AURÉLIA DE OLIVEIRA ALMEIDA

**REATOR COM LEITO DE BIOMASSA ADERIDA
AERADO PARCIALMENTE APLICADO AO
TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo para obtenção do título em Mestre em Ciências (Engenharia Hidráulica e Saneamento).

Orientador: Prof. Tit. José Roberto Campos

São Carlos – SP

2010

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTES
TRABALHOS, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO,
PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

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

A447r Almeida, Aurélia de Oliveira
Reator com leito de biomassa aderida aerado
parcialmente aplicado ao tratamento de esgoto sanitário /
Aurélia de Oliveira Almeida ; orientador José Roberto
Campos. -- São Carlos, 2010.

Dissertação (Mestrado-Programa de Pós-Graduação e Área
de Concentração em Engenharia Hidráulica e Saneamento) --
Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São
Paulo, 2010.

1. Esgotos sanitários. 2. Reator com leito de biomassa
aderida. 3. Remoção de matéria orgânica. 4. Remoção
de nutrientes. 5. Arraste de sólidos. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato(a): Engenheira AURÉLIA DE OLIVEIRA ALMEIDA

Dissertação defendida e julgada em 23/04/2010 perante a Comissão Julgadora:

Prof. Titular **JOSÉ ROBERTO CAMPOS** - (Orientador)
(Escola de Engenharia de São Carlos/USP)

APROVADO

Prof. Titular **PEDRO ALÉM SOBRINHO**
(Escola Politécnica/USP)

APROVADA

Dr^a. **MARCIA HELENA RISSATO ZAMARIOLLI DAMIANOVIC**
(Pós-Doutoranda/CNPq)

APROVADA

Prof. Associado **MARCELO ZAIAT**
Coordenador do Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Hidráulica e Saneamento.

Prof. Associado **GERALDO ROBERTO MARTINS DA COSTA**
Presidente da Comissão da Pós-Graduação da EESC

Dedico este trabalho a duas pessoas especiais que empenharam suas vidas para que eu chegasse até aqui e que com eles aprendi a perseguir meus sonhos: MEUS PAIS, Fátima e Antônio.

AGRADECIMENTOS

A Deus por estar sempre presente em minha vida e me iluminar.

Aos meus pais, Fátima e Antônio, minha irmã, Luzia, e meu irmão, André, pessoas que eu amo e que me apoiaram e me incentivaram durante todo o mestrado.

Ao Prof. Dr. Campos pela orientação, ensinamentos e por ter confiado a mim o desenvolvimento deste trabalho.

Ao Alcino de Paulo por toda sua dedicação e presteza, e pelas inúmeras vezes que me “socorreu” na ETE experimental.

Ao Prof. Dr. Marco Antonio Penalva Reali pelas sugestões e colaborações dadas durante o primeiro e segundo exame de qualificação.

Ao Prof. Dr. Luiz Antonio Daniel por sugestões dadas no primeiro exame de qualificação.

A Prof.^a Márcia Damianovic pela colaboração no segundo exame de qualificação.

Aos funcionários da T&S Equipamentos Eletrônicos, Michel e Lucas, por toda assistência dada aos problemas que ocorreram e pela execução de melhorias no sistema operacional.

Ao Departamento de Geotecnia da Escola de Engenharia de São Carlos-USP por autorizar a utilização das instalações do Laboratório Mecânica dos Solos da Geotecnia.

Ao técnico José Luis Guerra pelo suporte e atenção dados durante a realização dos ensaios de granulometria e massa específica.

Ao Édison Aguirre pela disposição em realizar os serviços na ETE experimental.

Ao Aguinaldo pelo auxílio prestado durante as coletas realizadas.

Aos técnicos do Laboratório de Saneamento: Paulo, Júlio, Cidinha, Juliana e Natália por todos os ensinamentos e colaboração na realização das análises.

Ao técnico Wagner Lamou por me ajudar com as fotos do material suporte.

As meninas da contabilidade, Fernanda e Flávia, por terem me auxiliado nas contas do projeto.

A Rose e Marília por serem sempre solícitas e estarem sempre com um sorriso no rosto.

Aos funcionários do departamento SHS: Sá, Pavi, Cecília, Valderez, Márcia e André (informática) por estarem sempre dispostos e me atenderem quando precisei.

Ao Rafael Ceribelli Silva, que além da amizade, me ajudou em muitos momentos de dúvidas.

Ao meu irmão André que me auxiliou com alguns desenhos.

Aos amigos em São Carlos: Rodrigo, Fernanda, Liana, Raphael, Ludimila, Dagoberto, José Luciano, Cláudio, Anaísa pelos momentos de descontração e por todas as ajudas.

Aos amigos de Itajubá: Carol, Thamara, Juliana e Thiago pela amizade e pelos encontros divertidos.

Ao Paulo Eduardo pelo carinho e força dados durante todo o mestrado.

À Fundação de Amparo à Pesquisa de São Paulo (FAPESP) por auxiliar financeiramente o projeto (Processo FAPESP 2008/50020-0).

Ao CNPQ e Capes pela bolsa de estudo concedida durante o mestrado.

A todos que de uma forma ou outra contribuíram para todo o desenvolvimento deste trabalho.

*“Tu te tornas eternamente responsável por
aquilo que cativas.”*

(Antoine de Saint-Exupéry)

RESUMO

ALMEIDA, A. O. **Reator com leito de biomassa aderida aerado parcialmente aplicado ao tratamento de esgoto sanitário**. 2010. 158p. Dissertação (Mestrado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2010.

Este trabalho se propôs a avaliar o desempenho de um reator com leito de biomassa aderida de fluxo ascensional em escala plena (159m^3) e com aeração contínua a 7m acima da base do reator para o tratamento do esgoto sanitário. O leito do reator era formado por carvão ativado granular, carvão antracitoso e areia. O trabalho foi dividido em duas etapas. Na primeira etapa foram feitos ensaios hidrodinâmicos que consistiram da curva de expansão/fluidificação para as biopartículas do leito do reator em escala plena e do ensaio de estímulo-resposta com o traçador NaCl. Na segunda etapa monitorou-se o comportamento do reator com leito de biomassa aderida operado com setor 1 (sem aeração) e setor 2 (com aeração) sobrepostos e foi utilizada a recirculação para expandir o leito. As curvas de expansão/fluidificação das biopartículas constituintes do leito do reator mostraram que o leito do reator no setor 1 encontrava-se sem expansão e no setor 2 estava expandido, sob as condições de operação determinadas para esse trabalho. Do ensaio com o traçador NaCl, obtiveram-se tempo de detenção hidráulica médio (TDH_M) de 18,45h para o ensaio sem recirculação e com compressor desligado; e de 16,90h para o ensaio com recirculação e compressor ligado. Os TDH_M obtidos foram maiores que o TDH teórico (igual a 12h), provavelmente devido à difusão do traçador no biofilme. A Etapa II foi dividida em duas fases, na fase 1 o TDH teórico médio foi de 12h e na fase 2 foi de 16h. Verificou-se baixa retenção de sólidos no sistema, visto que o efluente apresentou, durante a maior parte do período de monitoramento, concentrações de sólidos totais e sólidos suspensos totais superiores as do afluente. A maior eficiência de remoção de DQO de amostra bruta aconteceu na fase 2 e foi de 32% sob taxa de carregamento de $0,86\text{kgDQObruta.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Os valores médios de DQO de amostras filtradas do efluente foram iguais 119 e $116\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$, o que equivale a remoções médias de 54% e 63%, respectivamente para a fase 1 e 2. A maior remoção DBO de amostra filtrada no sistema aconteceu na fase 1 e foi de 91%, com o efluente apresentando concentração de $19\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$. Com relação à concentração de NTK, o sistema foi pouco eficiente em sua remoção e apresentou concentrações muito baixa de nitrogênio oxidado (menores que $1\text{mgNO}_3^-\text{.L}^{-1}$). O grau de amonificação foi de 89%, em média, quando considerou a concentração de NTK em amostra filtrada. Concluiu-se que o sistema não é eficiente na remoção de material orgânico e de nutrientes devido ao arraste de sólidos e material biológico no efluente.

Palavras-chave: Esgotos sanitários. Reator com leito de biomassa aderida. Remoção de matéria orgânica. Remoção de nutrientes. Arraste de sólidos.

ABSTRACT

ALMEIDA, A. O. **Partially aerated attached biomass bed reactor applied to treatment sanitary sewage treatment.** 2010. 158p. Dissertation (Master). School of Engineering of São Carlos, University of São Paulo, São Carlos, 2009.

This work aimed to evaluate the performance of a full scale up-flow attached biomass bed reactor (159m^3) and with continuous aeration at 7m above bottom of the reactor to sanitary sewage treatment. The bed of the reactor was constituted for activated granular carbon, anthracite carbon and sand. The work was divided into two stages. In the first stage, hydrodynamics tests were made which consisted of the expansion/fluidization curve for the bioparticles of the bed of the full scale reactor and of the test of stimulus-response with tracer NaCl. In the second stage, it monitored the performance of the attached biomass bed reactor operated with overlapping sector 1 (without aeration) and sector 2 (with aeration) and it utilized the recirculation to expand the bed. The expansion/fluidization curves of the bioparticles of the bed of the reactor showed that the bed of the reactor in the sector 1 was without expansion and in the sector 2 was expanded, under the operating conditions determined for this work. Of the test with NaCl tracer obtained mean hydraulic detention time (HDT_M) of 18,45h for the test without recirculation and compressor off; and of 16,90h for the test with recirculation and compressor on. The obtained HDT_M were bigger than the theoretical HDT (equal at 12h), probably due to at the diffusion of trace into biofilm. The stage II was divided into two phases, in the phase 1 mean theoretical HDT was of 12h, and in the phase 2 was of 16h. It verified low retention of solids in the system, since the effluent presented, during most of the monitoring period, concentrations of total solids and total suspended solids higher than the influent. The greater efficiency of COD removal of raw sample occurred in phase 2 and was of 32% under loading rate of $0,86\text{kgCOD}_{\text{raw}}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. The mean amounts COD of filtered samples in the effluent were equal to 119 and $116\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, which is equivalent to mean removals of 54% and 63%, respectively for phase 1 and 2. The higher efficiency of removal BOD filtered sample in the system was in phase 1 and was of 91%, with effluent presenting concentration of $19\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$. With respect to the TKN concentration, the system was little efficient in its removal and presented very low concentration of oxidized nitrogen (lower than 1mgNO_3^-). The degree of ammonification was 89%, on average, when considered the TKN concentration in the filtered sample. It concluded that the system is not effective removing organic material and nutrients due to drag of solids and biological material in the effluent.

Key words: Sanitary sewage. Attached biomass bed reactor. Removal organic matter. Removal nutrients. Drag of solids.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 – Modelo de Stoodly para o desenvolvimento do biofilme (STOODLY et al., 2002).....	29
Figura 3.2 – Representação esquemática de um meio suporte com biofilme (WASTEWATER...,2003).....	31
Figura 3.3 – Desenho esquemático de um reator de leito expandido (Adaptado de CAMPOS; PEREIRA, 1999).....	33
Figura 3.4 – Características das típicas curvas de queda de pressão em função da velocidade superficial do leito fluidizado (CLEASBY; FAN, 1981).....	34
Figura 3.5 – Determinação experimental da v_{mf} (HOWARD; 1989).....	35
Figura 4.1 – Esquema ilustrativo da Etapa I do estudo realizado.....	53
Figura 4.2 – Esquema ilustrativo da Etapa II do estudo realizado.....	54
Figura 4.3 – Fotografia da ETE experimental da Área 1 do Campus EESC-USP, com destaque: A – Reator com leito de biomassa aderida parcialmente aerado; B – Tratamento preliminar.....	55
Figura 4.4 – Detalhes do reator com leito de biomassa aderida parcialmente aerado: A – Esquema simplificado do reator com medidas de seus principais componentes; B – Nível do meio suporte dentro da zona reativa (Adaptado SIMAN, 2007).....	56
Figura 4.5 – Material encontrado na bomba 2 durante manutenção: A – pedaço de plástico no interior da bomba; B – material suporte no interior da bomba; C – pedras que saíram da tubulação de recirculação; D- material suporte na tubulação que sai da bomba 2.....	58
Figura 4.6 – Fotografia da chapa moeda colocada na entrada da linha de recirculação do reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	59
Figura 4.7 – Fotografias das peças desgastadas e quebradas da bomba 2.....	59
Figura 4.8 – Material suporte arrastado no reator com leito de biomassa aderida em escala plena: A – Topo do reator; B – Calha de coleta do efluente.....	60
Figura 4.9 – Tela de interface do supervisor ETE-USP-SC no modo automático.....	61
Figura 4.10 – Tela de interface do supervisor ETE-USP-SC no modo manual.....	62
Figura 4.11 – Relação entre a vazão e rotação dos conjuntos moto-bombas: A- Bomba de recirculação para o setor 1 (B2); B- Bomba de recirculação para o setor 2 (B3) (MENDONÇA, 2004).....	63
Figura 4.12 – Diagrama de blocos de automação da ETE experimental da Área 1 do Campus da USP – São Carlos.....	64
Figura 4.13 – Pontos amostrados destacados durante o ensaio de expansão/fluidificação no reator com leito de biomassa aderida em escala plena da ETE experimental (adaptado de SIMAN, 2007).....	66
Figura 4.14 – Esquema da instalação experimental utilizada no ensaio de expansão/fluidificação.....	67
Figura 4.15 – Fotografias das amostras de biopartículas coletadas no reator com leito de biomassa aderida em escala plena: A – amostra 1 (setor 1); B – amostra 2 (setor 2)...	68

