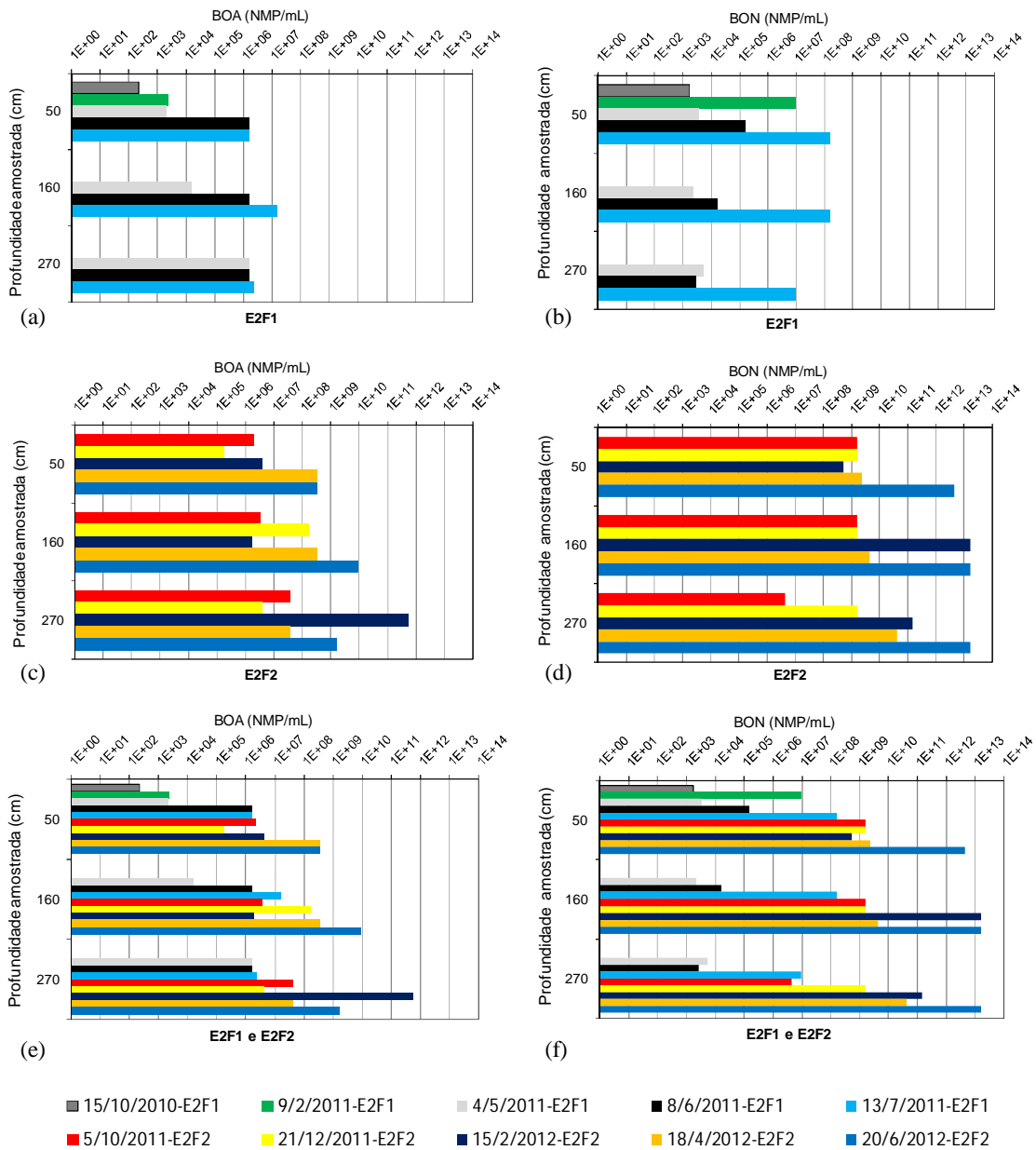


FIGURA 6.36: Valores do NMP das BOA (a; c; e) e BON (b; d; f) observados no biofilme do FBPA para as diferentes profundidades amostradas nas etapas E2F1 e E2F2.

Para o grupo das BON verificou-se tendência de aumento desta população a partir do final da etapa E2F1, ficando mais evidente com o passar da etapa E2F2, que apresentou menor nitrificação (remoção de N-NH_4^+) e quando a COV ($0,17 \text{ kg DBO/m}^3\cdot\text{d}$) e DBO/NTK (1,2) foram inferiores às da etapa anterior (etapa E2F1). Uma maior acumulação de nitrito e menor produção de nitrato no efluente do FBPA também foram observadas na etapa E2F2, evidenciando que a nitrificação foi menos consistente (nitrificação parcial) nessa etapa de operação do FBPA. Neste sentido foi observado que os valores encontrados de BON (NMP/mL) foram maiores em relação aos valores de BOA na maior parte do período estudado (Figura 6.36), principalmente na etapa E2F2, sugerindo predominância das BON em relação às oxidadoras de amônia (BOA), e corroborando assim com a nitrificação incompleta mais evidente na etapa E2F2.

As abundâncias de BON apresentaram de uma forma geral uma ligeira diminuição ao longo da profundidade do FBPA, e mais evidente a partir da profundidade amostrada no meio do filtro (160 cm). Esta tendência não foi observada para o grupo das bactérias oxidadoras de amônia (Figura 6.36 a), já que foi verificada uma distribuição mais uniforme das abundâncias entre as três profundidades amostradas do FBPA, ocorrendo em alguns momentos até um ligeiro aumento de suas abundâncias nas camadas mais profundas do FBPA.

Dessa forma, de uma maneira em geral os resultados observados contrariam as expectativas de encontrar uma maior abundância de BOA em relação às abundâncias de BON, ocorrendo com mais intensidade a nitrificação (oxidação da amônia a nitrito) do que a nitratação (oxidação do nitrito a nitrato), nas camadas superiores do FBP, por se acreditar que nas camadas superiores existe maior disponibilidade de amônia do que nitrito e também uma maior competição por espaço e oxigênio com as bactérias heterotróficas. Observa-se que essa avaliação foi realizada com base nos dados de contagem por volume do biofilme (NMP/mL). Dessa forma, para a confirmação da tendência observada no biofilme do FBPA, recomenda-se que avaliação seja realizada na massa de biofilme por meio de ralação com os sólidos voláteis presentes no biofilme.

6.2.5.3 Influência das condições impostas na nitrificação no FBPA

A partir de uma avaliação baseada nas condições impostas ao FBPA (Tabela 6.10) nas etapas conduzidas com a mesma altura do filtro (3,5 m) e diferentes TAS ($4,1$ e $9,3 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$), acredita-se que o melhor desempenho do filtro quanto à remoção de amônia (nitrificação),

ocorrido na etapa E2F1 (4,1 m³/m².d), possivelmente esteve relacionado às menores cargas aplicadas (DBO e N-NH₄⁺).

TABELA 6.10 – Síntese dos valores médios das principais condições impostas e do desempenho do FBPA quanto à remoção de amônia nas etapas de operação E2F1 e E2F2.

Etapas	TAS (m ³ /m ² .d)	COV DBO (kg /m ³ .d)	Carga de contato NTK (g/m ² .d)	Carga de contato N-NH ₄ ⁺ (g/m ² .d)	DBO/NTK afluente	DBO solúvel afluente (mg/L)	Taxa de remoção de N-NH ₄ ⁺ (g/m ² .d)	Eficiência remoção de N-NH ₄ ⁺ (%)
E2F1	4,1	0,11	2,6	2,2	2,2	23	0,77	39
E2F2	9,3	0,17	6,5	5,5	1,2	22	0,97	16

Carga de contato NTK: carga afluente de NTK aplicada por área superficial específica total do FBPA. DBO/NTK: razão entre as concentrações médias de DBO total e NTK afluentes ao FBPA. DBO solúvel afluente ao FBPA. Taxa de remoção de N-NH₄⁺: razão entre as cargas removidas (em relação às cargas efluentes dos reatores UASB) e a área superficial do meio de enchimento do filtro, pedra britada (60 m²/m³).

Para a remoção conjunta de DBO e nitrogênio amoniacal em FBPs de único estágio, conforme reportado na Tabela 3.6 (item 3.3.2), são esperadas concentrações efluentes de DBO solúvel inferiores a 10 mg/L e de amônia (N-NH₄⁺) inferiores a 3 mg/L, quando a operação do filtro é conduzida com COVs de 0,1-0,3 kg DBO/m³.d e cargas de contato de NTK de 0,2-1,0 g NTK/m².d. Conforme reportado também na literatura, a nitrificação completa em FBPs passa a ser prejudicada quando as concentrações de DBO solúvel nos afluentes aos FBPs são superiores a 30 mg/L. Portanto, embora as COVs de DBO total aplicadas e as concentrações de DBO solúvel nos efluentes do FBPA nas etapas E2F1 e E2F2 respeitaram tais recomendações, as cargas de contato de NTK foram bastante superiores, resultando em baixas eficiências de remoção de amônia por área superficial do filtro e concentrações de amônia (N-NH₄⁺) no efluente do filtro superiores ao desejado.

Neste sentido, é possível que as cargas de contato de NTK e de amônia (N-NH₄⁺) aplicadas ao FBPA tenham influenciado na remoção de amônia (N-NH₄⁺). No entanto, cabe ressaltar que estas recomendações são baseadas em FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de decantadores primários, e não ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, caso da unidade investigada neste trabalho. Dessa forma, os FBPs aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB podem apresentar diferentes condições para obtenção da remoção conjunta de DBO e amônia (nitrificação).

Com o intuito de avaliar as influências das cargas aplicadas (COVs de DBO total e cargas de contato) na nitrificação no filtro (eficiências de remoção de amônia), e a relação entre as concentrações de DBO solúveis nos efluentes do FBPA e as eficiências de remoção de amônia observadas nas etapas E2F1 e E2F2, individualmente e juntas (E2), estas foram plotadas nos gráficos de dispersão apresentados nas Figuras 6.37, 6.38 e 6.39.

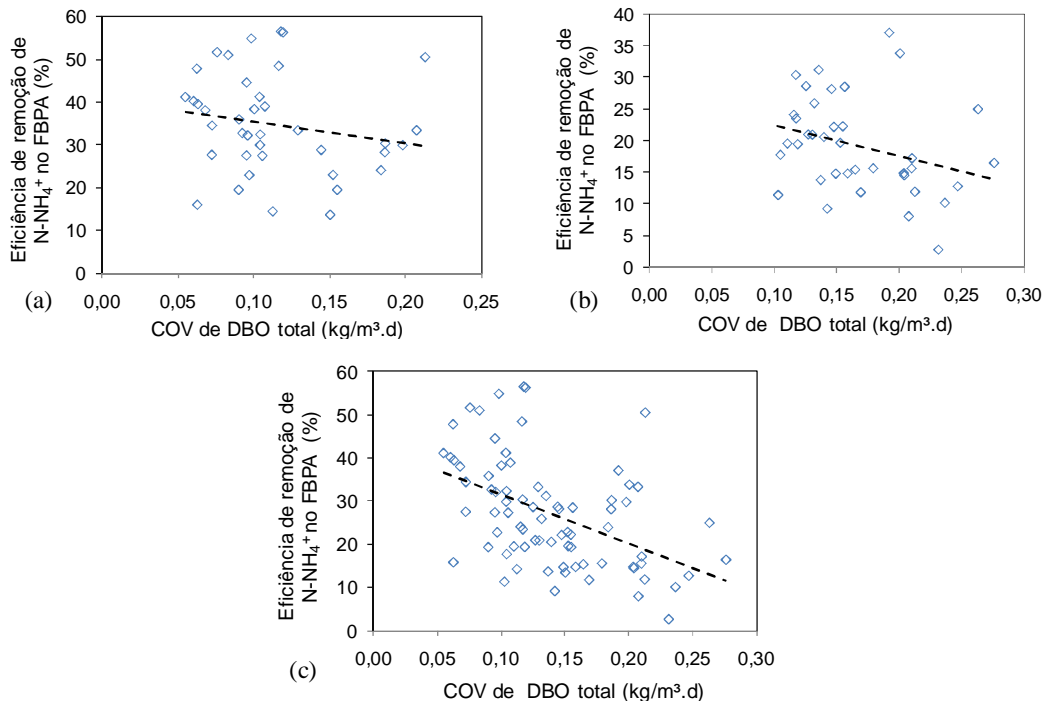


FIGURA 6.37: Influência das COVs de DBO total na nitrificação no FBPA nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F2 (b); e E2 (c).

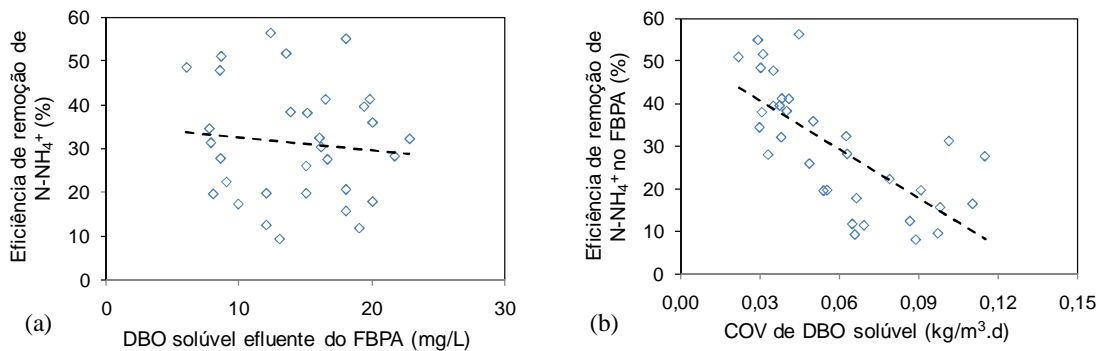


FIGURA 6.38: Relação entre as concentrações de DBO solúvel (a) e influência das COVs de DBO solúvel (b) nas eficiências de remoção de amônia no FBPA durante toda a etapa de operação E2.

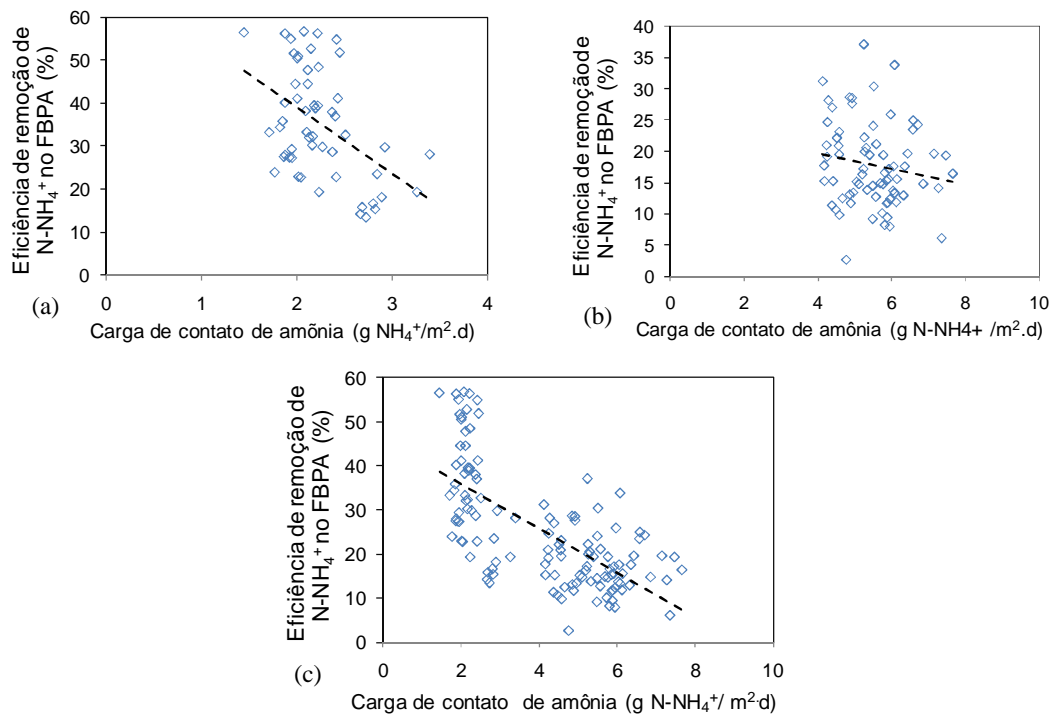


FIGURA 6.39: Influência das COVs de DBO total na nitrificação no FBPA nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F2 (b); e E2 (c).

De modo geral, conforme pode ser observado nas Figuras 6.37 (c), 6.38 (b) e 6.39 (c), a nitrificação no FBPA foi sensivelmente influenciada a partir dos valores de 0,15 kg/m³.d (COV de DBO total), 0,03 kg/m³.d (COV de DBO solúvel) e 2,5-3,0 g N-NH₄⁺/m².d (carga de contato de amônia), quando as eficiências de remoção de amônia foram inferiores a 30% e média de 16%. É possível que a nitrificação no FBPA, quando aplicado ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB possa ser influenciada por estas condições de operação. Entretanto, este é o resultado deste trabalho, sendo necessário uma maior quantidade de pesquisas para confirmar esta tendência.

Acredita-se que a grande variação das eficiências de remoção de amônia (15 a 55%) ocorridas quando filtro foi conduzido com as cargas de contato de amônia entre 1,8 e 2,5 g N-NH₄⁺/m².d (Figura 6.39 a), possivelmente esteve relacionado com o desenvolvimento do biofilme, comentado anteriormente. Como pôde ser observado na Figura 6.38 (a), as concentrações de DBO solúveis nos afluentes do FBPA nas etapas E2F1 e E2F2 não apresentaram relação com as eficiências de remoção de amônia, sendo que seus valores

apresentaram-se menores do que os valores de DBO solúvel (30 mg/L) sugerido na literatura que pode influenciar na nitrificação completa nos FBPs.

A respeito da relação DBO/NTK afluente aos FBPs, os valores dessa relação inferiores a 3 geralmente indicam a possibilidade da predominância do processo de nitrificação em relação à oxidação da matéria orgânica, e conseqüentemente uma maior presença e atuação de bactérias nitrificantes. Neste sentido, como esta relação se manteve abaixo de 3 nas etapas E2F1 (DBO/NTK média de 2,2) e E2F2 (DBO/NTK média de 1,2) no afluente ao FBPA, é esperada a predominância do processo de nitrificação em relação à oxidação da matéria orgânica. No entanto, apesar de ter sido observado maiores quantidades (NMP/mL) de bactérias nitrificantes (BOA e BON) na etapa E2F2, as eficiências foram bem inferiores as da etapa E2F1 que apresentou relação DBO/NTK afluente ao filtro substancialmente maior. Portanto, acredita-se que a relação DBO/NTK no afluente do filtro possa ter influenciado na quantidade de bactérias, mas não na atividade nitrificante.

Outro aspecto quanto às influências das condições de operação na nitrificação no FBPA, trata-se do tempo de residência do líquido no filtro. Neste sentido, devido à quantidade relativamente pequena de energia obtida a partir da oxidação da amônia ionizada e do nitrito, as bactérias nitrificantes reproduzem-se muito lentamente. Dessa forma se torna necessário manter no reator biológico estas bactérias e o próprio líquido o maior tempo possível. Portanto, em função de todo o comportamento apresentado pelo processo de nitrificação discutido anteriormente, acredita-se que a redução do tempo de residência do líquido possa ter influenciado de alguma maneira a atividade nitrificante na etapa que apresentou as menores eficiências de remoção e menor tempo de residência do líquido. Vale lembrar que nas etapas de operação que o filtro foi operado com a mesma altura (3,5 m), os tempos médios de residência foram aproximadamente de 12 e 16 minutos nas etapas E2F1 e E2F2, respectivamente.

6.2.5.4 Influência dos fatores ambientais na nitrificação no FBPA

É sabido que além das condições impostas aos FBPs, os fatores ambientais também podem influenciar na nitrificação de FBPs, como: ausência de alcalinidade suficiente para a neutralização dos ácidos gerados na oxidação da amônia; temperaturas fora da faixa ideal para o desenvolvimento da biomassa nitrificante e transferência de oxigênio; presença de agentes inibidores e tóxicos (ácido nitroso, sulfeto e amônia livre) à biomassa nitrificante; baixas

concentrações de oxigênio que limita o processo de nitrificação; e a presença de agentes predadores do biofilme. Alguns desses fatores ambientais serão abordados a seguir.

Conforme pode ser visto na Figura 6.40, os valores das concentrações de alcalinidade nos efluentes do FBPA (alcalinidade residual) na etapa E2F2 foram maiores do que na etapa E2F1 (que apresentou as melhores eficiências de remoção de amônia). Neste sentido, os resultados dos testes estatísticos de variância indicaram diferença significativa para as concentrações residuais de alcalinidade nos efluentes do filtro para estas etapas de operação (Tabela 6.9 e Apêndice C).

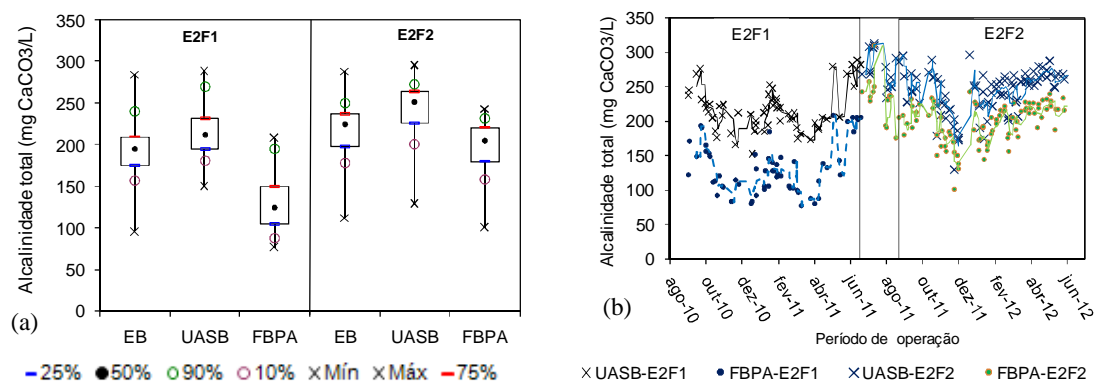


FIGURA 6.40: Box-plot (a) e séries temporais (b) das concentrações de alcalinidade no sistema UASB/FBPA nas etapas de operação E2F1 e E2F2.

Como pôde ser observado na Figura 6.40, os valores de alcalinidade exercida no FBPA (concentração afluente menos a concentração residual) apresentaram boa relação com a alcalinidade calculada pela demanda estequiométrica da remoção de amônia (calculada pela taxa de 7,14 g CaCO₃/g N-NH₄⁺ removida), indicando assim que os dados de alcalinidade podem ser utilizados para o controle da nitrificação em FBPs. Os valores médios da alcalinidade exercida medida nos efluentes do filtro foram aproximadamente 19% (E2F1) e 18% (E2F2) maiores do que os valores calculados pela demanda estequiométrica da remoção de amônia. Acredita-se que os maiores valores apresentados pela alcalinidade exercida no filtro possivelmente estiveram relacionados com a oxidação da matéria orgânica remanescente dos efluentes dos reatores UASB.

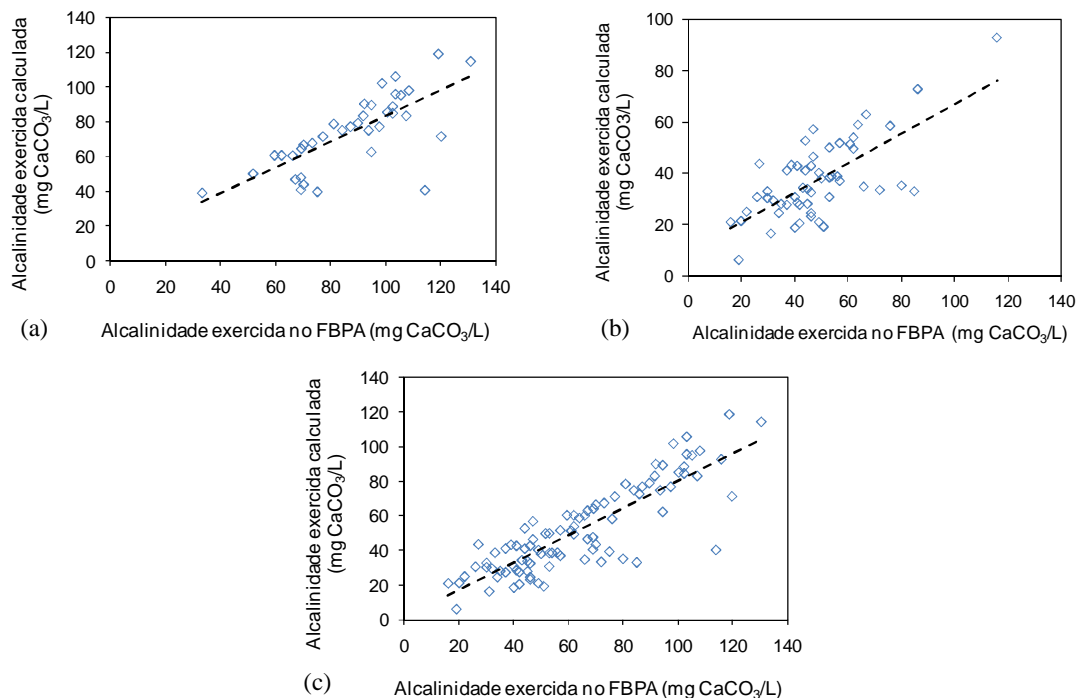


FIGURA 6.41: Relação entre as concentrações de alcalinidade exercida medida nos efluentes do filtro e a alcalinidade exercida pela demanda estequiométrica da remoção de amônia observada nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F1 (d); e E2 (c).

As eficiências de remoção de amônia apresentaram uma boa relação com a alcalinidade residual nos efluentes do filtro, sendo que as eficiências de remoção se reduziram com as maiores concentrações de alcalinidade residual, como pode visto na Figura 6.42 (c). Observou-se que na etapa E2F1 (Figura 6.42 a) esta relação foi maior do que na etapa E2F2 (pela menor dispersão dos dados), como era previsto, já que na etapa E2F1 ocorreram as maiores eficiências de remoção de amônia. Portanto, acredita-se que a alcalinidade não tenha sido um dos fatores que mais influenciaram na nitrificação do FBPA, visto que 80% (E2F1) e 99% (E2F2) dos valores das concentrações residuais de alcalinidade nos efluentes do FBPA foram superiores ao valor de 100 mg CaCO₃/L (recomendado para que não ocorra a depreciação do pH no meio).

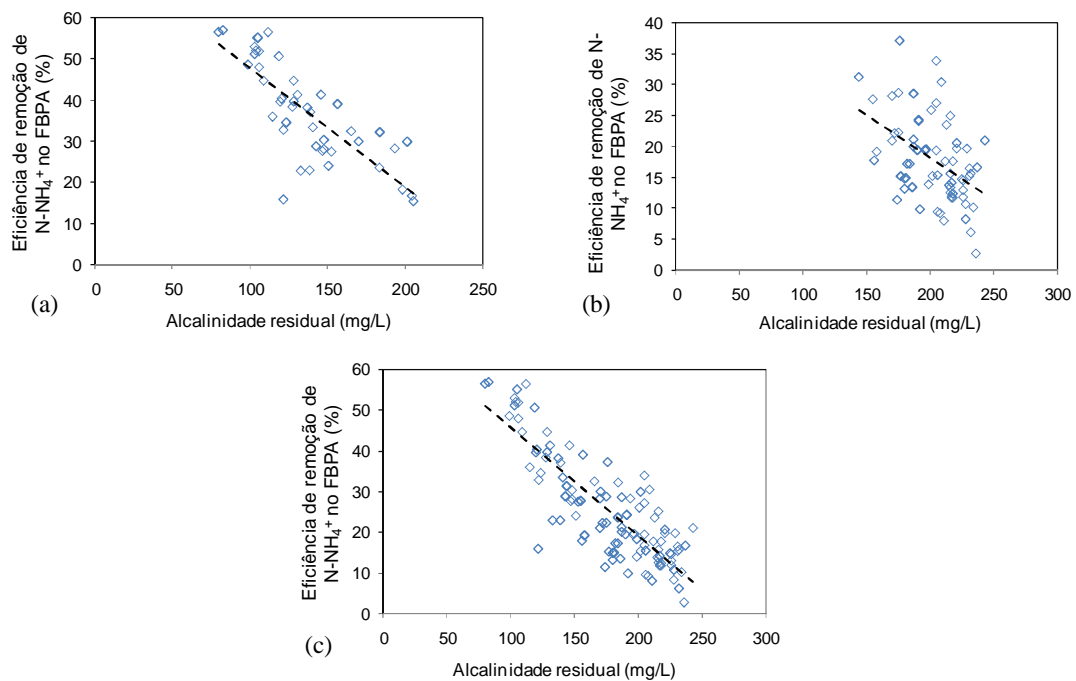


FIGURA 6.42: Relação entre as concentrações de alcalinidade residual nos efluentes do filtro e as eficiências de remoção de amônia nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F2 (b); e E2 (c).

A respeito das temperaturas do ar observadas durante as etapas de operação investigadas nesta pesquisa, as temperaturas médias observadas nas etapas E2F1 e E2F2 não indicaram diferença significativa, sendo observada diferença significativa entre os períodos seco e chuvoso apenas na etapa E2F1, conforme os resultados dos testes estatísticos de variância, comentados anteriormente no item 6.2.1. As temperaturas médias do ar, observadas pelas médias diárias nas etapas de operação E2F1 e E2F2 foram de 22,4 e 22,4°C. Na etapa E2F1, as temperaturas médias diárias apresentaram valores médios de 20,6°C para o período seco e de 23,3°C para o período chuvoso. Na Figura 6.43 são apresentadas as séries temporais das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar local durante as etapas de operação.

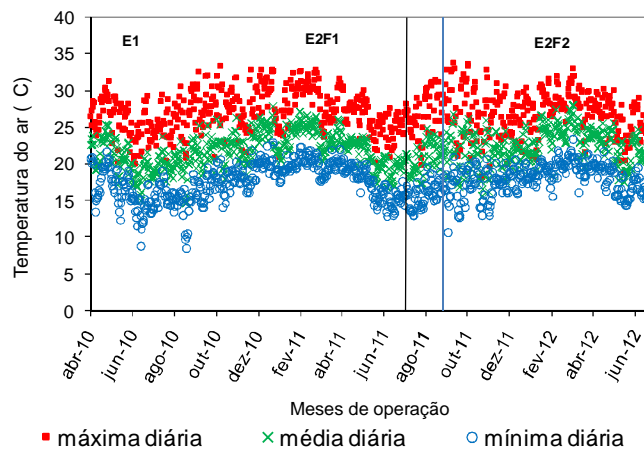


FIGURA 6.43: Séries temporais das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar durante as etapas de operação.

É sabido que a temperatura pode exercer uma importante influência no processo de nitrificação, promovendo impactos na ventilação e oxigenação do meio, no coeficiente de reaeração do líquido, no coeficiente de difusão do substrato no biofilme e na taxa de crescimento específica máxima de organismos nitrificantes. O processo de nitrificação ocorre ao longo de uma faixa entre 4 e 45°C, sendo que para as *Nitrosomonas* a temperatura ótima é de 35°C e para *Nitrobacter* é na faixa de 35 a 42°C (USEPA, 2009).

Foi observada uma tendência entre a temperatura do ar local ao longo no período estudado com o aumento das populações de bactérias nitrificantes (BOA e BON), principalmente para o grupo das bactérias oxidadoras de nitrito (BON), mesmo que as temperaturas apresentaram inferiores às faixas ótimas de desenvolvimento destas bactérias. Esta tendência ficou mais pronunciada a partir do mês de julho de 2011, quando as temperaturas médias diárias dos períodos entre coletas do biofilme tendem a se elevar. O impacto da temperatura na taxa de crescimento específica máxima parece ter sido mais sentido pelas BON.

Cabe ressaltar que a estimativa do NMP de bactérias nitrificantes pela técnica dos tubos múltiplos (utilizada para a quantificação das bactérias nesta pesquisa) é realizada à temperatura de 28°C (temperatura de incubação dos tubos múltiplos), bastante superior às temperaturas médias diárias do ar observadas durante as etapas de operação. Dessa forma, as estimativas de NMP de BOA e BON observadas no biofilme do FBPA podem estar superestimadas para as condições de temperatura local. Por outro lado, Araújo *et al.* (2009)

comentam que a técnica dos tubos múltiplos pode subestimar as abundâncias de bactérias nitrificantes, devido às características dessas bactérias de formarem aglomerados, e/ou das diferentes exigências de cultivo entre as diversas espécies de oxidadoras de amônia. Segundo estes autores o método do NMP permite estimar a densidade da população microbiana sem uma contagem individual das células ou colônias, e o tamanho de populações é estimado com base na maior diluição na qual o crescimento pode ser obtido.

Conforme apresentado na Figura 6.44 (b), a elevação da temperatura do ar na etapa que apresentou as maiores populações de bactérias nitrificantes parece não ter influenciado nas eficiências de remoção de amônia. Já na etapa E2F1 (figura 6.44 a), a temperatura do ar apresentou certa relação com nitrificação ocorrida no filtro, e para as condições operacionais conduzidas nessa etapa de operação, seja possível que a temperatura influenciou na atividade nitrificante.

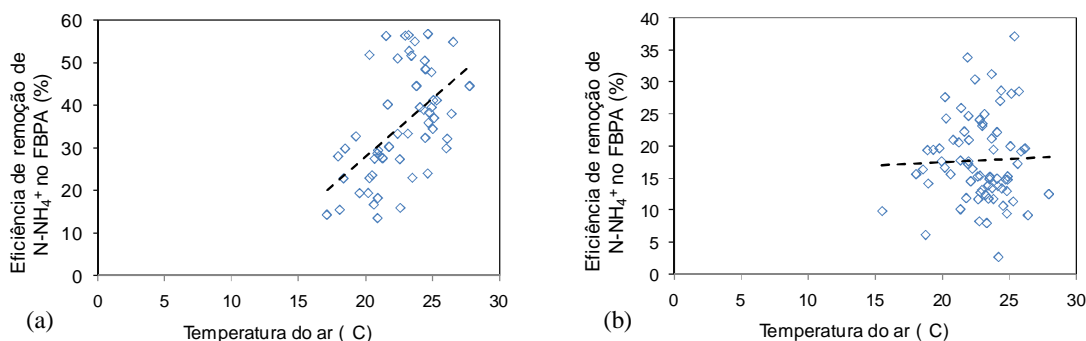


FIGURA 6.44: Relação entre as temperaturas médias do ar e as eficiências de remoção de amônia nas etapas de operação: E2F1 (a) e E2F2 (b)

Os valores das concentrações de oxigênio dissolvido (OD) nos efluentes do FBPA foram ligeiramente maiores na etapa E2F2, quando comparados com os valores das outras etapas de operação, conforme pode ser visto na Figura 6.45. Apesar dos valores médios de OD observados nos efluentes do FBPA nas três etapas de operação não terem diferido muito, para o nível de significância ($p > 0,05$), os testes estatísticos de variância indicaram diferença significativa entre as concentrações das três etapas (Tabela 6.9 e Apêndice C).