Figura 4.16 – Curva de calibração: Condutividade e concentração de NaCl.....	72
Figura 4.17 – Curva de calibração: Concentração de Cl^- e condutividade.....	73
Figura 4.18 – Esquema do ensaio com NaCl no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	74
Figura 4.19 – Pontos amostrados durante a realização do perfil ao longo da altura do reator com leito de biomassa aderida (Adaptado SIMAN, 2007).....	78
Figura 5.1 – Fotografia da amostra 1 (ponto 1, localizado a 3,0m da base do reator) – A e B fotografia do microscópio; C e D fotografia da câmera.....	81
Figura 5.2 – Fotografia da amostra 2 (ponto 6, localizado a 8,5m da base do reator) – A e B fotografia do microscópio; C e D fotografia da câmera.....	81
Figura 5.3 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 1 (localizada a 3,0m da base do reator) – Ensaio 1 – leito com aproximadamente 10cm.....	84
Figura 5.4 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 1 (localizada a 3,0m da base do reator) – Ensaio 2 – leio com aproximadamente 30cm.....	85
Figura 5.5 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 2 (localizada a 8,5m da base do reator) – Ensaio 1 – leito com aproximadamente 10cm.....	85
Figura 5.6 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 2 (localizada a 8,5m da base do reator) – Ensaio 2 – leio com aproximadamente 30cm.....	86
Figura 5.7 – Curva de distribuição do tempo de residência para o ensaio 1(somente bomba de alimentação funcionando) no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	89
Figura 5.8 – Curva de distribuição do tempo de residência para o ensaio 2 (bomba de alimentação, bomba de recirculação anaeróbia, bomba de recirculação aeróbio e compressor funcionando) no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	89
Figura 5.9 – Resultado da COV aplicada para DQO bruta no reator com leito de biomassa aderida em escala plena durante a Etapa II.....	93
Figura 5.10 – Resultado da CNV aplicada para NTK e N-amoniaco no reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	94
Figura 5.11 – Resultados de ácidos graxos voláteis do afluente e do efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	95
Figura 5.12 – Resultados de alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) do afluente e do efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	96
Figura 5.13 – Resultados do pH para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	97
Figura 5.14 – Resultados da concentração de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	99
Figura 5.15 – Resultados da concentração de sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos suspensos voláteis (SSV) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	100
Figura 5.16 – Relação entre a concentração de sólidos totais voláteis e sólidos totais (SVT/ST) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	102

Figura 5.17 – Relação entre a concentração de sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais (SSV/SST) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	102
Figura 5.18 – Resultados de DQO bruta e filtrada para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	103
Figura 5.19 – Eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	103
Figura 5.20 – Relação entre a DQO filtrada e DQO bruta para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	105
Figura 5.21 – Resultados de DBO bruta e filtrada para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	106
Figura 5.22 – Eficiência de remoção de DBO bruta e filtrada do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	106
Figura 5.23 – Relação entre a DBO filtrada e a DBO bruta para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	108
Figura 5.24 – Resultados do NTK, N-amoniaco e N-orgânico para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	109
Figura 5.25 – Relação de N-amoniaco/NTK para amostras brutas e filtradas do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	111
Figura 5.26 – Resultados de fósforo (P) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.....	112
Figura 5.27 – Diferenças de cor de amostras ao longo da altura do reator.....	114
Figura 5.28 – Valores de pH, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	114
Figura 5.29 – Valores de OD, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	115
Figura 5.30 – Valores de temperatura, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	115
Figura 5.31 – Concentração de ácidos graxos voláteis (AGV), para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	116
Figura 5.32 – Valores de alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	117
Figura 5.33 – Valores de DQO filtrada, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	118
Figura 5.34 – Concentração de NTK, N-amoniaco e N-orgânico, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	119
Figura 5.35 – Concentração fósforo, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	120

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Valores de velocidade mínima de fluidificação (v_{mf}), perda de carga total (ΔP_{mf}), altura inicial do leito (H_i), perda de carga unitária (J_{mf}) e expansão (E_{mf}) para condição de mínima fluidificação do estudo de Mendonça (2004).....	36
Tabela 3.2 – Trabalhos sobre reatores de leito expandido/fluidificado realizados no SHS-ESSC-USP.....	46
Tabela 4.1 – Condições médias de operação do reator com leito de biomassa aderida em escala plena durante a Etapa II.....	76
Tabela 4.2 – Variáveis investigadas durante a operação do reator com leito de biomassa aderida e métodos de análise.....	77
Tabela 5.1 – Concentração de ST, STF e STV da biomassa desprendida durante a lavagem química, concentração de partículas e a relação STV/g partícula.....	82
Tabela 5.2 – Valores de massa específica e $d_{10\%}$, $d_{90\%}$ e d_{eq} para as amostras.....	82
Tabela 5.3 – Valores de velocidade mínima de fluidificação (v_{mf}), perda de carga total (ΔP_{mf}), altura inicial do leito (H_i), perda de carga unitária (J_{mf}) e expansão (E_{mf}) para condição de mínima fluidificação obtidos nos ensaios de expansão/fluidificação.....	86
Tabela 5.4 – Condições experimentais, TDH teórico, t_p (tempo pico), TDH médio (TDH_M) e σ^2 (variância) para os ensaios com traçador no reator com leito de biomassa aderida.....	89
Tabela 5.5 – Condições operação do reator de leito biomassa aderida para as fases 1 e 2 da Etapa II.....	92
Tabela 5.6 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados das taxas de carregamento volumétrico de material orgânico (COV) na forma de DQO bruta e de carregamento de material nitrogenado (CNV) para NTK e N-amoniaco para o afluente durante a Etapa II.....	94
Tabela 5.7 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados de pH, alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade total (AT) e ácidos graxos voláteis para o afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.....	98
Tabela 5.8 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados da série de sólidos totais (ST, STF e STV) e da série de sólidos suspensos (SST, SSF e SSV) para o afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.....	101
Tabela 5.9 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimo e máximo, e número de dados analisados de DQO e DBO, para amostras brutas e filtradas, do afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.....	108
Tabela 5.10 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores máximo e mínimo e número de dados analisados de NTK para amostra bruta e filtrada, N-amoniaco, N-orgânico e fósforo para o afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.....	113

Tabela 5.11 – Série de sólidos totais, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.....	117
Tabela A.1 – Resultados da concentração de ST, STF e STV da biomassa desprendida e concentração de partículas para as amostras 1 e 2, lavadas quimicamente, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	129
Tabela A.2 – Resultados da massa de partículas, concentração de partículas e a relação STV/g partícula para as amostras 1 e 2, lavadas quimicamente, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	129
Tabela B.1 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 1 (ponto 1 – a 3,0m da base do reator), somente seca, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	131
Tabela B.2 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 1 (ponto 1 – a 3,0m da base do reator), seca e lavada em solução química, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	132
Tabela B.3 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 2 (ponto 2 – a 8,5m da base do reator), somente seca, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	133
Tabela B.4 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 2 (ponto 2 – a 8,5m da base do reator), seca e lavada em solução química, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	134
Tabela B.5 – Curva granulométrica do material suporte arrastado no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	135
Tabela C.1 – Dados obtidos durante o ensaio e resultado de massa específica para amostra 1 (ponto 1 – a 3,0m da base do reator), somente seca, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	137
Tabela C.2 – Dados obtidos durante o ensaio e resultado de massa específica para amostra 1 (ponto 1 – a 3,0m da base do reator), seca e lavada em solução química, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	137
Tabela C.3 – Dados obtidos durante o ensaio e resultado de massa específica para amostra 2 (ponto 2 – a 8,5m da base do reator), somente seca, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	138
Tabela C.4 – Dados obtidos durante o ensaio e resultado de massa específica para amostra 2 (ponto 2 – a 8,5m da base do reator), seca e lavada em solução química, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	138
Tabela D.1 – Resultados do ensaio 1 (leito com aproximadamente 10cm) de expansão/fluidificação da amostra 1 – ponto 1 localizado a 3,0m a base do reator ($T_{\text{inicial}}=22,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=23,5^{\circ}\text{C}$).....	140
Tabela D.2 – Resultados do ensaio 1 (leito com aproximadamente 10cm) de expansão/fluidificação da amostra 2 – ponto 2 localizado a 8,5m da base do reator ($T_{\text{inicial}}=21,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=22,0^{\circ}\text{C}$).....	140

Tabela D.3 – Resultados do ensaio 2 (leito com aproximadamente 30cm) de expansão/fluidificação da amostra 1 – ponto 1 localizado a 3,0m da base do reator ($T_{\text{inicial}}=19,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=21,0^{\circ}\text{C}$).....	141
Tabela D.4 – Resultados do ensaio 2 (leito com aproximadamente 30cm) de expansão/fluidificação da amostra 2 – ponto 2 localizado a 8,5m da base do reator ($T_{\text{inicial}}=22,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=22,5^{\circ}\text{C}$).....	141
Tabela E.1 – Resultados do ensaio 1 (somente bomba de alimentação funcionando) com o traçador NaCl no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	143
Tabela E.2 – Resultados do ensaio 2 (bomba de alimentação, bomba de recirculação anaeróbia, bomba de recirculação aeróbia e compressor funcionando) com o traçador NaCl no reator de leito com biomassa aderida em escala plena.....	144
Tabela F.1 – Valores de OD, condutividade (Cond.) e temperatura (T) do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	146
Tabela F.2 – Resultados de pH, ácidos voláteis (AGV), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI) e alcalinidade total (AT) do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	147
Tabela F.3 – Resultados e eficiências de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STV), sólidos totais voláteis (STV) e da relação STV/ST do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	148
Tabela F.4 – Resultados e eficiências de sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSV), sólidos suspensos voláteis (SSV) e da relação SSV/SST do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa I.....	149
Tabela F.5 – Resultados e eficiências de DQO bruta e filtrada, cargas orgânicas volumétrica (COV) aplicadas e a relação $DQO_{\text{filtrada}}/DQO_{\text{bruta}}$ do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	150
Tabela F.6 – Resultados e eficiências de DBO bruta e filtrada, cargas orgânicas volumétrica (COV) aplicadas e a relação $DBO_{\text{filtrada}}/DBO_{\text{bruta}}$ do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	151
Tabela F.8 – Resultados de nitrito e nitrato do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	153
Tabela F.9 – Resultados e eficiências de fósforo e cargas de fósforo volumétrica (CPV) aplicadas do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.....	154
Tabela G.1 – Comportamento do oxigênio dissolvido (OD), condutividade (Cond.), temperatura (T), pH, ácidos voláteis (AGV), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI) e alcalinidade total (AT) ao longo da altura do reator com leito de biomassa aderida nos perfis 1 e 2 realizados durante a Etapa II.....	156
Tabela G.2 – Comportamento dos sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos suspensos voláteis (SSV) ao longo da altura do reator com leito de biomassa aderida nos perfis 1 e 2 realizados durante a Etapa II.....	157

Tabela G.3 – Comportamento da DQO bruta e filtrada, do NTK, N-amoniaco (N-amon.), N-orgânico (N-org.), nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-) e fósforo (P) ao longo da altura do reator com leito de biomassa aderida nos perfis 1 e 2 realizados durante a Etapa II.....	158
---	-----

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AGV	– Ácidos graxos voláteis [$\text{mgHCH}_3\text{COOH.L}^{-1}$ ou mgHAc.L^{-1}]
AT	– Alcalinidade Total [$\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$]
AP	– Alcalinidade Parcial [$\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$]
AI	– Alcalinidade Intermediária [$\text{mgCaCO}_3.\text{L}^{-1}$]
B _{el}	– Bomba elevatória
B1	– Bomba de alimentação
B2	– Bomba de recirculação para o setor 1 do reator
B3	– Bomba de recirculação para o setor 2 do reator
CAG	– Carvão Ativado Granular
CLP	– Controlador Lógico Programável
COV	– Carga Orgânica Volumétrica [$\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$]
CNV	– Carga de Nitrogênio Volumétrica [$\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$]
CPV	– Carga de Fósforo Volumétrica [$\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$]
DBO	– Demanda Bioquímica de Oxigênio [$\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$]
DQO	– Demanda Química de Oxigênio [$\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$]
DTR	– Distribuição do Tempo de Residência [h^{-1}]
EPS	– Extracellular Polymeric Substances (matriz de polímeros extracelulares)
ETE	– Estação de tratamento de esgoto
EESC	– Escola de Engenharia de São Carlos
Latar	– Laboratório de tratamento avançado e reúso de águas
N-amon	– Nitrogênio amoniacal [mg.L^{-1}]
N-org	– Nitrogênio orgânico [mg.L^{-1}]
N-NH ₃	– Nitrogênio na forma de amônia livre [mg.L^{-1}]
N-NH ₄ ⁺	– Nitrogênio na forma de íon amônio [mg.L^{-1}]
N-NO _x	– Nitrogênio na forma oxidada [mg.L^{-1}]
N-NO ₃ ⁻	– Nitrogênio na forma de nitrato [mg.L^{-1}]
NTK	– Nitrogênio Kjeldahl total [mg.L^{-1}]
OD	– Oxigênio Dissolvido [$\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$]
P-PO ₄ ⁻	– Fósforo na forma de fosfato [mg.L^{-1}]
Q _{recir.} /Q _{afl}	– Taxa de recirculação
RAALEx	– Reator anaeróbio-aeróbio de leite expandido
SHS	– Departamento de Hidráulica e Saneamento

SST – Sólidos suspensos totais [mg.L⁻¹]

SSF – Sólidos suspensos fixos [mg.L⁻¹]

SSV – Sólidos suspensos voláteis [mg.L⁻¹]

ST – Sólidos totais [mg.L⁻¹]

STF – Sólidos totais fixos [mg.L⁻¹]

STV – Sólidos totais voláteis [mg.L⁻¹]

TDH – Tempo de detenção hidráulica teórico [h]

TDH_M – Tempo de detenção hidráulica médio real [h]

UASB – Upflow Anaerobic Sludge Blanket (Reator anaeróbio de manta de lodo)

USP – Universidade de São Paulo

LISTA DE SÍMBOLOS

ϕ – diâmetro

ε – Eficiência de remoção [%]

d_{eq} – Diâmetro equivalente [mm]

d_e ou $d_{10\%}$ – Diâmetro efetivo [mm]

$d_{90\%}$ – Tamanho equivalente a 90% da massa do material que passa no peneiramento [mm]

E_{mf} – Expansão na condição de mínima fluidificação [%]

H_i – Altura inicial do leito na condição de mínima fluidificação [cm]

J_{mf} – Perda de carga unitária do leito na condição de mínima fluidificação [$\text{cmH}_2\text{O} \cdot \text{cmLeito}^{-1}$]

ΔP_{mf} – Perda de carga total na condição de mínima fluidificação [cmH_2O]

Q_{afl} – Vazão afluyente [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

Q_{recir} – Vazão de recirculação [$\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$]

t_p – Tempo pico [h]

v_{asc} – Velocidade ascensional [$\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$]

v_{mf} – Velocidade mínima de fluidificação [$\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$]

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	25
2. OBJETIVO.....	27
3. REVISÃO DE LITERATURA.....	28
3.1. Considerações iniciais.....	28
3.2. Biofilme: definição, desenvolvimento, remoção e características.....	28
3.3. Remoção biológica de nitrogênio	31
3.4. Reator de leito expandido/fluidificado.....	32
3.4.1. Descrição e características.....	32
3.4.2. Expansão e fluidificação do leito.....	34
3.4.3. Efeito da biomassa na expansão/fluidificação e na estratificação do leito.....	36
3.4.4. Taxa de recirculação.....	39
3.4.5 Remoção simultânea de matéria carbonácea e nutrientes em reatores leito expandido/fluidificado.....	40
3.4.6. Estudos realizados em reator de leito expandido/fluidificado na EESC – USP.....	45
3.4.7. Análise crítica: A questão dos sólidos nos reatores de leito expandido/fluidificado.....	50
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	53
4.1. Generalidades.....	53
4.2. Descrição da ETE experimental da Área 1 do Campus da EESC-USP e do reator com leito de biomassa aderida.....	54
4.3. Operação do reator de leito com biomassa aderida parcialmente aerado em escala plena da ETE experimental.....	57
4.4. Controle operacional do sistema.....	61
4.5. Etapa 1 – Estudo hidrodinâmico do reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	65
4.5.1 Generalidades.....	65
4.5.2. Ensaio do comportamento hidrodinâmico de expansão/fluidificação do material constituinte do recheio do reator com leito de biomassa aderida em operação.....	65
4.5.3. Caracterização das biopartículas retiradas do reator com leito de biomassa aderida durante o ensaio 2 de expansão/fluidificação.....	69
4.5.4. Ensaio com o traçador NaCl no reator com leito de biomassa aderida em operação.....	71
4.6. Etapa II – Monitoramento do reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	75
4.6.1. Fases da Etapa II.....	75
4.6.2 Procedimento experimental.....	76
4.6.3. Análise dos dados obtidos.....	79
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	80

5.1. Introdução.....	80
5.2 Etapa I.....	80
5.2.1 Generalidades.....	80
5.2.2 Características das biopartículas amostras durante o ensaio 2 de expansão / fluidificação.....	81
5.2.3. Resultado do ensaio de expansão/fluidificação do material constituinte do recheio do reator de leito com biomassa aderida em operação.....	84
5.2.4. Resultado do ensaio com traçador NaCl no reator de leito com biomassa aderida da ETE experimental.....	88
5.3. Etapa II.....	91
5.3.1 Condições operacionais.....	91
5.3.2. Avaliação do desempenho do reator com leito de biomassa aderida em escala plena.....	92
5.3.2.1 Considerações iniciais.....	92
5.3.2.2. Taxa de carregamento volumétrico de material orgânico (COV) e de material nitrogenado (CNV).....	93
5.3.2.3. Ácidos voláteis, alcalinidade e pH.....	95
5.3.2.4. Série de sólidos.....	98
5.3.2.5. DQO e DBO.....	103
5.3.2.6. Nitrogênio e fósforo.....	109
5.3.3. Perfis ao longo da altura do reator.....	113
6. CONCLUSÕES.....	121
7. SUGESTÃO.....	123
8. REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA.....	124
APÊNDICE A – RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS NA BIOMASSA DESPRENDIDA E CONCENTRAÇÃO DE PARTÍCULAS.....	128
APÊNDICE B – ENSAIOS GRANULOMÉTRICOS REALIZADOS COM MATERIAL SUPORTE DO REATOR COM LEITO DE BIOMASSA ADERIDA EM ESCALA PLENA.....	130
APÊNDICE C – DETERMINAÇÕES DE MASSA ESPECÍFICA.....	136
APÊNDICE D – RESULTADOS DOS ENSAIOS 1 E 2 DE EXPANSÃO E FLUIDIFICAÇÃO PARA AS AMOSTRAS 1 E 2.....	139
APÊNDICE E – RESULTADOS DO ENSAIO HIDRODINÂMICO COM O TRAÇADOR NaCl.....	142
APÊNDICE F – RESULTADOS DAS VARIÁVEIS INVESTIGADAS DURANTE A ETAPA II.....	145
APÊNDICE G – RESULTADOS DOS PERFIS AO LONGO DA ALTURA DO REATOR COM LEITO DE BIOMASSA ADERIDA DURANTE A ETAPA II.....	155

1. INTRODUÇÃO

Os processos biológicos, entre as tecnologias disponíveis, constituem a forma mais usual e econômica de tratar o esgoto sanitário, pois se baseiam em processos que ocorrem de forma natural, isto é, os micro-organismos degradam as substâncias orgânicas solúveis e parte das insolúveis presentes no esgoto sanitário.

Ao combinar sistema biológico aeróbio e anaeróbio em um único reator podem-se aproveitar as vantagens dos dois tipos de processo, compensando ou reduzindo suas limitações.

Entre os tipos de reatores empregados para o tratamento de esgoto sanitário, o reator anaeróbio ou aeróbio de leito expandido/ fluidificado, classificado como sendo de filme fixo e leito móvel, está entre as alternativas que vem sendo aprimoradas nos anos mais recentes. Este tipo de reator tem a vantagem de ocupar área menor quando comparado com outros sistemas que se destinam ao mesmo fim e possuem maior concentração de biomassa, devido às grandes áreas superficiais dos meios suportes que são colonizadas por micro-organismos.

O Departamento de Saneamento da EESC-USP desenvolveu uma linha voltada para os estudos com reatores de leito expandido/fluidificado e, desde o início da década de 1980, vem avaliando a aplicabilidade deste tipo de sistema no tratamento de águas residuárias. Vários estudos foram desenvolvidos com reatores desde escala de bancada até escala plena, sendo que a construção de um reator em escala plena com capacidade de 159,0m³ deu-se durante o doutorado de Neyson Martins Mendonça (MENDONÇA, 2004); e, desde então, vem sendo desenvolvidas pesquisas neste reator, que se encontra localizado na Estação de Tratamento (ETE) experimental do *campus* da Escola de Engenharia de São Carlos (EESC) área 1 da Universidade de São Paulo (USP).

Nos diversos trabalhos desenvolvidos na EESC-USP foram estudados vários temas relacionados ao reator de leito expandido/fluidificado, tais como: a configuração do reator, o tipo do material do meio suporte, formação do biofilme, tempo de detenção hidráulica, velocidade ascensional, taxa de recirculação; com objetivo de aprimorar o sistema para sua aplicação no tratamento do esgoto sanitário.

Em 1994, com o trabalho pioneiro de Fdz-Polanco, Real e Garcia (1994), surge a ideia de sobrepor região anaeróbia e aeróbia no reator de leito expandido/fluidificado com o intuito de se obter a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes. Nesse estudo foram

alcançadas eficiências de remoções de: $DQO_{\text{solúvel}} > 80\%$, $DBO_{5\text{solúvel}} > 90\%$, $N\text{-NTK} > 80\%$; para carga aplicada orgânica de $1,2\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e de nitrogênio $0,2\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, com tempo de detenção hidráulica de 24h.

A fim de verificar a aplicabilidade do sistema com região anaeróbia-aeróbia sobrepostas em um reator com escala real, foram realizados estudos no reator de leito expandido da ETE experimental da EESC-USP. Os estudos procuraram estabilizar regiões aeróbia e anaeróbia sobrepostas e avaliaram a remoção conjunta de matéria carbonácea e nutrientes.

Os estudos no reator de leito expandido em escala plena da ETE experimental iniciaram com Mendonça (2004), sendo que Siman (2007) deu continuidade. Nesses estudos utilizou-se um tanque criogênico que fornecia oxigênio puro ao sistema. A fim de reduzir custos, mais tarde, Silva (2009) alterou o sistema de aeração, e a insuflação de ar se deu por meio de um compressor.

Os trabalhos feitos com reator de leito expandido em escala plena com região anaeróbia-aeróbia sobrepostas mostraram que quando se deu o aumento da escala aumentou-se a dificuldade em se operar o sistema da forma desejada. Dentre as dificuldades encontradas na operação do reator, citam-se: a dificuldade em manter e obter a concentração de oxigênio dissolvido ao longo da altura do reator nos valores desejados para que os processos de remoção de matéria orgânica e nutrientes ocorressem; a dificuldade de reter sólidos na região de sedimentação; e a dificuldade em manter a velocidade ascensional alta para expandir ou fluidificar o leito.

Silva (2009), utilizando aeração a meia altura no reator de leito expandido em escala plena de forma a criar regiões anaeróbia-aeróbia sobrepostas, concluiu que há grande dificuldade para se conseguir o domínio sob os processos biológicos em reatores com essa configuração. As maiores eficiências médias de remoção de DQO_{filtrada} e DBO_{filtrada} , alcançadas por Silva (2009), foram de 80% e 95%, respectivamente. Não ocorreu remoção significativa de nitrogênio.

O presente trabalho teve como propósito dar sequência aos estudos iniciados por Silva (2009) e avaliar o desempenho do reator com leito formado por material suporte com biomassa aderida em escala plena, da ETE experimental da EESC-USP, com aeração contínua a meia altura no tratamento do esgoto sanitário.

2. OBJETIVO

O presente trabalho teve por objetivo geral a avaliação do desempenho de um reator de fluxo ascensional de leito constituído por material suporte com micro-organismos imobilizados em escala plena (159m^3) com aeração contínua aplicada à meia altura no leito.

A fim de alcançar o objetivo geral, os seguintes objetivos específicos constaram no trabalho.

- Caracterização da curva de expansão/fluidificação do material constituinte do recheio do reator em escala plena;
- Avaliação do tempo de detenção hidráulica total médio do reator em escala plena;
- Avaliação da remoção de matéria orgânica e de nutrientes, principalmente nitrogênio.

3. REVISÃO DE LITERATURA

3.1. Considerações iniciais

Este capítulo visa dar suporte para o desenvolvimento do presente estudo apresentando um levantamento bibliográfico sobre biofilme, remoção de nitrogênio e reatores de leito expandido/fluidificado.

Sobre biofilme serão apresentadas, de modo conciso, sua definição, seu desenvolvimento, sua remoção e suas características.

Com relação à remoção de nitrogênio será descrito seu fundamento de modo bastante breve.

Em reatores de leito expandido/fluidificado, para o qual a revisão de literatura centraliza a atenção, serão apresentados, em subitens, assuntos a respeito: das características desses reatores, da expansão e fluidificação do leito, da influência da biomassa na fluidificação e na estratificação do leito, da taxa de recirculação, de estudos, que visam à remoção da matéria carbonácea e de nutrientes simultaneamente, do histórico do estudo deste tipo de sistema pelo Departamento de Saneamento da EESC-USP. Por fim será feita uma análise sobre a questão dos sólidos nesse tipo de configuração de reator.

3.2. Biofilme: definição, desenvolvimento, remoção e características

Para Xavier et al. (2003), os biofilmes são comunidades de micro-organismos imobilizados conjuntamente numa matriz de substâncias poliméricas extracelulares de origem microbiana.