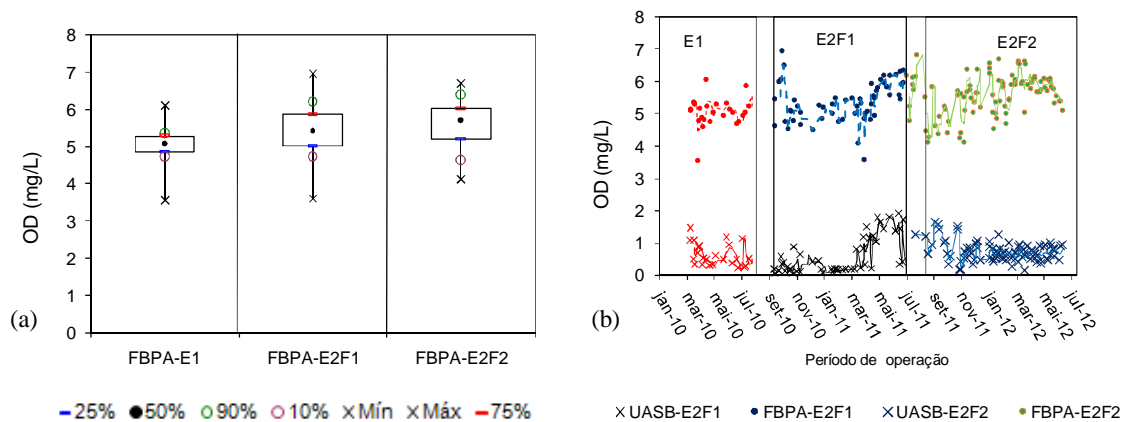


FIGURA 6.45: Box-plot (a) e séries temporais (b) das concentrações de OD nos efluentes do FBPA nas etapas de operação.

Como os valores das concentrações de OD nos efluentes do FBPA foram bem superiores aos da faixa sugerida na literatura que limita a nitrificação em sistemas com biofilme aderido (0,5 a 2,5 mg O₂/L dependente do grau de transferência de massa e o tempo de retenção de sólidos no sistema), acredita-se que as concentrações de OD nos efluentes do FBPA possivelmente não foram um dos fatores que influenciaram na nitrificação nas etapas de operação investigadas nesta pesquisa.

Na Figura 6.46 é apresentada a relação entre as concentrações de OD nos efluentes do FBPA e as respectivas eficiências de remoção de amônia. A relação apresentada na etapa E2F1 (Figura 6.46 a) pode ter indicado o consumo de OD ocorrido quando foram observadas as maiores eficiências de remoção de amônia, conforme apresentado na Figura 6.46 (a). Nessa mesma figura pode ser observado que para a maior eficiência de remoção de amônia, a concentração de OD no efluente do FBPA (> 3 mg/L) foi bem superior a faixa reportada na literatura que influencia a nitrificação.

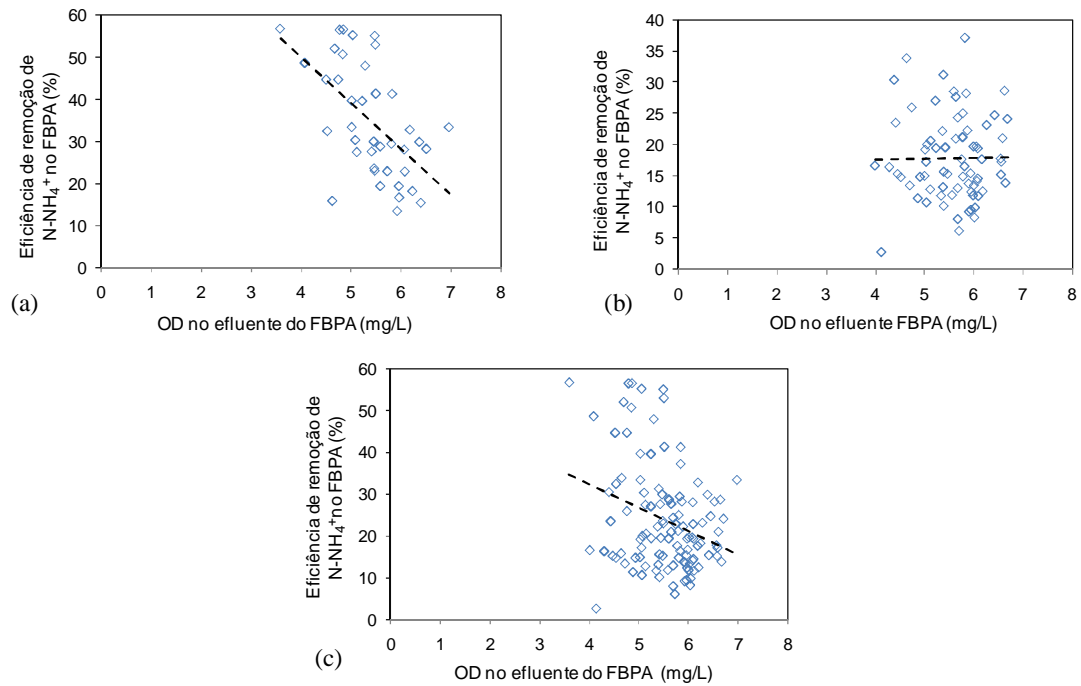


FIGURA 6.46: Relação entre as concentrações de OD nos efluentes do filtro e as eficiências de remoção de amônia nas etapas de operação: E2F1 (a); E2F1 (d); e E2 (c).

6.2.5.5 Desnitrificação no FBPA

Outro aspecto considerado como relevante quanto às transformações do nitrogênio ocorridas no filtro, deve-se à possível ocorrência do processo de desnitrificação. Os valores das concentrações de N-NOx (nitrito + nitrato) acumuladas nos efluentes do FBPA foram inferiores às concentrações de amônia (N-NH_4^+) removidas no filtro. Desta forma, as concentrações de N-total nos efluentes do filtro apresentaram-se inferiores às concentrações observadas nos efluentes dos reatores UASB, como pode ser visualizado na Figura 6.47.

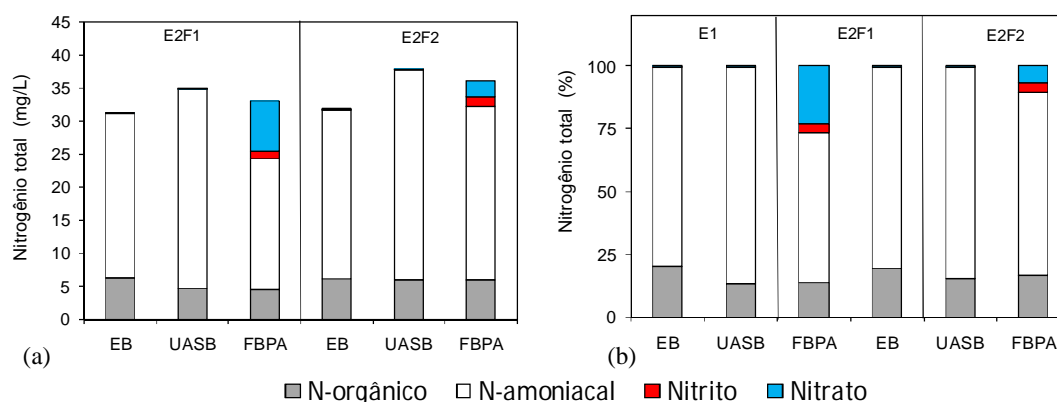


FIGURA 6.47: Distribuição das formas de nitrogênio nos afluentes e efluentes dos reatores UASB e do FBPA a partir dos valores medianos: representação em concentração (a) e por percentual (b).

O valor médio obtido pela diferença entre a concentração média de amônia ($N-NH_4^+$) removida no filtro e a concentração média de $N-NO_x$ produzido no filtro na etapa E2F1 foi de aproximadamente 1,9 mg/L. Acrescentando a este valor, o valor médio da concentração de N -orgânico removido no filtro (aproximadamente 0,2 mg/L), resulta no valor médio observado na diferença entre as concentrações de N -total nos efluentes do reator UASB e do filtro (aproximadamente 2,1 mg/L) na etapa E2F1. Para a etapa E2F2, o valor médio obtido pela diferença entre as concentrações de amônia removida no filtro e a concentração média de $N-NO_x$ produzido no filtro na etapa E2F2 foi de 1,8 mg/L, coincidindo exatamente com o valor da diferença entre as concentrações de N -total nos efluentes do reator UASB e do filtro nesta etapa de operação.

É sabido que as bactérias facultativas são organismos predominantes no biofilme e habitam principalmente as camadas superficiais, sendo que nas camadas interiores, devido à depleção e ausência de oxigênio, as bactérias desnitrificantes heterotróficas predominam. Portanto nas camadas interiores do biofilme, o ambiente torna-se anóxico para anaeróbio, com a ausência do oxigênio e, se a matéria orgânica biodegradável solúvel e o nitrato estão presentes, a desnitrificação do nitrato a nitrogênio gasoso (N_2) pode acontecer.

Neste sentido, como foi observado nos efluentes do filtro concentrações de DBO solúvel (médias de 13 e 16 mg/L) já reduzidas, e elevadas concentrações de $N-NO_x$, em relação aos

efluentes dos reatores UASB, é possível que estas condições tenham favorecido a utilização de aceptores de elétrons, tais como o nitrato (desnitrificação heterotrófica). Dessa forma acredita-se que as reduções das concentrações de N-total observadas nos efluentes do FBPA em relação às concentrações dos reatores UASB nas etapas de operação possivelmente foram ocasionadas pelo processo de desnitrificação (redução de N-NOx) no interior do biofilme.

Na caracterização do biofilme do FBPA, amostrado em diferentes profundidades do filtro (50 cm, 160 cm e 270 cm) nas etapas E2F1 e E2F2, as bactérias desnitrificantes apresentaram expressivos valores de NMP/mL. Conforme pode ser observado na Figura 6.48, os valores de NMP/mL nas profundidades de 50, 160 e 270 cm foram de 10^6 a 10^{14} , de 10^6 a 10^{16} e de 10^6 a 10^{14} , respectivamente. No Apêndice G são apresentados os números de diluições utilizadas nas amostras do biofilme, as combinações positivas das diluições e os valores dos limites (inferior e superior) dos resultados obtidos na quantificação das bactérias desnitrificantes presentes nas amostras do biofilme coletado em diversas alturas do FBPA.

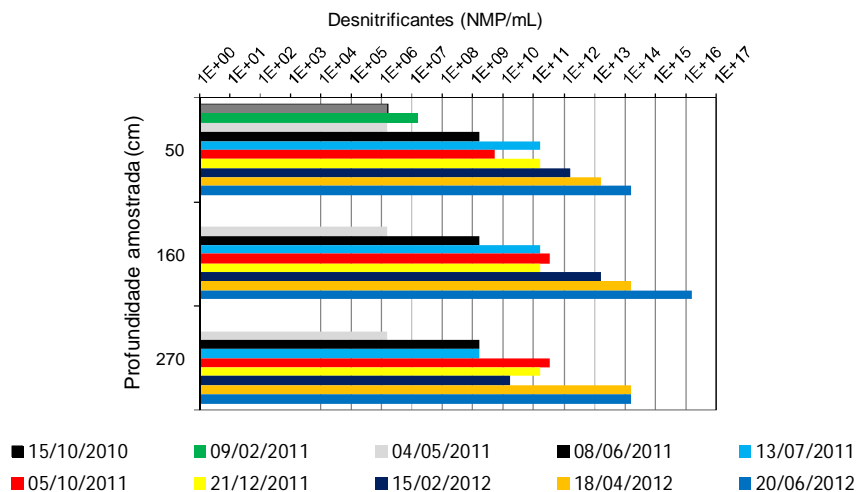


FIGURA 6.48: Valores de NMP das bactérias desnitrificantes observados no biofilme do FBPA nas diferentes profundidades amostradas.

Os valores de NMP/mL observados para as bactérias desnitrificantes foram superiores aos valores dos grupos de bactérias nitrificantes (item 6.3) em várias coletas do biofilme realizadas ao longo das etapas de operação (E2F1 e E2F2). Conforme pode ser observado na Figura 6.48 verificou-se tendência de aumento da população das bactérias desnitrificantes com o passar do tempo de operação do FBPA. De modo geral, pôde ser observado também

que na etapa E2F2 (16/ago/2011 a 20/jun/2012), quando o FBPA foi operado com as maiores cargas orgânicas aplicadas (COV DBO média de 0,17 kg/m³.d), a quantidade das bactérias desnitrificantes foi maior que na etapa anterior.

Neste sentido, pôde ser observado que na etapa E2F2, a relação entre as concentrações removidas de amônia e as concentrações de N-NOx produzidas nos efluentes do filtro foram menores do que na etapa E2F1 (COV média de 0,11 kg DBO/m³.d), conforme é apresentado na Figura 6.49. Dessa forma acredita-se que as maiores abundâncias de bactérias desnitrificantes na etapa E2F2 possam ter atuado com mais intensidade nessa etapa devido a maior carga orgânica aplicada, proporcionando assim maiores taxas de desnitrificação heterotrófica quando comparado com a etapa de operação anterior (E2F1). Portanto, a partir dos dados médios obtidos as taxas médias de remoção de N-total por área superficial específica no FBPA nas etapas E2F1 e E2F2 foram de 0,15 e 0,30 g N-total/m².d.

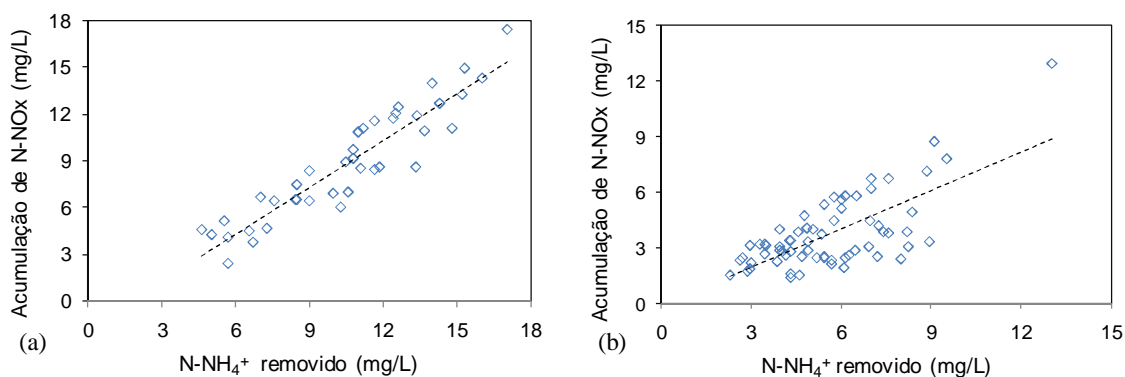


FIGURA 6.49: Relação entre as concentrações removidas de amônia e as concentrações de N-NOx acumuladas no FBPA nas etapas E2F1 (a) e E2F2 (b).

6.3 Avaliação da capacidade de transferência de oxigênio no FBPA

Com o objetivo de avaliar a capacidade de transferência de oxigênio no FBPA em sua configuração original (laterais abertas) e simulando uma unidade convencional (laterais fechadas), foram realizados ensaios com o traçador gasoso não reativo (gás propano), com a presença do biofilme no estado endógeno, conforme os procedimentos descritos no item 5.5.

Os ensaios de transferência de oxigênio (TO) foram realizados com o FBPA para a altura de 3,5 m, com as taxas de aplicação hidráulica de 2,25, 4,5 e 9,0 m³/m².d. Os dados obtidos nos ensaios de TO no FBPA foram estabelecidos a partir dos modelos baseados nos balanços de massa de oxigênio e do gás propano, apresentados no item 3.5.5, respeitando-se as considerações e demais premissas adotadas no item 5.5.4

6.3.1 Monitoramento do oxigênio nos ensaios

Os ensaios de transferência ocorreram nos dias 6 e 13 de novembro de 2012 com o filtro em sua configuração original (com laterais abertas) e simulando uma unidade convencional (com laterais fechadas), respectivamente. Os resultados apresentados e avaliados a seguir referem-se aos obtidos no ensaio realizado no dia 13 de novembro, visto que os ensaios realizados no dia 6 de novembro foram considerados como ensaios exploratórios e não serão apresentados neste trabalho. Os ensaios de capacidade de transferência de oxigênio foram realizados utilizando o traçador gasoso propano em água limpa e com o biofilme do filtro no estado endógeno (após o filtro ser alimentado durante 24 h com água limpa). Na Figura 6.50 são apresentadas as séries temporais das concentrações de OD no afluente e efluente do FBPA.

Como pôde ser observado pela Figura 6.50, a dessorção do oxigênio dissolvido pelo gás propano injetado na água limpa afluente ao FBPA ocorreu com uma maior eficiência para as menores taxas hidráulicas aplicadas nos ensaios realizados. As concentrações afluentes de OD não apresentaram grandes variações após o equilíbrio da dissolução do gás na água limpa. A injeção do gás ocorreu da mesma forma em todos os ensaios, aplicando a pressão máxima e controlando a temperatura do cilindro de gás, conforme os procedimentos abordados no item 5.5.2. Acredita-se que o dispositivo (caixa de regulação de vazão afluente ao FBPA) utilizado para a dissolução do gás na água limpa afluente ao FBPA possa não ter contribuído de maneira efetiva com as mesmas eficiências de dissolução do gás quando foi utilizada uma maior vazão de água afluente. Este mesmo fato também foi observado em outros estudos de

transferência de oxigênio utilizando o mesmo traçador gasoso (BOUMANSOUR & VASEL, 2007; PINHEIRO *et al.*, 2012). Os autores destes estudos comentaram sobre a necessidade de desenvolver melhores dispositivos (câmara de dissolução) para transferir o gás traçador para o líquido, para assim obter melhores eficiências de desorção do oxigênio.

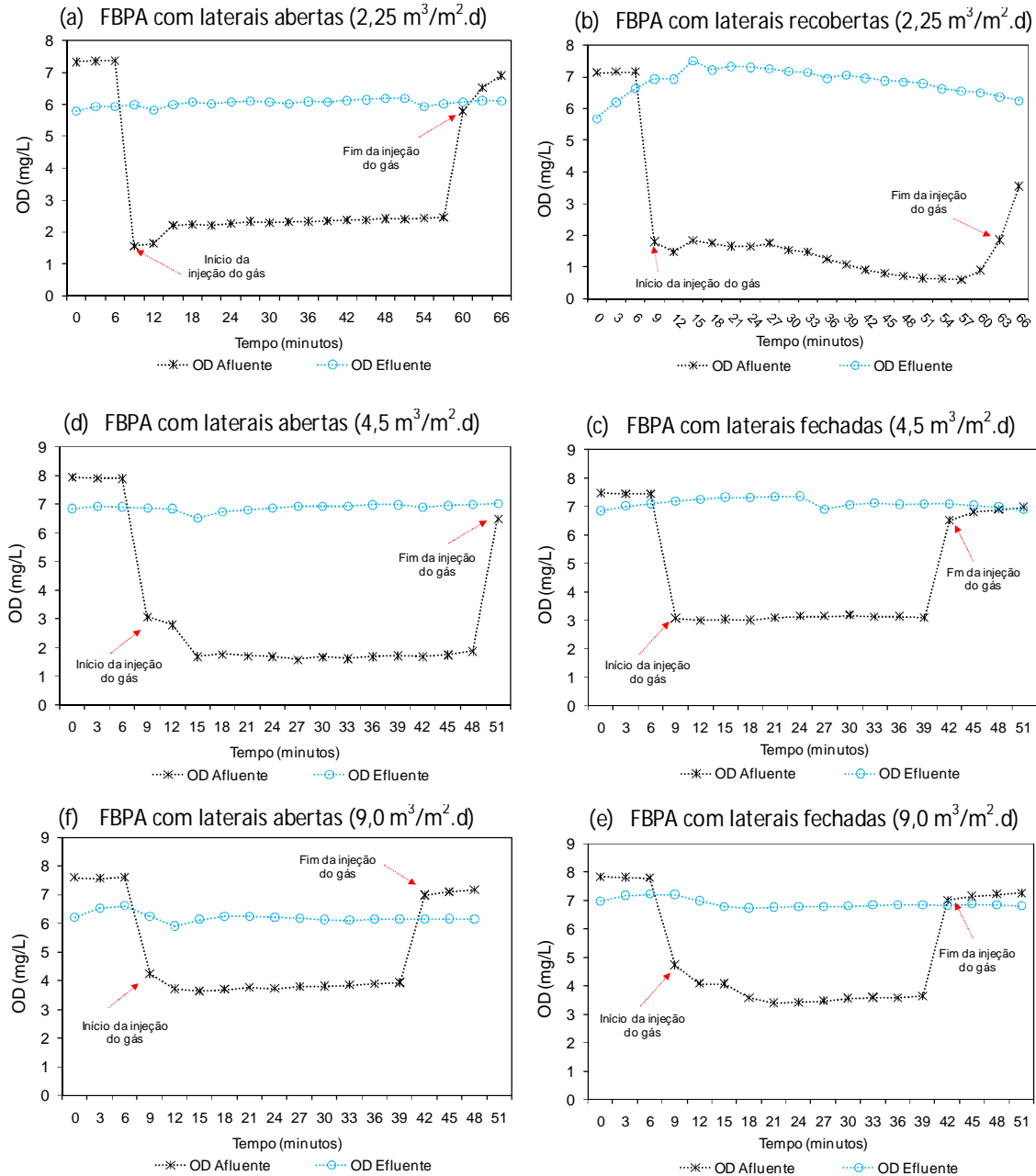


FIGURA 6.50: Séries temporais das concentrações de OD durante os ensaios de transferência de oxigênio para as três TAS no FBPA com sua configuração original e fechado nas laterais.

As concentrações de oxigênio dissolvido no efluente não apresentaram grandes variações durante os testes, com exceção do ensaio realizado com a TAS de $2,25 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, para o FBPA com as laterais fechadas. Observou-se também que as concentrações de OD no efluente durante todo o ensaio foram ligeiramente inferiores às concentrações no afluente do filtro (com exceção do ensaio realizado com a TAS de $2,25 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, para o FBPA fechado nas laterais, que atingiu concentrações superiores).

De uma forma geral, pode-se observar que após a dessorção do oxigênio dissolvido, ocorrida no afluente do filtro, a oxigenação na água limpa ocorreu em menor ou maior intensidade para cada taxa hidráulica testada no filtro em sua configuração original (aberto nas laterais) e simulando uma unidade convencional (laterais fechadas), visto que as concentrações de OD efluente foram bem superiores às concentrações no afluente do filtro (após a injeção do gás traçador).

Dessa forma pode-se assumir que a partir dos dois fenômenos observados, a dessorção de oxigênio no líquido pelo gás traçador de baixa solubilidade (propano) e a oxigenação promovida pelos mecanismos atuantes no filtro, ocorra a oxigenação do líquido por meio do mecanismo de transferência de oxigênio (difusão) na interface gás-líquido, garantindo que o OD possa então se difundir no biofilme (que se encontrava no estado endógeno), conforme proposto por Vassel & Schrobiltgen (1991).

6.3.2 Parâmetros avaliados pelos modelos de TO

Na Tabela 6.11 são apresentados os resultados dos parâmetros de transferência de oxigênio nas condições de campo e padrão a 20°C , para os ensaios realizados com o FBPA em sua configuração original, com laterais abertas, e simulando uma unidade convencional, com as laterais fechadas. Os dados apresentados nas condições de campo e padrão referem-se aos modelos baseados nos balanços de massa de oxigênio e do gás traçador (propano). As séries completas dos dados medidos em campo e no laboratório para os ensaios de TO são apresentadas nos Apêndices D e E.

TABELA 6.11 – Resultados dos dados monitorados e calculados da capacidade de TO para o FBPA em sua configuração original e simulando uma unidade convencional.

Parâmetros	2,25 m ³ /m ² .d		4,5 m ³ /m ² .d		9 m ³ /m ² .d	
	Laterais abertas	Laterais fechadas	Laterais abertas	Laterais fechadas	Laterais abertas	Laterais fechadas
Dados monitorados nos ensaios de TO						
Temperatura Ar (°C)	26,0 (0,02)	26,0 (0,63)	26,0 (1,0)	24,0 (0,04)	26,9 (0,38)	24,7 (0,49)
Temp. líq. afluente (°C)	24,4 (0,03)	25,4 (0,16)	24,8 (0,11)	24,1 (0,04)	24,4 (0,05)	24,0 (0,03)
Temp. líq. efluente (°C)	24,5 (1,88)	23,2 (0,07)	23,8 (0,08)	23,2 (0,04)	23,8 (0,08)	23,1 (0,04)
OD afluente (mg O ₂ /L)	2,38 (0,05)	0,96 (0,33)	1,70 (0,08)	3,13 (0,03)	3,82 (0,08)	3,52 (0,09)
OD efluente (mg O ₂ /L)	6,08 (0,08)	6,86 (0,23)	6,94 (0,04)	7,09 (0,15)	6,16 (0,05)	6,80 (0,04)
C.Sat OD (mg O ₂ /L)	7,62 (0,03)	7,78 (0,04)	7,70 (0,02)	7,78 (0,02)	7,67 (0,03)	7,80 (0,02)
P efl/P afl (10 ⁻³)	0,323 (0,005)	0,232 (0,013)	0,642 (0,090)	0,403 (0,029)	0,911 (0,017)	0,803 (0,017)
r _A (g O ₂ /m ² .min)	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006	0,0006
Parâmetros obtidos pelos modelos de hidrodinâmica						
β (%)	0,69	0,69	0,92	0,92	1,12	1,12
t̄ (min)	22,7	22,7	15,4	15,4	12,8	12,8
Pe (-)	1,54	1,54	2,21	2,21	3,60	3,60
fw (%)	27	27	42	42	59	59
δ (mm)	0,47	0,47	0,40	0,40	0,34	0,34
Parâmetros obtidos pelos modelos de TO nas condições de campo						
Da _{kLa O₂} (-)	7,84	11,90	9,21	12,06	8,89	11,93
k _{La} O ₂ (min ⁻¹)	2,41	4,24	5,96	6,44	3,19	4,81
Da _{kLa P} (-)	27,92	30,01	20,42	22,64	15,97	16,44
k _{La} P (min ⁻¹)	1,23	1,32	1,33	1,47	1,25	1,28
k _{La'} O ₂ (min ⁻¹)	1,71	1,84	1,84	2,04	1,73	1,79
TTO - k _{La} O ₂ (kg O ₂ /d)	946	1702	2366	2588	1262	1937
TTO' - k _{La'} O ₂ (kg O ₂ /d)	670	739	731	822	689	719
ETO - k _{La} O ₂ (kg O ₂ /kWh)	43,6	78,5	74,0	81,0	32,8	50,4
ETO' - k _{La'} O ₂ (kg O ₂ /kWh)	30,9	34,1	22,9	25,7	17,9	18,7
Parâmetros obtidos pelos modelos de TO nas condições padrão (20°C)						
θ (-)	1,015	1,015	1,015	1,015	1,015	1,015
C.Sat OD (mg/L)	8,27	8,27	8,27	8,27	8,27	8,27
k _{La} O ₂ (min ⁻¹)	2,27	4,04	5,63	6,15	3,01	4,59
k _{La'} O ₂ (min ⁻¹)	1,61	1,75	1,74	1,95	1,64	1,71
TTO - k _{La} O ₂ (kg O ₂ /d)	968	1724	2404	2624	1285	1962
TTO' - k _{La'} O ₂ (kg O ₂ /d)	688	747	744	833	700	914
ETO - k _{La} O ₂ (kg O ₂ /kWh)	44,7	79,5	75,2	82,1	33,4	51
ETO' - k _{La'} O ₂ (kg O ₂ /kWh)	31,7	34,4	23,3	26,1	18,2	18,9

Temp. líq: temperatura do líquido. C.Sat. OD: concentração de saturação de oxigênio dissolvido. P efl/P afl: relação entre as concentrações de propano afluente e efluente. r_A: taxa de respiração endógena do biofilme. β: parâmetro de retenção líquida. fw: fração molhada do filtro. t̄ médio: tempo de residência médio obtido pela DTR. Pe: número de *Pecllet*. δ: espessura do filme líquido. Da_{kLa O₂}: número de *Damkohler*, obtido pelo balanço de massa de oxigênio. k_{La} O₂: coeficiente de transferência de oxigênio obtido pelo balanço de massa de oxigênio. Da_{kLa P}: número de *Damkohler* obtido pelo balanço de massa do traçador gasoso (propano). k_{La} P: coeficiente de transferência do gás propano. k_{La'} O₂: coeficiente de transferência de oxigênio obtido pelo balanço de massa do traçador gasoso (propano). TTO: taxa de transferência de oxigênio obtido pelo balanço de massa de oxigênio. ETO: eficiência de transferência de oxigênio obtido pelo balanço de massa de oxigênio. TTO': taxa de transferência de oxigênio obtido pelo balanço de massa do traçador gasoso (propano). ETO': eficiência de transferência de oxigênio obtido pelo balanço de massa do traçador gasoso (propano). () desvio padrão.

A taxa de respiração endógena do biofilme (r_A) foi obtida após o filtro ter sido alimentado com água limpa durante um período de 24 horas antes de realizar os testes de TO e a amostragem do meio de enchimento com biofilme para o ensaio respirométrico. Como os testes de TO foram realizados em um único dia, a taxa de respiração endógena do biofilme foi considerada a mesma para as condições hidráulicas e configurações do FBPA investigadas. O valor de r_A observado no biofilme do FBPA ($0,6 \text{ mg O}_2/\text{m}^2\cdot\text{min}$) foi inferior aos valores reportados por Vassel & Schrobiltgen (1991) de 1,4, 1,8, 1,3 e $1,2 \text{ mg O}_2/\text{m}^2\cdot\text{min}$, com o biofilme no estado endógeno de um FBPA, operando com as respectivas TAS de 6, 7,2, 9 e $12 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$.

Observa-se que os ensaios de TO no FBPA foram realizados já no período chuvoso local, início de novembro, sendo que na semana anterior ao ensaio respirométrico ocorreu uma precipitação total de 62 mm, que é considerada significativa para uma semana apenas. Dessa forma, acredita-se que a condição climática local possa ter contribuído com a baixa taxa de respiração endógena observada no biofilme do FBPA no dia 13 de novembro de 2012, contribuindo na remoção direta de substratos presentes no biofilme.

O valor r_A no FBPA poderia ter variado entre as diferentes taxas hidráulicas investigadas, caso os ensaios de TO fossem realizados durante ou logo após cada etapa de operação investigada (E2F1, E2F2 e E2F3). Isto poderia ocorrer devido à possibilidade de o biofilme apresentar uma constituição diferente em cada etapa de operação do FBPA em função das cargas orgânicas aplicadas. No entanto, a taxa de respiração endógena foi utilizada posteriormente no modelo de TO baseado no balanço de massa de oxigênio (afluente e efluente) para calcular o $k_L a \text{ O}_2$. A princípio considera-se questionável a validade desse modelo para a determinação da capacidade de aeração de FBPA, como será discutido a diante. A r_A não é computada no modelo baseado no balanço de massa do gás traçador (propano) para a determinação do $k_L a' \text{ O}_2$ e sucessivamente, das TTO' e ETO'.

Outro dado obtido nos ensaios de TO foi a razão entre as concentrações de propano dissolvido no efluente e afluente ($P_{\text{efl}}/P_{\text{afl}}$) do FBPA, considerada como uma importante informação para uma primeira avaliação da capacidade de TO do filtro, descrita a partir do balanço de massa do traçador propano. As razões $P_{\text{efl}}/P_{\text{afl}}$ do propano dissolvido foram gradativamente superiores com o aumento das taxas hidráulicas de aplicação superficial investigadas nos ensaios de TO, tanto no filtro com as laterais abertas, quanto no filtro com as laterais

fechadas. Tal fato foi observado também nos testes de TO com o gás propano realizados por Vassel & Schrobiltgen (1991) e Pinheiro *et al.* (2012), quando foram injetados o gás traçador em maiores taxas hidráulicas.

Os dados da razão $P_{\text{efl}}/P_{\text{afI}}$ do propano dissolvido observados nos ensaios conduzidos no FBPA foram cerca de uma ordem de grandeza inferior aos dados apresentados por Vassel & Schrobiltgen (1991) de $16,8 \times 10^{-4}$, $0,25 \times 10^{-4}$, $0,35 \times 10^{-4}$ e $0,72 \times 10^{-4}$ para as TAS de 6, 7,2, 9 e $12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, respectivamente. Nos testes realizados com o FBPA, foi injetado o fluxo máximo de gás dos cilindros no afluente do filtro para as três TAS, nas duas configurações investigadas. Portanto, o aumento da razão $P_{\text{efl}}/P_{\text{afI}}$ pode estar mais relacionado com a quantidade de gás dissolvido no afluente, do que simplesmente com a troca entre os gases propano e oxigênio, visto que os coeficientes de transferência de oxigênio ($k_L a' \text{ O}_2$) obtidos a partir do balanço de massa com o gás propano não apresentaram a mesma proporção que as razões $P_{\text{efl}}/P_{\text{afI}}$, que provavelmente estão relacionadas com as condições hidrodinâmicas de cada TAS investigadas.

Os valores da razão $P_{\text{efl}}/P_{\text{afI}}$ obtidos nos testes realizados no FBPA com as laterais fechadas foram inferiores aos dos testes realizados com o FBPA em sua configuração original, para todas as três TAS investigadas. A princípio, isto pode estar relacionado com uma melhor capacidade de troca entre os gases (propano e oxigênio) e, conseqüentemente, melhor capacidade de transferência de oxigênio no filtro com as laterais fechadas. Para verificar esta hipótese, faz-se necessário avaliar os resultados dos coeficientes de transferência de oxigênio, assim como as taxas de transferência (TTO) e as eficiências de transferências de oxigênio (ETO).