O biofilme cresce aderido a um material suporte sólido, que é usualmente impermeável. O meio suporte pode ser de material natural ou sintético (GRADY Jr.; DAIGGER; HENRY, 1999). As camadas do biofilme são estruturas não uniformes muito complexas com proeminências muito desiguais como vales e picos, e acredita-se possuírem poros verticais e horizontais através dos quais o líquido flui. A biomassa pode ser muito densa, e pode também variar em densidade e profundidade (WASTEWATER..., 2003).

Stoodly et al. (2002) propuseram um modelo, que mostra os vários estágios de desenvolvimento do biofilme (Figura 3.1).

Figura 3.1 – Modelo de Stoodly para o desenvolvimento do biofilme (STOODLY et al., 2002).

Como mostrado na Figura 3.1, a formação do biofilme se dá em 5 estágios, no modelo de Stoodly:

- 1º estágio: as células bacterianas aderem de forma reversível à superfície;
- 2º estágio: produção de EPS (extracellular polymeric substances – matriz de polímeros extracelulares – dá coesão ao biofilme) resultando em aderência mais firme (aderência irreversível);
- 3º estágio: o desenvolvimento inicial da arquitetura do biofilme;
- 4º estágio: maturação da arquitetura do biofilme;
- 5º estágio: dispersão de células do biofilme (células escuras na Figura 3.1).

Depois de formado e desenvolvido, o biofilme pode sofrer processo de “remoção”, que segundo Nicolella et al (1997) é causado por processos contínuos e descontínuos, sendo, principalmente, erosão, abrasão e desprendimento. A erosão é um processo contínuo de remoção de células individuais ou de grupos das células da superfície do biofilme e presume-se ser resultado das forças de cisalhamento exercidas pelo movimento do fluido em contato com a superfície do biofilme. O desprendimento envolve a perda de grandes partículas de biomassa, consequência de processos casuais de cada sistema; e a abrasão é causada por colisões de partículas sólidas com o biofilme ou pela velocidade de escoamento relativamente alta.

A forma do biofilme define o modo como se dá a interface biofilme/líquido; é através dessa interface que ocorre todo o transporte de massa de solutos. A estrutura do biofilme tem papel muito importante na atividade do mesmo. Esta é definida em parte pela atividade do

biofilme: crescimento das células microbianas e sua divisão, produção e excreção de EPS, em conjunto com fatores externos, como forças de atrito definidas pela hidrodinâmica e outras forças mecânicas envolvidas, moldam a estrutura dos biofilmes (XAVIER et al., 2003).

Segundo Grady Jr.; Daigger e Henry (1999), as espessuras e a superfícies dos biofilmes dependem do tipo de micro-organismo que as compõe. A espessura e a densidade do biofilme são fatores que afetam as reações, já que estão relacionadas diretamente com a concentração de biomassa. De acordo com um estudo desenvolvido por Hibiya et al. (2004), a distribuição de oxigênio no biofilme é muito importante nos processos de oxidação, tais como oxidação do material orgânico e nitrificação simultâneas. Quando Hibiya et al. (2004) avaliaram a distribuição do oxigênio em biofilmes com espessuras até 2000 μm e manteve a concentração de oxigênio na massa líquida igual 3g.m⁻³, o oxigênio penetrou completamente em biofilme com espessura menor que 300 μm . A taxa de penetração de oxigênio decaiu gradualmente com o aumento da espessura do biofilme.

Em geral, o biofilme pode ser dividido conceitualmente em duas zonas, a base do filme e a superfície do filme. Ambas contêm agregação de micro-organismos e material particulado unidos pela matriz de polímeros extracelulares (EPS). A base do filme consiste de uma estrutura de acumulação, com limites bem definidos. A superfície do filme faz a transição entre a base do filme e a massa líquida (GRADY Jr.; DAIGGER; HENRY, 1999).

Nos processos de crescimento aderido, o substrato é consumido dentro do biofilme. Uma camada de líquido circundante (camada de difusão) separa o biofilme da massa líquida que flui sobre a superfície do biofilme ou é misturada do lado de fora do filme fixo. Substratos, oxigênio e nutrientes difundem-se da camada circundante de líquido para o biofilme, e produtos de biodegradação do biofilme entram na massa líquida depois da difusão do filme circundante, Figura 3.2 (WASTEWATER..., 2003).

Figura 3.2 – Representação esquemática de um meio suporte com biofilme (WASTEWATER..., 2003).

3.3. Remoção biológica de nitrogênio

Segundo conceitos “clássicos” dois processos são fundamentais para a conversão biológica de N em unidades de tratamento de águas residuárias. São eles: a nitrificação e a desnitrificação.

A nitrificação ocorre na presença de oxigênio e compreende duas etapas, primeiramente N amoniacal é oxidado a NO_2^- , e posteriormente NO_2^- é oxidado a NO_3^- . Esse processo é realizado por bactérias autotróficas. Wastewater... (2003) apresenta o processo de nitrificação e suas etapas, nitritação e nitratação (Equações 1, 2 e 3).

As Equações.1 e 2 expressam, de forma simplificada, as etapas intermediárias da nitrificação e são realizadas por bactérias autotróficas comumente do gênero *Nitrossomonas* e *Nitrobacter*, respectivamente. Na Equação 3 tem representado simplificada o processo total de oxidação do N-amoniacal. A oxidação completa de N-amoniacal requer demanda de oxigênio igual $4,57\text{gO}_2/\text{gN}_{\text{oxidado}}$ e consome $7,14\text{g}$ de alcalinidade/ $\text{gN}_{\text{oxidado}}$ (WASTEWATER..., 2003).

A desnitrificação é realizada por uma grande variedade de bactéria heterotrófica e ocorre em ambiente anóxico, no qual o NO_3^- é reduzido a NO_2^- e posteriormente em N_2 ,

porém podem-se formar compostos intermediários tais como HNO_2 , NO e N_2O . Esse processo de redução é representado, de forma simplificada, na Equação 4.

A reação de desnitrificação produz alcalinidade, para cada grama de NO_3^- reduzido gera-se 3,57g de alcalinidade (WASTEWATER..., 2003).

A desnitrificação está associada à condição anóxica, entretanto é mostrado que sob condições de pH ácido, a desnitrificação pode ocorrer na presença de oxigênio. Além disso, reatores de filme fixo, assim como sistemas de crescimento suspenso, podem consistir de camadas de biomassa aeróbia e subcamadas anóxicas para que processos aeróbios e desnitrificação possam ocorrer simultaneamente (SEDLAK, 1991).

3.4. Reator de leito expandido/fluidificado

3.4.1. Descrição e características

O reator biológico de leito expandido ou fluidificado é classificado como um reator de crescimento aderido – filme fixo – no qual a biomassa cresce aderida a um meio suporte (partículas densas e inertes), formando o biofilme; e de leito móvel, pois as biopartículas (meio suporte + biofilme) permanecem suspensas no fluido pela associação das forças de atrito com a velocidade ascensional do fluido.

Este reator apresenta a vantagem de ser mais compacto que as outras configurações (por exemplo: UASB, lodo ativado), pois como possui altura elevada, ocupa pequenas áreas. Outra vantagem é que possui altas concentrações de biomassa, próxima a 40kg.m^{-3} , devido às grandes superfícies de aderência de pequenos meios suportes (com diâmetros na faixa de 0,2 a 0,8mm) de mais que $2000\text{m}^2.\text{m}^{-3}$, enquanto os sistemas de crescimento suspenso possuem concentração de biomassa em torno de 5kg.m^{-3} (HEIJNEN et al., 1989).

Esta configuração de reator possui três fases, sendo: a fase líquida, a fase gasosa e a fase sólida. A fase líquida é constituída pela água residuária; a fase gasosa é formada pelo biogás oriundo do processo anaeróbio e pelo oxigênio e outros gases quando o processo é aeróbio; já a fase sólida é formada pelas biopartículas, que são o meio suporte mais o biofilme, cuja função é reter a biomassa no reator.

O reator é constituído por duas regiões distintas, sendo uma a região de reação, na qual ocorre a degradação do material orgânico; e a outra, a região de sedimentação, responsável por separar as biopartículas do efluente. Há também um sistema para coleta de gás e um sistema de recirculação. A configuração esquemática do reator é visualizada na Figura 3.3.

Figura 3.3 – Desenho esquemático de um reator de leito expandido (Adaptado de CAMPOS; PEREIRA, 1999).

É possível aplicar altas velocidades ascensionais (10 a 30m.h^{-1}) no líquido do reator. Por causa dessa alta velocidade no líquido, as partículas suspensas inertes presentes na água residuária, não acumulam no reator (HEIJNEN et al., 1989). Dessa forma, a retenção de sólidos no reator é mínima devida à alta turbulência e ao fino biofilme desenvolvido. Com baixa retenção de sólidos, o processo é melhor para águas residuárias com demanda química de oxigênio (DQO) solúvel (WASTEWATER..., 2003). A fim de manter a velocidade apropriada para atingir o grau desejável de suspensão usualmente é requerida a recirculação do efluente do reator (GRADY Jr.; DAIGGER; HENRY, 1999).

Os tipos de meio suporte utilizados nesta configuração de reator incluem materiais tais como: areia, carvão, carvão ativado granular e espuma de poliuretano. De acordo com Speece (1996), as propriedades de adsorção do carvão ativado aumentam a concentração de matéria orgânica solúvel na interface, por isso estimula o crescimento biológico e assimilação. Para

Heijnen et al. (1989), areia de 0,3 a 0,5mm de tamanho é um meio que possibilita alta concentração de biomassa.

3.4.2. Expansão e fluidificação do leito

Fluidificação, segundo Cleasby e Fan (1981), ocorre quando o fluxo ascendente de um fluido (gás ou líquido) através de um leito granular com uma velocidade suficiente suspende o meio suporte no fluido; e o ponto de fluidificação incipiente ou a velocidade mínima de fluidificação (v_{mf}) é a velocidade superficial do fluido requerida para o início da fluidificação.

O estado fluidificado de um leito granular, conforme Kunni e Levenspiel (1969)¹ *apud* Mendonça (2004), ocorre quando a perda de carga no leito granular permanece praticamente constante, independentemente do aumento da velocidade ascensional (v_{asc}) – sendo que tal comportamento é observado a partir do ponto de fluidificação incipiente, que se inicia com v_{mf} , alcançada no momento em que as forças devidas ao atrito entre as fases líquidas e sólida superam o peso das partículas, ficando essas suspensas no meio granular fluidificado.

Na Figura 3.4 são apresentadas as características de fluidificação de um leito ideal e de um leito real, que sentem os efeitos das partículas de formas e dimensões diferentes com irregularidades e dos caminhos preferenciais.

Figura 3.4 – Características das típicas curvas de queda de pressão em função da velocidade superficial do leito fluidizado (CLEASBY; FAN, 1981).

1. KUNII, D; LEVENSPIEL, O. **Engineering fluidization**. New York, John Wiley & Sons, Inc. 1969. 534p.

A v_{mf} está associada à transição entre o estado fixo e fluidificado e é sensível ao tamanho, forma e densidade das partículas (COUDERC, 1986). Segundo Cleasby e Fan (1981), o cálculo da v_{mf} é baseado no fato de que a perda de carga para o leito fixo é igual a perda de carga constante no leito fluidificado; partículas menores fluidificam a menor velocidade superficial que as partículas maiores. Para um leito que contenha partículas de tamanho variado, a v_{mf} não é mesma para todas as partículas (CLEASBY; FAN, 1981).

A determinação experimental da v_{mf} é obtida, segundo Howard (1989), no ponto de interseção entre o prolongamento do trecho no qual a variação de queda de pressão no leito de partículas é linear, em função da velocidade ascensional; e o prolongamento do trecho no qual a queda de pressão é constante e independe do valor da velocidade ascensional. Na Figura 3.5 o ponto P é a interseção entre os trechos e representa a v_{mf} no eixo das abscissas para um ensaio experimental.

Figura 3.5 – Determinação experimental da v_{mf} (HOWARD; 1989).

Para saber como um material suporte se comporta quando submetido ao escoamento de um fluido com velocidade é necessário estudar a sua curva característica de expansão/fluidificação. MENDONÇA (2004) fez um estudo para a escolha do meio suporte mais apropriado para ser colocado em um reator de leito expandido em escala plena. Para isso, estudou as curvas de expansão/fluidificação para a areia, antracito e carvão ativado granular (CAG) sob condição bifásica (sólido-líquido) não-estratificada e estratificada. Seus resultados estão apresentados na Tabela 3.1, em que constam dados de v_{mf} , ΔP_{mf} (perda de carga total), altura inicial do leito (H_i), J_{mf} (perda de carga unitária do leito) e E_{mf} (expansão) na condição de mínima fluidificação.

Tabela 3.1 – Valores de velocidade mínima de fluidificação (v_{mf}), perda de carga total (ΔP_{mf}), altura inicial do leito (H_i), perda de carga unitária (J_{mf}) e expansão (E_{mf}) para condição de mínima fluidificação do estudo de Mendonça (2004).

Leito	Material	v_{mf} ($m.h^{-1}$)	ΔP_{mf} (cmH_2O)	H_i (cm)	J_{mf} ($cmH_2O.cmLeito^{-1}$)	E_{mf} (%)
Não estratificado	Areia	32,4	21,01	27,5	0,76	5,00
	Antracitoso	41,4	8,83	25,0	0,32	12,50
	CAG	50,5	4,30	25,0	0,16	11,15
Estratificado	Areia + antracito	43,2	26,75	45,4	0,52	13,25
	Areia + CAG	41,4	24,23	48,0	0,48	7,25
	Antracito + CAG	59,4	12,95	44,0	0,24	15,25

Com base nos resultados de Mendonça (2004), para leito não-estratificado, foi relatado que as partículas de menor tamanho e maior massa específica (areia), quando comparadas com as de maior tamanho e menor massa específica (antracito e CAG), tiveram regime de fluidificação caracterizado por velocidade ascensional menor e perda de carga elevada, ocorrendo o inverso para os demais leitos (maiores tamanhos e menores massas específicas).

Para leitos estratificados, constituído por diferentes materiais granulares, Mendonça (2004), verificou mediante observação visual na unidade de fluidificação, a segregação das partículas de areia-antracito e areia-CAG, do início ao final do incremento de velocidade ascensional da fase líquida. O mesmo não ocorreu com o leito de antracito-CAG, no qual notou mistura entre os leitos. Mendonça (2004) concluiu que o regime de fluidificação de leito estratificado caracterizou-se pela existência de várias velocidades – devido à existência de partículas com diferentes tamanhos e formas – para as quais existiam regiões em que o leito permaneceu estático e fluidificado “ao mesmo tempo”, em virtude da segregação das partículas, isto é, partículas com mesmas características formaram regiões que responderam de formas diferentes às velocidades ascensionais aplicadas.

3.4.3. Efeito da biomassa na expansão/fluidificação e na estratificação do leito

A biomassa, quando aderida ao meio suporte, pode afetar a fluidificação, de acordo com Grady Jr.; Daigger e Henry (1999), de três formas:

- O crescimento do biofilme muda o tamanho da partícula;

- A menos que o meio suporte tenha densidade equivalente à densidade úmida do biofilme, o crescimento do biofilme muda a densidade efetiva da partícula;
- As propriedades da superfície do biofilme diferem daquelas da partícula limpa, desse modo provoca alteração da relação entre o coeficiente de arraste e o número de Reynolds.

Diez Blanco; García-Encina e Fdz-Polanco (1995) estudaram a influência do crescimento do biofilme no meio suporte, neste caso sepiolita (diâmetro de 0,425 a 0,500mm), e na velocidade ascensional em um reator anaeróbio de leito fluidificado. Para isso trabalharam com cinco diferentes espessuras de coberturas de biofilme no meio suporte, o desenvolvimento do biofilme foi monitorado pelo a concentração de sólidos voláteis aderidos ao material suporte (concentrações iguais a 0; 5; 10; 15 e 20g.L⁻¹), em que concentração igual a zero diz respeito ao meio suporte limpo. Como resultado, a velocidade superficial do meio líquido necessária para manter expansão de 20%, caiu de 11,5m.h⁻¹ para partículas limpas, para 9,0m.h⁻¹ para biopartículas com concentração de 20g.L⁻¹ de sólidos voláteis aderidos.

Segundo Diez Blanco; García-Encina e Fdz-Polanco (1995), o crescimento do biofilme produz dois efeitos no comportamento hidrodinâmico do reator em estudo. O primeiro efeito é que a velocidade ascensional do líquido necessária para manter expansão fixa diminui, devido ao decréscimo da densidade da partícula e decréscimo da velocidade de sedimentação terminal. O outro efeito é que a estratificação do leito aumenta, devido ao crescimento não uniforme do biofilme, no nível mais alto do leito a concentração de sólidos voláteis aderidos ao meio suporte sempre foi maior que as do nível inferior.

Higaldo e Garcia-Encina (2002) estudaram o desenvolvimento do biofilme em um reator anaeróbio de leito fluidificado, com diâmetro interno de 0,193m e altura de 2m. O material suporte era formado por biolite (diâmetro médio de 0,300mm). Os autores constataram que o tamanho e a densidade da biopartícula mudaram durante a operação do reator devido à formação do biofilme. Ocorreu no estudo colonização desigual do meio suporte o que pode ser uma das causas para diferenças entre densidades dentro do leito, sendo que as biopartículas localizadas mais ao fundo do reator apresentaram densidade maior e essa foi diminuindo ao longo da altura. Para a concentração de biomassa o comportamento foi semelhante ao da densidade. Do estudo, concluíram que quando se utilizou meio suporte não uniforme (diâmetro variando entre 0,250 e 0,315mm) produziu uma segregação inicial das partículas. Posteriormente, o crescimento do biofilme afetou o tamanho e a densidade contribuindo para a estratificação do leito.

Dahab e Rabah (2004) investigaram a concentração de biomassa e as características do biofilme em um reator de leito fluidificado, com volume de 9L e meio suporte formado por areia (diâmetro médio de 0,84mm). Do estudo obtiveram que a mais alta concentração de biomassa foi constatada no fundo do reator, então ela foi diminuindo gradativamente até o topo. Para a espessura do biofilme, observaram que esta aumenta do fundo para o topo do reator indicando estratificação do meio suporte, sendo que isto resultou da variabilidade das densidades das biopartículas no reator. Já a porosidade foi em função da densidade das biopartículas e da velocidade superficial, como a velocidade superficial foi constante ao longo da altura do reator, o principal fator que controlou a porosidade foi a densidade das biopartículas; sendo assim a porosidade, para este estudo, foi inversamente proporcional a densidade. O fundo do reator teve biopartículas mais densas, portanto um leito com menor porosidade.

Grady Jr.; Daigger e Henry (1999) descrevem como se dão as situações de estratificação e não-estratificação em leitos de reatores de leito expandido/fluidificado.

- Biopartículas contendo meios suportes de baixa densidade, similar a densidade úmida do biofilme, tendem a estratificar porque a densidade não muda significativamente quando o biofilme cresce; somente o diâmetro muda. Neste caso, as partículas maiores têm velocidade de sedimentação maior, portanto movem para o fundo do leito, onde elas são expostas a mais substrato, crescendo mais ainda (a película do biofilme). Inversamente, as partículas menores movem para o topo do reator, onde são expostas a menos substrato, o que provoca um crescimento mais lento do biofilme, ou ainda o decréscimo no tamanho por causa da decomposição e corte da superfície. Com isto o leito torna-se estratificado.
- Por outro lado, biopartículas com meios suportes de alta densidade, tendem a formar leitos melhor misturados e mais homogêneos, embora o grau de estratificação possa ocorrer. Com os meios suportes de alta densidade, a velocidade de sedimentação das biopartículas decresce quando a espessura do biofilme aumenta. Como consequência, biopartículas maiores tendem a mover para o topo do leito. Uma vez lá, entretanto, elas recebem menos substrato, o que causa a diminuição do tamanho (da película do biofilme), desse modo elas movimentam em sentido descendente para a região com alta concentração de substrato. Já as biopartículas com biofilmes finos, movem em direção ao fundo do leito, onde são expostas a altas concentrações de substratos, o que causa

crescimento mais rápido e aumento do tamanho. O resultado disso é uma situação instável, induzindo a movimentação dentro do leito, levando a um tamanho de biopartícula relativamente uniforme em todo o leito.

Um fato a ser observado no crescimento das biopartículas é o acúmulo de gás em seu interior. Campos (1989) relatou que quando houve o crescimento descontrolado de biofilmes em reatores anaeróbios de leito fluidificado, as biopartículas puderam sofrer alterações internas através da formação de espaços vazios decorrentes das dificuldades de difusão dos substratos para o interior, e dos produtos de metabolismo para o exterior do biofilme. As consequências das dificuldades de difusão foram a intensificação da endogenia nas partes mais profundas das biopartículas e a retenção dos gases produzidos, ocasionando o surgimento de volumes relativamente grandes sem matéria sólida.

3.4.4. Taxa de recirculação

A recirculação é o principal recurso utilizado para expandir ou fluidificar o leito. Não há um valor fixo para a taxa de recirculação ($Q_{\text{recir}}/Q_{\text{afl}}$) – razão entre a vazão de recirculação e a vazão afluenta – sendo que são encontrados valores diversos na literatura.

A recirculação é um recurso muito utilizado em diversos tipos de reatores e processos, como forma de atenuar “cargas de choque” de diversas origens, tais como pH, alcalinidade, temperatura, carga orgânica e efeitos tóxicos (AKUTSU, 1985). Para Pereira (2000), a recirculação do efluente é importante para a movimentação do leito suporte, pois aumenta a velocidade ascensional da massa líquida sem prejuízo do tempo de detenção hidráulica. Aumentando-se a velocidade, a transferência de massa no biofilme torna-se maior.

Muitos dos trabalhos desenvolvidos com reatores de leito expandido utilizaram reatores em escala de bancada, o que torna fácil a aplicação de altas taxas de recirculação. Campos e Pereira (1999) relataram que a faixa de vazão de recirculação levantada na bibliografia varia entre 0,5 a 100 vezes a vazão afluenta (em pesquisas em escala de laboratório). Um exemplo é Jewell & Morris (1981)² *apud* Pereira (2000) que utilizaram vazão de recirculação de 6 a 114 vezes a da vazão afluenta, em 3 reatores anaeróbios de leito expandido em escala de laboratório, volume de cada reator 1L.

2. JEWELL, W.J. & MORRIS, J.W. (1981). Influence of varying temperature, flow rate and substrate concentration on the anaerobic attached film expanded bed process. **36th Annual Purdue Industrial Waste Conference**, p.1-24. Indiana

Fdez-Polanco, Real e Garcia. (1994), que estudaram reator em escala piloto ($6,5\text{m}^3$) com meio suporte com tamanho médio entre 0,35 e 0,43mm; a taxa de recirculação foi de 23,2. Já Patel, Zhu e Nakhla (2006), que utilizaram reator em escala de bancada (0,77L e 3,3L), composto por meio suporte de tamanho médio de 0,6mm; a taxa de recirculação ficou entre 20 e 40.

Hamada (1992) estudou o emprego de reatores biológicos de leito fluidificado, com meio suporte formado por areia, para o pré-tratamento de água de abastecimento e aplicou taxas de recirculação de 1,3 a 15,1 em um reator de 21L. Ele concluiu que as razões de recirculação consideradas adequadas para o sistema situaram-se em torno de 1,85; sendo que valores menores resultaram a diminuição progressiva da eficiência do sistema.

Akutsu (1985) empregou taxas de recirculação de 34; 20 e 8 em um reator de leito expandido de 40L, sendo o leito formado por areia com tamanho médio de 0,2mm; concluiu, pelo aspecto econômico, que as razões de recirculação empregadas foram muito altas requerendo custos relativamente altos com energia. Para ele, a razão de recirculação pode ser reduzida com utilização de reatores de altura maior e/o emprego de materiais suportes dotados de características que necessitam de menor velocidade de fluidificação.

Em um reator anaeróbio de leito expandido, em escala piloto (32m^3) com leito formado por carvão ativado granular – diâmetro médio de 2,1mm; operado por Pereira (2000), as melhores remoções foram obtidas quando a taxa de recirculação foi de 0,85; velocidade ascensional de $10,5\text{m.h}^{-1}$ e tempo de retenção hidráulica de 3,1h.

Quando se trabalha em escala real torna-se inviável a aplicação de taxas elevadas de recirculação, pois conforme Pereira (2000), o aumento da relação entre a vazão de recirculação e a vazão de alimentação ocasiona aumento do consumo de energia, resultando em aumento no custo de operação. Ressalta-se, de acordo com Campos e Pereira (1999), que há muitos fatores que afetam o processo, de tal forma que as vazões de águas residuária e de recirculação devem ser estudadas, caso a caso.

3.4.5 Remoção simultânea de matéria carbonácea e nutrientes em reatores leito expandido/fluidificado

Os reatores de leito expandido/fluidificado, nas últimas duas décadas, vêm sendo empregados no tratamento das águas residuárias, pois devido ao crescimento de biomassa

aderida a um meio suporte obtém-se concentração alta de biomassa, que é responsável por remover compostos biodegradáveis.

Na literatura são encontrados muitos estudos com reatores de leito expandido/fluidificado, sendo que a maioria se concentra em estudar a configuração do sistema aeróbio ou anaeróbio. Em 1994, com uma ideia inovadora, Fdez-Polanco, Real e Garcia (1994) descreveram uma instalação piloto de um reator de leito fluidificado com região aeróbia e anaeróbia sobrepostas, que removeu simultaneamente carbono orgânico e nitrogênio. Esse foi o ponto de partida para a realização de estudos posteriores por outros pesquisadores empregando essa configuração para o tratamento de águas residuárias.

Nesse item são apresentados alguns estudos que descrevem o uso de reatores de leito expandido/fluidificado, com associações de tratamento anaeróbio e aeróbio, visando à remoção simultânea de matéria carbonácea e nutrientes das águas residuárias.