Os resultados dos parâmetros de capacidade de transferência de oxigênio - $k_L a \text{ O}_2$, TTO e ETO - obtidos pelo balanço de massa do oxigênio foram aproximadamente duas a três vezes superiores àqueles obtidos pelo balanço de massa do gás propano. O mesmo também foi observado por Vassel & Schrobiltgen (1991), quando foram obtidos valores de TO a partir do balanço de massa de oxigênio de duas a sete vezes, aproximadamente, superiores aos dados obtidos pelo balanço de massa do gás propano. Os autores comentaram que esta grande diferença dos dados obtidos entre os dois modelos se deve à imprecisão dos dados da taxa de consumo de oxigênio (r_A/δ) do biofilme no estado endógeno, proposto no modelo de TO baseado no balanço de massa de oxigênio, dificultando assim, estabelecer um equilíbrio do

oxigênio no meio. No modelo de TO baseado no balanço de massa do gás propano, é postulado uma transferência física entre o oxigênio e o propano, onde o gás traçador não é difundido para o biofilme, portanto, não é considerada a taxa de consumo de oxigênio pelo biofilme. Dessa forma considera-se coerente a utilização dos dados de capacidade de TO do FBPA obtidos a partir do modelo baseado no balanço de massa do gás propano.

Não foi observada uma linearidade dos valores dos coeficientes de transferência de oxigênio e das taxas de transferência de oxigênio com as taxas hidráulicas aplicadas, para ambos os modelos de TO e configurações do FBPA testadas. O mesmo também foi observado no estudo apresentado por Vassel & Schrobiltgen (1991), onde o $k_{LA}' O_2$ apresentou os valores de 2,52, 1,59, 5,40 e 2,32 min^{-1} para as TAS de 6, 7,2, 9 e 12 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$, respectivamente. Apesar dos valores do parâmetro $Da_{k_{LA} P}$, obtidos no FBPA, pelo modelo de TO baseado no balanço de massa do gás propano, terem variado linearmente com a TAS, devido à variação linear dos dados de entrada de seu modelo ($P_{\text{eff}}/P_{\text{afl}}$ e P_e), o $k_{LA} P$ não variou linearmente devido aos seus dados de entrada ($Da_{k_{LA} P}$ e \bar{t}) não terem variado na mesma proporção, causando assim uma não linearidade do $k_{LA}' O_2$ e sucessivamente nas TTO' . Observa-se que o $k_{LA}' O_2$ é obtido pelo produto entre o $k_{LA} P$ e a razão entre os coeficientes de difusão do gás propano e do oxigênio (1,39). Dessa forma acredita-se que os tempos médios de residência (\bar{t}) obtidos nas três TAS investigadas foram o fator decisivo e o que influenciou diretamente nos valores do $k_{LA}' O_2$ e de TTO' , resultantes dos ensaios com FBPA em sua configuração original e com as suas paredes laterais fechadas.

Foi observado também que os valores dos $k_{LA}' O_2$ apresentaram uma pequena diferença entre as três TAS investigadas (2,25, 4,5 e 9,0 $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$) no FBPA, com percentuais de variação de 1 a 7% para o filtro com as paredes laterais abertas e de 3 a 12% para o filtro com as paredes laterais fechadas. Acredita-se que essas pequenas variações estiveram relacionadas com as semelhantes ordens de grandezas da razão $P_{\text{eff}}/P_{\text{afl}}$ de 10^{-3} , indicando assim que, para as três TAS investigadas, a capacidade de aeração do FBPA foi bem semelhante. As TTO' também apresentaram pequenas diferenças entre as TAS investigadas para o FBPA em sua configuração original e simulando uma unidade convencional de FBPA, resultando em faixas percentuais de variação de 2,7 a 8,3 % e 2,7 a 12,5%, respectivamente. Nesse caso, as pequenas variações foram devido às pequenas variações dos $k_{LA}' O_2$, influenciadas pelas razões $P_{\text{eff}}/P_{\text{afl}}$, e também pelas pequenas variações das concentrações de saturação de oxigênio (C_{Sat}) observadas nos ensaios realizados.

Já para as eficiências de transferência de oxigênio (ETO'), obtidas pelo modelo de TO pelo balanço de massa do gás propano, foram observadas tanto uma linearidade quanto uma diferença considerável entre as TAS utilizadas nas duas configurações do FBPA testadas. Os percentuais de variação foram de 22 a 42% para o filtro com as paredes laterais abertas, e de 25 a 45% para o filtro com as paredes laterais fechadas. Foi observado que as ETO' resultantes nas duas configurações testadas no filtro se mostraram mais favoráveis com a redução das TAS, como era esperado. A ETO' se mostrou inversamente proporcional à taxa hidráulica aplicada, que provavelmente esteve relacionada com a variável tempo médio de residência do líquido (influenciada diretamente com as TAS). Essa observação pode ser explicada a partir da análise das variáveis da Equação 3.103 (Eficiência de Oxigênio), na qual, não ocorreram alterações das variáveis $\frac{\rho \times g \times H}{\eta}$ (informado nos itens 3.5.5 e 5.5.4), associada às pequenas variações dos valores $k_L a'$ O₂ e da C.Sat, nas três TAS investigadas.

A respeito das possíveis diferenças de TO entre as configurações investigadas no FBPA, observou-se que o filtro com as laterais fechadas (simulando uma unidade convencional de FBPA) apresentou valores de TO maiores do que o filtro em sua configuração original (com as laterais abertas) para as três TAS investigadas, nos dois modelos de TO utilizados. As diferenças entre as duas configurações testadas no filtro foram bem maiores para o modelo de TO baseado no balanço de massa de oxigênio do que para modelo baseado no balanço de massa do gás propano. Como por exemplo, no caso do coeficiente de transferência de oxigênio, as diferenças percentuais observadas para as duas configurações do filtro, nas três TAS investigadas – 2,25, 4,5 e 9,0 m³/m².d – foram de 43%, 8% e 34% para o balanço de massa de oxigênio, e de 7%, 10% e 3% para o modelo baseado no balanço de massa do gás propano. Como foi comentado anteriormente, o modelo de TO baseado no balanço de massa do gás propano parece ser mais confiável, devido à dificuldade de estabelecer um equilíbrio do oxigênio, em função da imprecisão dos dados da taxa de consumo deste.

Dentre os fatores que podem ter influenciado nos mecanismos de transferência do oxigênio nas duas configurações testadas no FBPA, destacam-se, o déficit de oxigênio em relação à concentração de saturação e as diferenças de temperatura e pressão parcial (concentrações) entre os meios interno e externo da estrutura.

O déficit de oxigênio no efluente do filtro em relação à concentração de saturação foi cerca de 10 a 40% maior nos ensaios conduzidos com as três TAS no FBPA com a sua configuração

original (com as laterais abertas), no entanto as taxas de transferências de oxigênio não tiveram o comportamento, contrariando o postulado teórico, de que quanto maior o déficit de oxigênio, maior será a TTO. Dessa forma, acredita-se que outro fator possa ter sido mais influente para conduzir às maiores TTO no filtro com as laterais fechadas do que os déficits de oxigênio em relação às concentrações de saturação.

As diferenças de temperatura entre os meios interno e externo de um FBP, denominada de gradiente de temperatura, podem causar a expansão ou contração do ar interno, e assim interferir diretamente no deslocamento e fluxo de ar. Os gradientes de temperatura, resultantes das diferenças de temperaturas do ar externo e do líquido efluente do filtro, e as diferenças de temperatura do líquido afluente e efluente foram maiores na configuração original do FBPA (com as laterais abertas), com exceção da TAS de $2,25 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Observou-se que os gradientes de temperatura para a configuração original do FBPA apresentaram em todas as três TAS valores superiores a 2°C que, de acordo com WEF (2000) proporcionaria um fluxo de ar descendente, que é considerado na maioria das vezes desejável, por promover um atendimento quanto aos requisitos de oxigênio nas camadas superiores dos FBPs. Na configuração testada do filtro com as paredes laterais fechadas, os gradientes de temperatura resultaram em valores negativos, com exceção da TAS $2,25 \text{ m}^3/\text{m}^2\cdot\text{d}$. Dessa forma, seja possível que o gradiente de temperatura negativo proporcione um fluxo ascendente, que nesse caso ocorra um encontro frontal e uma maior mistura entre o ar e o líquido.

Os principais mecanismos de transporte de gases para dentro do meio poroso são a convecção e a difusão, sendo que, na maioria das vezes, o mecanismo de difusão parece ser o mecanismo mais importante de aeração de um meio poroso não saturado, como no caso de solos. A força motriz no mecanismo de difusão é conduzida pela variação do gradiente de pressão parcial, ou concentração, de qualquer componente da mistura de gases (ar), como por exemplo, CO_2 , CH_4 e N_2 , entre os meios (interno e externo), que proporciona a migração desses gases de uma zona de maior concentração para uma de menor concentração, mesmo quando o gás possa permanecer em condições isobárica e estacionária.

No entanto, com base nos dados observados do ensaio de TO no FBPA, seja possível que o mecanismo de transporte de gases de maior influência foi o de convecção. Esse mecanismo, denominado também de fluxo de massa, o movimento consiste em um gradiente de pressão do gás faça com que todo o fluxo da massa de ar passe de uma zona de alta pressão para uma

de baixa pressão. Neste sentido, acredita-se que o filtro com a estrutura fechada nas laterais possa concentrar mais os gases gerados pela respiração do biofilme (mesmo o biofilme se apresentando em condição endógena), e assim aumentar o gradiente de pressão, entre seu meio interno e o externo, que conseqüentemente provocaria uma maior intensidade do fluxo de ar para seu interior. Dessa forma, o gradiente de pressão entre o meios interno e externos do filtro com as paredes laterais fechadas possa ter influenciado para promover uma maior transferência de oxigênio da fase gasosa para a líquida no interior do filtro, já que a ventilação no interior ocorreria com maior intensidade.

Observa-se que a baixa taxa de respiração do biofilme, durante os ensaios de TO no FBPA, quando o biofilme que se encontrava no estado endógeno, possivelmente influenciou nas pequenas diferenças entre os coeficientes de transferência obtidos nas duas configurações testadas no filtro. Portanto é possível que o mecanismo de difusão possa ocorrer com maior intensidade quando o filtro estiver em operação tratando esgotos, devido às maiores concentrações de gases emitidos e assim, aumentar as taxas de TTO. No entanto, devido à proximidade dos dados de TO obtidos pelo balanço de massa do gás propano, observados nas duas configurações testadas no FBPA para as três TAS investigadas, faz-se necessária a realização de mais ensaios para a confirmação dessa hipótese.

O fluxo global de transferência de uma substância gasosa depende da área de contato entre o volume e a fase gasosa, conforme proposto por Wik (2003). No entanto, apesar da configuração do filtro com as paredes laterais fechadas terem reduzido a área de contato livre entre o meio de enchimento e a atmosfera externa, a princípio, parece que a intensidade de ventilação, que pode ter sido promovida pelo gradiente de pressão do ar, entre as partes internas e externas, foi o fator de maior influência, e aquele que conduziu às maiores taxas de TO.

Contudo, a partir dos dados de TO obtidos não se pode confirmar a hipótese levantada de que a capacidade de transferência de oxigênio para o líquido ocorreria com maior intensidade no FBPA com as laterais abertas, visto que o FBPA com as laterais fechadas apresentou uma capacidade de TO um pouco maior do que no FBPA em sua configuração original (com as laterais abertas). No entanto, observa-se que os ensaios de transferência foram realizados apenas duas vezes – nos dias 6 e 13 de novembro - para cada configuração do filtro testada, sendo que o primeiro ensaio realizado (6 de novembro) foi considerado como um ensaio

exploratório e seus dados não foram considerados para a avaliação de TO no FBPA apresentada nesse trabalho. Dessa forma, recomenda-se que sejam realizados outros ensaios de TO com o traçador gasoso propano para as duas configurações do filtro (com as laterais abertas e fechadas).

É sabido que a manutenção da respiração do biofilme presente no meio de enchimento do filtro exige uma constante troca de ar entre o meio interno do filtro e a atmosfera externa, e que o caminho pelo qual essa troca ocorre é pelos poros que formam um sistema contínuo ligando as zonas de entrada, o interior e as zonas de saída do filtro. Dessa forma, devido às pequenas diferenças de capacidade de TO observadas entre as duas configurações do FBPA testados - com as laterais abertas e fechadas – é provável que FBPs que utilizam meios de enchimento mais porosos (p.ex. cross-flow; anéis randômicos; e o *Downflow Hanging Sponge*) possam proporcionar maiores TTO, e assim influenciar mais do que a sua configuração em relação às paredes laterais (abertas ou fechadas).

Para efeito de comparação com os dados obtidos pelos modelos de TO apresentados anteriormente, foram calculados os coeficientes de transferência de oxigênio ($k_{La} O_2$) e as taxas de transferências de oxigênio (TTO) requeridas pela nitrificação ocorrida nas etapas de operação E2F1 e E2F2, pelo modelo proposto por Wik (2003), representado pela Equação 3.20. Observou-se que os resultados obtidos por esse modelo, apresentados na Tabela 6.12, foram bem inferiores aos apresentados anteriormente, quanto às disponibilidades de oxigênio. A princípio, as disponibilidades de oxigênio verificadas atenderiam sem dificuldades aos requisitos para a remoção de nitrogênio amoniacal requeridas por esse modelo.

TABELA 6.12 – Coeficiente e taxa de transferência de oxigênio requeridas para a nitrificação do nitrogênio amoniacal removida no FBPA.

Operação	TAS (m ³ /m ² .d)	T líq efl (°C)	C.Sat OD (g/m ³)	OD efl (g/m ³)	N-NH ₄ removido (g/m ³)	$k_{La} O_2$ (min ⁻¹)	TTO kg O ₂ /d
E2F1	4,1	22,9	7,80	5,40	9,5	0,16	49
E2F2	9,3	23,5	7,71	5,6	4,5	0,17	53

T líq efl: temperatura do líquido no efluente do filtro. C.Sat: concentração de saturação de oxigênio. OD efl: oxigênio dissolvido no efluente do filtro.

7 CONCLUSÕES

Após avaliação do comportamento de uma concepção inovadora atuando no pós-tratamento do efluente de reatores UASB, o filtro biológico percolador aberto (FBPA) - FBP com laterais abertas, atuando sem decantador secundário, e sob condições diferenciadas de cargas (hidráulicas e orgânicas) e altura do meio de enchimento, conclui-se que:

Em relação ao estudo do comportamento hidrodinâmico do FBPA, avaliado para as taxas hidráulicas de aplicação superficial de 2,25, 4,5, e 9,0 m³/m².d e altura do filtro de 3,5 m, as principais conclusões foram:

- quando comparado os dois traçadores utilizados, os ensaios conduzidos com o NaCl apresentaram menores tempos de resposta para t_p e t_{90} , melhores percentuais de recuperação e menor fenômeno de cauda do que àqueles realizados com o LiCl. Acredita-se que o limite de detecção obtido para o elemento Li e, também, uma possível adsorção deste elemento no biofilme do FBPA, possam ter influenciado nos resultados. Quanto ao efeito de cauda, observado nas curvas de concentração dos dois traçadores, acredita-se que possam estar associadas ao fenômeno de difusão (com maior atuação no traçador LiCl), à presença de zonas mortas e à formação de caminhos preferências ao longo do meio de enchimento, promovidos pelo desempenho do sistema de distribuição do filtro.
- a respeito dos tempos médios de residência observados no FBPA, os resultados obtidos pelos três modelos utilizados foram bem semelhantes, e em todos modelos, o tempo médio de residência variou em função da taxa hidráulica aplicada, mas não linearmente, corroborando com a hipótese levantada. Acredita-se que esse fato esteja relacionado com à capacidade de retenção líquida do filtro, proporcionada pela capacidade de drenagem do biofilme e pelas condições de distribuição do afluente e umedecimento do meio de enchimento do filtro. Neste sentido, chama-se a atenção para o sistema de distribuição, que torna-se um importante agente no desempenho dos FBPs, conduzindo a um espalhamento mais uniforme do líquido no meio de enchimento e reduzindo os caminhos preferenciais e as zonas mortas.
- os valores dos parâmetros hidrodinâmicos, como o número de dispersão, obtidos pelo modelo de dispersão axial com o parâmetro de retenção líquida, indicaram que o

regime de escoamento do FBPA tendeu ao modelo de fluxo em pistão, corroborando com a hipótese levantada, mas com um elevado grau de dispersão do líquido. Acredita-se que esse fato possa estar relacionado também com a forma de distribuição do líquido no reator. Outro ponto a ser destacado no estudo, foi que, de modo geral, o modelo de dispersão axial, com o parâmetro de retenção líquida, apresentou as melhores aderências às curvas de traçagem para as três taxas hidráulicas investigadas no FBPA. Acredita-se que esse fato esteja relacionado com uma maior adequação deste modelo, quanto às características e funcionamento do reator em questão.

Em relação ao desempenho do FBPA, quanto à remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal (nitrificação parcial), para diferentes alturas do meio suporte e taxas hidráulicas e orgânicas, conclui-se que:

- apesar da importante contribuição dos reatores UASB no tratamento, apresentando boas eficiências médias de remoção de SSed (79 a 85%), SST (66 a 80%), SSV (72 a 81 %), DQO total (64 a 78%) e DBO total (55 a 79%), os valores das concentrações obtidas destes parâmetros e de N-amoniacal não atenderam aos padrões de lançamento determinados pela legislação local durante todo o período monitorado.
- o polimento adicional proporcionado no FBPA etapas E2F1 (4,1 m³/m².d) e E2F2 (9,3 m³/m².d), que atingiram as eficiências médias de remoção de SST de 16 e 27%, SSV de 19 e 32% e DQO total de 42 e 27%, DBO total de 42 e 32%, NTK de 30 e 15% e N-amoniacal de 39 e 16%, ocorreu com tempos médios de residência do líquido nessas etapas de aproximadamente 13 e 16 minutos, considerados relativamente baixos para um reator biológico. Este polimento adicional de matéria orgânica no FBPA pode ser considerado bastante significativo, devido ao seu afluente (efluente dos reatores UASB) apresentar menores frações biodegradáveis.
- as eficiências médias de remoção de NTK (15 a 32%) e de N-amoniacal (16 a 39%) ocorreram apenas no FBPA, devido à nitrificação, considerada uma importante vantagem de FBPs quando comparado às tecnologias de tratamento anaeróbias convencionais (que não apresentam como objetivo a remoção de nitrogênio). No entanto, mesmo as maiores eficiências de remoção de NTK e N-amoniacal observadas nas três etapas de operação do FBPA, estas são ainda bastante inferiores às eficiências

típicas atingidas por outras tecnologias de tratamento de esgotos, como as lagoas de polimento e os lodos ativados.

- o desempenho global do sistema UASB/FBPA, quanto à remoção conjunta de matéria orgânica e N-amoniacal, de modo geral, foi melhor na etapa E2F1, quando o FBPA foi operado com uma altura total 3,5 m e TAS de $4,1 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$. O melhor desempenho da etapa E2F1 deve-se principalmente às melhores eficiências de remoção de NTK e N-amoniacal.
- o sistema combinado de reator UASB e FBPA mostrou ser uma alternativa promissora, especialmente para locais com poucos recursos econômicos, devido à sua simplicidade operacional, sem mecanização, tamanho reduzido e desempenho satisfatório de remoção de matéria orgânica. Acrescenta-se ainda que os custos de implantação do FBPA representam uma economia de aproximadamente 74% comparado com o FBP tradicional.

Em relação à abundância bactérias nitrificantes (oxidadoras de amônia e oxidadoras de nitrito) nas etapas de operação do FBPA, conclui-se que:

- as abundâncias das BON predominaram em relação às BOA na maior parte de todo o período estudado. As abundâncias de BON apresentaram uma ligeira diminuição ao longo da profundidade do FBPA, principalmente do meio para o fundo do filtro. Esta tendência não foi observada para o grupo das bactérias oxidadoras de amônia, já que foi verificada uma distribuição mais uniforme das abundâncias entre as três profundidades amostradas do FBPA, ocorrendo em alguns momentos até um ligeiro aumento de suas abundâncias nas camadas mais profundas.
- foi observada uma tendência de correlação entre a temperatura do ar em Belo Horizonte no período estudado com as abundâncias das bactérias nitrificantes, principalmente para o grupo de BON. Esta tendência fica mais pronunciada a partir do mês de julho de 2011, quando as temperaturas médias diárias dos períodos entre coletas do biofilme tendem a se elevar.

Em relação às influências das condições operacionais impostas e dos fatores ambientais limitantes investigados na nitrificação no FBPA, conclui-se que:

- as concentrações de DBO solúveis nos afluentes do FBPA nas etapas E2F1 (média de 23 mg/L) e E2F2 (média de 22 mg/L) não apresentaram relação com as eficiências de remoção de amônia, sendo que seus valores apresentaram-se menores do que o valor de DBO solúvel (30 mg/L) sugerido na literatura que podem influenciar na nitrificação completa nos FBPs.
- a alcalinidade não tenha sido um dos fatores que mais influenciaram na nitrificação do FBPA, visto que 80% (E2F1) e 99% (E2F2) dos valores das concentrações residuais de alcalinidade nos efluentes do FBPA foram superiores ao valor de 100 mg CaCO₃/L (recomendado para que não ocorra a depreciação do pH no meio).
- apesar de ter sido observado maiores quantidades (NMP/mL) de bactérias nitrificantes (BOA e BON) e menor relação DBO/NTK (1,2) na etapa E2F2, as eficiências foram bem inferiores as da etapa E2F1, que apresentou relação DBO/NTK (2,2) afluente ao filtro substancialmente maior. Portanto, acredita-se que a relação DBO/NTK no afluente do filtro possa ter influenciado na quantidade de bactérias, mas não na atividade nitrificante.
- os valores das concentrações de OD nos efluentes do FBPA apresentaram bem superiores aos da faixa sugerida na literatura que limita a nitrificação em sistemas com biofilme aderido. Dessa forma, acredita-se que as concentrações de OD nos efluentes do FBPA possivelmente não foram um dos fatores que influenciaram na nitrificação nas etapas de operação investigadas nesta pesquisa.
- a redução do tempo de residência do líquido possa ter influenciado de alguma maneira a atividade nitrificante na etapa que apresentou as menores eficiências de remoção e menor tempo de residência do líquido, visto que as bactérias nitrificantes reproduzem-se muito lentamente. Desta forma, se torna necessário manter no reator biológico estas bactérias e o próprio líquido no maior tempo possível.
- a elevação da temperatura do ar na etapa que apresentou as maiores populações de bactérias nitrificantes parece não ter influenciado nas eficiências de remoção de amônia. Já na etapa E2F1, a temperatura do ar apresentou certa relação com a nitrificação ocorrida no filtro, e para as condições operacionais conduzidas nessa etapa

de operação, seja possível que a temperatura tenha influenciado a atividade nitrificante.

- de modo geral, a nitrificação no FBPA foi sensivelmente influenciada a partir dos valores de $0,15 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ (COV de DBO total), $0,03 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{d}$ (COV de DBO solúvel) e $2,5-3,0 \text{ g N-NH}_4^+/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ (carga de contato de amônia), quando as eficiências de remoção de amônia foram inferiores a 30% e média de 16%, corroborando assim a hipótese levantada. É possível que a nitrificação no FBPA, quando aplicado ao pós-tratamento de reatores UASB, possa ser influenciada por estas condições de operação. Entretanto, este é o resultado deste trabalho, sendo necessário uma maior quantidade de pesquisas para confirmar esta tendência.

Em relação à capacidade de transferência de oxigênio para o líquido no FBPA, com o filtro em sua configuração original com laterais abertas e com o filtro simulando uma unidade convencional, com as laterais fechadas, conclui-se que:

- em relação aos modelos de TO utilizados nessa pesquisa, os resultados dos parâmetros de capacidade de transferência de oxigênio - $k_L a O_2$, TTO e ETO - obtidos pelo balanço de massa do oxigênio foram aproximadamente duas a três vezes superiores àqueles obtidos pelo balanço de massa do gás propano. Acredita-se que essa grande diferença dos dados obtidos entre os dois modelos se deve à imprecisão dos dados da taxa de consumo de oxigênio do biofilme no estado endógeno, proposto no modelo de TO baseado no balanço de massa de oxigênio, dificultando assim, o estabelecimento de um equilíbrio do oxigênio no meio. Dessa forma considera-se mais apropriado a utilização do modelo baseado no balanço de massa do gás propano para a determinação da capacidade de TO em FBPs.
- a respeito das influências das taxas diferentes avaliadas, não foi observada uma linearidade dos valores dos coeficientes de transferência de oxigênio e das taxas de transferência de oxigênio com as taxas hidráulicas aplicadas, para ambos os modelos de TO e configurações do FBPA testadas. Acredita-se que a pequena diferença entre os tempos médios de residência (\bar{t}) obtidos nas três TAS investigadas foi o fator que influenciou diretamente nos valores do $k_L a' O_2$ e de TTO' .

- a respeito das possíveis diferenças de TO entre as configurações investigadas no FBPA, observou-se que o filtro com as laterais fechadas (simulando uma unidade convencional de FBP) apresentou valores de TO ligeiramente maiores do que o filtro em sua configuração original (com as laterais abertas) para as três TAS investigadas, e os dois modelos de TO utilizados. Acredita-se que o filtro com a estrutura fechada nas laterais possa concentrar mais os gases gerados pela respiração do biofilme, e assim aumentar o gradiente de pressão parcial do ar, entre seu meio interno e o externo, que consequentemente provocaria uma maior intensidade do fluxo de ar para seu interior. Dessa forma, o gradiente de pressão entre o meios interno e externos do filtro com as paredes laterais fechadas poderia então promover uma maior transferência de oxigênio da fase gasosa para a fase líquida no interior do filtro, já que a ventilação no interior ocorreria com maior intensidade.
- a partir dos dados de TO obtidos não se pode confirmar a hipótese levantada de que a capacidade de transferência de oxigênio para o líquido ocorreria com maior intensidade no FBPA com as laterais abertas, visto que o FBPA com as laterais fechadas apresentou uma capacidade de TO um pouco maior do que o FBPA em sua configuração original (com as laterais abertas). No entanto, devido ao número de ensaios de transferência realizados (apenas dois para cada configuração do filtro testada), recomenda-se que sejam realizados outros ensaios de TO para uma confirmação dos resultados obtidos neste trabalho.

8 RECOMENDAÇÕES

Recomenda-se para futuras pesquisas no FBPA e em outros FBPs:

- Realizar os ensaios hidrodinâmicos em FBPs sem e com a presença do biofilme, este último em diferentes etapas de operação, para assim avaliar a capacidade de retenção líquida do filtro em função do tipo e estado do biofilme constituído.
- Avaliar o comportamento hidrodinâmico e de transferência de oxigênio com taxas hidráulicas de aplicação superficial mais elevadas, semelhantes a que são utilizadas em unidades de escala plena, utilizando os modelos dinâmicos de biodifusão.
- Avaliar as influências de outros sistemas de distribuição do afluente (p.ex. distribuidor rotativo; bandejas e tubos perfurados) e também de drenagem de fundo (p.ex. laje de fundo falso; fundo falso tradicional com material poroso) no comportamento hidrodinâmico do FBP.
- Avaliar o desempenho e a robustez dos FBPs quanto à remoção de sólidos, matéria orgânica e a nitrificação, por meio de operação com taxas hidráulicas e orgânicas variáveis ao longo do dia, simulando um hidrograma típico de esgotos de pequenas comunidades.
- Utilizar uma única metodologia para a determinação das formas do nitrogênio, como por exemplo, cromatografia iônica, para assim evitar possíveis diferenças dos valores das concentrações das formas de nitrogênio avaliadas.
- Avaliar o desempenho do FBPA com ferramentas estatísticas mais avançadas, como análise de confiabilidade dos sistemas de tratamento de esgotos e controle estatístico dos processos.
- Avaliar as atividades nitrificantes e desnitrificantes do biofilme presente em diferentes profundidades do meio de enchimento dos FBPs.
- Utilizar uma unidade controle, com as mesmas dimensões do FBPA, mas com paredes laterais e fundo falso convencional, semelhante a um FBP tradicional, para avaliar o comportamento hidrodinâmico, os desempenhos na transferência de oxigênio e a remoção

conjunta de matéria orgânica e nitrogênio amoniacal, podendo assim avaliar as possíveis vantagens do FBPA, quanto às melhores capacidades de transferência de oxigênio e desempenho quanto à nitrificação.

REFERÊNCIAS

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – ABNT. *Medição de vazão em efluentes líquidos e corpos receptores – escoamento livre*, NBR nº 13.403. Rio de Janeiro, 1995.

AGRA, C. A.; ARAÚJO, E. A.; SOUSA, J. T.; BRASIL, D. P.; HENRIQUE, I. N. Nitrificação de esgotos domésticos em reator aeróbio com biomassa aderida. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 25., Recife, 2009. *Anais...* Recife: ABES, 2009. CD-ROM.

ALMEIDA, P. G. S. *Efeito de diferentes tipos de meio suporte no desempenho de filtros biológicos percoladores aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, com ênfase na nitrificação*. 2007. 116 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Escola de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.

ALMEIDA, P. G. S.; CHERNICHARO, C. A. L.; SOUZA, C. L. Development of compact UASB/trickling filter systems for the treatment of domestic wastewater in small communities in Brazil. *Water Science and Technology*, v. 59, n, 7, p. 1431-1439, 2009.

ALMEIDA, P. G. S.; OLIVEIRA, S. C.; CHERNICHARO, C. A. L. Operação de filtros biológicos percoladores pós-reatores UASB sem a etapa de decantação secundária. *ABES: Eng. Sanit. Ambient*, v. 16, n. 3, p. 271-280, 2011a.

ALMEIDA, P. G. S.; MARCUS, A. K.; RITTMANN, B. E.; CHERNICHARO, C. A. L. Performance of plastic- and sponge-based trickling filters treating effluents from an UASB reactor. In: *Proc. X DAAL – LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION*, Ouro Preto, 2011b.

ALVES, W.; URENHA, L. C.; GUIMARÃES, M. O.; GIUSTI, P. E. A. Avaliação laboratorial da capacidade de transferência de oxigênio de difusores de ar utilizados nos tanques de aeração da estação de tratamento de esgotos do ABC na região metropolitana de São Paulo. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA AMBIENTAL, 19., Foz do Iguaçu, 1997. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 1997.

AMERICAN SOCIETY CIVIL ENGINEERING – ASCE. *Aeration*. Manual and reports on engineering practice 63. 1988. 46 p

AMERICAN SOCIETY CIVIL ENGINEERING – ASCE. *A standard for the measurement of oxygen transfer in clean water*. New York, 1991. 37 p.

APHA; AWWA; WEF. *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 21 ed. Baltimore, Maryland: United Book Press, Inc., 2005.

ARAÚJO, J. C.; CAMPOS, A. P.; SILVA, E. C.; MOURA, C.; CHERNICHARO, C. A. L. Curso teórico-prático de capacitação nas técnicas de NMP e FISH (hibridação *in situ* com sondas fluorescentes) para quantificação de bactérias nitrificantes e desnitrificantes em sistemas de tratamento de efluentes: FINEP, 2009.

- ARCEIVALA, S. J.; ASOLEKAR, S. R. *Wastewater treatment for pollution and control and reuse*. 3. ed. McGraw-Hill Companies, 2008. 511p.
- BAILEY, J. E.; OLLIS, D. F. *Biochemical engineering fundamentals*. 2. ed. New York: McGraw-Hill, 1986. 984 p.
- BALL, B. C.; SMITH, K. Gas movement. In: SMITH, K.; MULLINS, C. E. *Soil analyses – Physical methods*. Books in soils, plants, and the environmental. New York: Marcel Dekker, 1991.
- BIESTERFELD, S.; FIGUEROA, L.; HERNANDEZ, M.; RUSSEL, P. Quantification of nitrifying bacterial populations in a full-scale nitrifying trickling filter using fluorescent in situ hybridization. *Water Environment Research*, v. 73, n. 3, p. 329-338, 2001.
- BOLLER, M; GUJER, W; TSCHUI, M. Parameters affecting nitrifying biofilm reactors, *Water Science and Technology*, v. 29, n. 10-11, p. 1-11, 1994.
- BORGES, A. C.; MATOS, A. T.; CALIJURI, M. C.; OLIVEIRA, G. H. H.; ROLDÃO, J. S. F. Uso de traçadores para avaliação da hidrodinâmica de sistemas alagados construídos operando sob clima tropical. *Engenharia Agrícola*, v. 29, p. 301-310, 2009.
- BOUMANSOUR, B. E.; JUPSIN, H.; VASEL, J. L. Propane as a tracer gas for reaeration tests. In: *Proc. THIRD INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AIR & WATER GAS TRANSFER*, Heidelberg, 1995.
- BOUMANSOUR, B. E.; VASEL, J. L. A new tracer gas method to measure oxygen transfer and enhancement factor on RBC. *Wat. Res.* v. 32, n. 4, p. 1049-1058, 1998.
- BRITO, A. G.; MELO, L. F. A simplified analysis of reaction and mass transfer in UASB and EGSB reactors. *Environmental Technology*, v. 18, p. 35-44, 1997.
- BRYERS, J. D.; CHARACKLIS, W. G. Biofilms in water and wastewater treatment. In: CHARACKLIS, W. G.; MARSHALL, K. C. (Ed.). *Biofilms*. New York: Wiley, 1990. p. 671-696.
- BURRELL P. C.; KELLER J.; BLACKALL, L. L. Microbiology of a nitrite-oxidizing bioreactor. *Appl. Environ. Microbiol.*, v. 64, n. 5, p. 1878-1883, 1998.
- CHERNICHARO, C. A. L.; van HAANDEL, A. C.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Introdução. Cap. 1. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. Rio de Janeiro: FINEP/PROSAB, 2001. 544 p.
- CHERNICHARO, C. A. L. Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, v. 5, p. 73-92, 2006.
- CHERNICHARO, C. A. L.; ALMEIDA, P. G. S. Feasibility of UASB/trickling filter systems without final clarifiers for the treatment of domestic wastewater in small communities in Brazil. *Water Science and Technology*, v. 64, p. 1347-1354, 2011.
- CONOVER, W. J. *Practical nonparametric statistics*. New York: John Wiley & Sons, Inc., 1999. 584 p.

CONSELHO ESTADUAL DE POLÍTICA AMBIENTAL/CONSELHO ESTADUAL DE RECURSOS HÍDRICOS. Deliberação Normativa COPAM/CERH nº 1, de maio de 2008. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. *Diário do Executivo – “Minas Gerais”*, 13 de maio de 2008.

COMPANHIA DE SANEAMENTO DE MINAS GERAIS – COPASA. ETE Onça. 2012. Disponível em: <<http://www.copasa.com.br/cgi/cgilua.exe/sys/start.htm?sid=31>>. Acesso em: 11 set. 2012.

COSTA, A. G.; FERREIRA, A. F.; GUIMARÃES, P.; CATUNDA, S. Y. C. C.; van HAANDEL, A. Respirometria aplicada no sistema de lodo ativado. Influência de interrupções da oxigenação sobre a viabilidade e atividade de lodo ativado. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., João Pessoa, 2001. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2001.

CRINE, M.; SCHLITZ, M.; VAN DE VENNE, L. Evaluation of the performances of random plastic media in aerobic trickling filters. *Water Science and Technology*, v. 22, p. 227-238, 1990.

COTA, R. S. *Hidrodinâmica e desempenho de filtros verticais plantados e não plantado com alimentação em pulso, empregados no tratamento de esgoto sanitário bruto*. 2011. 195 f. Tese (Doutorado em Saneamento Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2011.

DANTAS, M. A. R.; MELO, H. N. S.; ANDRADE NETO, C. O. Aplicação de traçadores em filtros anaeróbios para avaliação das características hidrodinâmicas. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 27., Porto Alegre, 2000. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2000.

DORNELAS, F. L.; PAOLI, A. C.; von SPERLING, M. Avaliação do desempenho de wetlands horizontais subsuperficiais como pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 25., Recife, 2009. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2009.

DULLIEN, F. A. L. *Porous media: fluid transport and pore structure*. 2 ed. San Diego: Academic Press, Inc., 1992.

ECKENFELDER JR., W. W.; FORD, D. L.; ENGLANDE JR., A. J. *Industrial water quality*. McGraw-Hill Companies, Inc., 4. ed., 2009. 956 p.

EL OUARGHI, H.; BOUMANSOUR, B. E.; DUFAYT, O.; EL HAMOURI, B.; VASEL, J. L. Hydrodynamics and oxygen balance in a high-rate algal pond. *Water Science and Technology*, v. 42, n. 10-11, p. 349-356, 2000.

ECODENA. BIO LAM. Cuerpos de relleno para filtros biológicos y percoladores. 2012. Disponível em: <<http://www.ecodena.com.mx/materiales-plasticos.html>>. Acesso em: 6 ago. 2012.

EVANS, E. A. *et al.* Trickling filter nitrification performance characteristics and potential of a full-scale municipal wastewater treatment facility. *Journal of Environmental Engineering* © ASCE, 2004.

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

FERREIRA, E. D. S., SOARES, S. R. A., BERNARDES, R.S. Uso da respirometria para a caracterização de esgotos domésticos: aplicação, limites e apresentação de método simplificado. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 28., 2002, Cancun, México. *Anais...* ABES: Rio de Janeiro, 2002. CD-ROM.

FLORÊNCIO, L.; ALMEIDA, P. G. S.; MENDONÇA, N. M.; VOLSHAM, I. J.; NETO, C. O. A.; ROQUE PASSOS PIVELI, R. P.; CHERNICHARO, C. A. L. Nitrificação em reatores aeróbios com biomassa aderida. In: MOTA, F. S.; von SPERLING, M. (Coord.). *Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção.* Projeto FINEP/PROSAB – Edital 5. Rio de Janeiro: ABES, 2009. 428 p.

FONSECA, M. F. *Remoção de nitrogênio amoniacal em filtro biológico percolador pós-tratando efluente de reator UASB.* 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – COPPE da Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

FONSECA, M. F.; JUNIOR, I. V.; JORDÃO, E. P. Análise dos fatores ambientais intervenientes na nitrificação em filtros biológicos percoladores. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 25., Recife, 2009. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2009.

FRADE, E.C. *Concepção e avaliação de desempenho de um sistema compacto reator UASB/Filtro Biológico Percolador utilizado para o tratamento de esgotos sanitário.* 2003. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Escola de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2003.

GERARDI, MICHAEL H. *Wastewater microbiology series: Wastewater bacteria.* Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc., 2006.

GLS TANKS. *The sewage treatment plant in community Cucer-Sandevo, Republic of Macedonia,* 2012. Disponível em: <<http://www.glstanks.com/en/news/gls-tank-with-trickling-filter.html>>. Acesso: 6 ago. 2012.

GONÇALVES, R. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; ANDRADE NETO, C. O.; ALEM SOBRINHO, P.; KATO, M. T.; COSTA, R. H. R.; AISSE, M. M.; ZAIAT, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.* Rio de Janeiro: FINEP/PROSAB, 2001. 544 p.

GÖNENC, E.; HARREMÖES, P. Nitrification in rotating disc systems – I Criteria for transition from oxygen to ammonia rate limitation. *Water Research*, v. 19, n. 9, p. 1119-1127, 1985.

GUJER, W.; BOLLER, M. Design of a nitrifying tertiary trickling filter based on theoretical concepts. *Water Research*, v. 20, n. 11, p. 1353-1362, 1986.

GUJER, W. Nitrification and me – A subjective review. Review. *Water Research*, v. 44. p. 19, 2010.

GULLICKS, H. A.; CLEASBY, J. L. Design of trickling filter nitrification towers. *JWPCF*, v. 58, n. 1, p. 60-67, 1986.

HEBRARD, G.; DESTAC, P.; ROUSTAN, M.; HUYARD, A.; AUDIC, J.M. Determination of the water quality correction factor a using a tracer gas method. *Water Research*, v. 34, n. 2, p. 684-689, 2000.

HELMER-MAHOK, C. *et al.* Deammonification in biofilm systems: population structure and function. *Water Science and Technology*, v. 46, p. 223-231, 2002.

HILLEL, D. *Introduction to environmental soil physics*. San Diego: Elsevier Science, 2004.

HINTON, S. W.; STENSEL, H. D. Oxygen utilization of trickling filter biofilms. *Journal of Environmental Engineering*, ASCE, v. 120, n. 5, p. 1284-1297, 1994.

INSTITUTO NACIONAL DE METEOROLOGIA – INMET. *Monitoramento das estações automáticas*. Disponível em: <<http://www.inmet.gov.br/sonabra/maps/automaticas.php>>. Acesso em: 15 nov. 2012.

JORDÃO, E. P.; PESSÔA, C. A. *Tratamento de esgotos domésticos*. 5. ed. Rio de Janeiro: ABES, 2009. 940 p.

KADLEC, H. R.; WALLACE, S. *Treatment wetlands*. 2. ed., Boca Raton, Florida: CRC Press, 2008. 1016 p.

KASSAB, G.; HALALSHEH, M.; KLAPWIJK, A.; FAYYAD, M.; van LIER, J. B. Sequential anaerobic-aerobic treatment for domestic wastewater. *Review Bioresource Technology*, v. 101, p. 3299-3310, 2010.

KIELING, D. D. *Estudo da remoção biológica de nitrogênio a partir de lodo nitrificante cultivado em meio autotrófico sob condições anóxicas*. 2004. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química e Engenharia de Alimentos) – Escola de Engenharia Química e Engenharia de Alimentos, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2004.

KUENEN J. G.; JORGENSEN, B. B.; REVSBECH, N. P. Oxygen microprofiles of trickling filter biofilms. *Water Research*, v. 20, n. 12, p. 1589-1598, 1986.

LANBROEK, J. J.; GERARDS, S. Competition for limiting amounts of oxygen between *Nitrosomonas europaea* and *Nitrobacter winogradsky* frown in mixed continuous cultures. *Arch. Microbiol.*, n. 159, p. 453-459, 1993.

LEVENSPIEL, O. *Engenharia das reações químicas*. São Paulo: Edgard Blugher, 2000. 563 p.

LIQUIGÁS DISTRIBUIDORA S.A. Ficha de informações de segurança de produto químico 9000113. 2011. Disponível em: <<http://www.liquigas.com.br/wps/wcm/connect/a94a9500464>>

0d0be8ce7cddd2947447b/FISPQ+GLP+rev+01-11.pdf?MOD=AJPERES>. Acesso em: 10 ago. 2012.

LISHMAN, L. A.; LEGGE, R. L.; FARQUHAR, G. J. Temperature effects on wastewater treatment under aerobic and anoxic conditions. *Water Research*, v. 34, n. 8, p. 2263-2276, 2000.

LOGAN, B. E. Oxygen transfer in trickling filters. *Journal of Environmental Engineering, ASCE*, v. 119, n. 6, p. 3391, 1993.

MADSEN, H. I.; VOLLERTSEN, J.; HVITVED-JACOBSEN, T. Air-water mass transfer and tracer gases in stormwater systems. *Water Science & Technology*, v. 56, n. 1, p. 267-275, 2007.

MAGALHÃES, M. N.; LIMA, A. C. P. *Noções de probabilidade e estatística*. 4. ed. São Paulo: Editora da Universidade de São Paulo, 2002. 392 p.

MANSUR, M. A. *Tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. 2002. Tese (Doutorado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, 2002.

MELO, L. F. Biofilm formation and its role in fixed film process. In: MARA, D.; HORAN, N. (Ed.). *The handbook of water and wastewater microbiology*. Elsevier: 2003. 819 p.

MENDONÇA, L. C.; OLIVEIRA, A. L.; GIANOTTI, E. P.; CAMPOS, J. R.; BLUNDI, C. E. Caracterização microbiológica de um sistema de remoção de nitrogênio em batelada. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 21., João Pessoa, 2001. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2001.

METCALF & EDDY. *Wastewater engineering: treatment, and reuse*. New York: Metcalf & Eddy, Inc., 4. ed., 2003. 1819 p.

MISSAGIA, B. *Estudo das comunidades bacterianas em Filtros Biológicos Percoladores utilizados para o pós-tratamento de efluentes de um reator UASB*. 2010. Tese (Doutorado em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

MORAES, O. J. S.; SOUZA, J. R.; SILVA, L. R.; AZEVEDO, S. G.; CHERNICHARO, C. A. L.; LOBATO, L. C. S.; SILVA, R. V. Long term performance of the largest Brazilian combined anaerobic/aerobic treatment plant (PE = 1 million inhabitants). In: *Proc. X DAAL – LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION*. Ouro Preto, 2011.

MOTA, F. S.; von SPERLING, M. Introdução. In: MOTA, F. S.; von SPERLING, M. (Coord.). *Nutrientes de esgoto sanitário: utilização e remoção*. Rio de Janeiro: Projeto FINEP/PROSAB – Edital 5. ABES, 2009. 428 p.

NAGHETTINI, M.; PINTO, E. J. A. Hidrologia estatística. *Boletim Técnico*, CPRM, 2007. 552 p.

NOGUEIRA, R.; MELO, L. F.; PURKHOLD, U.; WUERTZ, S.; WAGNER, M. Nitrifying and heterotrophic population dynamics in biofilm reactors: effects of hydraulic retention time and the presence of organic carbon. *Water Research*, v. 36, p. 469-481, 2002.

NOVELO, R. I. M.; CABALLERO, M. C. P.; VALLEJOS, G. G. Evaluation of integral parameters in the residence time distribution in models of artificial wetlands with horizontal subsurface flow. In: *Proc XXXI CONGRESO INTERAMERICANO, AIDIS*, Santiago, Chile, 2008.

OKEY, R. W.; ALBERTSON, O. E. Evidence for oxygen-limiting conditions during tertiary fixed film nitrification, *J. Water Pollut. Control Fed.*, v. 61, n. 4, 1989a.

OKEY, R. W.; ALBERTSON, O. E. Diffusion's role in regulation rate and masking temperature effects in fixed-film nitrification. *J. Water Pollut. Control Fed.*, v. 61, n. 4, 1989b.

PAULA, F. S.; CHERNICHARO, C. A. L. Benefícios da hibridização de reator UASB aplicado ao tratamento de esgoto doméstico. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24., Belo Horizonte, 2007. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2007.

PAOLI, A. C. *Análise de desempenho e comportamento de wetlands horizontais de fluxo subsuperficial baseado em modelos hidráulicos e cinéticos*. 2010. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2010.

PARKER, D.; LUTZ, M.; ANDERSSON, B.; ASPEGREN, H. Effect of operating variables on nitrification rates in trickling filters. *Water Environment Research*, v. 67, n. 7, p. 1111-1118, 1995.

PARKER, D.; LUTZ, M.; JACOBS, T.; BOWER, E.; STOWE, D.; FARMER, G. Maximizing Trickling Filter Nitrification Rates Through Biofilm Control: Research Review and Full Scale Application. *Water Science and Technology*, v. 36, n. 1, p. 225-262, 1997.

PEREIRA, J. O. *Desenvolvimento de reator UASB com duplo estágio de coleta de biogás (DECB), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário, objetivando o controle da espuma e a granulação do lodo*. 2012. 169 f. Tese (Doutorado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte.

PERSSON, J.; SOMES, N. L. G.; WONG, T. H. F. Hydraulics efficiency of constructed wetlands and ponds. *Water Science and Technology*, v. 40, n. 3, p. 291-300, 1999.

PERSSON, P.; WIK, T.; SORENSSON, F.; HERMANSSON, M. Distribution and activity of ammonia oxidizing bacteria in a large full-scale trickling filter. *Water Research*, v. 36, p. 1439-1448, 2002.

PINHEIRO, A.; FAHT, G.; SILVA, M. R. Determinação do coeficiente de reaeração em rios através do uso do traçador gasoso GLP. *ABES: Eng Sanit Ambient*, v. 17, n. 1, p. 107-116, 2012.

PORTO, M. T. R.; CHERNICHARO, C. A. L.; PONTES, P. P.; BEJAR, D. O. Avaliação do sistema reator UASB e filtro biológico percolador operando sob diferentes condições hidráulicas. In: CONGRESO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 28., Cancun, 2002. *Anais...* Cancun: AIDIS, 2002. v. 1, p. 1-10.

PORTUGAL. CONCELHO DE ANGRA DO HEROÍSMO. Sistema de tratamento e elevação das Águas Residuais. Arquipélago dos Açores, Portugal, 2012. Disponível em: <<http://www.cm-ah.pt/showPG.php?Id=429>>. Acesso em: 6 ago. 2012.

RAJ, S. A.; MURTHY, D. V. S. Nitrification of synthetic wastewater in a cross flow medium trickling filter. *Bioprocess Engineering*, v. 19, p. 149-154, 1998.

REIS, J. A. T.; MENDONÇA, A. S. F. Análise técnica dos novos padrões brasileiros para amônia em efluentes e corpos d'água. Artigo Técnico. *ABES: Eng Sanit Ambient*, v. 14, n. 3, p. 353-362, jul./set. 2009.

RODIER. *Determinación de los nitratos: 2-6-xilenol: Colorimétrico – salicilato*. Análise de Águas Ed., 1975.

RODRIGUEZ, J. A.; TORRES, P.; DUQUE, A. Evaluation of UASB reactor followed by trickling filter for domestic wastewater treatment in Valle del Cauca, Colombia. In: *Proc. X DAAL – LATIN AMERICAN WORKSHOP AND SYMPOSIUM ON ANAEROBIC DIGESTION*. Ouro Preto, 2011.

SERVIÇO AUTONOMO DE ÁGUA E ESGOTO DE ITABIRA, MG – SAAE-Itabira. ETE Itabira – Estação de Tratamento do Esgoto. 2012. Disponível em: <<http://www.saaeitabira.com.br/EmpresaCidad%E3/ETE/tabid/601/Default.aspx>>. Acesso em: 11 set. 2012.

SAJUNI, N. R.; AHMAD, A. L.; VADIVELU, V. M. Effect of filter media characteristics, pH and temperature on the ammonia removal in the wastewater. *Journal of Applied Sciences*, v. 10, n. 12, 1146-1150, 2010.

SANTOS, A. S. P. *Avaliação de desempenho de um filtro biológico percolador em diferentes meios suporte plásticos*. 91 p. 2005. Dissertação (Mestrado em Ciências) – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2005.

SANTOS, A. S. P.; VOLSCHAN, I. J.; JORDÃO, E. P.; AZEVEDO, J. P. S. Desempenho do filtro biológico percolador segundo dois diferentes meios suporte plásticos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., Campo Grande, 2005. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2005.

SCHMIDT, I.; SLIEKERS, O.; SCHMID, M.; BOCK, E.; FUERST, J.; KUENEN, J. G.; JETTEN, M. S. M.; STROUS, M. New concepts of microbiol treatment processes for the nitrogen removal in wastewater. *FEMS Microbiology Reviews*, 27, 481-492. 2003.

SÉGURET, F.; RACAULT, Y.; SARDINI, M. Hydrodynamic behavior of full scale trickling filters. *Water Research*, v. 34, n. 5, p. 1551-1558, 2000.

SERECO. Rotating distributor for biological or trickling filters. 2012. Disponível em: <<http://www.sereco.it/prodotti.php?vedi=20120156>>. Acesso em: 6 ago. 2012.

SEWACO. HYCOVER. Static distributor for biological or trickling filters. 2012. Disponível em: <http://www.esi.info/detail.cfm/Sewaco/HYCOVER-static-distributor/_/R-29819_PE68HH>. Acesso em : 11 set. 2012.

SILVA, G. M.; GONÇALVES, R. F. Desempenho de um sistema UASB + filtro biológico percolador sem etapa de decantação tratando esgoto sanitário. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23., Campo Grande, 2005. *Anais...* Rio de Janeiro: ABES, 2005.

SILVA, L. L.; DONNICI, C. L.; AYALA, J. D.; FREITAS, C. H.; MOREIRA, R. M.; PINTO, A. M. F. Traçadores: o uso de agentes químicos para estudos hidrológicos, ambientais, petroquímicos e biológicos. *Revisão. Quim. Nova*, v. 32, n. 6, p. 1576-1585, 2009.

SOBRINHO, P. A.; JORDÃO, E. P. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios – uma análise crítica. Cap. 9. In: CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). *Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios*. Rio de Janeiro: FINEP/PROSAB, 2001. 544 p.

SPINOLA, A. L. G. *Biofilmes Aeróbios para remoção de nitrogênio em Células de Fluxo, submetidos a diferentes velocidades superficiais e taxas de carregamento*. 2009. 80 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2009.

STATISTICA 6.1 STATSOFT, Inc., Tulsa, USA, 2003.

STENSTROM, M. K.; LEU, SHAO-YUAN; JIANG, P. *Theory to practice: Oxygen transfer and the New ASCE Standard*. Los Angeles: Water Environment Foundation, 2006.

SUSCHKA, J. Hydraulic performance of percolating biological filters and consideration of oxygen transfer. *Water Research*, v. 2, n. 8, p. 865-873, 1987.

TARICKSKA, J. R.; HUANG, J. Y. C.; CHEN, J. P.; HUNG, YUNG-TSE; ZOU, SHUAI-WEN. Submerged aeration. In: WANG, L. K, NORMAN, C.; HUNG, YUNG-TSE. *Biological treatment process*. v. 8. Handbook Environmental Engineering. New York: Humana Press, 2009a. 805 p.

TARICKSKA, J. R.; CHEN, J. P.; HUNG, YUNG-TSE; WANG, L. K.; ZOU, SHUAI-WEN. Surface and spray aeration. In: WANG, L. K.; NORMAN, C.; HUNG, YUNG-TSE. *Biological treatment process*. v. 8. Handbook Environmental Engineering. New York: Humana Press, 2009b. 805 p.

TEIXEIRA, A. R. *Influência da alteração da distribuição do tamanho de partículas no desempenho de reatores UASB tratando esgotos domésticos*. 2007. 145 f. Tese (Doutorado em Saneamento Meio Ambiente e Recursos Hídricos – Escola de Engenharia da Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2007.

THORN, M.; MATTSSON, A.; SORENSSON, F. Biofilm development in a nitrifying trickling filter. *Water Science and Technology*, v. 34, n. 1-2, p. 83-89, 1996.

TYROLLER, L.; ROUSSEAU, D. P. L.; SANTA, S.; GARCIA, J. Application of the gas tracer method for measuring oxygen transfer rates in subsurface flow constructed wetlands. *Water Research*, v. 44, p. 4217-4225, 2010.

VASEL, J. L.; SCHROBILTGEN, P. Oxygen transfer in trickling filters. *Water Research*, v. 25, n. 1, p. 53-60, 1991.

VAYENAS, D. V.; PAVLOU, S.; LYBERATOS, G. Development of a dynamic model describing nitrification and denitrification in trickling filters. *Water Research*, v. 31, n. 5, p. 1135-1147, 1997.

VICTORIA, J. A. R. *Filtro biológico percolador aeróbio-anóxico para a remoção de nitrogênio de efluentes de reator UASB*. 2006. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VIEIRA, P. C.; von SPERLING, M. Open trickling filter: an innovative, cheap and simple form of post-treatment of sanitary effluents from anaerobic reactors in small communities. *Journal of Water, Sanitation and Hygiene for Development*, v. 2, p. 59-67, 2012.

von SPERLING, M.; CHERNICHARO, C. A. L. *Biological wastewater treatment in warm climate regions*. Vols. 1-2. London: IWA Publishing, 2005. 1496 p.

von SPERLING, M. Estudo e modelagem da qualidade da água em rios. Belo Horizonte: UFMG/DESA. In: _____. (Coord.) *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias*, v. 7, 2007. 588 p.

UNITED KINGDOM ENVIRONMENT AGENCY – UKEA. Small rural treatment plant at Beddgelert sewage treatment works. Gwynedd, Wales, Uk. 2005. Disponível em: <<http://www.environment-agency.gov.uk>>. Acesso em: 11 set. 2012.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY – USEPA. *Assessment of single-stage trickling filter nitrification*. EPA/430/09-91-005. Washington, D.C.: Office Water, 1991. 105 p.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY – USEPA. *Manual wastewater treatment/Disposal for small communities*. Cincinnati: USEPA 625/R-92/005, 1992.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY – USEPA. *Wastewater technology fact sheet: Trickling filters nitrification*. Washington D.C., 2000a. 9 p.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY – USEPA. *Nutrient control design manual: State of technology review report*. EPA/600/R-09/012. Cincinnati, Ohio: Office of Research and Development/National Risk Management Research Laboratory. 2009b. 104 p.

WANNER, O.; EBERL, H. J.; MORGENROTH, E.; NOGUERA, D. R.; PICIOREANU, C.; RITTMANN, B. E.; van LOOSDRECHT, M. C. M. *Mathematical modeling of biofilms*. Scientific and Technical Report Series: IWA Publishing. Group on biofilm modeling, 2006. 199 p.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION – WEF. *Design of municipal wastewater treatment plants*. Manual of practice. Vol. 1, 3. ed. n. 8, cap 12. Alexandria, Virginia, 1992.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION – WEF. *Operation of municipal wastewater treatment plants*. Manual of practice. Vol. 2, n. 11. 5. ed. Alexandria, Virginia, 1996.

WATER ENVIRONMENT FEDERATION – WEF. *Aerobic fixed-growth reactors: A special publication*. Alexandria, Virginia, 2000.

WIK, T. Adsorption and denitrification in nitrifying trickling filters. *Water Research*, v. 33, n. 6, p. 1500-1508, 1999.

WIK, T. Trickling filters and biofilm reactor modeling. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*: v. 2, p. 193-212, 2003.

ZHU, S; CHEN, S. The impact of temperature on nitrification rate in fixed biofilters. *Aquacultural Engineering*, v. 26, p. 221-237, 2002.

APÊNDICE A – RESULTADOS DOS ENSAIOS HIDRODINÂMICOS

Resultados dos parâmetros (vazão e concentrações dos traçadores LiCl e NaCl) monitorados durante os ensaios do comportamento hidrodinâmico do FBPA.

Resultados dos ensaios realizados com o traçador LiCl e TAS 4,5 m ³ /m ² .d								
C Pulso: 5 g LiCl/L			C Pulso: 3 g LiCl/L			C Pulso: 2 g LiCl/L		
t	Vazão	Lítio	t	Vazão	Lítio	t	Vazão	Lítio
(min.)	efl FBPA	efl FBPA	(min.)	efl FBPA	efl FBPA	(min.)	efl FBPA	efl FBPA
	l/min	(mg/L)		l/min	(mg/L)		l/min	(mg/L)
0	24.62	0.000	0	24.94	0.082	0	24.30	0.000
3	24.66	5.175	3	25.61	0.527	3	24.62	0.729
6	23.92	19.81	6	25.26	16.617	6	24.53	12.492
9	24.08	21.99	9	25.71	18.622	9	24.00	10.861
12	23.88	19.32	12	25.64	10.395	12	23.90	6.106
15	23.70	9.97	15	25.22	8.157	15	23.85	4.843
18	23.92	9.14	18	25.34	5.354	18	23.61	3.350
21	23.74	8.83	21	25.46	4.800	21	23.76	2.574
24	24.18	7.61	24	25.64	3.898	24	23.97	1.669
27	24.52	5.69	27	25.36	3.283	27	23.58	1.721
30	24.12	3.67	30	25.81	2.782	30	23.88	0.654
33	24.14	3.846	33	25.26	2.477	33	24.06	1.287
36	23.95	3.09	36	25.74	1.834	36	23.33	1.023
39	23.92	2.896	39	25.34	1.410	39	23.47	0.849
42	23.28	2.492	42	25.07	1.141	42	23.94	0.892
45	24.00	2.054	45	25.47	1.141	45	24.00	0.751
48	24.35	2.069	48	25.20	1.006	48	23.97	0.729
51	23.86	1.329	51	24.97	0.925	51	24.17	0.526
54	23.96	1.713	54	25.13	0.852	54	23.73	0.682
57	23.84	1.692	57	24.94	0.864	57	23.62	0.546
60	23.78	1.475	60	25.13	0.655	60	23.82	0.565
63	23.66	1.259	63	25.26	0.684	63	23.64	0.299
66	23.92	1.094	66	25.16	0.708	66	23.71	0.441
69	23.96	0.801	69	25.53	0.600	69	23.71	0.325
72	24.26	0.846	72	25.20	0.574	72	23.50	0.367
75	23.88	1.089	75	26.30	0.511	75	23.90	0.257
78	24.31	0.836	78	26.24	0.480	78	23.80	0.141
81	24.14	0.913	81	25.71	0.356	81	23.90	0.394
84	23.88	0.73	84	25.53	0.317	84	23.73	0.215
87	24.66	0.494	87	25.33	0.386	87	23.83	0.138
90	24.12	0.234	90	25.20	0.389	90	23.65	0.000

C Pulso: concentração da solução do pulso traçador. t: tempo de amostragem no efluente do filtro. Lítio efl FBPA: concentração de lítio no efluente do filtro. Obs.: os dados hachurados correspondem as concentrações inferiores ao limite de detecção do método utilizado para a detecção do lítio.

Resultados dos ensaios realizados com o traçador NaCl e TAS 4,5 m ³ /m ² .d								
C Pulso STD: 25 g/L			C Pulso STD: 50 g/L			C Pulso STD: 100 g/L		
t	Vazão	STD	t	Vazão	STD	t	Vazão	STD
(min.)	efl FBPA	efl FBPA	(min.)	efl FBPA	efl FBPA	(min.)	efl FBPA	efl FBPA
	l/min	(mg/L)		l/min	(mg/L)		l/min	(mg/L)
0	24.84	328	0	25.88	354	0	25.61	372
3	28.09	484	3	25.90	784	3	26.55	2250
6	27.94	898	6	25.88	1779	6	27.38	2860
9	27.72	895	9	25.60	1300	9	26.45	1985
12	27.15	712	12	25.66	987	12	26.40	1486
15	27.54	540	15	25.76	785	15	27.31	1167
18	27.04	452	18	25.26	659	18	26.82	948
21	27.70	420	21	25.00	583	21	25.66	788
24	27.27	404	24	24.49	533	24	25.89	712
27	26.72	390	27	25.03	497	27	26.10	661
30	27.10	376	30	25.16	472	30	25.80	610
33	27.76	368	33	25.20	451	33	25.50	572
36	27.38	364	36	25.06	436	36	25.89	546
39	27.49	362	39	25.20	430	39	25.26	520
42	27.04	356	42	25.00	420	42	25.74	502
45	27.15	351	45	24.91	411	45	24.94	487
48	27.04	347	48	25.50	401	48	25.59	478
51	26.67	346	51	25.39	398	51	25.41	462
54	27.49	344	54	25.13	395	54	25.61	455
57	27.15	342	57	24.97	396	57	25.50	444
60	27.20	342	60	25.47	391	60	25.27	435
63	27.61	341	63	25.14	387	63	24.94	429
66	26.94	340	66	25.60	385	66	25.41	424
69	27.10	341	69	25.20	382	69	25.45	422
72	27.20	340	72	25.42	380	72	25.85	415
75	26.84	339	75	25.13	380	75	25.27	414
78	27.10	337	78	25.16	380	78	25.07	408
81	27.89	337	81	25.13	379	81	25.39	408
84	27.43	336	84	24.80	378	84	25.45	408
87	26.84	338	87	24.77	377	87	25.55	405
			90	24.96	376	90	26.25	401

C Pulso: concentração da solução do pulso traçador. t: tempo de amostragem no efluente do FBPA. STD efl FBPA: concentração de STD no efluente do filtro. Obs.: dados hachurados correspondem as concentrações do *background* do líquido afluente ao filtro.

Resultados dos ensaios realizados com o traçador NaCl - concentração do pulso de 50 g/L

TAS: 2,25 m ³ /m ² .d			TAS: 4,5 m ³ /m ² .d			TAS: 9,0 m ³ /m ² .d		
t (min.)	Vazão efl FBPA l/min	STD efl FBPA (mg/L)	t (min.)	Vazão efl FBPA l/min	STD efl FBPA (mg/L)	t (min.)	Vazão efl FBPA l/min	STD efl FBPA (mg/L)
0	11.36	329	0	25.88	354	0	42.31	337
3	12.67	637	3	25.90	784	3	41.84	888
6	11.74	2330	6	25.88	1779	6	41.12	948
9	11.37	2270	9	25.60	1300	9	40.08	968
12	11.29	1780	12	25.66	987	12	39.58	831
15	11.24	1381	15	25.76	785	15	38.78	678
18	11.18	1161	18	25.26	659	18	39.19	565
21	11.38	955	21	25.00	583	21	39.50	501
24	11.31	825	24	24.49	533	24	40.27	456
27	11.25	733	27	25.03	497	27	40.68	429
30	11.18	674	30	25.16	472	30	41.01	409
33	11.28	622	33	25.20	451	33	41.10	397
36	11.29	580	36	25.06	436	36	41.64	385
39	11.27	542	39	25.20	430	39	41.99	377
42	11.33	519	42	25.00	420	42	42.02	371
45	11.22	497	45	24.91	411	45	41.93	364
48	11.22	473	48	25.50	401	48	41.64	360
51	11.12	465	51	25.39	398	51	42.86	358
54	11.30	450	54	25.13	395	54	42.19	355
57	11.19	437	57	24.97	396	57	42.86	352
60	11.06	429	60	25.47	391	60	42.86	351
63	11.07	419	63	25.14	387	63	42.95	348
66	11.08	412	66	25.60	385	66	42.46	346
69	11.27	405	69	25.20	382	69	42.77	344
72	11.16	396	72	25.42	380	72	42.86	342
75	11.10	392	75	25.13	380	75	43.23	341
78	11.00	387	78	25.16	380	78	42.28	341
81	11.13	385	81	25.13	379	81	42.95	341
84	10.97	382	84	24.80	378	84	42.58	339
87	11.01	379	87	24.77	377	87	42.77	337
90	11.12	376	90	24.96	376	90	42.55	337
93	11.05	373				93	43.04	338
96	11.12	370				96	42.67	337
99	11.28	368				99	42.11	336
102	11.12	365				102	42.28	336
105	11.15	363				105	41.72	335
108	11.15	360				108	43.04	335
111	11.02	359				111	41.81	335
114	11.23	356				114	42.55	334
117	10.93	356				117	42.28	333
120	10.90	355				120	42.19	333
123	11.07	355						

C Pulso: concentração da solução do pulso traçador. t: tempo de amostragem no efluente do FBPA. STD efl FBPA: concentração de STD no efluente do filtro. Obs.: dados hachurados correspondem as concentrações do *background* do líquido afluente ao filtro.