No sistema pioneiro proposto por Fdez-Polanco, Real e Garcia (1994), o leito era de pedra pome pulverizada com partículas de tamanho médio entre 0,35 e 0,43mm. O volume total do reator era de $6,5\text{m}^3$; tendo 6,8m de altura e 1,1m de diâmetro interno. A aeração foi feita por difusor móvel (para poder variar sua altura ao longo do leito), o que promoveu a criação zonas anaeróbias-aeróbias ao longo do reator. As condições hidráulicas do reator durante o experimento foram: vazão afluente de $0,296\text{m}^3.\text{h}^{-1}$; vazão de recirculação de $6,863\text{m}^3.\text{h}^{-1}$; razão entre a vazão de recirculação e a vazão de entrada foi de 23; vazão de ar $6,4\text{m}^3.\text{h}^{-1}$; tempo de detenção hidráulica de 24h. O leito teve expansão de 20%. As eficiências de remoção alcançadas no estudo foram de: $\text{DQO}_{\text{solúvel}} > 80\%$, $\text{DBO}_{5\text{solúvel}} > 90\%$, $\text{N-NTK} > 80\%$, $\text{N-amoniacal} > 95\%$ e $\text{N-Ntotal} > 70\%$; para carga aplicada orgânica de $1,2\text{kg}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e nitrogênio $0,2\text{kg}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Ressalta-se que o reator não possuía sistema para separação de sólidos do efluente e que foi colocada uma tela na linha de recirculação para evitar entrada de material suporte na bomba de recirculação, pois foi presenciado arraste do mesmo.

Patel, Zhu e Nakhla (2006) estudaram o desempenho de um reator de leito fluidificado com zona anóxica (0,77L) seguida de zona aeróbia (3,3L) para remoção simultânea de carbono, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário. Foram empregadas partículas de rocha vulcânica como meio suporte com tamanho médio de 0,6mm e densidade de $2560\text{kg}.\text{m}^{-3}$. O tempo de detenção hidráulica total foi de 2h (TDH da zona anóxica 0,385h e da a aeróbia 1,65h). Neste estudo o reator foi operado por período de 370 dias, sendo que nos primeiros 260 dias não houve recirculação de biopartículas do leito aeróbio para o leito anóxico (Modo I), e nos 110 dias restantes foi operado com recirculação de biopartículas (Modo II). A razão entre a vazão de recirculação e a vazão afluente foi mantida, para a zona anóxica igual a 20 e

para a zona aeróbia entre 8 a 10, no Modo I; e entre 30 a 40 (zona anóxica) e 8 a 10 (zona aeróbia), no Modo II. Os resultados encontrados foram: para o Modo I (sem recirculação de biopartículas), o sistema alcançou eficiência de remoção para carbono (C), nitrogênio (N) e fósforo (P) de 94%, 80% e 65% respectivamente; ao passo que quando houve recirculação de biopartículas, remoções de 91%, 78% e 85% de C, N e P foram alcançadas. O efluente final, durante o experimento, apresentou concentrações para DQO, N-amoniaco e N-NO_3^- e fósforo total de 18 a $20\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$; 0,35 a $0,7\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$; 5,8 a $6,5\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$; e $0,76\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente.

Gebara (2006) investigou experimentalmente o tratamento de esgoto sanitário por meio de reatores aeróbio de leito trifásico com circulação em tubos concêntricos induzida por injeção de ar. Foram construídos dois reatores com diâmetros externo e interno iguais a 0,25m e 0,20m, respectivamente, e alturas de 6m (R6) e 12m (R12). O meio suporte empregado foi areia com diâmetro médio uniforme de 0,27mm. Durante a investigação os tempos de detenção hidráulica variaram de 1 a 8h. A carga orgânica aplicada durante o experimento variou de 5 a $8\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$. O reator apresentou melhor desempenho com TDH de 3h, obtendo-se remoções de 90% e 99% para $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ e $\text{DBO}_{\text{solúvel}}$, respectivamente, de 84% e 95% para $\text{DQO}_{\text{bruta}}$ e $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$, respectivamente. Para nitrogênio total a remoção foi de 72%, com carga afluente de cerca de $0,8\text{kgN}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, e para o fósforo a remoção foi de 32%. O autor também avaliou o efeito da altura, dentro dos valores cobertos pelo trabalho (6 e 12m), sobre os resultados do tratamento e constatou que não foi significativo.

Lassman et al. (2006) avaliaram a remoção de carbono e nitrogênio em um reator de leito fluidificado de fluxo descendente. O meio suporte era formado por esferas de sílica ocas, com diâmetro médio de $169\mu\text{m}$ e densidade de $0,70\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$. A velocidade de fluidificação foi de $6\text{m}\cdot\text{h}^{-1}$. O reator foi alimentado com água residuária sintética contendo glicose ($3\text{g}\cdot\text{L}^{-1}$) como fonte de carbono. As condições de operação durante o experimento foram: taxa de carregamento orgânico $15\text{gDQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$, e duas concentrações de nitrogênio, 100 e $250\text{mgN-NO}_3^-\cdot\text{L}^{-1}$, que corresponderam a carga de 0,67 e $1,67\text{gN-NO}_3^-\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$. Alcançaram-se remoção de nitrogênio superior a 90% tanto para concentração de $100\text{mgN-NO}_3^-\cdot\text{L}^{-1}$, como de $250\text{mgN-NO}_3^-\cdot\text{L}^{-1}$. Já a remoção de carbono foi de 65% para concentração de nitrogênio igual a $100\text{mgN-NO}_3^-\cdot\text{L}^{-1}$, e de 70% para concentração de $250\text{mgN-NO}_3^-\cdot\text{L}^{-1}$. O uso de biofilme nessa configuração de reator permitiu que o processo de desnitrificação e atividade metanogênica ocorressem simultaneamente sem separação física ou temporal.

Ha e Ong (2007) conseguiram nitrificar e desnitrificar em um mesmo reator, criando zonas anaeróbia, anóxica e aeróbia em um filtro biológico aerado. O filtro, em escala piloto,

tinha 104mm de diâmetro e 2,5 de altura. O meio suporte utilizado foi areia, sendo que para zonas anaeróbia e anóxica o diâmetro do meio foi de 10mm, e para zona aeróbia foi de 5mm. A zona aeróbia foi criada pelo fornecimento de ar aproximadamente no meio da coluna, enquanto a zona anóxica foi criada pela recirculação do efluente tratado para o fundo desta. A zona anaeróbia se encontrava abaixo da zona anóxica e recebia o afluente a ser tratado. A composição da água residuária sintética, que foi tratada, tinha concentrações de DQO solúvel igual a 250mg.L^{-1} e de nitrogênio total de 35mg.L^{-1} . Os resultados obtidos mostraram que com TDH de 3h e taxas de recirculação de 100%, 200% e 300% a remoção de $\text{DQO}_{\text{solúvel}}$ foi acima de 96%. A remoção de N_{total} foi maior que 82% para TDH de 4 e 6h em recirculação de 300%.

Utilizando aeração intermitente, Martín et al. (2007) operaram dois reatores híbridos de leito fluidificado, com volume de 1,6L cada, sendo um preenchido com sepiolita e o outro com carvão ativado granular (CAG). Os reatores foram operados continuamente com água residuária sintética e industrial contendo: DQO entre 350 e $500\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$, NTK entre 110 e 130mg.L^{-1} , N-NH_3 entre 90 e 100mg.L^{-1} e P entre 12 e 15mg.L^{-1} . O ciclo de aeração para os reatores durante o período de operação foi de 15 minutos aeração ligada/30 minutos desligada. Para o reator preenchido com sepiolita foram alcançadas remoções de DQO, N-amoniacal, N-total e P de até 88%, 91%, 55% e 80% com TDH de 10h, respectivamente, que corresponderam a taxas de remoção de $0,95\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e $0,16\text{kgN-total.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. O reator com CAG removeu 98% de DQO, 96% de N-amoniacal, e 66% de N-total, não foi obtida remoção significativa de P, para TDH igual a 13,5h.

Chowdhury, Nakhla e Zhu (2008) estudaram um sistema composto por dois reatores de leito fluidificado, sendo um anóxico (0,77L) e o outro aeróbio (3,3L), aplicado ao tratamento de água residuária sintética. O meio suporte era constituído por rocha vulcânica com diâmetro médio de $670\mu\text{m}$. As velocidades superficiais médias do líquido foram de 129,6 e $7,2\text{m.h}^{-1}$, no reator anóxico e no aeróbio, respectivamente. De modo a avaliar a remoção de matéria orgânica e nutrientes, utilizaram quatro tempos de detenção hidráulica (0,82; 0,65; 0,55 e 0,44h). Mais de 90% da DQO do afluente foi removida para TDH iguais a 0,82 e 0,65h, enquanto que remoções de 85% e 80% foram alcançadas para TDH de 0,55 e 0,44h, respectivamente. A remoção de nitrogênio foi de 81%; 80%; 65% e 58% para TDH de 0,82; 0,65; 0,55 e 0,44h, respectivamente. Durante todo o estudo a remoção de fósforo observada foi de $30\pm 10\%$. As características do efluente final foram $\text{DBO}_{\text{solúvel}} \leq 8\text{mg.L}^{-1}$ e $\text{N-total} < 10\text{mg.L}^{-1}$, em taxa de carregamento orgânico igual a $5,3\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e taxa de carregamento de nitrogênio igual a $0,54\text{kgNm}^{-3}.\text{d}^{-1}$.

Aslan e Dahab (2008) operaram dois reatores de leito fluidificado, sendo que em um ocorria a nitrificação (aeróbio) e no outro a desnitrificação (anóxico). Os reatores tinham 70mm de diâmetro e 1,5m de altura. O meio suporte utilizado foi areia uniforme cujo tamanho médio foi de 0,83mm e a densidade específica de $2,65\text{g.cm}^{-3}$. O afluente utilizado foi água residuária sintética, rica em amônia. No reator desnitrificante foi acrescentado ao seu afluente metanol, como fonte de carbono. A taxa de carregamento de N durante o estudo variou de 0,9 a $1,2\text{kgN-NH}_4^+.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ para o reator de nitrificação, e para o reator de desnitrificação foi de 0,08 a $0,4\text{kgN-NO}_x.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. As amostras coletadas nos reatores foram filtradas utilizando filtro com poro de tamanho de $0,45\mu\text{m}$; e posteriormente foram analisadas. Durante a operação do reator de nitrificação, a eficiência de remoção de N-NH_4^+ foi de 99,2% e 90,1% para máxima e mínima taxa de carregamento, respectivamente. Já no reator de desnitrificação alcançou-se remoção média de N-NO_x de 98,3% e 90,8% para a menor e maior taxa de carregamento, respectivamente. O processo como um todo conseguiu remover 93% do nitrogênio total.

Do levantamento bibliográfico, sobre as pesquisas com reatores de leito expandido/fluidificado, observou-se que os estudos envolveram reatores em escala de banca ou em escala piloto. Nesses estudos, notou-se que foram utilizadas amostras filtradas para realização de suas análises, na maioria das vezes; e, também, que os reatores eram operados com velocidades ascensionais altas, obtidas através de taxas altas de recirculação. Além disso, nesses estudos conseguiu-se controlar a altura do leito por meio de remoção do excesso de biopartículas, o que é inviável quando se tem grandes volumes. Há também uma grande variação dos TDH utilizados nos estudos, sendo uns menores que uma hora e outros maiores que 5 horas.

Ressalta-se que em pesquisas anteriores e na presente, na EESC-USP, que a partir do momento que se aumentou a escala do reator para plena, os problemas com sólidos não retidos na região de sedimentação, o arraste do material suporte e o entupimento de tubulação e bomba de recirculação pelas biopartículas aumentaram e tornaram a operação do sistema complicado e pouco viável. Destaca-se, também, que quando se trabalhou com reatores de volumes pequenos, para conseguir altas taxas de recirculação, não se exigia muito das bombas, porém quando há um reator com volume grande, exige-se vazão de recirculação alta, e, conseqüentemente, há o aumento de gastos com bombas de maiores capacidades e energia elétrica.

3.4.6. Estudos realizados em reator de leito expandido/fluidificado na EESC – USP

Em 1985, no Departamento de Hidráulica e Saneamento (SHS), da EESC-USP, iniciou-se a linha de pesquisa voltada ao estudo do reator de leito expandido/fluidificado sob orientação do Prof. José Roberto Campos. Foram desenvolvidos vários estudos com reatores de bancada e piloto até 1995, sendo que eles trataram diversas águas residuárias de forma aeróbia ou anaeróbia. Nesses trabalhos desenvolvidos procurou-se estudar para o reator de leito expandido/fluidificado: tipo de meio suporte, tempo de detenção hidráulica, velocidade ascensional, taxa de recirculação e a formação do biofilme.

Os resultados obtidos nos trabalhos mostraram que a remoção de DQO média foi superior a 70%, alcançadas com tempos de detenção hidráulica relativamente baixos quando comparados aos outros reatores. Esses resultados também mostraram a flexibilidade operacional do reator de leito expandido/fluidificado, podendo este ser operado aerobicamente ou anaerobicamente, além da possibilidade de estratificação do leito e criação de ambientes anaeróbio, anóxico e aeróbio ao longo da altura, que possibilitaram a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes.

Baseando-se nos resultados positivos obtidos nas pesquisas desenvolvidas, constatou-se a aplicabilidade do reator no tratamento de águas residuárias. Com isso, iniciou-se o processo de aumento de escala do reator e uma configuração em escala plena, com volume de 32m³, foi construída em Pereira (2000), objetivando confirmar a potencialidade dessa configuração de reator no tratamento das águas residuárias.

Posteriormente, em Mendonça (2004), deu-se outro avanço e iniciou-se a construção de um reator de leito expandido, em escala plena, com volume de 159m³, em concreto armado no qual se prosseguiram os estudos.