APÊNDICE B – RESULTADOS DO MONITORAMENTO DOS PARÂMETROS DE QUALIDADE

Etapa 1 – TAS 4,1 m ³ /m ² .d (2,3 m)																			
Data	Dias de operação	Temperatura do líquido (mg/L)			pH			OD (mg/L)			Sólidos Sedimentáveis (mg/L)			SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
29/3/2010	1	27,5	27,5	27,2	6,7	6,8	7,6	0,2	1,44	5,12	-	-	-	-	-	-	-	-	-
31/03/2010	3	26	26,1	25,4	7,42	7,08	7,58	0,15	1,07	5,14	-	-	-	-	-	-	-	-	-
07/04/2010	10	-	-	-	7,0	6,85	7,72	0,2	0,35	5,32	6	3	0,7	-	-	-	-	-	-
12/04/2010	15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	297	39	27	270	37	20
14/04/2010	17	25	23,9	23,3	7,26	6,87	7,71	0,14	0,7	3,54	5,7	2,1	1	-	-	-	-	-	-
19/04/2010	22	25,2	25,2	24,8	7,15	6,86	7,24	0,29	0,88	5,19	-	-	-	323	39	34	247	32	24
23/04/2010	26	-	25,2	25,3	-	6,82	7,68	-	-	4,89	3,8	2	0,1	-	56	61	-	39	37
26/04/2010	29	-	26	26,1	-	6,9	7,8	-	0,3	4,6	-	-	-	67	37	-	50	24	
28/04/2010	31	-	-	-	7,11	6,8	7,6	0,22	0,54	4,84	5,3	1,2	1	280	52	92	187	34	59
30/04/2010	33	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
03/05/2010	36	23,1	24,3	22,7	6,87	6,89	-	0,4	-	6,08	-	-	0,1	2256	36	37	202	32	30
05/05/2010	38	24,3	24,4	23,5	6,9	6,74	7,61	0,28	0,46	5,25	7,5	1,2	2,1	39	59	270	33	43	
12/05/2010	45	23,6	23,5	22,7	-	-	-	0,12	0,31	4,76	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17/05/2010	50	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	357	39	81	310	28	53
19/05/2010	52	-	-	-	-	-	-	0,22	0,29	5,04	-	-	-	-	-	-	-	-	-
21/05/2010	54	23,3	24,2	22,9	7,29	6,87	7,81	-	-	-	-	-	-	290	52	59	206	40	45
26/05/2010	59	-	24,6	24,4	-	6,75	7,76	-	0,58	5,3	5,5	0,8	0,6	-	67	46	-	52	30
09/06/2010	73	22,8	22,1	21,1	7,17	6,85	7,82	0,17	0,46	4,95	4,9	1,1	1,2	-	94	131	156	79	88
16/06/2010	80	-	-	-	7,24	6,79	7,82	0,22	1,16	5,34	-	0,9	0,4	-	-	-	-	-	-
23/06/2010	87	23,1	23,4	22,7	7,18	6,85	7,93	0,2	0,95	5,15	7,3	2	0,3	-	-	-	-	-	-
30/06/2010	94	23,2	21,7	20,4	7,41	6,95	7,94	0,13	0,38	5,04	5,6	0,8	0,2	285	103	59	243	43	55
07/07/2010	101	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	350	144	48	310	112	34
14/07/2010	108	24,6	24,2	23,2	7,14	6,74	7,82	0,16	0,2	4,77	-	1	0,3	-	92	38	-	74	24
16/07/2010	110	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	222	69	40	184	51	30
21/07/2010	115	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	64	37	-	54	28
23/07/2010	117	22,9	22,5	21	7,26	6,72	7,62	0,19	1,14	4,95	-	1,2	1,1	255	153	93	193	109	66
28/07/2010	122	22,7	22,2	20,2	7,30	6,78	7,87	0,2	0,25	5,06	-	-	-	238	-	98	175	-	51
30/07/2010	124	21,9	21,9	19,2	7,12	6,71	7,63	0,19	0,26	5,87	-	2	3	168	37	44	142	33	30
4/8/2010	129	22	22	20,9	7,05	6,61	7,72	-	0,49	5,23	-	3	0,1	144	87	75	120	70	56

Etapa 1 – TAS 4,1 m ³ /m ² .d (2,3 m)																			
Data	Dias de operação	DQO total (mg/L)			DQO solúvel (mg/L)			DQO particulada (mg/L)			DBO total (mg/L)			DBO solúvel (mg/L)			DBO particulada (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
29/3/2010	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
31/03/2010	3	477	228	124	-	-	-	-	-	-	238	91	44	-	-	-	-	-	-
07/04/2010	10	577	227	143	-	-	-	-	-	-	340	78	49	-	-	-	-	-	-
12/04/2010	15	297	167	57	-	-	-	-	-	-	142	67	25	-	-	-	-	-	-
14/04/2010	17	-	156	38	-	-	-	-	-	-	390	56	18	-	-	-	-	-	-
19/04/2010	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/04/2010	26	-	119	67	-	-	-	-	-	-	386	60	26	-	-	-	-	-	-
26/04/2010	29	386	200	69	-	-	-	-	-	-	203	77	25	-	-	-	-	-	-
28/04/2010	31	461	229	182	-	-	-	-	-	-	230	84	65	-	-	-	-	-	-
30/04/2010	33	557	124	153	-	-	-	-	-	-	180	49	49	-	-	-	-	-	-
03/05/2010	36	366	133	59	-	-	-	-	-	-	174	49	23	-	-	-	-	-	-
05/05/2010	38	736	199	127	-	-	-	-	-	-	368	69	41	-	-	-	-	-	-
12/05/2010	45	539	147	108	-	-	-	-	-	-	245	60	41	-	-	-	-	-	-
14/05/2010	47	415	165	160	-	-	-	-	-	-	207	81	50	-	-	-	-	-	-
17/05/2010	50	388	75	128	-	-	-	-	-	-	169	31	45	-	-	-	-	-	-
19/05/2010	52	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	108	83	-	-	-	-	-	-
21/05/2010	54	409	85	119	-	-	-	-	-	-	204	31	42	-	-	-	-	-	-
26/05/2010	59	-	147	104	-	-	-	-	-	-	-	72	46	-	-	-	-	-	-
09/06/2010	73	494	252	-	-	-	-	-	-	-	240	120	138	-	-	-	-	-	-
16/06/2010	80	309	227	130	-	-	-	-	-	-	221	137	46	-	-	-	-	-	-
23/06/2010	87	419	233	163	-	-	-	-	-	-	246	86	51	-	-	-	-	-	-
30/06/2010	94	561	162	191	-	-	-	-	-	-	180	90	68	-	-	-	-	-	-
07/07/2010	101	-	-	141	-	-	-	-	-	-	272	161	50	-	-	-	-	-	-
14/07/2010	108	394	150	147	-	-	-	-	-	-	246	68	44	-	-	-	-	-	-
16/07/2010	110	250	225	119	-	-	-	-	-	-	186	78	47	-	-	-	-	-	-
21/07/2010	115	-	121	103	-	-	-	-	-	-	375	67	48	-	-	-	-	-	-
23/07/2010	117	257	260	149	-	-	-	-	-	-	161	119	50	-	-	-	-	-	-
28/07/2010	122	321	-	171	-	-	-	-	-	-	-	167	74	-	-	-	-	-	-
30/07/2010	124	358	278	-	-	-	-	-	-	-	199	126	114	-	-	-	-	-	-
4/8/2010	129	348	218	143	-	115	82	-	-	-	103	62	174	128	51	-	-	-	-

Etapa 1 – TAS 4,1 m ³ /m ² .d (2,3 m)																				
Data	Dias de operação	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			NTK (mg/L)			N-amoniacoal (mg/L)			NH ₃ (mg/L)			N-N02 (mg/L)			N-N03 (mg/L)			
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	
29/3/2010	1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
31/03/2010	3	-	-	-	28	30	20,36	22,99	24,32	17,53	0,36	0,18	0,38	-	-	-	-	-	-	
07/04/2010	10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,004	0,002	0,409	-	-	-	
12/04/2010	15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
14/04/2010	17	-	-	-	-	37,83	23,06	-	32,52	19,8	-	0,13	0,5	0,020	0,024	0,653	-	-	-	
19/04/2010	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,004	0,016	0,033	0,058	0,038	3,575	
23/04/2010	26	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,003	0,001	0,613	-	-	-	
26/04/2010	29	-	-	-	30	-	25,03	21,45	-	21,49	-	-	0,8	0,009	0,002	0,544	0,278	-	2,194	
28/04/2010	31	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,002	0,005	3,712	0,238	0,234	3,079	
30/04/2010	33	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,309	0,058	-	
03/05/2010	36	-	-	-	26	29,13	21,78	19	26	-	0,07	0,11	-	0,004	-	0,4	0,014	0,017	2,556	
05/05/2010	38	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,001	-	0,64	0,081	0,078	4,990	
12/05/2010	45	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,004	-	0,75	0,012	0,021	2,963	
14/05/2010	47	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,034	0,007	3,700	
17/05/2010	50	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,002	0,430	0,422	0,034	-	2,669	
19/05/2010	52	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,003	0,002	1,099	0,210	0,037	2,631	
21/05/2010	54	-	-	-	37,33	41,42	28	28,6	33,65	24,04	0,28	0,13	0,74	0,002	0,002	0,485	0,024	0,017	1,802	
26/05/2010	59	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,002	0,520	0,033	0,022	1,955	
09/06/2010	73	-	-	-	32,22	39,79	30,26	26,22	36	26	0,19	0,12	0,72	0,003	0,004	0,400	0,017	0,105	2,994	
16/06/2010	80	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,006	0,330	-	-	-	
23/06/2010	87	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,009	0,041	3,013	
30/06/2010	94	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,014	0,009	1,180	0,041	0,020	2,125	
07/07/2010	101	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,006	0,003	0,390	0,076	0,183	1,185	
14/07/2010	108	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
16/07/2010	110	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
21/07/2010	115	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,062	0,045	2,798
23/07/2010	117	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
28/07/2010	122	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,014	0,021	3,572
30/07/2010	124	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
4/8/2010	129	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	

Etapa 2 Fase 1– TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Temperatura do líquido (mg/L)			pH			OD (mg/L)			Sólidos Sedimentáveis (mg/L)			SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
29/9/2010	1	24,8	23,9	22,4	7,44	6,77	7,73	0,07	0,06	4,63	4,0	0,5	-	-	-	-	-	-	-
01/10/2010	3	25,1	24,7	23,5	7,26	6,86	7,93	0,12	0,18	5,46	4,8	1	0,3	76	23	19	63	21	14
08/10/2010	10	23,2	23,4	22,0	7,33	6,94	7,53	0,75	0,15	6	4	0,9	1,5	-	-	-	-	-	-
13/10/2010	15	23,5	22,7	21,9	7,13	6,92	7,48	0,18	0,56	6,07	4	1,2	1,6	134	95	63	97	43	44
15/10/2010	17	23,9	23,2	18,9	7,16	6,92	7,79	0,22	0,34	6,96	2,8	0,8	0,8	-	-	-	-	-	-
20/10/2010	22	25,2	24,8	22,1	7,4	7,03	7,98	0,28	0,37	6,51	2,2	0,9	0,5	217	79	32	167	63	23
22/10/2010	24	23,8	23,8	23,3	7,06	6,76	7,87	0,13	0,1	4,75	-	1	0,5	-	-	48	-	-	40
27/10/2010	29	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	200	64	25	153	50	17
28/10/2010	30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
29/10/2010	31	25,0	24,7	23,7	7,14	6,85	7,71	0,05	0,23	4,53	4	0,3	0,2	162	30	26	132	25	24
03/11/2010	36	22,6	23,1	23,3	6,89	6,81	7,78	0,13	0,16	5,12	-	-	-	147	87	86	113	57	55
05/11/2010	38	25	25,2	24,2	7,3	6,96	7,87	0,11	0,13	5,09	-	-	-	-	-	-	-	-	-
10/11/2010	43	24,2	24	23,9	7,11	6,92	7,63	0,31	0,06	4,78	5,2	0,9	0,1	92	28	42	68	25	31
12/11/2010	45	23,7	23,4	22,9	7,28	6,92	7,7	-	0,89	5,44	6	0,4	0,1	83	65	45	65	53	33
17/11/2010	50	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	82	103	-	50	64
19/11/2010	52	24,6	23,8	23,4	7,1	6,76	7,56	0,14	0,12	5,23	-	0,4	1	-	37	101	-	35	57
24/11/2010	57	24,9	24,2	23,8	7,33	6,78	7,58	0,15	0,07	5,04	-	0,2	0,4	327	13	43	203	7	27
26/11/2010	59	20,2	23,5	22,9	6,89	6,76	7,58	-	0,61	4,68	-	-	-	167	27	46	142	25	28
10/12/2010	73	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	363	27	41	243	18	25
15/12/2010	78	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	320	63	32	183	-	16
17/12/2010	80	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	117	107	19	98	72	18
22/12/2010	85	27,1	26,7	25,7	6,98	6,64	7,53	0,12	0,4	4,51	5,0	0,5	0,1	110	68	49	90	45	26
12/01/2011	106	24,9	24,6	24,1	7,12	6,69	7,41	0,23	0,19	4,85	3,0	1,0	0,5	170	18	37	150	13	23
13/01/2011	107	23,4	24,1	24	7,05	6,91	7,48	-	0,09	5,22	-	-	-	222	-	36	167	-	17
19/01/2011	113	20,1	20,3	20,2	7,11	7,2	7,22	-	-	-	-	-	-	245	-	110	180	-	80
20/01/2011	114	26,1	-	-	7,22	6,72	-	-	-	-	-	-	-	278	16	14	226	13	9
21/01/2011	115	26,2	27,2	24,5	7,33	6,78	7,6	-	-	-	-	-	-	326	53	25	280	28	15
02/02/2011	127	26,2	26	25,2	7,24	6,63	7,52	0,11	0,08	5,01	6,0	1,0	0,1	313	53	18	247	32	13
03/02/2011	128	26,2	25,8	25	7,08	6,68	7,56	0,08	0,16	5,29	7,0	0,8	0,6	-	39	32	-	34	22

Etapa 2 Fase 1- TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	DQO total (mg/L)			DQO solúvel (mg/L)			DQO particulada (mg/L)			DBO total (mg/L)			DBO solúvel (mg/L)			DBO particulada (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
29/9/2010	1	377	103	84	-	68	35	-	34	50	228	41	27	-	22	-	-	19	-
01/10/2010	3	450	169	79	-	81	57	-	88	22	318	71	38	-	-	-	-	-	-
08/10/2010	10	-	-	-	-	86	59	-	-	-	-	-	-	-	31	44	-	-	-
13/10/2010	15	-	-	-	-	74	90	-	-	-	-	-	-	-	-	30	-	-	-
15/10/2010	17	-	200	156	-	-	-	-	-	-	-	114	69	-	-	-	-	-	-
20/10/2010	22	229	263	114	-	-	71	-	-	43	138	105	35	-	-	17	-	-	-
22/10/2010	24	-	223	142	-	-	61	-	-	82	-	82	46	-	36	22	-	46	24
27/10/2010	29	311	197	64	-	-	-	-	-	-	164	72	28	-	-	-	-	-	-
28/10/2010	30	-	188	104	-	-	-	-	-	-	-	69	52	-	-	-	-	-	-
29/10/2010	31	394	177	85	-	-	-	-	-	-	216	75	38	-	45	16	-	30	22
03/11/2010	36	-	157	77	-	59	35	-	98	42	-	75	37	-	-	17	-	-	20
05/11/2010	38	446	-	92	-	88	30	-	-	62	336	140	35	-	-	16	-	-	19
10/11/2010	43	386	230	72	-	76	26	-	154	46	176	84	36	-	-	-	-	-	-
12/11/2010	45	329	141	84	-	62	36	-	99	48	156	65	42	-	31	-	-	34	-
17/11/2010	50	392	137	106	-	37	29	-	83	103	196	42	50	-	23	19	-	19	31
19/11/2010	52	-	149	158	-	67	55	-	-	-	-	42	69	-	20	18	-	22	51
24/11/2010	57	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
26/11/2010	59	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
10/12/2010	73	-	-	-	-	59	29	-	74	100	-	-	-	-	-	-	-	-	-
15/12/2010	78	407	119	143	-	45	43	-	114	124	177	41	51	-	13	-	-	28	-
17/12/2010	80	407	229	151	-	114	27	-	93	46	194	60	54	-	33	20	-	27	34
22/12/2010	85	-	168	83	-	76	37	-	-	-	-	62	40	-	-	-	-	-	-
12/01/2011	106	-	-	-	-	75	41	-	-	71	-	-	-	-	28	12	-	-	-
13/01/2011	107	224	-	111	-	83	40	-	-	-	146	141	53	-	30	8	-	111	45
19/01/2011	113	-	-	-	-	55	87	-	-	-	228	116	89	-	-	-	-	-	-
20/01/2011	114	-	-	-	-	67	32	-	-	-	-	-	-	-	26	16	-	-	-
21/01/2011	115	533	87	72	-	31	21	-	56	51	266	35	26	-	-	-	-	-	-
02/02/2011	127	280	107	51	-	48	21	-	60	30	152	35	24	-	24	10	-	10	14
03/02/2011	128	-	130	70	-	64	37	-	66	33	-	41	33	-	23	9	-	18	25
04/02/2011	128	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	24	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 1– TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			NTK (mg/L)			N-amoniacoal (mg/L)			NH ₃ (mg/L)			N-N02 (mg/L)			N-N03 (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
29/9/2010	1	169	236	122	39,57	41,49	38	30,32	25,67	30,00	0,46	0,11	0,74	0,001	0,009	0,753	0,160	0,013	1,710
01/10/2010	3	235	244	171	32,96	35,40	27,46	24,86	31,61	22,16	0,26	0,13	0,92	-	0,005	0,942	0,029	0,011	3,856
08/10/2010	10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13/10/2010	15	197	268	148	31,03	38,37	29,99	23,78	35,67	25,67	0,16	0,14	0,35	0,000	0,008	0,909	-	-	-
15/10/2010	17	-	-	-	25,39	33,23	26,48	21,00	30,80	20,54	0,16	0,13	0,45	-	-	-	-	-	-
20/10/2010	22	230	275	194	36,00	44,00	32,00	29,99	39,00	28,00	0,43	0,23	1,18	0,007	0,010	1,827	0,047	0,062	9,040
22/10/2010	24	168	230	191	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,000	0,003	-	-	-	-
27/10/2010	29	-	-	-	31,34	32,00	24,44	24,01	27,15	19,72	-	-	-	-	-	-	-	-	-
28/10/2010	30	215	218	157	-	35,38	22,08	-	28,73	17,54	-	-	-	0,005	0,004	3,970	0,018	0,022	7,100
29/10/2010	31	204	224	166	38,60	37,42	25,40	29,33	31,75	21,47	0,23	0,12	0,56	0,000	0,004	2,765	0,011	0,029	3,285
03/11/2010	36	205	212	153	34,47	35,38	27,71	29,94	30,84	22,38	0,11	0,10	0,66	0,000	0,001	2,900	0,029	0,015	3,630
05/11/2010	38	196	225	148	35,08	38,85	27,24	29,64	32,96	22,98	0,33	0,17	0,88	0,000	0,002	2,815	0,069	0,015	4,085
10/11/2010	43	221	204	112	33,26	35,00	16,33	25,10	27,00	11,79	0,17	0,12	0,26	0,005	0,003	3,495	0,015	0,025	9,750
12/11/2010	45	145	184	113	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,206	0,035	2,175	0,287	0,084	3,575
17/11/2010	50	157	175	93	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,120	0,001	2,010	0,323	0,044	7,425
19/11/2010	52	190	222	120	30,24	33,00	22,46	27,00	30,00	18,14	0,19	0,09	0,33	-	0,003	2,660	0,041	0,023	5,920
24/11/2010	57	266	209	105	31,65	33,64	14,00	25,00	26,91	12,10	0,30	0,09	0,24	0,017	0,003	2,370	0,035	0,010	8,735
26/11/2010	59	158	223	104	24,80	34,78	17,84	21,00	32,05	15,42	0,07	0,09	0,28	-	-	-	-	-	-
10/12/2010	73	190	181	83	34,47	37,92	14,82	23,00	28,00	12,10	-	-	-	-	-	-	0,030	0,114	9,930
15/12/2010	78	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,243	0,006	0,675	-	-	-
17/12/2010	80	161	165	115	25,26	25,68	19,86	21,00	25,00	16,03	-	-	-	0,008	0,004	1,390	0,165	0,007	6,925
22/12/2010	85	268	211	109	29,99	32,36	22,00	22,98	27,82	15,42	0,14	0,08	0,31	0,000	0,002	0,964	0,060	0,017	10,735
12/01/2011	106	143	211	80	-	33,07	15,26	-	28,43	12,40	-	0,08	0,17	0,000	0,002	0,955	0,020	0,050	13,390
13/01/2011	107	96	151	83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,233	0,004	0,611	0,699	0,024	8,721
19/01/2011	113	173	184	151	-	26,38	21,36	-	22,68	17,24	-	0,15	0,11	0,008	0,356	-	0,040	0,397	1,965
20/01/2011	114	180	199	92	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,003	0,870	0,020	0,037	11,040
21/01/2011	115	195	193	131	25,00	28,73	19,05	17,84	25,70	15,12	0,23	0,10	0,32	0,005	0,009	0,765	-	0,035	6,225
02/02/2011	127	180	185	101	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,685	0,020	0,027	7,580
03/02/2011	128	284	211	106	-	31,45	17,24	-	27,82	14,52	-	0,08	0,29	-	0,002	0,665	0,057	0,013	7,965
04/02/2011	128	208	218	129	30,40	32,52	20,93	23,30	27,96	16,89	0,25	0,10	0,44	0,005	0,002	0,810	0,024	0,020	7,745

Etapa 2 Fase 1- TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Temperatura do líquido (mg/L)			pH			OD (mg/L)			Sólidos Sedimentáveis (mg/L)			SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
09/02/2011	134	23,9	23,8	23,9	7,15	7,04	7,68	-	-	-	-	-	-	223	66	46	185	54	37
10/02/2011	135	26,7	26,7	23,5	7,25	6,67	7,24	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11/02/2011	136	25,5	23,3	25,2	-	6,87	7,55	0,21	0,18	-	-	0,6	-	70	81	-	-	53	51
16/02/2011	141	-	-	-	6,83	6,79	7,47	-	-	-	-	-	-	-	52	58	-	42	35
17/02/2011	142	-	-	-	7,17	6,7	7,6	-	-	-	5,0	1,3	0,6	-	-	-	-	-	-
18/02/2011	143	-	-	-	6,98	6,9	7,53	-	-	-	8,0	1,1	0,5	-	-	-	-	-	-
23/02/2011	148	-	-	-	6,84	7,11	7,63	-	-	-	-	1,0	1,3	268	53	45	207	32	26
24/02/2011	149	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,5	1,5	1,0	195	119	76	168	84	43
25/02/2011	150	-	-	-	6,97	6,97	7,54	-	-	-	2,0	0,4	0,8	-	-	-	-	-	-
02/03/2011	155	-	-	-	7,25	7,01	7,57	-	-	-	4,0	0,3	1,0	254	47	55	204	34	36
03/03/2011	156	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5,0	0,7	0,5	212	23	61	152	17	39
16/03/2011	169	-	-	-	7,21	7,08	7,48	-	-	-	4,2	0,1	1,0	257	46	60	195	32	37
17/03/2011	170	-	-	-	-	-	-	-	-	-	5,0	0,3	0,6	239	43	28	210	31	26
23/03/2011	176	-	-	-	6,96	6,67	7,22	-	-	-	6,0	0,3	0,5	323	40	47	240	23	37
24/03/2011	177	-	-	-	-	-	-	-	-	-	6,0	0,4	0,5	-	-	-	-	-	-
29/03/2011	182	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,2	-	217	55	52	188	41	35
30/03/2011	183	-	-	-	7,05	7,08	7,45	-	-	-	5,0	0,2	0,4	62	46	26	207	37	19
31/03/2011	184	-	-	-	7,3	7,1	7,73	-	-	-	2,0	0,3	0,5	240	55	27	175	38	12
05/04/2011	189	-	-	-	7,53	7,02	7,45	0,18	-	5,46	-	-	-	192	27	27	150	24	21
06/04/2011	190	-	-	-	-	-	-	-	-	-	2,0	0,1	0,6	172	33	38	143	27	22
07/04/2011	191	25,6	25	23,5	7,86	7,31	8,00	0,08	0,21	5,32	5,0	0,3	0,5	182	37	60	146	35	25
13/04/2011	197	27,2	26,6	25,2	7,45	6,93	7,47	0,18	0,8	4,87	-	-	-	227	37	36	187	25	28
14/04/2011	198	24,4	24,6	24,2	7,46	6,97	7,46	0,19	1,16	3,59	8,0	3,0	0,2	305	37	52	260	23	39
15/04/2011	199	25,8	25,3	24,3	7,29	6,76	7,47	0,1	0,29	5,02	4,0	0,2	0,2	153	44	28	128	23	19
20/04/2011	204	25,7	25,3	25,3	7,33	6,74	7,56	-	1,48	5,09	-	-	-	-	-	-	-	-	-
27/04/2011	211	24,6	24,1	22,9	7,59	6,96	7,55	0,06	1,12	4,83	2,0	0,2	-	-	-	-	-	-	-
28/04/2011	212	22,6	24,0	22,7	7,48	6,78	7,58	0,11	0,22	5,95	2,8	0,6	0,3	88	61	49	83	43	34
29/04/2011	213	24,8	24,7	23,2	7,48	6,82	7,65	0,06	-	5,31	3,5	0,6	0,4	-	-	-	-	-	-
04/05/2011	218	25,3	24,8	23,7	7,49	6,72	7,45	0,13	1,2	5,55	2,3	0,4	0,4	290	-	51	232	-	34

Etapa 2 Fase 1- TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	DQO total (mg/L)			DQO solúvel (mg/L)			DQO particulada (mg/L)			DBO total (mg/L)			DBO solúvel (mg/L)			DBO particulada (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
09/02/2011	134	589	187	105	-	54	61	-	133	44	264	59	39	-	22	20	-	37	19
10/02/2011	135	385	202	118	-	-	-	-	-	-	159	62	59	-	-	-	-	-	-
11/02/2011	136	-	210	103	-	54	47	-	155	56	375	62	37	-	25	23	-	37	14
16/02/2011	141	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17/02/2011	142	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
18/02/2011	143	483	179	78	-	50	37	-	129	40	222	65	31	-	26	14	-	39	17
23/02/2011	148	567	112	82	-	69	46	-	43	37	369	47	32	-	21	15	-	26	17
24/02/2011	149	538	252	108	-	-	-	-	-	-	336	141	68	-	-	-	-	-	-
25/02/2011	150	399	157	90	-	69	36	-	88	54	210	50	32	-	20	8	-	29	24
02/03/2011	155	473	116	74	-	50	31	-	66	44	236	43	29	-	-	-	-	-	-
03/03/2011	156	419	132	83	-	-	-	-	-	-	190	48	33	-	-	-	-	-	-
16/03/2011	169	417	123	115	-	74	59	-	48	56	204	49	40	-	20	14	-	29	26
17/03/2011	170	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/03/2011	176	331	155	98	-	-	-	-	-	-	174	57	35	-	15	9	-	42	27
24/03/2011	177	-	-	163	-	-	-	-	-	-	245	135	78	-	-	-	-	-	-
29/03/2011	182	489	159	108	-	-	-	-	-	-	244	61	39	-	-	-	-	-	-
30/03/2011	183	471	167	70	-	-	-	-	-	-	248	67	30	-	17	6	-	49	24
31/03/2011	184	323	118	57	-	-	-	-	-	-	170	45	20	-	-	-	-	-	-
05/04/2011	189	283	65	34	-	24	14	-	41	20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
06/04/2011	190	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
07/04/2011	191	311	112	79	-	-	-	-	-	-	141	63	19	-	-	-	-	-	-
13/04/2011	197	443	215	75	-	92	55	-	123	20	180	99	55	-	-	-	-	-	-
14/04/2011	198	463	183	98	-	-	-	-	-	-	177	99	32	-	-	-	-	-	-
15/04/2011	199	430	135	66	-	57	29	-	78	37	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20/04/2011	204	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
27/04/2011	211	-	-	-	-	75	55	-	-	-	-	-	-	-	27	16	-	-	-
28/04/2011	212	-	160	99	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
29/04/2011	213	489	168	61	-	-	-	-	-	-	195	50	36	-	-	-	-	-	-
04/05/2011	218	478	327	97	-	73	64	-	254	33	238	92	37	-	19	15	-	73	22
05/05/2011	219	509	230	99	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
06/05/2011	220	475	251	120	45	-	40	-	206	80	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 1– TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Alcalinidade (mg CaCO3/L)			NTK (mg/L)			N-amoniacoal (mg/L)			NH ₃ (mg/L)			N-N02 (mg/L)			N-N03 (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
09/02/2011	134	199	238	146	27,74	32,86	20,57	21,26	28,25	-	0,16	0,16	0,41	0,000	0,002	0,520	0,037	0,017	7,895
10/02/2011	135	198	193	105	29,00	33,00	16,02	24,00	31,00	13,98	0,27	0,09	0,12	0,000	0,002	0,745	0,158	0,040	16,735
11/02/2011	136	217	253	184	28,50	31,84	27,07	21,84	28,00	19,00	-	0,12	0,38	0,010	0,002	0,355	0,037	0,027	6,115
16/02/2011	141	195	247	139	-	-	24,54	21,55	31,45	19,80	-	-	-	0,007	0,003	0,940	0,027	0,020	10,620
17/02/2011	142	197	229	129	25,84	30,00	18,28	19,80	26,79	14,85	-	-	-	-	-	-	-	-	-
18/02/2011	143	195	221	128	27,08	29,70	20,64	22,13	27,37	16,89	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/02/2011	148	211	232	137	31,45	35,24	23,01	25,33	32,91	20,38	-	-	-	0,009	0,004	1,300	0,024	0,010	10,725
24/02/2011	149	153	227	119	-	31,50	17,18	-	27,08	13,40	-	-	-	0,000	0,002	0,684	0,033	0,007	10,270
25/02/2011	150	206	218	124	27,66	29,47	20,57	21,58	25,33	16,60	-	-	-	-	-	-	-	-	-
02/03/2011	155	204	218	121	27,08	31,16	19,58	20,97	26,79	16,02	-	-	-	0,004	0,002	0,680	0,010	0,051	9,115
03/03/2011	156	177	199	147	24,46	29,41	22,71	18,64	25,33	18,35	-	-	-	0,000	0,001	0,390	0,037	0,014	6,265
16/03/2011	169	194	210	106	26,21	29,99	15,14	18,05	25,92	12,52	-	-	-	0,005	0,002	0,696	0,044	0,094	11,270
17/03/2011	170	190	202	103	26,60	32,52	16,96	21,00	29,00	13,69	-	-	-	0,000	0,001	0,636	0,010	0,024	14,290
23/03/2011	176	190	202	103	26,60	32,52	16,96	20,38	27,96	13,69	-	-	-	0,005	0,003	0,730	0,017	0,010	11,945
24/03/2011	177	199	211	141	28,24	30,28	23,58	21,84	27,95	18,63	-	-	-	-	-	-	-	-	-
29/03/2011	182	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,010	0,002	1,140	0,010	0,007	11,440
30/03/2011	183	183	191	99	28,57	32,50	16,60	20,00	26,00	13,39	-	-	-	0,005	0,002	0,980	0,020	0,037	11,455
31/03/2011	184	182	174	97	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,000	0,002	0,862	0,051	0,078	10,425
05/04/2011	189	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,000	0,001	0,578	-	-	-
06/04/2011	190	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,000	0,005	0,644	0,020	0,057	14,140
07/04/2011	191	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,001	0,660	0,051	0,047	19,265
13/04/2011	197	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,000	0,002	0,842	0,024	0,034	16,535
14/04/2011	198	-	-	-	27,37	30,58	17,92	22,00	24,75	10,75	-	0,13	-	0,005	0,001	0,628	0,034	0,054	13,395
15/04/2011	199	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,002	0,330	0,010	0,040	15,505
20/04/2011	204	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,011	0,003	0,666	0,024	0,010	13,870
27/04/2011	211	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,011	0,006	0,666	0,030	0,010	18,475
28/04/2011	212	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,017	0,003	0,498	0,057	0,010	11,660
29/04/2011	213	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,040	11,725
04/05/2011	218	170	191	88	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,002	0,622	0,061	0,010	11,150
05/05/2011	219	183	187	113	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,008	0,002	0,564	-	-	-
06/05/2011	220	-	-	-	25,63	27,08	24,18	20,97	25,33	19,51	0,26	0,09	0,07	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 1- TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Temperatura do líquido (mg/L)			pH			OD (mg/L)			Sólidos Sedimentáveis (mg/L)			SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
05/05/2011	219	24,5	24,6	23,7	7,45	6,89	7,69	0,11	-	4,96	3,5	1,1	0,8	262	122	45	213	78	27
06/05/2011	220	25,4	25,2	-	7,33	6,78	7,62	0,23	-	5,48	5,0	1,2	0,6	-	-	-	-	-	-
11/05/2011	225	21,8	25,6	23,6	7,18	6,91	7,75	0,85	1,05	5,73	5,3	0,4	0,8	-	-	-	-	-	-
12/05/2011	226	23,3	22,8	21,8	7,37	6,75	7,55	0,48	1,76	5,81	3,0	1,6	1,0	267	115	79	218	88	56
18/05/2011	232	23,4	22,9	21,8	7,56	6,89	7,66	0,07	1,65	6,08	4,5	0,8	0,5	-	-	-	-	-	-
25/05/2011	239	22,7	22	-	7,44	6,73	-	0,5	1,41	5,96	3,5	0,8	0,5	258	140	75	212	101	44
26/05/2011	240	22,1	24,0	20,8	7,42	6,80	7,71	0,5	-	6,2	2,5	0,6	0,4	-	-	-	-	-	-
01/06/2011	246	23,9	23,9	20,6	7,32	6,92	7,51	-	-	5,86	1,8	0,3	0,2	-	-	-	-	-	-
02/06/2011	247	23,3	22,7	21,8	7,69	7,05	7,47	0,05	-	5,85	6,4	0,5	0,9	-	-	-	-	-	-
08/06/2011	253	23,7	22,5	21,4	7,24	6,89	7,68	0,38	-	5,59	-	1,5	0,8	-	-	-	-	-	-
09/06/2011	254	23,6	22,6	22,2	7,4	6,86	7,63	0,12	1,81	6,18	5,0	0,6	0,4	-	-	-	-	-	-
15/06/2011	260	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
22/06/2011	267	19,4	21,1	22,0	7,16	6,84	7,78	0,16	1,35	6,23	4,5	1,0	1,6	-	-	-	-	-	-
29/06/2011	274	-	21,6	21	-	6,91	7,6	-	1,88	5,59	3,5	1,5	1,5	-	-	-	-	-	-
30/06/2011	275	21,8	21,5	20,9	7,47	6,87	7,51	0,25	1,41	6,33	4,0	0,6	1,1	-	-	-	-	-	-
01/07/2011	276	20	19,4	20,5	7,22	7,45	7,77	0,48	0,35	5,47	-	-	-	-	-	-	-	-	-
06/07/2011	281	23,1	22,4	20,8	7,27	6,74	7,73	-	-	5,93	-	-	-	-	-	-	-	-	-
07/07/2011	282	22,1	21,0	20,1	7,32	6,76	7,66	0,09	1,7	5,97	3,5	1,1	1,3	-	-	-	-	-	-
08/07/2011	283	22,6	22,3	19,4	7,24	7,48	7,88	-	0,39	6,37	2,0	3,5	0,6	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 1- TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	DQO total (mg/L)			DQO solúvel (mg/L)			DQO particulada (mg/L)			DBO total (mg/L)			DBO solúvel (mg/L)			DBO particulada (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
11/05/2011	225	-	-	-	-	-	-	-	244	88	67	-	-	-	-	-	-	-	-
12/05/2011	226	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
18/05/2011	232	-	203	117	-	-	-	-	276	63	26	-	-	-	-	-	-	-	-
25/05/2011	239	-	160	101	-	-	-	-	284	57	33	-	-	-	-	-	-	-	-
26/05/2011	240	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
01/06/2011	246	376	186	80	-	-	-	-	179	63	19	-	-	-	-	-	-	-	-
02/06/2011	247	258	143	49	-	-	-	-	165	59	18	-	-	-	-	-	-	-	-
08/06/2011	253	-	193	113	-	-	-	-	258	88	36	-	-	-	-	-	-	-	-
09/06/2011	254	416	186	108	-	-	-	-	201	58	27	-	-	-	-	-	-	-	-
15/06/2011	260	346	155	59	-	-	-	-	215	73	26	-	-	-	-	-	-	-	-
22/06/2011	267	475	215	59	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
29/06/2011	274	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30/06/2011	275	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
01/07/2011	276	357	142	113	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
06/07/2011	281	372	246	124	-	-	-	-	280	92	41	-	-	-	-	-	-	-	-
07/07/2011	282	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
08/07/2011	283	-	-	-	-	-	-	-	332	120	51	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 1- TAS 4,1 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			NTK (mg/L)			N-amoniacoal (mg/L)			NH ₃ (mg/L)			N-N02 (mg/L)			N-N03 (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
11/05/2011	225	169	206	139	27,00	33,20	26,00	19,51	28,54	22,00	0,13	0,14	0,62	0,005	0,002	0,483	0,017	0,014	3,990
12/05/2011	226	-	-	-	30,28	31,74	24,75	21,55	24,75	17,47	0,25	0,07	0,28	0,006	0,002	0,347	0,007	0,004	4,300
18/05/2011	232	192	203	133	31,54	31,16	25,63	24,17	26,79	20,68	0,44	0,10	0,42	-	-	-	-	-	-
25/05/2011	239	-	-	-	30,78	33,20	25,63	23,59	28,54	23,00	0,31	0,07	-	-	-	-	-	-	-
26/05/2011	240	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
01/06/2011	246	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
02/06/2011	247	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
08/06/2011	253	194	205	143	31,00	33,49	25,00	26,35	29,47	21,00	0,24	0,11	0,43	0,005	0,003	0,344	0,012	0,005	7,149
09/06/2011	254	183	206	122	31,00	35,82	25,00	25,63	32,03	21,55	0,33	0,11	0,42	0,008	0,003	0,753	0,015	0,009	8,138
15/06/2011	260	-	-	-	34,00	39,00	34,07	30,87	35,00	29,99	-	-	-	0,003	0,002	0,511	0,009	0,004	3,761
22/06/2011	267	241	268	199	36,40	42,00	38,00	31,45	36,69	30,00	0,17	0,11	0,81	0,006	0,002	0,645	0,012	0,005	3,155
29/06/2011	274	-	-	-	40,44	45,39	38,98	30,87	39,02	31,45	-	0,14	0,53	0,007	0,001	0,545	0,011	0,006	5,900
30/06/2011	275	245	281	206	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
01/07/2011	276	173	250	184	-	41,67	33,93	-	35,82	27,37	-	0,38	0,65	-	0,003	0,432	-	0,008	6,067
06/07/2011	281	-	-	-	33,49	39,00	33,20	28,54	34,00	29,40	0,26	0,09	0,65	0,010	0,004	0,632	0,017	0,011	3,922
07/07/2011	282	239	274	205	32,91	38,00	32,61	29,99	34,07	28,37	0,29	0,08	0,51	0,006	0,001	0,678	0,013	0,005	3,451
08/07/2011	283	247	289	202	33,78	39,72	29,41	29,12	36,11	25,33	0,24	0,50	0,71	0,005	0,004	0,732	0,009	0,002	8,418
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Temperatura do líquido (mg/L)			pH			OD (mg/L)			Sólidos Sedimentáveis (mg/L)			SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
26/8/2011	1	18,2	-	19,0	6,95	7,03	7,69	0,75	1,21	4,46	0,9	0,1	0,1	246	40	34	208	37	25
31/08/2011	6	24,6	24,9	22,6	6,88	6,98	7,44	0,02	0,65	4,13	5,0	1,7	0,1	202	37	18	178	24	11
01/09/2011	7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	312	33	41	260	27	30
02/09/2011	8	18,8	-	20,5	6,89	6,79	7,64	-	-	4,29	-	0,2	0,1	206	36	31	162	33	23
09/09/2011	15	24,1	23,9	23,0	7,05	7,06	7,59	1,05	0,94	5,83	2,0	2,2	1,2	268	102	64	220	69	46
14/09/2011	20	23,3	23,9	22,1	6,43	7,02	7,43	-	-	-	5,0	1,2	1,9	110	30	48	102	34	29
21/09/2011	27	21,8	21,0	19,8	6,96	7,04	7,29	0,16	1,57	4,39	1,3	0,4	-	295	76	64	250	42	34
23/09/2011	29	24,4	23,5	22,2	7,24	7,25	7,61	-	1,42	4,92	5,0	0,3	-	-	-	33	-	-	26
28/09/2011	34	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	230	30	31	187	27	24
05/10/2011	41	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
06/10/2011	42	23,2	25,5	22,2	6,86	6,65	7,27	0,23	1,00	5,24	7,0	1,9	2,5	186	39	41	150	35	29
07/10/2011	43	23,0	22,9	22,8	7,18	6,81	7,71	0,79	1,08	5,13	1,0	0,4	0,3	-	42	24	-	35	19
13/10/2011	49	25,8	25,5	24,7	7,10	6,62	7,44	1,14	0,65	4,42	2,5	0,3	0,2	197	35	84	190	32	56
14/10/2011	50	23,9	23,9	24,1	7,31	6,91	7,42	0,03	0,32	4,75	1,1	-	0,5	347	29	32	260	24	22
19/10/2011	55	21,9	21,3	-	6,87	6,55	7,26	1,64	0,59	-	2,0	-	-	86	-	55	70	-	36
03/11/2011	70	23,2	23,1	21,9	6,82	-	-	1,44	1,50	5,71	5,0	1,0	1,5	-	-	-	-	-	-
04/11/2011	71	22,4	22,5	21,3	6,79	-	-	0,11	1,42	5,59	5,5	0,2	1,5	-	-	-	-	-	-
09/11/2011	76	23,2	22,7	22,0	7,19	-	-	-	0,16	4,24	1,9	3,0	1,3	222	55	77	192	44	54
10/11/2011	77	23,0	23,3	23,1	6,70	-	-	0,02	0,44	5,61	1,5	0,9	2,5	207	31	85	173	24	56
11/11/2011	78	25,3	24,0	23,6	7,71	-	7,52	0,16	0,18	4,40	1,2	-	2,0	167	32	113	147	28	76
16/11/2011	83	22,8	22,7	22,6	7,06	6,39	6,88	-	-	4,14	0,9	0,2	-	-	-	-	-	-	-
17/11/2011	84	23,0	23,3	22,9	7,24	6,68	7,46	0,75	0,54	5,54	5,0	1,0	1,5	-	-	-	-	-	-
18/11/2011	85	24,1	23,9	23,7	7,05	6,60	7,61	0,26	0,72	5,10	1,0	0,6	0,2	-	-	69	-	-	47
23/11/2011	90	23,5	23,8	23,7	-	-	-	0,90	0,52	5,70	2,0	0,2	1,2	180	31	109	143	26	69
24/11/2011	91	23,2	23,3	22,8	-	-	-	0,57	0,86	6,39	1,9	0,1	0,7	140	27	74	88	22	40
30/11/2011	97	23,8	23,6	22,9	7,42	6,88	8,02	0,09	0,75	5,88	1,5	0,2	0,3	-	-	-	-	-	-
01/12/2011	98	23,0	23,4	23,1	7,33	6,90	8,03	0,45	0,85	5,76	3,0	0,1	0,4	213	45	87	170	35	52
02/12/2011	99	23,2	23,4	23,3	7,32	6,87	7,90	0,48	0,68	5,51	1,5	0,2	0,3	148	27	79	118	25	53
07/12/2011	104	24,2	24,4	24,1	7,48	6,92	7,96	0,53	0,32	5,04	-	-	-	215	115	30	183	-	20
09/12/2011	106	25,2	24,6	24,5	7,47	6,95	8,00	0,52	0,45	5,38	0,8	0,2	0,4	240	40	71	190	33	47
14/12/2011	111	24,6	24,3	24,3	7,21	6,87	8,00	0,22	0,96	5,64	3,5	0,3	1,2	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	DQO total (mg/L)			DQO solúvel (mg/L)			DQO particulada (mg/L)			DBO total (mg/L)			DBO solúvel (mg/L)			DBO particulada (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
26/8/2011	1	242	52	33	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
31/08/2011	6	282	219	75	-	-	-	-	-	-	168	77	26	-	-	-	-	-	-
01/09/2011	7	512	109	74	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
02/09/2011	8	-	-	-	-	46	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
09/09/2011	15	506	290	115	-	83	33	-	207	82	288	63	40	-	-	-	-	-	-
14/09/2011	20	217	108	99	-	-	-	-	-	-	140	60	45	-	-	-	-	-	-
21/09/2011	27	570	111	107	-	-	-	-	-	-	288	35	45	-	-	-	-	-	-
23/09/2011	29	613	81	57	-	40	31	-	41	26	362	48	29	-	-	-	-	-	-
28/09/2011	34	476	88	58	-	-	-	-	-	-	240	34	28	-	-	-	-	-	-
05/10/2011	41	235	137	-	-	-	-	-	-	-	140	55	33	-	-	-	-	-	-
06/10/2011	42	280	111	76	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
07/10/2011	43	376	128	71	-	71	35	-	57	36	-	44	29	-	-	18	-	44	11
13/10/2011	49	478	91	104	-	-	-	-	-	-	215	36	39	-	-	-	-	-	-
14/10/2011	50	-	103	71	-	51	42	-	52	29	261	38	30	-	14	15	-	24	15
19/10/2011	55	-	-	106	-	-	-	-	-	-	-	-	30	-	-	-	-	-	-
03/11/2011	70	434	236	107	-	-	-	-	-	-	220	55	43	-	-	-	-	-	-
04/11/2011	71	-	120	93	-	62	33	-	58	60	310	71	51	-	40	-	-	31	-
09/11/2011	76	480	147	107	-	-	-	-	-	-	320	58	37	-	-	-	-	-	-
10/11/2011	77	361	95	132	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11/11/2011	78	533	103	152	-	52	30	-	51	122	-	39	41	-	23	-	-	16	-
16/11/2011	83	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17/11/2011	84	429	97	121	-	24	25	-	73	96	-	-	-	-	-	-	-	-	-
18/11/2011	85	535	111	109	-	64	50	-	47	59	293	45	39	-	-	-	-	-	-
23/11/2011	90	393	94	182	-	-	-	-	-	-	205	48	37	-	-	-	-	-	-
24/11/2011	91	275	96	152	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30/11/2011	97	393	95	157	-	-	-	-	-	-	145	45	32	-	-	-	-	-	-
01/12/2011	98	407	98	78	-	50	-	-	48	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
02/12/2011	99	308	86	81	-	31	21	-	55	60	170	35	31	-	23	9	-	12	-
07/12/2011	104	507	125	90	-	72	26	-	53	64	260	62	32	-	-	10	-	-	22
09/12/2011	106	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			NTK (mg/L)			N-amoniacoal (mg/L)			NH ₃ (mg/L)			N-N02 (mg/L)			N-N03 (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
26/8/2011	1	247	245	231	35,00	34,65	32,00	28,45	28,33	24,00	0,09	0,03	0,43	0,026	0,003	0,267	0,007	0,014	2,500
31/08/2011	6	223	255	236	34,65	35,82	36,40	27,37	32,03	31,16	0,11	0,17	0,41	0,051	0,030	3,357	0,166	-	-
01/09/2011	7	266	264	237	-	-	-	31,45	36,69	30,58	-	-	-	0,030	0,030	3,337	0,072	-	-
02/09/2011	8	253	250	-	36,00	39,00	32,00	28,83	33,78	28,25	0,08	0,02	0,50	0,033	0,031	3,394	0,083	-	-
09/09/2011	15	239	292	176	28,25	38,73	26,50	25,63	35,00	22,00	0,15	0,21	0,41	0,093	0,136	3,574	0,052	0,006	9,531
14/09/2011	20	188	285	205	-	-	-	-	25,92	20,97	-	0,14	0,26	-	-	-	0,279	-	5,471
21/09/2011	27	282	295	209	35,00	41,64	29,99	30,00	33,49	23,30	0,12	0,16	0,18	-	-	-	0,192	0,267	1,508
23/09/2011	29	232	265	180	-	-	-	28,00	31,45	26,79	0,26	0,28	0,50	-	-	-	-	-	-
28/09/2011	34	230	227	196	33,49	38,47	31,91	25,66	31,45	25,33	-	-	-	-	-	1,064	0,000	0,000	4,700
05/10/2011	41	211	269	232	34,36	42,53	35,82	29,70	36,93	31,16	-	-	-	0,003	0,020	2,412	0,000	0,000	3,310
06/10/2011	42	186	243	190	35,00	41,00	33,00	29,00	36,00	29,00	0,10	0,09	0,25	0,084	0,035	3,601	0,000	0,000	2,600
07/10/2011	43	257	244	221	37,56	39,60	32,53	31,16	34,00	27,00	0,23	0,11	0,66	0,028	0,014	3,332	0,000	0,000	3,420
13/10/2011	49	220	264	213	31,16	45,43	36,69	27,08	40,48	30,96	0,20	0,10	0,47	0,048	0,017	3,372	0,000	1,190	5,600
14/10/2011	50	237	247	201	32,91	41,00	31,74	28,25	35,00	25,92	0,30	0,15	0,36	0,055	0,028	3,578	0,000	0,000	5,160
19/10/2011	55	199	226	224	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,017	0,036	3,277	0,000	0,000	4,120
03/11/2011	70	260	271	209	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,032	0,038	3,423	0,109	0,080	6,180
04/11/2011	71	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,009	0,004	0,873	-	-	-
09/11/2011	76	244	289	233	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,006	0,004	0,936	0,125	0,074	4,850
10/11/2011	77	234	264	218	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,006	0,010	0,796	0,081	0,080	3,000
11/11/2011	78	250	264	229	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,002	0,643	-	-	-
16/11/2011	83	191	179	150	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,088	0,003	0,165	0,080	0,024	3,930
17/11/2011	84	227	221	180	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,027	0,019	0,706	0,123	0,108	5,160
18/11/2011	85	246	261	223	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,004	0,052	-	-	-	-
23/11/2011	90	226	255	205	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,001	0,610	0,109	0,131	2,370
24/11/2011	91	158	209	163	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,095	0,063	2,435
30/11/2011	97	165	237	175	-	-	-	-	31,10	24,17	-	0,12	1,18	-	-	-	0,100	0,072	1,875
01/12/2011	98	196	224	164	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,003	0,004	1,107	0,088	0,089	2,660
02/12/2011	99	178	204	156	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,001	0,004	0,848	0,060	0,082	1,150
07/12/2011	104	195	216	184	37,77	43,46	37,05	28,83	35,53	29,41	0,46	0,16	1,37	0,005	0,003	1,018	0,074	0,051	1,455
09/12/2011	106	217	217	180	-	35,82	32,03	-	29,28	25,43	-	0,14	1,32	0,003	0,000	0,840	0,100	0,097	1,490

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Temperatura do líquido (mg/L)			pH			OD (mg/L)			Sólidos Sedimentáveis (mg/L)			SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
15/12/2011	112	21,9	22,9	22,8	7,32	6,91	7,73	-	1,08	5,64	5,0	1,0	1,5	-	38	60	-	28	38
16/12/2011	113	22,4	22,5	22,2	7,26	7,02	7,79	-	0,86	6,39	1,9	0,1	0,7	-	30	56	-	20	31
21/12/2011	118	23,0	-	22,6	7,37	-	7,87	-	-	-	2,5	0,1	0,7	-	-	-	78	19	48
22/12/2011	119	24,2	-	20,1	7,30	-	7,91	-	-	-	-	-	-	-	-	-	62	14	28
23/12/2011	120	23,8	-	17,9	7,39	6,93	7,92	-	0,46	5,21	1,5	0,1	0,1	108	24	15	96	21	13
11/01/2012	139	23,3	23,0	22,6	7,42	6,98	7,95	0,23	0,53	6,59	0,7	0,1	0,1	235	47	28	190	36	20
12/01/2012	140	22,9	23,2	23,1	7,26	6,86	7,82	0,96	1,03	6,43	0,7	0,2	0,9	-	-	-	-	-	-
13/01/2012	141	22,8	23,5	23,1	7,38	6,95	7,96	0,54	0,89	6,27	1,3	0,1	0,8	-	-	-	-	-	-
18/01/2012	146	26,5	25,7	26,1	7,58	7,00	7,97	1,17	0,81	5,60	2,0	0,4	0,3	82	31	26	67	27	21
19/01/2012	147	23,8	24,5	24,8	7,32	6,93	7,68	1,00	0,50	5,05	1,5	0,7	0,1	230	47	68	183	38	31
20/01/2012	148	22,8	23,5	23,1	7,38	6,95	7,96	0,54	0,44	4,53	1,0	0,6	0,1	127	51	27	90	40	16
25/01/2012	153	25,5	25,2	25,5	7,27	6,86	7,62	1,64	0,62	5,37	0,6	0,4	0,2	220	49	34	180	37	23
26/01/2012	154	26,1	25,9	24,8	7,18	6,84	7,72	0,25	0,54	5,02	2,0	0,1	0,1	126	51	32	102	38	22
27/01/2012	155	25,6	25,0	24,4	7,11	6,84	7,75	0,17	0,76	4,87	6,0	0,1	0,2	258	24	9	184	21	7
01/02/2012	160	23,8	23,4	22,4	7,22	6,58	7,95	1,48	1,27	6,69	1,6	0,1	0,7	184	72	14	136	46	13
02/02/2012	161	25,3	24,3	22,1	7,24	7,00	8,09	1,56	0,70	6,03	1,5	0,7	0,1	254	97	24	197	65	18
03/02/2012	162	24,0	24,6	22,7	7,35	6,90	8,15	0,68	0,81	5,39	1,0	0,1	1,0	234	63	20	191	43	13
08/02/2012	167	25,7	25,2	25,0	7,30	6,96	7,94	0,23	0,51	6,02	2,1	0,1	0,2	233	59	47	180	41	28
09/02/2012	168	25,0	23,5	25,1	7,25	6,73	7,86	0,47	0,48	5,93	1,2	0,1	0,6	122	48	25	100	37	18
10/02/2012	169	24,6	25,5	24,9	7,19	6,72	7,82	1,16	0,70	5,85	1,0	0,1	0,2	230	49	32	193	40	22
15/02/2012	174	24,9	25,0	24,4	7,28	6,84	7,77	1,47	0,72	5,23	1,0	0,3	0,6	300	60	18	245	43	15
16/02/2012	175	21,9	24,3	24,5	7,25	6,80	7,86	0,64	0,60	5,01	4,0	0,5	0,7	300	107	73	203	44	60
17/02/2012	176	22,8	24,0	24,8	7,34	6,85	7,73	1,09	0,45	4,71	1,5	0,2	0,8	273	63	36	210	47	26
23/02/2012	182	22,8	23,8	24,3	7,29	6,88	7,75	0,56	0,68	5,47	0,5	0,4	0,3	148	-	56	122	-	37
24/02/2012	183	23,8	24,0	24,8	7,32	6,88	7,76	0,73	0,99	5,43	1,2	0,5	0,6	166	94	31	130	65	21
29/02/2012	188	24,7	24,9	25,4	7,34	6,89	7,91	0,45	0,52	5,91	0,9	0,3	0,5	223	86	83	170	55	50
02/03/2012	190	25,2	24,9	25,1	7,29	6,91	7,92	0,16	0,27	6,19	3,0	0,3	0,5	-	73	56	-	50	33
07/03/2012	195	24,5	24,8	25,0	7,41	6,93	7,96	0,11	0,69	5,90	0,9	0,1	0,3	-	71	82	-	48	50
08/03/2012	196	23,6	24,3	24,8	7,36	6,94	8,03	0,13	0,73	6,01	0,2	0,3	0,5	170	89	32	142	65	26
09/03/2012	197	24,5	24,7	25,0	7,26	6,89	7,95	0,16	0,50	6,06	1,9	0,2	0,4	168	97	32	132	61	22
14/03/2012	202	23,6	24,5	24,7	7,60	6,97	7,96	0,33	0,39	6,63	2,0	0,2	0,2	271	49	39	209	35	22
15/03/2012	203	23,9	23,8	24,5	7,35	6,91	7,88	1,19	0,87	6,57	1,2	0,1	0,2	220	28	57	163	22	37
16/03/2012	204	23,8	24,2	24,0	7,38	6,89	7,88	1,67	0,94	6,55	1,5	0,1	0,2	180	37	14	134	24	12
21/03/2012	209	24,8	24,6	24,0	7,49	6,94	7,99	1,29	0,83	5,94	2,0	0,2	0,3	222	73	27	188	52	20
22/03/2012	210	25,2	25,4	24,7	7,47	6,89	7,97	0,35	0,71	5,95	1,8	0,3	0,3	210	81	76	174	53	46
23/03/2012	211	23,5	24,2	24,5	7,40	6,95	8,00	0,42	0,55	5,99	0,7	0,2	0,4	-	-	-	77	61	88

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	DQO total (mg/L)			DQO solúvel (mg/L)			DQO particulada (mg/L)			DBO total (mg/L)			DBO solúvel (mg/L)			DBO particulada (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
14/12/2011	111	444	83	116	-	-	-	-	-	-	240	38	33	-	-	-	-	-	-
15/12/2011	112	-	104	79	-	56	40	-	48	39	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16/12/2011	113	587	67	63	-	44	18	-	23	45	328	-	31	-	33	9	-	-	22
21/12/2011	118	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
22/12/2011	119	-	-	-	-	63	57	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/12/2011	120	213	124	79	-	94	37	-	30	42	-	-	-	-	-	-	-	-	-
11/01/2012	139	421	124	66	-	-	-	-	-	-	198	38	28	-	-	-	-	-	-
12/01/2012	140	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13/01/2012	141	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
18/01/2012	146	-	129	71	-	-	-	-	-	-	-	45	29	-	-	-	-	-	-
19/01/2012	147	474	140	119	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20/01/2012	148	450	150	69	-	-	-	-	-	-	220	37	32	-	-	-	-	-	-
25/01/2012	153	459	100	62	-	36	20	-	64	42	194	41	31	-	-	-	-	-	-
26/01/2012	154	319	98	46	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
27/01/2012	155	335	66	45	-	48	25	-	18	20	130	30	25	-	20	-	-	-	25
01/02/2012	160	259	72	89	-	-	-	-	-	-	118	35	31	-	-	-	-	-	-
02/02/2012	161	432	175	66	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
03/02/2012	162	448	107	61	-	45	37	-	62	24	243	39	37	-	29	8	-	10	29
08/02/2012	167	433	126	107	-	-	-	-	-	-	212	49	44	-	-	-	-	-	-
09/02/2012	168	412	100	59	-	-	47	-	-	12	-	-	-	-	-	-	-	-	-
10/02/2012	169	208	109	42	-	-	-	-	-	-	122	43	21	-	-	-	-	-	-
15/02/2012	174	576	122	45	-	62	29	-	60	16	-	-	-	-	-	-	-	-	-
16/02/2012	175	272	109	105	-	-	28	-	-	77	-	-	-	-	-	-	-	-	-
17/02/2012	176	341	105	38	-	50	32	-	55	6	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/02/2012	182	370	153	118	-	-	55	-	-	63	-	-	-	-	-	-	-	-	-
24/02/2012	183	340	160	62	-	43	32	-	117	30	152	33	19	-	16	8	-	17	11
29/02/2012	188	408	130	120	-	68	52	-	62	68	212	41	35	-	19	13	-	22	22
02/03/2012	190	279	91	67	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
07/03/2012	195	445	121	106	-	-	-	-	-	-	204	41	28	-	-	-	-	-	-
08/03/2012	196	313	148	70	-	-	27	-	-	43	-	-	-	-	-	-	-	-	-
09/03/2012	197	285	180	43	-	69	26	-	111	17	156	44	21	-	16	15	-	28	6
14/03/2012	202	368	118	86	-	-	-	-	-	-	178	37	22	-	-	-	-	-	-
15/03/2012	203	311	71	79	-	-	36	-	-	43	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			NTK (mg/L)			N-amoniaco (mg/L)			NH ₃ (mg/L)			N-NO ₂ (mg/L)			N-NO ₃ (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
14/12/2011	111	200	192	170	-	-	24,47	23,70	27,05	21,38	0,21	0,11	1,10	0,007	0,002	0,837	0,055	0,054	1,345
15/12/2011	112	124	202	155	-	30,90	24,47	-	28,85	20,87	-	0,11	0,53	0,002	0,006	0,786	0,045	0,038	1,630
16/12/2011	113	112	130	101	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,081	0,071	1,285
21/12/2011	118	134	186	151	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,234	0,000	0,545	0,291	0,042	1,832
22/12/2011	119	121	176	138	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,171	0,000	0,582	0,286	0,045	1,395
23/12/2011	120	143	173	131	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,001	0,000	0,605	0,043	0,049	1,705
11/01/2012	139	288	296	243	28,69	31,51	25,63	21,90	25,76	20,35	0,29	0,12	0,83	0,003	0,004	0,700	0,073	0,047	1,860
12/01/2012	140	-	-	-	27,56	29,11	22,50	22,67	25,24	19,00	0,20	0,09	0,60	0,001	0,001	0,587	0,078	0,047	2,027
13/01/2012	141	-	-	-	25,76	31,17	23,96	21,38	27,82	21,38	0,25	0,13	0,93	0,004	0,001	0,673	0,067	0,006	2,151
18/01/2012	146	-	251	187	-	35,40	29,55	-	28,85	20,61	-	0,17	1,12	0,204	0,000	0,810	0,092	0,079	2,311
19/01/2012	147	222	248	228	29,26	38,92	33,00	22,15	28,00	25,00	0,24	0,13	0,65	0,002	0,000	0,295	0,060	0,054	1,955
20/01/2012	148	232	251	225	30,00	37,16	35,70	26,02	29,11	24,81	0,30	0,13	1,08	0,002	0,000	0,242	0,039	0,035	1,160
25/01/2012	153	223	221	172	31,60	34,23	30,14	21,38	25,50	19,84	0,23	0,11	0,48	0,006	0,003	0,645	0,070	-	1,693
26/01/2012	154	208	224	158	28,09	32,77	25,46	19,58	25,50	20,61	0,18	0,11	0,59	0,003	0,003	0,693	0,061	0,078	2,209
27/01/2012	155	172	190	174	23,59	31,75	29,00	18,01	25,96	23,00	0,14	0,10	0,68	0,003	0,000	0,492	0,065	0,058	1,435
01/02/2012	160	198	267	191	30,54	41,43	33,87	22,68	33,87	25,70	0,20	0,07	1,04	0,001	0,000	0,582	0,076	0,056	3,351
02/02/2012	161	192	243	192	33,57	37,50	35,38	19,05	27,52	24,80	0,19	0,15	1,34	0,002	0,000	0,642	0,066	0,058	1,886
03/02/2012	162	202	174	144	29,94	35,68	26,61	18,45	24,19	16,63	0,22	0,11	1,06	-	-	0,942	0,066	0,061	2,919
08/02/2012	167	195	225	165	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,012	0,017	2,628	0,037	0,046	2,019
09/02/2012	168	197	199	158	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,010	0,002	2,327	0,038	0,039	2,074
10/02/2012	169	204	227	170	28,12	36,29	28,73	21,47	25,70	18,45	0,18	0,08	0,66	0,015	0,008	2,471	0,070	0,079	1,795
15/02/2012	174	237	241	205	30,84	34,78	27,82	20,26	25,70	18,75	0,22	0,10	0,58	0,031	0,001	2,239	0,036	0,006	2,244
16/02/2012	175	208	253	181	30,54	38,40	32,66	23,31	31,39	26,70	0,19	0,11	1,02	0,009	0,002	1,943	0,064	0,064	0,612
17/02/2012	176	228	221	186	34,17	35,99	31,15	26,08	29,42	25,47	0,27	0,11	0,74	0,005	0,003	1,736	0,062	0,071	1,173
23/02/2012	182	190	247	202	-	37,20	31,75	-	25,70	21,77	-	0,10	0,64	0,000	0,006	2,045	0,054	0,057	1,046
24/02/2012	183	220	253	197	28,43	35,99	30,84	21,70	27,82	22,38	0,23	0,11	0,70	0,017	0,055	1,579	0,052	0,013	0,950
29/02/2012	188	233	257	208	32,05	39,31	35,68	24,47	32,14	29,17	0,29	0,14	1,32	0,029	0,003	2,230	0,059	0,046	0,959
02/03/2012	190	208	238	216	29,03	36,29	30,84	21,00	28,00	24,49	0,23	0,13	1,11	0,029	0,003	2,230	0,054	0,049	0,920
07/03/2012	195	264	238	215	42,00	41,86	35,74	36,71	36,71	31,66	0,51	0,17	1,56	0,008	0,004	1,931	0,091	0,006	2,097
08/03/2012	196	239	259	216	36,06	41,86	37,35	31,23	36,06	31,23	0,36	0,17	1,77	0,009	0,016	2,179	0,048	0,023	1,892
09/03/2012	197	224	265	221	30,91	39,93	34,78	28,66	37,67	30,26	0,28	0,16	1,46	0,005	0,002	1,832	0,022	0,010	2,001
14/03/2012	202	242	205	175	37,35	37,00	29,30	28,20	29,13	20,78	0,57	0,15	1,00	0,007	0,002	1,921	-	-	3,026
15/03/2012	203	210	236	182	28,49	34,73	33,33	24,63	31,42	26,00	0,29	0,13	1,04	0,014	0,004	1,992	-	-	3,318
16/03/2012	204	184	201	156	25,52	32,00	26,50	20,78	26,71	21,96	0,26	0,11	0,85	0,025	0,003	1,930	0,033	0,091	2,893

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Temperatura do líquido (mg/L)			pH			OD (mg/L)			Sólidos Sedimentáveis (mg/L)			SST (mg/L)			SSV (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
28/03/2012	216	27,6	26,6	25,6	7,42	7,04	8,14	0,04	0,14	5,06	-	-	-	-	-	-	190	32	42
29/03/2012	217	23,6	23,8	23,9	7,35	6,95	7,82	1,37	0,63	6,65	1,2	0,1	0,2	-	-	-	-	-	-
30/03/2012	218	24,1	23,9	25,5	7,50	6,98	8,17	0,42	0,71	6,56	1,7	0,3	0,3	-	52	27	-	42	21
04/04/2012	223	24,8	24,6	25,7	7,41	7,04	8,08	0,25	0,91	5,92	2,1	1,0	0,4	260	82	60	223	61	40
11/04/2012	230	25,6	25,9	25,5	7,49	7,02	8,01	0,49	0,48	5,79	0,8	0,4	0,6	190	106	78	160	70	48
12/04/2012	231	23,4	23,5	24,1	7,40	6,96	7,82	0,19	0,77	6,02	3,0	0,5	1,0	215	157	51	188	120	42
13/04/2012	232	23,3	23,2	24,1	7,38	6,90	7,98	0,31	0,74	5,96	1,5	0,3	1,0	180	136	37	158	92	28
18/04/2012	237	22,4	23,0	24,9	7,40	7,00	7,99	0,24	0,72	6,09	1,0	0,9	1,0	144	122	138	122	77	73
19/04/2012	238	25,2	25,2	23,7	7,40	6,93	8,10	0,80	0,53	6,17	1,0	0,4	0,5	158	118	114	131	75	63
20/04/2012	239	22,2	22,7	23,2	7,39	6,98	8,07	0,16	0,65	6,10	5,0	1,2	0,5	-	109	110	67	69	63
25/04/2012	244	24,4	24,4	25,0	7,42	7,01	8,01	0,18	0,40	5,68	1,5	0,2	0,6	247	96	58	197	70	38
27/04/2012	246	23,2	23,4	24,2	7,47	7,00	7,98	0,32	0,62	5,68	4,0	0,4	1,0	-	-	-	-	-	-
02/05/2012	251	24,0	24,7	23,6	7,49	7,04	8,03	0,13	0,90	5,68	1,0	0,6	0,5	130	64	55	117	46	37
03/05/2012	252	24,1	22,5	22,6	7,51	7,11	8,08	0,28	0,37	5,76	1,0	0,9	0,5	218	146	135	185	98	82
04/05/2012	253	23,3	23,8	22,8	7,56	7,05	7,93	0,27	0,47	6,02	1,4	0,5	0,8	198	106	108	170	73	64
09/05/2012	258	21,9	21,3	21,8	7,46	7,08	7,97	0,40	0,87	6,09	2,0	0,4	1,0	240	133	56	197	98	45
11/05/2012	260	21,9	22,2	22,2	7,45	6,96	7,94	0,12	0,94	5,82	2,0	0,3	0,9	217	137	45	163	84	27
17/05/2012	266	22,7	20,7	22,0	7,32	7,04	7,92	0,62	0,48	5,71	1,1	0,8	0,8	233	98	90	193	67	58
18/05/2012	267	21,9	22,7	20,9	7,44	6,91	8,05	0,57	0,47	6,07	1,0	0,5	0,5	184	72	42	146	46	30
23/05/2012	272	21,1	22,3	22,0	7,46	6,96	8,01	0,41	0,61	6,11	1,0	0,6	1,1	226	111	119	154	102	77
24/05/2012	273	22,7	21,0	21,4	7,44	7,09	7,88	1,40	1,00	6,00	0,9	1,0	1,0	210	131	71	150	109	45
25/05/2012	274	22,5	22,3	21,5	7,39	6,90	7,74	0,34	0,92	5,83	1,1	0,4	0,5	223	115	57	190	81	36
30/05/2012	279	22,8	22,1	23,3	7,47	6,94	7,89	0,59	0,78	5,79	1,2	0,4	0,7	240	92	46	207	62	35
31/05/2012	280	22,5	22,1	23,1	7,50	7,06	7,87	0,55	0,82	5,78	1,4	0,4	0,7	183	124	70	140	79	46
01/06/2012	281	23,0	23,5	23,3	7,45	7,00	7,75	0,39	0,59	5,34	1,5	0,8	0,9	170	93	38	139	62	25
06/06/2012	286	21,1	22,1	22,9	7,54	7,06	7,88	0,48	-	5,57	3,0	0,5	0,1	243	68	42	223	50	32
13/06/2012	293	23,0	22,7	21,8	7,45	7,04	7,95	0,39	0,47	5,40	1,0	-	1,0	343	102	88	277	73	59
15/06/2012	295	22,5	23,0	22,5	7,49	7,01	8,06	0,45	0,90	5,40	1,0	1,3	0,3	223	106	51	177	70	35
20/06/2012	300	22,7	22,9	22,2	7,50	7,03	7,86	0,22	0,95	5,12	1,5	1,0	0,5	108	81	64	94	61	46
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	DQO total (mg/L)			DQO solúvel (mg/L)			DQO particulada (mg/L)			DBO total (mg/L)			DBO solúvel (mg/L)			DBO particulada (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	-	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
16/03/2012	204	288	81	61	-	45	32	-	36	29	156	33	21	-	21	20	-	12	-
21/03/2012	209	471	152	78	-	-	-	-	-	-	218	48	21	-	-	-	-	-	-
22/03/2012	210	370	153	117	-	-	55	-	-	62	-	-	-	-	28	-	-	-	-
23/03/2012	211	-	-	-	-	51	37	-	-	-	-	48	43	-	-	-	-	-	-
28/03/2012	216	480	115	66	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
29/03/2012	217	456	138	129	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
30/03/2012	218	221	101	70	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2012	223	481	132	86	-	-	-	-	-	-	250	57	23	-	-	-	-	-	-
11/04/2012	230	487	182	101	-	-	-	-	-	-	232	70	29	-	-	-	-	-	-
12/04/2012	231	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
13/04/2012	232	410	201	71	-	45	34	-	156	37	184	-	21	-	25	12	-	-	-
18/04/2012	237	325	181	165	-	-	-	-	-	-	178	58	31	-	-	-	-	-	-
19/04/2012	238	464	183	137	-	-	31	-	-	106	-	-	-	-	-	-	-	-	-
20/04/2012	239	-	-	-	-	45	31	-	-	-	-	-	-	-	18	19	-	-	-
25/04/2012	244	518	172	125	-	-	-	-	-	-	288	-	34	-	-	-	-	-	-
27/04/2012	246	408	202	159	-	51	37	-	151	122	222	56	44	-	24	-	-	32	-
02/05/2012	251	265	142	93	-	-	-	-	-	-	212	-	37	-	-	-	-	-	-
03/05/2012	252	393	196	149	-	-	40	-	-	109	-	-	-	-	-	-	-	-	-
04/05/2012	253	396	175	130	-	43	34	-	132	96	-	-	-	-	-	-	-	-	-
09/05/2012	258	462	220	103	-	-	-	-	-	-	333	-	34	-	-	-	-	-	-
11/05/2012	260	510	234	119	-	57	46	-	177	73	291	70	28	-	28	-	-	42	-
17/05/2012	266	344	152	102	-	-	47	-	-	55	-	-	-	-	-	-	-	-	-
18/05/2012	267	360	134	58	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
23/05/2012	272	467	164	145	-	-	-	-	-	-	304	61	55	-	-	-	-	-	-
24/05/2012	273	345	134	88	-	-	21	-	-	67	-	-	-	-	-	-	-	-	-
25/05/2012	274	307	146	74	-	41	29	-	105	45	210	35	42	-	22	12	-	13	30
30/05/2012	279	-	-	-	-	-	-	-	-	-	246	48	43	-	-	-	-	-	-
31/05/2012	280	354	104	99	-	-	35	-	-	64	-	-	-	-	-	-	-	-	-
01/06/2012	281	359	135	64	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
06/06/2012	286	440	145	82	-	-	-	-	-	-	246	62	27	-	-	-	-	-	-
13/06/2012	293	615	182	138	-	-	-	-	-	-	362	69	37	-	-	-	-	-	-
15/06/2012	295	387	194	91	-	45	49	-	149	42	230	62	39	-	29	18	-	33	21
20/06/2012	300	227	166	100	-	-	-	-	-	-	129	67	27	-	-	-	-	-	-