Na Tabela 3.2 são apresentados os trabalhos que foram desenvolvidos no SHS-EESC-USP, desde 1985 – sob orientação do prof. José Roberto Campos. Esses estudos enfocaram reatores de leito expandido/fluidificado, tendo entre eles estudos com reatores de bancada, piloto e em escala real. Nessa foram destacados, para cada trabalho, o afluente, o tipo de tratamento, o volume do reator, a constituição do leito, o tempo de detenção hidráulica (TDH), a velocidade ascensional (v_{asc}), e a razão entre a vazão de recirculação e a vazão afluente ($Q_{recir.}/Q_{afl.}$).

Tabela 3.2 – Trabalhos sobre reatores de leito expandido/fluidificado realizados no SHS-ESSC-USP.

Referência	Afluente	Tipo de tratamento	Volume (L)	Leito	TDH (h)	$v_{asc.}(m.h^{-1})$	$Q_{recir.}/Q_{afl.}$
Akutsu (1985)	Indústria alimentícia	Anaeróbio	40	Areia	6 a 2	16,7 a 33,3	34; 20; 8
Maragno (1988)	Esgoto sintético	Anaeróbio	10,5	Areia	1,0 a 1,5	#	#
Barros (1989)	Esgoto sintético	Aeróbio	9,5	Areia	1,4 a 1,9	4,65 a 6,40	6,53 a 4,84
Campos (1989)	Esgoto sintético	Anaeróbio	10,5	Areia	1,5 a 5,2	#	#
		Aeróbio	9,5	Areia	1,3 a 10,0	5,33 a 8,40	4 a 15,25
Vieira (1989)	Esgoto sintético	Anaeróbio	10,5	Areia	1,5 a 7,0	#	#
Cuba Terán (1990)	Água de abastecimento	Aeróbio	21	Areia	1,9 a 0,3	#	6,3 a 0,5
Hamada (1992)	Água de abastecimento	Aeróbio	60	Areia	1,14 a 13,8	6,04 a 12,42	15,1 a 1,3
		Anóxico	60	Areia	1,14 a 13,8	5,67 a 11,88	13,8 a 1,1
Therezo (1993)	Esgoto sintético	Anaeróbio	10,9	Areia	1,4 e 5,2	#	#
Costa (1994)	Fenol	Anaeróbio	3,96	CAG ¹	144 a 1,2	#	#
Silva (1995)	Fenol	Aeróbio	3,23	Areia	0,54 a 7,01	10,83	2,9 a 49,0
Cuba Terán (1995)	Esgoto sintético	Anaeróbio	19,9	Areia	11,9 a 2,4	7,22 a 5,64	21,7 a 3,6
Araújo (1995)	Esgoto sintético	Anaeróbio	20	Areia	12,0 a 3,2	#	#

Tabela 3.2 (continuação) – Trabalhos sobre reatores de leito expandido/fluidificado realizados no SHS-ESSC-USP.

Referência	Afluente	Tipo de tratamento	Volume (L)	Leito	TDH (h)	$v_{asc.}(m.h^{-1})$	$Q_{recir.}/Q_{afl.}$
Mendonça (1999)	Esgoto sanitário	Anaeróbio	32000	CAG ¹	3,2 a 6,96	4,70 a 19,81	0,85 a 2,63
Pereira (2000)	Esgoto sanitário	Anaeróbio	32000	CAG ¹	2,4 a 7,0	4,8 a 19,8	0,63 a 2,63
Santos (2001)	Esgoto sintético com coagulante	Anaeróbio	32000	CAG ¹	3,2	10,5	0,85
Mendonça (2004)	Esgoto sanitário	Anaeróbio	159000	CAG ¹	2,7 e 5,38	12,0 e 7,0	1,75
Niciura (2005)	Esgoto sanitário		32000	BPIT ³	7,4 a 3,2	7,2 a 2,4	0
Siman (2007)	Esgoto sanitário	Aeróbio/Anaeróbio ⁴	159000	CAG ¹ + CA ²	5,7 a 10,9	#	1,1 a 3,0
Silva (2009)	Esgoto sanitário	Anaeróbio	159000	CAG ¹ + CA ² +	14 e 8	4,8 e 8,5	2
		Aeróbio/Anaeróbio ⁴		areia	8 a 20	1,1 a 14	2

Não especificado;

1 – Carvão ativado granular,

2 – Carvão antracitoso

3 – Banda de rodagem de pneus inservíveis triturada

4 – Região aeróbia e anaeróbia sobrepostas.

Dentre os estudos realizados, em reatores em escala de bancada, pode-se citar o de Campos (1989), que operou um sistema composto por três reatores de filme fixo, formado por um reator anaeróbio de leito fluidificado (10,5L), um reator anóxico de leito fixo (73,6L) e um reator aeróbio de leito fluidificado (9,5L). O sistema era alimentado com esgoto sintético com o objetivo de remover DQO e nitrogênio. O meio suporte dos reatores de leito fluidificado era de areia e do reator de leito fixo era de anéis de PVC. O sistema foi operado à temperatura ambiente, durante o período de 328 dias, sob diferentes condições de vazão afluyente (2,10 a 7,70L.h⁻¹). O TDH, em cada reator variou nas seguintes faixas: reator anaeróbio – 1,5 a 5,2h; reator anóxico – 10,2 a 35,0h e reator aeróbio – 1,3 a 4,5h.

O reator anaeróbio, em Campos (1989), para TDH de 1,6h e cargas aplicadas de 13,6kgDQO.m⁻³.d⁻¹ e de 0,47kgNTK.m⁻³.d⁻¹, apresentou eficiência na remoção de DQO e de NTK, respectivamente, iguais a 75% e 25%. Com concentrações de N-NO₃⁻ no afluyente do reator anóxico, em média, sempre inferiores a 5,8mg.L⁻¹, foi constatado no reator anóxico a presença maciça de bactérias metanogênicas e a carga volumétrica de N-NO₃⁻ removida foi muito pequena. Contudo, as remoções de DQO e de NTK, chegaram a alcançar valores médios da ordem de 80% e de 21%, respectivamente. O reator aeróbio obteve maior conversão de NTK, de 77%, quando a carga orgânica volumétrica média aplicada foi de 0,41kgNTK.m⁻³.d⁻¹. O terço inferior do reator foi a região mais ativa, onde se verificou cerca de 80% da produção total de N-NO₃⁻. Considerando todo o período experimental, o sistema, composto pelos três reatores, obteve-se remoção média global de DQO entre 96,1% e 98,0%. Adicionalmente, o maior valor de conversão de NTK foi de 78,3% e o de remoção de fósforo foi de 85,5%.

Já em reator de escala plena, Pereira (2000) monitorou o tratamento de esgoto sanitário em um reator de leito expandido anaeróbio, com volume de 32m³ (1,5m de diâmetro e 14,9m de altura). O leito era formado por carvão ativado granular (diâmetro médio de 2,1mm). As condições de operação do reator foram: TDH entre 2,4 e 7,0h, velocidade ascensional de 4,8 a 19,8m.h⁻¹, e taxa de recirculação entre 0,63 e 2,65. Os melhores resultados foram obtidos quando o reator foi operado com velocidade ascensional igual a 10,5m.h⁻¹, taxa de recirculação de 0,85 e TDH de 3,1h e foram aplicadas taxa de carregamento orgânico iguais a 10,0 e 10,4kgDQO.m⁻³.d⁻¹, sendo obtidas remoções médias superiores a 79,5% de DQO_{total}; 66,5% de DQO_{filtrada} e 76,3% de sólidos suspensos totais (SST).

Na sequência são citadas conclusões de trabalhos realizados no reator e leito expandido de escala plena (159m^3), localizado na ETE experimental da EESC-USP, que foi objeto de estudo desta pesquisa.

Mendonça (2004) implantou e operou o reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido (RAALEx) em escala plena (159m^3) para tratamento de esgoto sanitário. O meio suporte empregado foi carvão ativado granular com diâmetro equivalente de $2,09\text{mm}$ e densidade de $1,80\text{g.cm}^{-3}$. A velocidade ascensional média foi de 5m.h^{-1} e de 12m.h^{-1} , quando a razão entre a vazão de recirculação e a vazão afluyente foi de 1,75. O reator foi operado durante quatro meses sob condição anaeróbia e anaeróbia-aeróbia. Sob condição anaeróbia e tratando cerca de $3,40\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ para tempo de detenção hidráulica de 2,7h, após inoculação e operação de 60 dias, o RAALEx apresentou eficiência média de remoção de DBO, DQO e SST de 76%, 72% e 80%, respectivamente, assim produziu um efluente com valores médios de DBO, DQO e SST de $98\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$, $225\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$ e 35mg.L^{-1} , respectivamente. Nessa mesma condição, a carga de nitrogênio foi de $0,27\text{kgN.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, a remoção média de NTK foi de 4%, porém ressalta-se que ocorreu elevada amonificação (82%), com isso o efluente apresentou concentrações médias de N-org de 8mg.L^{-1} e N-amon de 37mg.L^{-1} . O tempo de operação do reator sob condição anaeróbia-aeróbia foi menor que dois meses, não alcançando regime de equilíbrio dinâmico.

Siman (2007) operou o RAALEx, com 159m^3 , parcialmente aerado durante 451 dias. A aeração se deu por meio de tanque um criogênico, que fornecia oxigênio puro ao reator. O oxigênio era injetado a meia altura do reator de forma a criar região anaeróbia e aeróbia sobrepostas e promover a remoção simultânea de matéria orgânica e nutrientes. O meio suporte era constituído por carvão ativado granular (diâmetro equivalente de $2,09\text{mm}$ e densidade de $1,80\text{g.cm}^{-3}$) e carvão antracitoso (diâmetro equivalente de $1,16\text{mm}$ e densidade de $1,65\text{g.cm}^{-3}$). A razão entre a vazão de recirculação e a vazão afluyente variou 1,1 a 3,0. Durante os 66 dias em que o reator foi operado com TDH de 8,8h, as remoções médias de $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$, NTK e fósforo total foram, respectivamente, de 78%, 56% e 42%. Para o período restante, no qual as taxas de carregamentos volumétricos aplicadas foram de $0,74\pm 0,28\text{kgDQO}_{\text{filtrada}}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, $0,17\pm 0,07\text{kgNTK.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ e $0,05\pm 0,05\text{kgPO}_4^{-3}.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, o sistema apresentou remoções médias de $65\pm 20\%$ para $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$, $25\pm 21\%$ para NTK e $48\pm 18\%$ para fósforo total.

Silva (2009), também com base no RAALEX, avaliou o desempenho do reator operado sob condições só anaeróbia e anaeróbia-aeróbia sobrepostas no tratamento de esgoto sanitário. Ao leito, constituído por carvão ativado granular e carvão antracitoso, foi acrescido

areia comercial com tamanho médio dos grãos iguais a 0,69mm. A Etapa I, na qual o reator foi operado sob condição anaeróbia, o TDH foi de 14 e 8h, a velocidade ascensional foi de 4,8 e 8,5m.h⁻¹ e a taxa de recirculação foi igual a 2. As eficiências médias de remoção obtidas, durante a Etapa I, de DQO_{bruta}, DQO_{filtrada}, DBO_{bruta}, DBO_{filtrada}, SST e SSV foram de 65%, 64%, 80%, 70%, 58% e 69%, respectivamente; o grau de amonificação obtido foi de 90%. Para Etapa II, em que o reator foi operado com fases anaeróbia e aeróbia sobrepostas, o TDH variou de 8 a 20h, a velocidade ascensional ficou entre 1,1 e 14,0m.h⁻¹ e a taxa de recirculação foi igual a 2. As maiores eficiências médias de remoção de DQO_{filtrada} e DBO_{filtrada} foram de 80% e 95%, respectivamente. Não ocorreu significativa remoção de nitrogênio em nenhuma das Etapas.

Observa-se que com o aumento de escala do reator as eficiências de remoção foram diminuindo, principalmente às referentes aos nutrientes (nitrogênio e fósforo), e quando se obteve eficiência de remoção alta foi sempre para amostra filtrada, pois o problema com arraste de sólidos aumentou juntamente com o aumento da escala do reator. Ressalta-se que o tempo de detenção hidráulica foi aumentando ao longo do tempo, com o objetivo aumentar o tempo de contato do esgoto sanitário com o sistema de tratamento, de forma a aumentar a eficiência de remoção do reator em escala plena.

3.4.7. Análise crítica: A questão dos sólidos nos reatores de leito expandido/fluidificado

O reator de leito expandido/fluidificado possui o problema de arrastar sólidos junto ao efluente ocasionado devido às altas taxas hidráulicas aplicadas. Esse problema foi constatado, inicialmente, em reatores de escala de bancada, e para os reatores em escala plena, o problema transformou em preocupação visto que contribuiu para ineficiência do sistema. Nesse item será apresentado um relato sobre a presença de sólidos nos reatores de leito expandido/fluidificado.

Já no primeiro trabalho realizado na USP sobre reator de leito expandido/fluidificado, foi constatado que este tipo de reator não era bom na remoção de sólidos. Akutsu (1985) julgou conveniente modificar o sistema em operação, criando uma zona de decantação no topo do reator, com alteração na posição de retirada do efluente, pois através da análise de sólidos, verificou que o reator perdia no efluente, quantidade considerável de sólidos.