Etapa 2 Fase 2 – TAS 9,3 m ³ /m ² .d (3,5 m)																			
Data	Dias de operação	Alcalinidade (mg CaCO ₃ /L)			NTK (mg/L)			N-amoniacoal (mg/L)			NH ₃ (mg/L)			N-N02 (mg/L)			N-N03 (mg/L)		
		EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA	EB	UASB	FBPA
21/03/2012	209	244	256	206	37,99	39,18	34,98	30,27	34,73	29,38	0,52	0,17	1,45	0,023	0,003	1,810	0,018	-	1,898
22/03/2012	210	199	252	206	29,38	36,80	35,32	26,42	34,43	31,16	0,44	0,16	1,54	0,004	0,003	1,903	-	0,006	1,311
23/03/2012	211	166	267	226	-	38,00	34,43	-	34,00	29,98	-	0,16	1,56	0,008	0,005	1,715	-	-	1,069
28/03/2012	216	-	228	187	-	36,00	29,00	-	30,00	24,00	-	0,21	1,82	0,007	0,004	1,752	0,002	0,002	3,874
29/03/2012	217	236	231	199	32,94	-	31,16	26,71	29,98	25,82	0,30	0,14	0,87	0,020	0,003	1,204	0,072	0,010	1,418
30/03/2012	218	199	207	177	-	-	-	24,63	28,00	23,74	0,41	0,14	1,90	0,021	0,007	1,592	-	-	1,798
04/04/2012	223	237	258	215	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,686	0,025	0,018	2,071
11/04/2012	230	212	261	216	31,46	38,58	32,94	26,42	35,62	26,71	0,48	0,22	1,52	0,004	0,000	0,714	-	-	2,604
12/04/2012	231	237	270	228	31,44	38,36	-	27,40	34,90	32,01	0,35	0,16	1,09	-	-	0,499	-	-	1,215
13/04/2012	232	225	258	218	-	-	-	28,84	34,90	30,57	0,34	0,14	1,48	0,001	0,000	0,509	-	-	1,058
18/04/2012	237	232	256	226	29,99	33,74	32,01	26,83	31,72	27,11	0,31	0,16	1,42	0,001	0,000	0,476	0,006	-	1,042
19/04/2012	238	235	251	212	34,61	39,22	32,30	28,00	34,51	28,42	-	-	-	0,002	0,000	0,570	0,039	0,052	1,410
20/04/2012	239	184	260	218	-	35,76	33,00	24,51	33,00	29,13	0,28	0,15	1,62	0,007	0,000	0,667	0,028	0,046	1,618
25/04/2012	244	233	272	226	-	40,38	34,00	-	35,13	30,56	-	0,19	1,68	0,001	0,005	0,845	0,023	0,050	3,068
27/04/2012	246	239	251	211	32,01	36,05	34,48	29,71	32,62	30,00	0,43	0,16	1,47	0,009	0,005	0,719	0,022	0,023	1,610
02/05/2012	251	186	258	191	28,26	40,09	30,22	23,07	36,34	27,50	0,37	0,22	1,44	0,005	0,006	2,841	0,060	0,061	4,338
03/05/2012	252	222	264	218	34,32	40,66	33,00	26,24	34,00	28,00	0,45	0,21	1,53	0,004	0,001	2,414	0,024	0,015	2,722
04/05/2012	253	253	280	224	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,018	0,001	2,305	0,060	0,015	2,010
09/05/2012	258	250	267	205	-	42,00	34,00	36,05	39,00	31,44	0,47	0,20	1,27	0,007	0,004	2,994	0,028	0,043	3,782
11/05/2012	260	234	278	231	32,59	43,26	36,00	28,26	39,51	33,00	0,36	0,17	1,29	0,030	0,003	2,716	0,031	0,045	3,137
17/05/2012	266	191	263	232	33,00	40,38	38,65	29,00	37,49	35,18	0,29	0,17	1,29	0,001	0,000	0,491	0,060	0,025	1,062
18/05/2012	267	233	274	217	32,59	40,66	35,66	29,71	36,63	31,44	0,37	0,14	1,43	0,017	0,004	0,684	0,032	0,038	1,784
23/05/2012	272	248	287	239	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,005	0,000	0,867	0,063	0,078	4,049
24/05/2012	273	231	-	229	33,17	38,88	35,76	26,24	35,18	28,26	0,34	0,18	0,91	0,005	0,000	0,817	0,053	0,020	2,223
25/05/2012	274	242	268	221	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0,603	0,047	0,042	1,516
30/05/2012	279	232	250	-	33,45	38,00	33,00	28,26	32,88	28,00	0,40	0,13	1,05	0,002	0,000	0,827	0,051	0,030	2,518
31/05/2012	280	218	248	187	32,88	40,38	33,17	28,84	34,03	26,82	0,43	0,18	0,95	0,001	0,000	0,633	0,055	0,022	1,880
01/06/2012	281	236	263	217	31,44	38,07	32,30	25,38	29,42	25,96	0,35	0,15	0,72	0,001	0,000	0,553	0,041	0,017	2,128
06/06/2012	286	264	270	217	35,47	40,09	35,80	32,01	36,34	32,01	0,47	0,19	1,15	0,001	0,000	0,783	0,045	0,016	2,647
13/06/2012	293	226	268	234	31,15	41,82	35,76	24,80	34,03	30,57	0,34	0,18	1,19	0,009	0,000	0,869	0,010	0,025	2,317
15/06/2012	295	237	260	216	35,47	40,66	35,47	30,86	36,92	31,15	0,45	0,19	1,61	0,003	0,000	0,693	0,010	0,008	3,802
20/06/2012	300	-	-	-	25,38	38,36	34,61	18,75	30,75	26,82	0,28	0,16	0,88	0,013	0,001	0,880	0,008	0,009	3,099
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

APÊNDICE C – RESULTADOS DOS TESTES ESTATÍSTICOS DE VARIÂNCIA

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores dos **parâmetros climáticos** observadas nas **etapas de operação**.

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes			Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Kolmogorov-Smirnov	Wald-Wolfowitz	
Temperatura mínima (°C)	E1 (126)	E1F1 (288)	0,000	<0,001	0,001	SIM
	E2F1 (288)	E2F2 (299)	0,836	>0,10	0,039	NÃO
Temperatura média (°C)	E1 (126)	E1F1 (288)	0,000	<0,001	0,364	SIM
	E2F1 (288)	E2F2 (298)	0,081	<0,10	0,841	NÃO
Temperatura máxima (°C)	E1 (126)	E1F1 (287)	0,000	<0,001	0,000	SIM
	E2F1 (287)	E2F2 (299)	0,013	<0,025	0,018	SIM
Precipitações (mm)	E1 (126)	E1F1 (288)	0,000	<0,001	0,000	SIM
	E2F1 (288)	E2F2 (299)	0,698	>0,10	0,000	NÃO

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores dos **parâmetros climáticos** observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação **E2F1 e E2F2**.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes			Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Kolmogorov-Smirnov	Wald-Wolfowitz	
Temperatura mínima (°C)	E2F1	106	182	0,000	<0,001	0,000	SIM
	E2F2	116	183	0,008	<0,05	0,854	SIM
Temperatura média (°C)	E2F1	106	182	0,000	<0,001	0,019	SIM
	E2F2	117	181	0,045	>0,10	0,939	NÃO
Temperatura máxima (°C)	E2F1	105	182	0,000	<0,001	0,000	SIM
	E2F2	116	183	0,000	<0,001	0,002	SIM
Precipitações (mm)	E2F1	106	182	0,000	<0,001	0,000	SIM
	E2F2	116	183	0,000	<0,001	0,000	SIM

Observações gerais sobre os testes aplicados entre as concentrações dos parâmetros de qualidade.

Os resultados das concentrações de N-total, NTK, N-amoniaco, N-NH₄⁺, NH₃ e N-orgânico não foram comparado entre as etapas E1 e E2F1 devido aos poucos dados observados na etapa E1. Os testes estatísticos de variância não foram aplicados para a DQO solúvel, DBO solúvel e Alcalinidade total entre as etapas E1 e E2F1, pois não foram realizadas análises destes parâmetros na etapa E1. Não foi possível comparar a variabilidade dos dados de DBO solúvel e DQOs/DBOs nos efluentes dos reatores UASB e do FBPA entre os períodos secos e chuvoso devido aos poucos dados obtidos.

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores das **concentrações de esgoto bruto** observadas nas **etapas de operação**.

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Temperatura do líquido	E1 (19)	E2F1 (54)	0,402	0,802	NÃO
	E2F1 (54)	E2F2 (94)	0,033	0,709	SIM
OD	E1 (20)	E2F1 (48)	0,018	0,937	SIM
	E2F1 (48)	E2F2 (83)	0,000	0,000	SIM
Ph	E1 (20)	E2F1 (69)	0,061	0,444	NÃO
	E2F1 (69)	E2F2 (94)	0,012	0,104	SIM
Alcalinidade total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (59)	E2F2 (91)	0,000	0,037	SIM
SSed	E1 (11)	E2F1 (50)	0,004	0,262	SIM
	E2F1 (50)	E2F2 (90)	0,000	0,000	SIM
SST	E1 (13)	E2F1 (43)	0,045	0,859	NÃO
	E2F1 (43)	E2F2 (72)	0,405	0,945	NÃO
SSV	E1 (15)	E2F1 (43)	0,032	0,432	SIM
	E2F1 (43)	E2F2 (78)	0,531	0,832	NÃO
SSV/SST	E1 (8)	E2F1 (43)	0,958	0,995	NÃO
	E2F1 (43)	E2F2 (72)	0,160	0,594	NÃO
DQO total	E1 (24)	E2F1 (46)	0,586	0,990	NÃO
	E2F1 (46)	E2F2 (82)	0,663	0,283	NÃO
DBO total	E1 (27)	E2F1 (46)	0,345	0,893	NÃO
	E2F1 (46)	E2F2 (51)	0,905	0,858	NÃO
DQOt/DBOt	E1 (23)	E2F1 (38)	0,805	0,965	NÃO
	E2F1 (38)	E2F2 (47)	0,357	0,059	NÃO
N-total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (36)	E2F2 (52)	0,377	0,649	NÃO
NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (47)	E2F2 (58)	0,041	0,933	SIM
N-NH ₄ ⁺	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (48)	E2F2 (66)	0,014	0,240	SIM
NH ₃	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (28)	E2F2 (60)	0,036	0,937	SIM
N-orgânico	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (46)	E2F2 (57)	0,517	0,628	NÃO
Nitrito	E1 (18)	E2F1 (55)	0,461	0,034	SIM
	E2F1 (55)	E2F2 (98)	0,003	0,000	SIM
Nitrito	E1 (21)	E2F1 (56)	0,049	0,552	SIM
	E2F1 (56)	E2F2 (97)	0,000	0,000	SIM
DBOt/NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (30)	E2F2 (32)	0,003	0,097	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores das **concentrações de esgoto bruto** observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação **E2F1 e E2F2**.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Temperatura do líquido	E2F1	26	28	0,032	0,498	SIM
	E2F2	33	61	0,000	0,033	SIM
OD	E2F1	23	25	0,694	0,457	NÃO
	E2F2	30	53	0,070	0,964	NÃO
pH	E2F1	27	42	0,000	0,003	SIM
	E2F2	33	61	0,005	0,000	SIM
Alcalinidade total	E2F1	16	43	0,891	0,346	NÃO
	E2F2	34	57	0,000	0,169	SIM
SSed	E2F1	25	25	0,049	0,474	NÃO
	E2F2	32	58	0,747	0,863	NÃO
SST	E2F1	12	31	0,807	0,756	NÃO
	E2F2	32	40	0,329	0,153	NÃO
SSV	E2F1	12	31	0,807	0,756	NÃO
	E2F2	34	44	0,104	0,973	NÃO
SSV/SST	E2F1	12	31	0,042	0,142	SIM
	E2F2	32	40	0,004	0,343	SIM
DQO total	E2F1	19	27	0,763	0,951	NÃO
	E2F2	32	50	0,218	0,410	NÃO
DBO total	E2F1	16	30	0,548	0,903	NÃO
	E2F2	22	29	0,050	0,889	NÃO
DQOt/DBOt	E2F1	11	27	0,325	0,762	NÃO
	E2F2	20	27	0,002	0,655	SIM
N-total	E2F1	12	24	0,064	0,848	NÃO
	E2F2	20	32	0,275	0,530	NÃO
NTK	E2F1	15	32	0,064	0,752	SIM
	E2F2	25	33	0,125	0,108	NÃO
N-NH ₄ ⁺	E2F1	15	33	0,016	0,701	SIM
	E2F2	30	36	0,005	0,290	SIM
NH ₃	E2F1	11	17	0,230	0,953	NÃO
	E2F2	26	34	0,056	0,034	SIM
N-orgânico	E2F1	15	31	0,330	0,205	NÃO
	E2F2	24	33	0,026	0,936	SIM
Nitrito	E2F1	21	34	0,226	0,657	NÃO
	E2F2	34	64	0,790	0,487	NÃO
Nitrito	E2F1	20	36	0,003	0,514	SIM
	E2F2	35	62	0,050	0,040	SIM
DBOt/NTK	E2F1	9	21	0,634	0,067	NÃO
	E2F2	14	18	0,008	0,411	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores das **concentrações nos efluentes dos reatores UASB** observadas nas **etapas de operação**.

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Temperatura do líquido	E1 (22)	E1F1 (54)	0,800	0,619	NÃO
	E2F1 (54)	E2F2 (89)	0,358	0,119	NÃO
OD	E1 (23)	E1F1 (48)	0,108	0,071	NÃO
	E2F1 (48)	E2F2 (88)	0,001	0,000	SIM
pH	E1 (23)	E1F1 (72)	0,273	0,918	NÃO
	E2F1 (72)	E2F2 (84)	0,002	0,023	SIM
Alcalinidade total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (59)	E2F2 (92)	0,000	0,050	SIM
SSed	E1 (15)	E1F1 (57)	0,000	0,057	SIM
	E2F1 (57)	E2F2 (87)	0,000	0,347	SIM
SST	E1 (19)	E1F1 (46)	0,090	0,303	NÃO
	E2F1 (46)	E2F2 (77)	0,022	0,860	SIM
SSV	E1 (19)	E1F1 (45)	0,038	0,947	SIM
	E2F1 (45)	E2F2 (81)	0,017	0,395	SIM
SSV/SST	E1 (14)	E1F1 (45)	0,212	0,958	NÃO
	E2F1 (45)	E2F2 (75)	0,920	0,883	NÃO
DQO total	E1 (26)	E1F1 (56)	0,338	0,794	NÃO
	E2F1 (56)	E2F2 (86)	0,000	0,003	SIM
DQO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (35)	E2F2 (34)	0,081	0,998	NÃO
DBO total	E1 (30)	E1F1 (53)	0,032	0,664	NÃO
	E2F1 (43)	E2F2 (50)	0,000	0,000	SIM
DBO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (26)	E2F2 (19)	0,670	0,273	NAO
DQOt/DBOt	E1 (26)	E1F1 (47)	0,015	0,305	SIM
	E2F1 (47)	E2F2 (48)	0,940	0,148	NÃO
DQOs/DBOs	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (21)	E2F2 (17)	0,010	0,153	SIM
N-total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (41)	E2F2 (61)	0,000	0,001	SIM
NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (53)	E2F2 (66)	0,000	0,013	SIM
N-NH ₄ ⁺	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (54)	E2F2 (74)	0,003	0,206	SIM
NH ₃	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (36)	E2F2 (69)	0,000	0,088	SIM
N-orgânico (mg/L)	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (52)	E2F2 (65)	0,001	0,007	SIM
Nitrito	E1 (18)	E1F1 (61)	0,092	0,923	NÃO
	E2F1 (61)	E2F2 (88)	0,981	0,072	NÃO
Nitrato	E1 (17)	E1F1 (59)	0,021	0,971	SIM
	E2F1 (59)	E2F2 (80)	0,001	0,186	SIM
DBOt/NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (37)	E2F2 (34)	0,000	0,000	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores das **concentrações nos efluentes dos reatores UASB** observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação **E2F1 e E2F2**.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Temperatura do líquido	E2F1	27	27	0,071	0,336	NÃO
	E2F2	31	58	0,000	0,494	SIM
OD	E2F1	19	29	0,000	0,000	SIM
	E2F2	31	57	0,127	0,273	NÃO
pH	E2F1	29	43	0,601	0,972	NÃO
	E2F2	33	51	0,000	0,000	SIM
Alcalinidade total	E2F1	16	43	0,408	0,202	NÃO
	E2F2	33	59	0,000	0,074	SIM
SSed	E2F1	26	31	0,161	0,631	NÃO
	E2F2	32	55	0,000	0,005	SIM
SST	E2F1	11	35	0,826	0,608	NÃO
	E2F2	33	44	0,000	0,016	SIM
SSV	E2F1	11	34	0,597	0,959	NÃO
	E2F2	34	47	0,000	0,000	SIM
SSV/SST	E2F1	11	34	0,812	0,959	NÃO
	E2F2	32	43	0,024	0,963	SIM
DQO total	E2F1	23	33	0,149	0,912	NÃO
	E2F2	32	54	0,000	0,001	SIM
DQO solúvel	E2F1	7	28	0,901	0,478	NÃO
	E2F2	10	24	0,280	0,126	NÃO
DBO total	E2F1	16	37	0,093	0,001	SIM
	E2F2	18	32	0,000	0,019	SIM
DQOt/DBOt	E2F1	14	34	0,691	0,173	NÃO
	E2F2	17	31	0,406	0,862	NÃO
N-total	E2F1	13	28	0,003	0,408	SIM
	E2F2	23	38	0,026	0,090	SIM
NTK	E2F1	16	37	0,019	0,781	SIM
	E2F2	28	38	0,023	0,049	SIM
N-NH ₄ ⁺	E2F1	16	38	0,050	0,096	NÃO
	E2F2	32	42	0,000	0,361	SIM
NH ₃	E2F1	15	21	0,552	0,727	NÃO
	E2F2	28	41	0,000	0,027	SIM
N-orgânico	E2F1	16	36	0,112	0,909	NÃO
	E2F2	27	38	0,004	0,118	SIM
Nitrito	E2F1	23	38	0,111	0,816	NÃO
	E2F2	29	59	0,050	0,286	NÃO
Nitrato	E2F1	22	37	0,002	0,004	SIM
	E2F2	26	54	0,016	0,237	SIM
DBOt/NTK	E2F1	9	28	0,228	0,607	NÃO
	E2F2	13	21	0,000	0,001	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores das **concentrações no efluente do FBPA nas etapas de operação.**

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Temperatura do líquido	E1 (22)	E1F1 (52)	0,835	0,690	NÃO
	E2F1 (52)	E2F2 (93)	0,083	0,689	NÃO
OD	E1 (25)	E1F1 (57)	0,016	0,741	SIM
	E2F1 (57)	E2F2 (90)	0,034	0,565	SIM
pH	E1 (22)	E1F1 (71)	0,003	0,039	SIM
	E2F1 (71)	E2F2 (87)	0,000	0,000	SIM
Alcalinidade total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (59)	E2F2 (91)	0,000	0,000	SIM
SSed	E1 (18)	E1F1 (55)	0,602	0,140	NÃO
	E2F1 (55)	E2F2 (87)	0,670	0,027	SIM
SST	E1 (20)	E1F1 (51)	0,078	0,338	NÃO
	E2F1 (51)	E2F2 (81)	0,202	0,261	NÃO
SSV	E1 (20)	E1F1 (51)	0,024	0,714	SIM
	E2F1 (51)	E2F2 (86)	0,073	0,310	SIM
SSV/SST	E1 (15)	E1F1 (51)	0,260	0,909	NÃO
	E2F1 (51)	E2F2 (81)	0,273	0,471	NÃO
DQO total	E1 (27)	E1F1 (60)	0,000	0,050	SIM
	E2F1 (87)	E2F2 (87)	0,778	0,438	NÃO
DQO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (37)	E2F2 (44)	0,038	0,702	SIM
DBO total	E1 (30)	E1F1 (53)	0,008	0,061	SIM
	E2F1 (53)	E2F2 (56)	0,027	0,002	SIM
DBO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (26)	E2F2 (15)	0,212	0,857	NÃO
DQOt/DBOt	E1 (21)	E1F1 (50)	0,062	0,517	NÃO
	E2F1 (50)	E2F2 (60)	0,062	0,001	SIM
DQOs/DBOs	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (23)	E2F2 (15)	0,501	0,643	NÃO
N-total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (42)	E2F2 (61)	0,000	0,200	SIM
NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (54)	E2F2 (67)	0,000	0,000	SIM
N-amoniaco	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (54)	E2F2 (74)	0,000	0,000	SIM
NH3	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (34)	E2F2 (69)	0,000	0,024	SIM
N-orgânico	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (53)	E2F2 (66)	0,000	0,035	SIM
Nitrito	E1 (17)	E1F1 (60)	0,009	0,093	SIM
	E2F1 (60)	E2F2 (90)	0,007	0,267	SIM
Nitrato	E1 (18)	E1F1 (59)	0,000	0,000	SIM
	E2F1 (59)	E2F2 (90)	0,000	0,000	SIM
Produção NOx	E1 (13)	E1F1 (55)	0,000	0,000	SIM
	E2F1 (55)	E2F2 (84)	0,000	0,000	SIM
DBOt/NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (37)	E2F2 (37)	0,000	0,000	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre os valores das **concentrações no efluente do FBPA** observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação **E2F1 e E2F2**.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Temperatura do líquido	E2F1	25	27	0,011	0,681	SIM
	E2F2	33	60	0,001	0,985	SIM
OD	E2F1	28	29	0,002	0,061	SIM
	E2F2	33	57	0,969	0,057	NÃO
pH	E2F1	28	43	0,568	0,517	NÃO
	E2F2	33	54	0,283	0,902	NÃO
Alcalinidade total	E2F1	16	43	0,129	0,107	NÃO
	E2F2	32	59	0,000	0,037	SIM
SSed	E2F1	25	30	0,579	0,245	NÃO
	E2F2	31	56	0,089	0,026	SIM
SST	E2F1	12	39	0,714	0,649	NÃO
	E2F2	34	47	0,017	0,363	SIM
SSV	E2F1	12	39	0,764	0,649	NÃO
	E2F2	35	51	0,016	0,259	SIM
SSV/SST	E2F1	12	39	0,876	0,953	NÃO
	E2F2	34	47	0,496	0,353	NÃO
DQO total	E2F1	23	37	0,615	0,811	NÃO
	E2F2	32	55	0,142	0,037	SIM
DQO solúvel	E2F1	7	30	0,641	0,305	NÃO
	E2F2	15	29	0,891	0,664	NÃO
DBO total	E2F1	16	37	0,105	0,348	NÃO
	E2F2	22	34	0,391	0,951	NÃO
DQOt/DBOt	E2F1	14	36	0,009	0,192	SIM
	E2F2	21	32	0,326	0,135	NÃO
N-total	E2F1	13	29	0,001	0,368	SIM
	E2F2	23	38	0,032	0,816	SIM
NTK	E2F1	16	38	0,000	0,002	SIM
	E2F2	27	49	0,048	0,225	SIM
N-amoniaco	E2F1	16	38	0,000	0,046	SIM
	E2F2	32	42	0,000	0,249	SIM
NH3	E2F1	13	21	0,425	0,836	NÃO
	E2F2	28	41	0,501	0,146	NÃO
N-orgânico	E2F1	16	37	0,079	0,957	NÃO
	E2F2	26	40	0,008	0,296	SIM
Nitrito	E2F1	23	37	0,000	0,014	SIM
	E2F2	32	58	0,204	0,863	NÃO
Nitrato	E2F1	22	37	0,530	0,556	NÃO
	E2F2	31	59	0,256	0,972	NÃO
Produção NOx	E2F1	21	34	0,639	0,197	NÃO
	E2F2	29	55	0,537	0,271	NÃO
DBOt/NTK	E2F1	9	28	0,036	0,153	SIM
	E2F2	15	22	0,215	0,906	NÃO

Observações gerais sobre os testes aplicados entre percentuais de acréscimos e eficiências de remoção entre para os dados de concentrações e cargas.

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **eficiências de remoção do reator UASB** em relação às concentrações do esgoto bruto observadas nas **etapas de operação.**

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Consumo de Alcalinidade total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (56)	E2F2 (88)	0,631	0,732	NÃO
Remoção de SST	E1 (12)	E1F1 (41)	0,566	0,241	NÃO
	E2F1 (41)	E2F2 (70)	0,136	0,510	NÃO
Remoção de SSV	E1 (14)	E1F1 (36)	1,0	0,633	NÃO
	E2F1 (36)	E2F2 (75)	0,072	0,639	NÃO
Remoção de DQO total	E1 (18)	E1F1 (44)	0,402	0,987	NÃO
	E2F1 (44)	E2F2 (79)	0,002	0,235	SIM
Remoção de DBO total	E1 (27)	E1F1 (47)	0,342	0,337	NÃO
	E2F1 (47)	E2F2 (46)	0,000	0,060	SIM
Acréscimo de N-total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (36)	E2F2 (52)	0,000	0,044	SIM
Acréscimo de NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (47)	E2F2 (56)	0,000	0,001	SIM
Acréscimo de N-amoniaco	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (48)	E2F2 (65)	0,962	0,109	NÃO
Remoção de N-orgânico	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (46)	E2F2 (56)	0,000	0,158	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **eficiências de remoção do reator UASB** em relação às concentrações do esgoto bruto observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Acréscimo de Alcalinidade total (mg/L)	E2F1	16	40	0,210	0,905	NÃO
	E2F2	32	56	0,150	0,605	NÃO
Remoção de SST	E2F1	12	29	0,390	0,840	NÃO
	E2F2	32	38	0,000	0,024	SIM
Remoção de SSV	E2F1	10	26	0,305	0,654	NÃO
	E2F2	33	42	0,000	0,730	SIM
Remoção de DQO total	E2F1	19	25	0,036	0,365	SIM
	E2F2	30	40	0,007	0,063	SIM
Remoção de DBO total	E2F1	16	31	0,144	0,390	NÃO
	E2F2	18	28	0,356	0,657	NÃO
Acréscimo de N-total	E2F1	12	24	0,114	0,339	NÃO
	E2F2	20	32	0,734	0,530	NÃO
Acréscimo de NTK	E2F1	15	32	0,766	0,714	NÃO
	E2F2	24	32	0,907	0,798	NÃO
Acréscimo de N-NH ₄ ⁺	E2F1	15	33	0,039	0,036	SIM
	E2F2	30	35	0,979	0,649	NÃO
Remoção de N-orgânico	E2F1	15	31	0,014	0,437	SIM
	E2F2	24	32	0,540	0,397	NÃO

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **eficiências de remoção do FBPA** em relação às concentrações dos efluentes dos reatores UASB

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Consumo de Alcalinidade total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (59)	E2F2 (90)	0,000	0,000	SIM
Remoção de SST	E1 (19)	E1F1 (47)	0,971	0,458	NÃO
	E2F1 (47)	E2F2 (76)	0,202	0,620	NÃO
Remoção de SSV	E1 (19)	E1F1 (43)	0,981	0,729	NÃO
	E2F1 (43)	E2F2 (82)	0,307	0,539	NÃO
Remoção de DQO total	E1 (24)	E1F1 (56)	0,022	0,978	SIM
	E2F1 (56)	E2F2 (83)	0,000	0,259	SIM
Remoção de DQO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (36)	E2F2 (33)	0,613	0,638	NÃO
Remoção de DBO total	E1 (28)	E1F1 (53)	0,865	0,089	NÃO
	E2F1 (53)	E2F2 (48)	0,001	0,821	SIM
Remoção de DBO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (26)	E2F2 (13)	0,612	0,299	NÃO
Remoção de N-total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (41)	E2F2 (62)	0,369	0,251	NÃO
Remoção de NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (53)	E2F2 (64)	0,000	0,002	SIM
Remoção de N-NH ₄ ⁺	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (54)	E2F2 (73)	0,000	0,000	SIM
Remoção de N-orgânico	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (52)	E2F2 (64)	0,969	0,868	NÃO

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **eficiências de remoção do FBPA** em relação às concentrações dos efluentes dos reatores UASB observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Consumo de Alcalinidade total	E2F1	16	43	0,169	0,022	SIM
	E2F2	31	59	0,262	0,662	NÃO
Remoção de SST	E2F1	12	36	0,51	0,884	NÃO
	E2F2	33	43	0,694	0,254	NÃO
Remoção de SSV	E2F1	10	33	0,472	0,347	NÃO
	E2F2	34	48	0,231	0,224	NÃO
Remoção de DQO total	E2F1	23	33	0,065	0,118	NÃO
	E2F2	31	52	0,115	0,579	NÃO
Remoção de DQO solúvel	E2F1	7	29	0,920	0,902	NÃO
	E2F2	10	23	0,357	0,813	NÃO
Remoção de DBO total	E2F1	16	37	0,000	0,204	SIM
	E2F2	18	30	0,084	0,061	NÃO
Remoção de N-total	E2F1	13	28	0,040	0,232	SIM
	E2F2	23	38	0,108	0,252	NÃO
Remoção de NTK	E2F1	16	37	0,000	0,053	SIM
	E2F2	26	38	0,298	0,921	NÃO
Remoção de N-NH ₄ ⁺	E2F1	16	38	0,000	0,000	SIM
	E2F2	31	42	0,108	0,967	NÃO
Remoção de N-orgânico	E2F1	16	36	0,648	0,269	NÃO
	E2F2	26	38	0,972	0,921	NÃO

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **eficiências de remoção global** em relação às concentrações do esgoto bruto e do FBPA observadas nas **etapas de operação**.

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Remoção de SST	E1 (15)	E1F1 (43)	0,259	0,270	NÃO
	E2F1 (43)	E2F2 (72)	0,146	0,141	NÃO
Remoção de SSV	E1 (15)	E1F1 (40)	0,241	0,424	NÃO
	E2F1 (40)	E2F2 (72)	0,061	0,657	NÃO
Remoção de DQO total	E1 (18)	E1F1 (46)	0,000	0,906	SIM
	E2F1 (46)	E2F2 (79)	0,415	0,070	NÃO
Remoção de DBO total	E1 (27)	E1F1 (46)	0,065	0,699	NÃO
	E2F1 (46)	E2F2 (49)	0,245	0,414	NÃO

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **eficiências de remoção global** em relação às concentrações do esgoto bruto e do FBPA observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
Remoção de SST	E2F1	13	30	0,131	0,546	NÃO
	E2F2	32	40	0,095	0,989	NÃO
Remoção de SSV	E2F1	11	29	0,495	0,855	NÃO
	E2F2	32	40	0,401	0,959	NÃO
Remoção de DQO total	E2F1	19	27	0,814	0,388	NÃO
	E2F2	31	48	0,421	0,166	NÃO
Remoção de DBO total	E2F1	16	30	0,152	0,435	NÃO
	E2F2	22	27	0,427	0,940	NÃO

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **cargas aplicadas no FBPA** observadas nas **etapas de operação**.

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
SST	E1 (20)	E1F1 (47)	0,000	0,011	SIM
	E2F1 (47)	E2F2 (77)	0,000	0,000	SIM
SSV	E1 (19)	E1F1 (43)	0,000	0,007	SIM
	E2F1 (43)	E2F2 (82)	0,000	0,000	SIM
DQO total	E1 (25)	E1F1 (55)	0,000	0,000	SIM
	E2F1 (55)	E2F2 (84)	0,000	0,000	SIM
DQO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (37)	E2F2 (34)	0,000	0,000	SIM
DBO total	E1 (29)	E1F1 (54)	0,000	0,000	SIM
	E2F1 (54)	E2F2 (50)	0,000	0,000	SIM
DBO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (29)	E2F2 (19)	0,000	0,000	SIM
N-total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (41)	E2F2 (61)	0,000	0,000	SIM
NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (53)	E2F2 (65)	0,000	0,000	SIM
N-NH ₄ ⁺	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (54)	E2F2 (73)	0,000	0,000	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as cargas aplicadas no FBPA observadas durante os períodos seco e chuvoso nas etapas de operação.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
SST	E2F1	12	35	0,769	0,012	SIM
	E2F2	33	44	0,000	0,145	SIM
SSV	E2F1	10	33	0,708	0,947	NÃO
	E2F2	34	48	0,000	0,000	SIM
DQO total	E2F1	22	33	0,158	0,050	NÃO
	E2F2	31	53	0,000	0,012	SIM
DQO solúvel	E2F1	7	30	0,187	0,934	NÃO
	E2F2	10	24	0,776	0,153	NÃO
DBO total	E2F1	16	38	0,042	0,504	SIM
	E2F2	18	32	0,000	0,000	SIM
N-total	E2F1	13	28	0,000	0,021	SIM
	E2F2	23	38	0,000	0,385	SIM
NTK	E2F1	16	37	0,001	0,109	SIM
	E2F2	27	38	0,001	0,294	SIM
N-NH ₄ ⁺	E2F1	16	38	0,001	0,020	SIM
	E2F2	31	42	0,000	0,136	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as cargas removidas no FBPA em relação às cargas efluentes dos reatores UASB observadas nas etapas de operação.

Parâmetros	Etapas comparadas		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
	() número de observações		Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
SST	E1 (18)	E1F1 (47)	0,445	0,018	SIM
	E2F1 (47)	E2F2 (77)	0,020	0,058	SIM
SSV	E1 (19)	E1F1 (43)	0,496	0,575	NÃO
	E2F1 (43)	E2F2 (82)	0,000	0,001	SIM
DQO total	E1 (24)	E1F1 (55)	0,186	0,063	NÃO
	E2F1 (55)	E2F2 (83)	0,558	0,037	SIM
DQO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (37)	E2F2 (33)	0,016	0,925	SIM
DBO total	E1 (30)	E1F1 (53)	0,001	0,004	SIM
	E2F1 (53)	E2F2 (49)	0,975	0,933	NÃO
DBO solúvel	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (27)	E2F2 (13)	0,188	0,064	NÃO
N-total	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (41)	E2F2 (61)	0,004	0,599	SIM
NTK	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (53)	E2F2 (64)	0,009	0,160	SIM
N-NH ₄ ⁺	E1 (-)	E2F1 (-)	-	-	-
	E2F1 (54)	E2F2 (73)	0,001	0,309	SIM

Resultados dos valores dos níveis de significância (p) dos testes não paramétricos aplicados entre as **cargas removidas no FBPA** em relação às cargas efluentes dos reatores UASB observadas durante os **períodos seco e chuvoso** nas etapas de operação.

Parâmetros	Etapa	Número de observações dos períodos avaliados		Níveis de significâncias (p) obtidos nos testes		Ocorreu diferença significativa?
		Seco	Chuvoso	Mann-Whitney	Wald-Wolfowitz	
SST (kg/m ³ .d)	E2F1	12	35	0,353	0,884	NÃO
	E2F2	33	44	0,066	0,513	NÃO
SSV	E2F1	10	33	0,314	0,168	NÃO
	E2F2	34	48	0,002	0,009	SIM
DQO total	E2F1	22	33	0,061	0,551	NÃO
	E2F2	31	52	0,005	0,751	SIM
DQO solúvel	E2F1	7	30	0,461	0,934	NÃO
	E2F2	10	23	0,308	0,280	NÃO
DBO total	E2F1	16	37	0,002	0,053	SIM
	E2F2	18	31	0,014	0,050	SIM
N-total	E2F1	13	28	0,082	0,460	NÃO
	E2F2	23	38	0,333	0,965	NÃO
NTK (g/m ³ .d)	E2F1	16	37	0,003	0,781	SIM
	E2F2	26	38	0,795	0,492	NÃO
N-NH ₄ ⁺	E2F1	16	38	0,001	0,318	SIM
	E2F2	31	42	0,937	0,659	NÃO

APÊNDICE D – RESULTADOS DO ENSAIO DE RESPIRAÇÃO ENDÓGENA DO BIOFILME

t total acum. (min)	t acum. (min)	T líquido (°C)	OD medido		C.Sat OD (mg/L)	Consumo de OD		Taxa respiração (g/m ² .mim)		DO ₂ (kg/d)
			C (mg/L)	Sat (%)		ti (mg/L)	t acum. (mg/L)	ti	t acum.	
0	-	27	7.11	98.8	7.2	-	-	-	-	-
1	-	27	7.09	98.6	7.2	-	-	-	-	-
2	-	27	7.11	98.9	7.2	-	-	-	-	-
3	-	27	7.11	99.0	7.2	-	-	-	-	-
4	0	27	7.11	99.0	7.2	0.000	0.000	-	-	-
5	1	27.1	7.10	99.0	7.2	0.010	0.010	0.00018	0.00018	0.40
6	2	27.1	7.10	99.0	7.2	0.000	0.010	0.00000	0.00018	0.40
7	3	27.1	7.08	98.6	7.2	0.020	0.030	0.00036	0.00055	1.19
8	4	27.1	7.06	98.5	7.2	0.020	0.050	0.00036	0.00091	1.98
9	5	27.1	7.05	98.3	7.2	0.010	0.060	0.00018	0.00109	2.37
10	6	27.1	7.04	98.2	7.2	0.010	0.070	0.00018	0.00127	2.77
11	7	27.1	7.03	98.3	7.2	0.010	0.080	0.00018	0.00145	3.16
12	8	27.1	7.02	97.9	7.2	0.010	0.090	0.00018	0.00164	3.56
13	9	27.1	7.03	98.1	7.2	-0.010	0.080	-0.00018	0.00145	3.16
14	10	27.2	7.03	98.1	7.2	0.000	0.080	0.00000	0.00145	3.16
15	11	27.2	7.03	98.2	7.2	0.000	0.080	0.00000	0.00145	3.16
16	12	27.2	7.05	98.4	7.2	-0.020	0.060	-0.00036	0.00109	2.37
17	13	27.2	7.06	98.5	7.2	-0.010	0.050	-0.00018	0.00091	1.98
18	14	27.2	7.03	98.1	7.2	0.030	0.080	0.00055	0.00145	3.16
19	15	27.2	7.06	98.5	7.2	-0.030	0.050	-0.00055	0.00091	1.98
20	16	27.2	7.05	98.4	7.2	0.010	0.060	0.00018	0.00109	2.37
21	17	27.20	7.05	98.5	7.2	0.000	0.060	0.00000	0.00109	2.37
22	18	27.20	7.04	98.4	7.2	0.010	0.070	0.00018	0.00127	2.77
23	19	27.30	7.04	98.4	7.2	0.000	0.070	0.00000	0.00127	2.77
24	20	27.30	7.06	98.6	7.2	-0.020	0.050	-0.00036	0.00091	1.98
25	21	27.30	7.03	98.2	7.2	0.030	0.080	0.00055	0.00145	3.16
26	22	27.30	7.04	98.5	7.1	-0.010	0.070	-0.00018	0.00127	2.77
27	23	27.30	7.04	98.4	7.2	0.000	0.070	0.00000	0.00127	2.77
28	24	27.20	7.05	98.5	7.2	-0.010	0.060	-0.00018	0.00109	2.37
29	25	27.20	7.07	98.7	7.2	-0.020	0.040	-0.00036	0.00073	1.58
30	26	27.20	7.07	98.7	7.2	0.000	0.040	0.00000	0.00073	1.58

Legenda e notações: Os valores hachurados e em negrito correspondem o início e término do consumo de OD após desligar o aerador. t total: tempo total acumulado do ensaio. t acumulado após o aerador ser desligado. T líquido: temperatura do líquido durante o ensaio. OD medido: oxigênio dissolvido medido durante o ensaio. C: contração do oxigênio dissolvido medido durante o ensaio. Sat: percentual de saturação do oxigênio dissolvido medido durante o ensaio. C.Sat.: concentração de saturação de oxigênio dissolvido na água durante o ensaio. ti: tempo no instante i. Taxa de respiração endógena do biofilme. DO₂: Demanda endógena de oxigênio.

APÊNDICE E – RESULTADOS DOS ENSAIOS DE TRANSFERÊNCIA DE OXIGÊNIO

TAS de 2,25 m3/m2.d - FBPA configuração original (aberto nas laterais)								
Tempo (min)	Ar	Temperatura (°C) Líquido		OD (mg/L)			Propano (mg/L)	
		afluente	efluente	afluente	efluente	C.Sat	afluente	efluente
0	26	24.8	24.1	7.32	5.79	7.60	-	-
3	26	24.8	24.0	7.35	5.93	7.67	-	-
6	26	24.8	24.0	7.36	5.93	7.59	-	-
9	26	24.4	24.0	1.56	6.00	7.66	9.82868	0.0033
12	26	24.4	24.0	1.64	5.81	7.62	-	-
15	26	24.4	24.0	2.20	5.98	7.64	-	-
18	26	24.4	24.0	2.23	6.07	7.65	-	-
21	26	24.4	24.0	2.21	6.03	7.61	-	-
24	26	24.4	24.0	2.26	6.07	7.65	-	-
27	26	24.4	23.9	2.33	6.11	7.61	-	-
30	26	24.4	24.0	2.29	6.08	7.58	8.87576	0.0029
33	26	24.4	24.0	2.32	6.01	7.59	-	-
36	26	24.4	24.0	2.33	6.09	7.59	-	-
39	26	24.4	24.0	2.34	6.07	7.65	-	-
42	26	24.4	23.9	2.38	6.12	7.63	-	-
45	26	24.4	23.9	2.38	6.15	7.66	-	-
48	26	24.4	23.9	2.42	6.19	7.62	-	-
51	26	24.4	23.9	2.41	6.18	7.61	8.47684	0.0027
54	26	24.4	23.9	2.43	5.92	7.66	-	-
57	26	24.5	23.9	2.46	6.03	7.61	-	-
60	26	24.6	23.9	5.79	6.08	7.66	-	-
63	26	24.6	23.9	6.51	6.12	7.63	-	-
66	26	24.6	24.6	6.90	6.10	7.87	-	-
TAS de 2,25 m3/m2.d - FBPA fechado nas laterais								
Tempo (min)	Ar	Temperatura (°C) Líquido		OD (mg/L)			Propano (mg/L)	
		afluente	efluente	afluente	efluente	C.Sat	afluente	efluente
0	26	25.1	23.3	7.13	5.69	7.74	-	-
3	26	25.2	23.3	7.15	6.20	7.79	-	-
6	26	25.3	23.3	7.15	6.63	7.75	-	-
9	26	25.0	23.3	1.80	6.93	7.74	7.74772	0.0017
12	26	24.9	23.3	1.48	6.93	7.74	-	-
15	26	24.9	23.3	1.85	7.50	8.29	-	-
18	28	24.8	23.3	1.75	7.21	7.79	-	-
21	28	24.9	23.3	1.66	7.32	7.82	-	-
24	27	25.0	23.3	1.65	7.30	7.80	-	-
27	25	25.2	23.3	1.75	7.25	7.75	-	-
30	26	25.4	23.4	1.54	7.17	7.75	8.04034	0.0018
33	26	25.6	23.3	1.47	7.14	7.79	-	-
36	26	25.6	23.3	1.25	6.95	7.76	-	-
39	26	25.6	23.3	1.09	7.05	7.78	-	-
42	26	25.5	23.2	0.91	6.96	7.77	-	-
45	26	25.4	23.2	0.81	6.87	7.69	-	-
48	26	25.3	23.2	0.72	6.84	7.81	-	-
51	26	25.2	23.2	0.65	6.79	7.83	8.33995	0.002
54	26	25.2	23.2	0.63	6.62	7.82	-	-
57	26	25.2	23.2	0.61	6.55	7.83	-	-
60	26	25.3	23.2	0.90	6.50	7.78	-	-
63	26	25.6	23.2	1.86	6.37	7.80	-	-
66	26	26.0	23.2	3.54	6.25	7.76	-	-

TAS de 4,5 m ³ /m ² .d - FBPA configuração original (aberto nas laterais)								
Tempo (min)	Ar	Temperatura (°C) Líquido		OD (mg/L)			Propano (mg/L)	
		afluente	efluente	afluente	efluente	C.Sat	afluente	efluente
0	25	24.9	23.6	7.94	6.85	7.70	-	-
3	26	25	23.6	7.91	6.94	7.71	-	-
6	26	25	23.6	7.90	6.91	7.76	-	-
9	26	25	23.6	3.07	6.87	7.72	3.33545	0.00111
12	27	24.9	23.6	2.80	6.85	7.70	-	-
15	26	24.4	23.6	1.70	6.53	7.68	-	-
18	25	24.5	23.6	1.77	6.74	7.75	-	-
21	24	24.7	23.7	1.71	6.81	7.74	-	-
24	24	24.8	23.7	1.69	6.87	7.72	-	-
27	25	24.8	23.7	1.59	6.94	7.71	7.05829	0.00498
30	26	24.9	23.7	1.67	6.94	7.71	-	-
33	26	24.9	23.8	1.63	6.94	7.71	-	-
36	26	24.9	23.8	1.69	6.98	7.67	-	-
39	27	24.7	23.8	1.73	6.98	7.67	-	-
42	27	24.7	23.8	1.70	6.90	7.67	5.77749	0.00334
45	27	24.7	23.9	1.76	6.95	7.72	-	-
48	26	25	23.9	1.88	6.99	7.68	-	-
51	27	25	23.9	6.50	7.02	7.71	-	-

TAS de 4,5 m ³ /m ² .d - FBPA com as laterais fechadas								
Tempo (min)	Ar	Temperatura (°C) Líquido		OD (mg/L)			Propano (mg/L)	
		afluente	efluente	afluente	efluente	C.Sat	afluente	efluente
0	22	24.1	23.1	7.47	6.84	7.81	-	-
3	22	24.2	23.1	7.44	7.01	7.83	-	-
6	22	24.2	23.1	7.44	7.10	7.77	-	-
9	22	24.1	23.1	3.07	7.18	7.77	3.97253	0.0016
12	22	24.1	23.1	2.99	7.24	7.82	-	-
15	23	24.1	23.1	3.04	7.32	7.82	4.34685	0.0019
18	23	24.2	23.1	3.00	7.31	7.82	-	-
21	23	24.2	23.1	3.09	7.33	7.77	-	-
24	23	24.1	23.1	3.14	7.35	7.78	-	-
27	23	24.1	23.2	3.14	6.90	7.80	-	-
30	23	24.1	23.2	3.17	7.05	7.79	-	-
33	23	24.1	23.2	3.12	7.11	7.78	3.76168	0.0014
36	23	24.1	23.2	3.13	7.06	7.80	-	-
39	23	24.2	23.2	3.09	7.08	7.75	-	-
42	23	24.2	23.2	6.50	7.09	7.76	-	-
45	23	24.3	23.2	6.79	7.04	7.78	-	-
48	24	24.4	23.2	6.88	6.98	7.80	-	-
51	23	24.5	23.2	6.97	6.88	7.78	-	-

Afluente ao FBPA. Efluente ao FBPA. C.Sat: concentração de saturação.

Interpretação das linhas hachuradas: azul - início da injeção do gás traçador (propano) no afluente do FBPA; verde – faixa de valores utilizados para os cálculos de transferência de oxigênio; laranja – interrupção do lançamento do gás (propano) no afluente do FBPA.

TAS de 9 m ³ /m ² .d - FBPA configuração original (aberto nas laterais)								
Tempo (min)	Ar	Temperatura (°C) Líquido		OD (mg/L)			Propano (mg/L)	
		afluente	efluente	afluente	efluente	C.Sat	afluente	efluente
0	27	24.9	23.8	7.59	6.20	7.69	-	-
3	27	24.8	23.8	7.56	6.53	7.64	-	-
6	27	24.7	23.8	7.60	6.61	7.64	-	-
9	27	24.6	23.6	4.24	6.23	7.73	2.43498	0.0023
12	27	24.5	23.7	3.71	5.90	7.70	-	-
15	27	24.4	23.7	3.64	6.13	7.70	-	-
18	27	24.4	23.7	3.69	6.24	7.65	-	-
21	27	24.4	23.7	3.76	6.23	7.73	3.35807	0.0031
24	27	24.4	23.8	3.72	6.20	7.69	-	-
27	26	24.4	23.8	3.79	6.18	7.67	-	-
30	27	24.4	23.8	3.81	6.12	7.69	-	-
33	27	24.3	23.9	3.85	6.10	7.67	2.89202	0.0026
36	27	24.3	23.9	3.89	6.15	7.64	-	-
39	27	24.3	23.9	3.94	6.15	7.64	-	-
42	27	24.3	24.0	6.98	6.15	7.64	-	-
45	27	24.3	24.0	7.09	6.16	7.65	-	-
48	26	24.3	24.0	7.16	6.15	7.64	-	-

TAS de 9 m ³ /m ² .d - FBPA com as laterais fechadas								
Tempo (min)	Ar	Temperatura (°C) Líquido		OD (mg/L)			Propano (mg/L)	
		afluente	efluente	afluente	efluente	C.Sat	afluente	efluente
0	22	23.5	22.9	7.82	6.96	7.85	-	-
3	22	23.6	22.9	7.80	7.17	7.82	-	-
6	22	23.6	22.9	7.78	7.21	7.79	-	-
9	22	23.6	22.9	4.73	7.20	7.85	1.98214	0.0016
12	22	23.7	23.0	4.07	6.98	7.79	-	-
15	22	23.9	23.0	4.06	6.78	7.82	-	-
18	22	23.9	23.0	3.58	6.73	7.77	-	-
21	22	24.0	23.0	3.40	6.76	7.80	2.82275	0.0023
24	22	24.0	23.1	3.42	6.77	7.81	-	-
27	23	24.0	23.1	3.47	6.77	7.81	-	-
30	23	24.0	23.1	3.56	6.80	7.77	-	-
33	23	24.0	23.1	3.59	6.83	7.80	2.65754	0.0021
36	23	24.0	23.1	3.57	6.84	7.81	-	-
39	23	24.0	23.1	3.63	6.84	7.81	-	-
42	22	24.1	23.1	7.00	6.82	7.79	-	-
45	22	24.1	23.1	7.14	6.86	7.83	-	-
48	22	24.1	23.1	7.21	6.84	7.81	-	-
51	22	24.1	23.1	7.26	6.80	7.77	-	-

Afluente ao FBPA. Efluente ao FBPA. C.Sat: concentração de saturação.

Interpretação das linhas hachuradas: azul - início da injeção do gás traçador (propano) no afluente do FBPA; verde – faixa de valores utilizados para os cálculos de transferência de oxigênio; laranja – interrupção do lançamento do gás (propano) no afluente do FBPA.

APÊNDICE F – RESULTADOS DAS ANÁLISES DE NMP DAS BACTÉRIAS NITRIFICANTES

Resultados das análises de NMP das Bactérias Oxidadoras de Amônia (BOA) observadas no biofilme do FBPA													
Etapa	Data da coleta	Profundidade amostrada	Diluições	Resultados das combinações das leituras das quintuplicatas							Valor obtido pela leitura (NMP/ml)	Limites de confiança (NMP/ml)	
				Inferior	Superior								
E1	14/06/2010	Topo	10 ⁻² a 10 ⁻⁷	x	5	5	5	5	4	2	2,2x10 ⁶	7,0x10 ⁵	4,0x10 ⁶
		50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁷	x	5	5	5	4	2	0	2,2x10 ⁵	7,0x10 ⁴	4,0x10 ⁵
	14/07/2010	Topo	10 ⁻⁴ a 10 ⁻¹⁰	0	0	0	0	0	0	0	<0,018x10 ⁹	***	6,8x10 ⁷
		50 cm	10 ⁻⁴ a 10 ⁻¹⁰	5	2	3	1	0	0	0	1,2x10 ⁵	3,6x10 ⁴	2,5x10 ⁵
E2F1	15/10/2010	50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	4	2	0	0	1	2,2x10 ²	6,8x10 ¹	5,0x10 ²
	09/02/2011	50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁷	x	5	0	0	1	3	0	2,3x10 ³	6,8x10 ²	7,0x10 ³
	04/05/2011	50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	3	4	5	5	2,1x10 ³	7,0x10 ²	4,0x10 ³
		160 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	4	5	5	1,6x10 ⁴	4,0x10 ³	4,6x10 ⁴
		270 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
	08/06/2011	50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
		160 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
		270 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
	13/07/2011	50 cm	10 ⁻⁴ a 10 ⁻⁸	x	x	5	5	4	3	2	1,6x10 ⁶	4,0x10 ⁵	6,0x10 ⁶
		160 cm	10 ⁻⁴ a 10 ⁻⁸	x	x	5	5	5	4	2	1,6x10 ⁷	4,0x10 ⁶	4,6x10 ⁷
		270 cm	10 ⁻⁴ a 10 ⁻⁸	x	x	5	5	5	0	3	2,4x10 ⁶	1,0x10 ⁵	1,0x10 ⁷
	05/10/2011	50 cm	10 ⁻⁵ a 10 ⁻⁹	x	x	0	0	1	0	0	2,0x10 ⁶	1,0x10 ⁵	1,0x10 ⁷
160 cm		10 ⁻⁵ a 10 ⁻⁹	x	x	5	4	4	2	4	3,5x10 ⁶	1,0x10 ⁶	7,1x10 ⁶	
270 cm		10 ⁻⁵ a 10 ⁻⁹	x	x	3	4	3	2	0	3,9x10 ⁷	1,4E+10 ⁷	1,0x10 ⁸	
21/12/2011	50 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹⁰	x	x	0	0	0	0	0	<0,018x10 ⁷	***	6,8x10 ⁵	
	160 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹⁰	x	x	2	1	3	2	1	0,17x10 ⁹	6,8x10 ⁷	4,0x10 ⁸	
	270 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹⁰	x	x	4	4	1	0	1	0,4x10 ⁷	1,4x10 ⁶	1,0x10 ⁷	
E2F2	15/02/2012	50 cm	10 ⁻⁷ a 10 ⁻¹²	x	1	1	0	0	0	0	0,04x10 ⁸	1,5x10 ⁶	1,7x10 ⁷
		160 cm	10 ⁻⁷ a 10 ⁻¹²	x	0	0	0	0	0	0	<0,018x10 ⁸	***	6,8x10 ⁶
		270 cm	10 ⁻⁷ a 10 ⁻¹²	x	5	5	5	5	5	2	5,4x10 ¹¹	1,5x10 ¹¹	1,7x10 ¹²
18/04/2012	50 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹¹	x	5	5	4	4	2	3	3,50x10 ⁸	1,0x10 ⁸	7,1x10 ⁸	
	160 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹¹	x	4	5	4	4	1	0	3,50x10 ⁸	1,0x10 ⁸	7,1x10 ⁸	
	270 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹¹	x	3	4	3	2	1	0	0,39x 10 ⁸	1,4x10 ⁷	1,0x10 ⁸	
20/06/2012	50 cm	10 ⁻⁷ a 10 ⁻¹¹	x	x	5	4	4	3	4	3,50x10 ⁸	1,0x10 ⁸	7,1x10 ⁸	
	160 cm	10 ⁻⁷ a 10 ⁻¹¹	x	x	5	5	3	4	4	9,20x10 ⁹	2,2x10 ⁹	2,6x10 ¹⁰	
	270 cm	10 ⁻⁷ a 10 ⁻¹¹	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁹	7,0x10 ⁸	***	

Os valores das quintuplicatas hachurados correspondem às combinações positivas para as diluições realizadas. O limite de confiança adotado foi de 95% para a técnica dos tubos múltiplos utilizando 5 tubos por diluição, conforme proposto em APHA/AWWA/WEF (2005)

Resultados das análises de NMP das Bactérias Oxidadoras de Nitrito (BON) observadas no biofilme do FBPA

Etapa	Data da coleta	Profundidade amostrada	Diluições	Resultados das combinações das leituras das quintuplicatas	Valor obtido pela leitura (NMP/ml)	Limites de confiança (NMP/ml)	
						Inferior	Superior
E1	14/06/2010	Topo	10^{-2} a 10^{-7}	x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^7$	$7,0 \times 10^6$	***
		50 cm	10^{-2} a 10^{-7}	x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^7$	$7,0 \times 10^6$	***
	14/07/2010	Topo	10^{-4} a 10^{-10}	5 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^7$	$7,0 \times 10^6$	***
		50 cm	10^{-4} a 10^{-10}	4 5 5 5 5 5	***	***	***
E2F1	15/10/2010	50 cm	10^{-2} a 10^{-6}	x x 5 3 3 5 5	$1,7 \times 10^3$	$7,0 \times 10^2$	$9,0 \times 10^3$
	09/02/2011	50 cm	10^{-2} a 10^{-7}	x 5 5 5 5 3	$9,2 \times 10^6$	$2,2 \times 10^6$	$2,6 \times 10^7$
		50 cm	10^{-2} a 10^{-6}	x x 5 4 4 0 0	$3,5 \times 10^3$	$1,0 \times 10^3$	$7,1 \times 10^3$
	04/05/2011	160 cm	10^{-2} a 10^{-6}	x x 5 4 2 2 0	$2,2 \times 10^3$	$7,0 \times 10^2$	$4,4 \times 10^3$
		270 cm	10^{-2} a 10^{-6}	x x 5 5 2 2 1	$5,4 \times 10^3$	$1,5 \times 10^3$	$1,7 \times 10^4$
	08/06/2011	50 cm	10^{-2} a 10^{-6}	x x 5 5 5 4 3	$1,6 \times 10^5$	$4,0 \times 10^4$	$4,6 \times 10^5$
		160 cm	10^{-2} a 10^{-6}	x x 5 5 4 3 3	$1,6 \times 10^4$	$4,0 \times 10^3$	$4,6 \times 10^4$
		270 cm	10^{-2} a 10^{-6}	x x 5 4 3 3 5	$2,8 \times 10^3$	$1,0 \times 10^3$	$7,1 \times 10^3$
	13/07/2011	50 cm	10^{-4} a 10^{-8}	x x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^8$	$7,0 \times 10^7$	***
		160 cm	10^{-4} a 10^{-8}	x x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^8$	$7,0 \times 10^7$	***
		270 cm	10^{-4} a 10^{-8}	x x 5 5 3 3 4	$9,2 \times 10^6$	$2,2 \times 10^6$	$2,6 \times 10^7$
	05/10/2011	50 cm	10^{-5} a 10^{-9}	x x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^9$	$7,0 \times 10^8$	***
160 cm		10^{-5} a 10^{-9}	x x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^9$	$7,0 \times 10^8$	***	
270 cm		10^{-5} a 10^{-9}	x x 5 4 5 4 5	$4,3 \times 10^6$	$1,5 \times 10^6$	$1,1 \times 10^7$	
21/12/2011	50 cm	10^{-6} a 10^{-10}	x x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^9$	$7,0 \times 10^8$	***	
	160 cm	10^{-6} a 10^{-10}	x x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^9$	$7,0 \times 10^8$	***	
	270 cm	10^{-6} a 10^{-10}	x x 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^9$	$7,0 \times 10^8$	***	
E2F2	15/02/2012	50 cm	10^{-7} a 10^{-14}	5 5 2 2 2 0 0	$5,4 \times 10^8$	$1,5 \times 10^8$	$1,7 \times 10^9$
		160 cm	10^{-7} a 10^{-14}	5 5 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^{13}$	$7,0 \times 10^{12}$	***
		270 cm	10^{-7} a 10^{-14}	5 5 5 3 2 3 0	$1,4 \times 10^{11}$	$5,2 \times 10^{10}$	$4,0 \times 10^{11}$
18/04/2012	50 cm	10^{-8} a 10^{-14}	3 3 3 2 1 0 0	$0,24 \times 10^{10}$	$9,8 \times 10^8$	$7,0 \times 10^9$	
	160 cm	10^{-8} a 10^{-14}	5 4 5 4 2 0 0	$4,30 \times 10^9$	$1,5 \times 10^9$	$1,1 \times 10^{10}$	
	270 cm	10^{-8} a 10^{-14}	4 5 4 5 0 0 0	$4,30 \times 10^{10}$	$1,5 \times 10^{10}$	$1,1 \times 10^{11}$	
20/06/2012	50 cm	10^{-9} a 10^{-14}	x 4 5 4 5 4 4	$4,30 \times 10^{12}$	$1,5 \times 10^{12}$	$1,1 \times 10^{13}$	
	160 cm	10^{-9} a 10^{-14}	x 5 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^{13}$	$7,0 \times 10^{12}$	***	
	270 cm	10^{-9} a 10^{-14}	x 5 5 5 5 5 5	$>1,6 \times 10^{13}$	$7,0 \times 10^{12}$	***	

Os valores das quintuplicatas hachurados correspondem às combinações positivas para as diluições realizadas. O limite de confiança adotado foi de 95% para a técnica dos tubos múltiplos utilizando 5 tubos por diluição, conforme proposto em APHA/AWWA/WEF (2005).

APÊNDICE G – RESULTADOS DAS ANÁLISES DE NMP DAS BACTÉRIAS DESNITRIFICANTES

Resultados das análises de NMP das Bactérias Desnitrificantes observadas no biofilme do FBPA													
Etapa	Data da coleta	Profundidade amostrada	Diluições	Resultados das combinações das leituras das quintuplicatas					Valor obtido pela leitura (NMP/ml)	Limites de confiança (NMP/ml)			
										Inferior	Superior		
E2F1	15/10/2010	50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
	09/02/2011	50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁷	x	5	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁷	7,0x10 ⁶	***
	04/05/2011	50 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
		160 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
		270 cm	10 ⁻² a 10 ⁻⁶	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁶	7,0x10 ⁵	***
	08/06/2011	50 cm	10 ⁻⁴ a 10 ⁻⁹	x	5	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁹	7,0x10 ⁸	***
		160 cm	10 ⁻⁴ a 10 ⁻⁹	x	5	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁹	7,0x10 ⁸	***
		270 cm	10 ⁻⁴ a 10 ⁻⁹	x	5	5	5	5	5	5	>1,6x10 ⁹	7,0x10 ⁸	***
	13/07/2011	50 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹¹	x	5	5	5	5	5	5	>1,6x10 ¹¹	7,0x10 ¹⁰	***
		160 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹¹	x	5	5	5	5	5	5	>1,6x10 ¹¹	7,0x10 ¹⁰	***
		270 cm	10 ⁻⁶ a 10 ⁻¹¹	x	5	5	5	4	5	5	1,6x10 ⁹	4,0x10 ⁸	4,6x10 ⁹
	05/10/2011	50 cm	10 ⁻⁸ a 10 ⁻¹²	x	x	5	5	2	3	5	5,4x10 ⁹	1,5x10 ⁹	1,7x10 ¹⁰
160 cm		10 ⁻⁸ a 10 ⁻¹²	x	x	4	4	5	4	4	3,5x10 ¹¹	1,0x10 ¹¹	7,1x10 ¹¹	
270 cm		10 ⁻⁸ a 10 ⁻¹²	x	x	5	2	5	4	4	3,5x10 ¹¹	1,0x10 ¹¹	7,1x10 ¹¹	
21/12/2011		50 cm	10 ⁻⁸ a 10 ⁻¹²	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ¹¹	7,0x10 ¹⁰	***
		160 cm	10 ⁻⁸ a 10 ⁻¹²	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ¹¹	7,0x10 ¹⁰	***
		270 cm	10 ⁻⁸ a 10 ⁻¹²	x	x	5	5	5	5	5	>1,6x10 ¹¹	7,0x10 ¹⁰	***
E2F2	15/02/2012	50 cm	10 ⁻⁹ a 10 ⁻¹⁵	4	5	5	5	4	5	5	1,6x10 ¹²	4,0x10 ¹¹	4,6x10 ¹²
	160 cm	10 ⁻⁹ a 10 ⁻¹⁵	5	4	5	5	5	4	5	1,6x10 ¹³	4,0x10 ¹²	4,6x10 ¹³	
	270 cm	10 ⁻⁹ a 10 ⁻¹⁵	5	5	4	4	4	5	5	1,6x10 ¹⁰	4,0x10 ⁹	4,6x10 ¹⁰	
18/04/2012	50 cm	10 ⁻¹¹ a 10 ⁻¹⁷	5	5	5	4	4	4	4	1,6x10 ¹³	4,0x10 ¹²	4,6x10 ¹³	
	160 cm	10 ⁻¹¹ a 10 ⁻¹⁷	5	5	5	5	5	4	3	1,6x10 ¹⁵	4,0x10 ¹⁴	4,6x10 ¹⁵	
	270 cm	10 ⁻¹¹ a 10 ⁻¹⁷	5	5	5	5	5	4	4	1,6x10 ¹⁵	4,0x10 ¹⁴	4,6x10 ¹⁵	
20/06/2012	50 cm	10 ⁻¹¹ a 10 ⁻¹⁷	5	5	5	5	4	4	5	1,6x10 ¹⁴	4,0x10 ¹³	4,6x10 ¹⁴	
	160 cm	10 ⁻¹¹ a 10 ⁻¹⁷	5	5	5	5	5	5	4	1,6x10 ¹⁶	4,0x10 ¹⁵	4,6x10 ¹⁶	
	270 cm	10 ⁻¹¹ a 10 ⁻¹⁷	5	5	5	5	5	4	5	1,6x10 ¹⁵	4,0x10 ¹⁴	4,6x10 ¹⁵	

Os valores das quintuplicatas hachurados correspondem às combinações positivas para as diluições realizadas. O limite de confiança adotado foi de 95% para a técnica dos tubos múltiplos utilizando 5 tubos por diluição, conforme proposto em APHA/AWWA/WEF (2005).