Akutsu (1985) recomendou que a zona de sedimentação do reator fosse melhorada ou que fossem procuradas novas formas de retenção de sólidos.

Maragno (1988) constatou que o teor de sólidos suspensos no efluente sofreu a influência da variação da vazão do afluente, pois, com seu aumento, houve arraste do meio suporte para fora do reator, representado pelos menores grãos de areia. A areia utilizada no leito tinha tamanho médio de 0,2mm.

Maragno (1988) e Barros (1989) acrescentaram aos seus respectivos reatores unidades de decantação a fim de diminuir o arraste de sólidos e evitar a perda de material suporte.

Em Barros (1989), foi projetada uma unidade adicional de separação de partículas sólidas em sua instalação experimental, além da unidade de decantação, localizada logo após a saída do reator, que visava reter o meio suporte, caso ocorressem variações imprevisíveis de vazão, de tal forma que a unidade de decantação não fosse suficiente para impedir a perda de material.

Outro problema constatado em reatores de leito expandido/fluidificado é o arraste de material suporte para bomba de recirculação. Vieira (1989), visando evitar esse problema, colocou o ponto de saída do efluente, utilizado na recirculação, localizado na parte superior do reator de leito fluidificado, numa tentativa de impedir que a areia do leito pudesse alcançar a bomba responsável pela recirculação.

Cuba Terán (1990) relatou que a unidade de decantação utilizada no reator de leito fluidificado deveria ser estudada para otimizar a separação de sólidos no efluente.

Pereira (2000), que operou reator em escala plena, relatou que a região de sedimentação pode ser incluída no próprio reator ou pode constituir uma unidade independente, sendo empregada para evitar carreamento de partículas no efluente tratado.

Na instalação experimental de Pereira (2000), foi instalada uma peneira estática inclinada, de aço inoxidável ($1,44\text{m}^2$) com 1mm de abertura, apoiada em um tanque de peneiramento, para remoção do material sobrenadante da zona de sedimentação e descarte do excesso de lodo da zona de reação.

Mendonça (2004) relatou que a redução de remoção de SST (sólidos suspensos totais), no reator de leito expandido de 159m^3 , quando foi operado sob condição anaeróbia-aeróbia sobreposta, foi prejudicada principalmente pelo arraste da biomassa formada na região aeróbia do reator para o decantador, a qual ocasionou acúmulo excessivo de flocos na região de decantação e consequente perda juntamente com o efluente. Mendonça (2004) conclui que há necessidade de aprimorar a região de decantação do reator anaeróbio-aeróbio de leito

expandido, em vista do acúmulo de flocos nessa região do reator quando operado sob condição anaeróbia-aeróbia.

Niciura (2005), que utilizou em seu estudo um reator anaeróbio de leito expandido com 32m^3 , relata problemas com a bomba de recirculação, ocasionados pelo arraste de biopartículas para a linha de recirculação, que provocou o travamento do rotor da bomba. Niciura (2005) notou que a eficiência de remoção de DQO, de uma fase para outra, diminuiu, uma vez que o arraste de sólidos aumentou consideravelmente, o que justificou a situação foi a maior carga orgânica volumétrica aplicada e o aumento da velocidade ascensional entre as fases.

Silva (2009) constatou que não houve sedimentação adequada do material biológico no decantador do sistema, isso provavelmente pode ter sido ocasionado pela quantidade de ar injetada no sistema, visto que foi criada turbulência elevada na região de sedimentação do sistema.

A ineficiência de remoção de sólidos no reator de leito expandido em escala plena com regiões anaeróbia-aeróbia sobrepostas, operado por Silva (2009), pode ter sido ocasionada pelo arraste de partículas finas contidas no leito, fora da faixa apropriada para as velocidades ascensionais, que aumentaram a concentração de sólidos no efluente. Já quanto à concentração de NTK no efluente, na maioria das vezes, superior a do afluente, indicou que houve perda de material biológico no sistema, ocasionado, provavelmente, pelo arraste de sólidos retidos nos interstícios do leito.

Devidos aos problemas relatados sobre o sistema de separação de sólidos nos reatores de leito expandido/fluidificado, uma alternativa proposta por Pereira (2000), Niciura (2005) e Silva (2009) foi utilizar a flotação para a clarificação do efluente.

No ensaio de flotação realizado por Silva (2009), não houve coagulação nem floculação prévia da amostra, apenas a flotação da mesma. Pela simulação da flotação do efluente, foi demonstrado que o uso da desta alternativa, ao invés da decantação, forneceria maior eficiência ao sistema.

Nesse contexto, o presente trabalho visou monitorar o comportamento do reator com leito constituído por material suporte e biomassa aderida em escala plena, de forma a averiguar como o sistema estava quanto à remoção de matéria orgânica e nutrientes e verificar se realmente o sistema de retenção de sólidos do reator não estava funcionando como o desejado. Além de disso, o trabalho teve em vista estudar a hidrodinâmica do reator.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Generalidades

Este capítulo visa descrever a ETE experimental, na qual se encontrava instalado o reator em estudo, a operação do reator e o controle operacional do sistema; e ainda detalhar o procedimento experimental que foi realizado durante o estudo da avaliação do desempenho do reator com leito de biomassa aderida de fluxo ascensional em escala plena.

Para alcançar os objetivos, o trabalho foi dividido em 2 etapas experimentais, que estão resumidamente descritas:

- Etapa I: Estudo da hidrodinâmica do reator por meio do ensaio de expansão/fluidificação do material constituinte do recheio do reator e do ensaio com traçador.

A Figura 4.1 apresenta o esquema da Etapa I.

Figura 4.1 – Esquema ilustrativo da Etapa I do estudo realizado.

- Etapa II: Monitoramento da eficiência do tratamento de esgoto sanitário no reator de leito com biomassa aderida parcialmente aerado em escala plena. Esta etapa foi dividida em duas fases, sendo que o reator foi operado com tempo de detenção hidráulica médio total igual a 12h na Fase 1, e a 16h na Fase 2. A entrada de ar deu-se a meia altura do reator (7m acima da base do reator), e este foi submetido à recirculação para se ter condições mínimas de expansão do leito, baseados nos resultados da Etapa I. O esquema ilustrativo da Etapa II é apresentado na Figura 4.2

Figura 4.2 – Esquema ilustrativo da Etapa II do estudo realizado.

4.2. Descrição da ETE experimental da Área 1 do Campus da EESC-USP e do reator com leito de biomassa aderida

O experimento foi realizado empregando reator com leito de biomassa aderida em escala plena de fluxo ascensional com setor 1 – sem entrada direta de ar – e setor 2 – aeróbio – sobrepostos, localizado na Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) experimental na Área 1 do *campus* da USP em São Carlos – SP. O esgoto sanitário que alimentou o reator provinha do Campus da EESC-USP área 1 com parcela proveniente de bairros próximos ao Campus.

Este reator foi implantado e operado inicialmente durante o doutorado de Neyson Martins Mendonça (MENDONÇA 2004). Ele foi construído em concreto armado, com altura total de 18,0m e volume total de 159,0m³ e possui duas regiões. A região de reação, em formato cilíndrico, tem altura de 13,0m e diâmetro interno de 3,0m, sendo seu volume total de 91,9m³; e a região de sedimentação, em formato de cálice, que possui altura de 5,0m sendo o diâmetro inferior de 3,0m e o superior de 4,5m, seu volume total é de 67,1m³. O reator foi projetado para tratar vazões de 5 a 40m³.h⁻¹.

Na ETE, além do tratamento biológico, havia o tratamento preliminar constituído por sistema de peneiramento mecanizado e a caixa de areia, o sistema de recalque e a elevatória de esgoto bruto, e tanque pulmão. A peneira tinha abertura de 1mm e era de aço inoxidável AISI 304. O tanque pulmão possuía volume de $11,64\text{m}^3$ e sua função era regularizar a vazão.

A aeração do reator foi feita por um compressor tipo parafuso, modelo PS20D, do fabricante Puma System do Brasil, com vazão efetiva unitária $2124\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$ e pressão de 8,0bar. Na tubulação que o ar passava foi instalado um medidor de vazão de ar (SMC PF2A12H) para faixa de vazão nominal de 600 a $12000\text{L}\cdot\text{min}^{-1}$.

Na Figura 4.3 estão apresentadas as partes constituintes da ETE experimental da Área 1 do *campus* da EESC-USP.

Figura 4.3 – Fotografia da ETE experimental da Área 1 do Campus EESC-USP, com destaque: A – Reator com leito de biomassa aderida parcialmente aerado; B – Tratamento preliminar.

Junto ao reator com leito de biomassa aderida encontravam-se instaladas três bombas. Sendo a bomba 1 (B1) responsável pela alimentação do sistema; a bomba 2 (B2) fazia a recirculação do efluente para o setor 1, e a bomba 3 (B3) recirculava o efluente para a região aeróbia (setor 2), onde o ar é injetado.

O preenchimento do leito do reator se deu com duas camadas suporte de carvão mineral, uma formada por carvão ativado granular (22t) e outra de carvão antracitoso (23t). Para complementar o leito foram acrescentados aproximadamente 50t de areia durante o mestrado de Rafael Ceribelli Silva (Silva, 2009). O carvão granular ativado possui diâmetro

equivalente de 2,09mm e o do carvão antracitoso é de 1,16mm; areia é do tipo comercial para construção com diâmetro médio igual a 0,69mm.

Na Figura 4.4 é apresentado o esquema geral do reator com seus principais componentes (A) e detalhes do preenchimento do leito (B).

Figura 4.4 – Detalhes do reator com leito de biomassa aderida parcialmente aerado: A – Esquema simplificado do reator com medidas de seus principais componentes; B – Nível do meio suporte dentro da zona reativa (Adaptado SIMAN, 2007).

As unidades que compõe a ETE experimental, bem como o reator de leito expandido, contam com os seguintes equipamentos e acessórios principais:

- Dois conjuntos moto-bombas para recalque do esgoto bruto, após o tratamento preliminar, da elevatória para o tanque pulmão (Bomba IMBIL-E3, potência de 10HP, altura manométrica de 18mca e vazão de até $60\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);
- Um quadro de comando estrela-triângulo;
- Um conjunto moto-bomba helicoidal para bombeamento do esgoto afluente para o reator de leito expandido (Bomba NEMO-NM076SY01L04J – B1, potência 11HP, altura manométrica de 40mca e vazão de 12 a $50\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);
- Um conjunto moto-bomba helicoidal para recirculação do efluente para o setor 1 do reator (Bomba NEMO-NM090SY01L04J – B2, potência 20HP, altura manométrica de 30mca e vazão de 22 a $80\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);

- Um conjunto moto-bomba helicoidal para recirculação do efluente para o setor 2 do reator (Bomba NEMO-NM063SY01L04J – B3, potência 7HP, altura manométrica de 30mca e vazão de 10 a 40 m³.h⁻¹);
- Três conversores de frequência (DANFOSS VLT-5011, DANFOSS VLT-5016 e DANFOSS VLT-5032) para controle da vazão dos conjuntos moto-bombas helicoidais;
- Um medidor de vazão eletromagnético (CONAUT-IFS 4000/67) para controlar a vazão do efluente;
- Válvulas automáticas microprocessadas (T&S MOT-600) tipo *wafer* para tubulações PVC FoFo de $\phi=100\text{mm}$ (2 unidades) e $\phi=150\text{mm}$ (1 unidade);
- Um medidor ultrasônico (NIVOCAL PQS-220) que controla o nível do pulmão;
- Um controlador lógico programável – CLP – (Telemecanic TWDLCAA24DRF);
- Um microcomputador (Processador Pentium 4 – 512RAM);
- Dois coletores automáticos de amostra (ISCO-6700);
- Um medidor portátil de OD e temperatura (YSI-95 Dissolved oxygen, modelo – 95/10FT).

4.3. Operação do reator de leito com biomassa aderida parcialmente aerado em escala plena da ETE experimental

O acompanhamento de operação da ETE experimental iniciou-se em março de 2009. Logo no começo foram verificados problemas na automação do sistema e o CLP foi enviado para manutenção.

Em abril de 2009 realizou-se a manutenção nas bombas do reator (B1, B2 e B3) e da peneira (tratamento preliminar). Nesse período foi injetado ar na parte inferior do reator, o intuito foi movimentar o leito, pois a unidade permanecera fora de operação por cerca de 4 meses. A manutenção do compressor foi realizada em junho de 2009.

Durante o período de operação do reator (maio/junho 2009), sem monitoramento, foi observado que a bomba de alimentação não estava respondendo ao programa que controlava a ETE experimental, e por isso não era possível controlar o TDH. Dessa forma, técnicos

especializados avaliaram todo o sistema e constataram que havia vários erros de comunicação, sendo necessário trocar partes do sistema de automação da ETE e reescrever o programa.

No início de setembro de 2009 foi feita a reforma no sistema de automação da ETE e o reator de leito com biomassa aderida parcialmente aerado voltou a ser operado com o TDH controlado conforme condições de operação de definidas, foi a partir desse momento que se iniciou a Etapa II do trabalho.

Em maio de 2009 iniciou-se a injeção de ar à meia altura do reator e as recirculações para o setor 1 e setor 2 foram ligadas de forma a expandir o leito.

A bomba de recirculação para base do reator (B2) parou de funcionar em junho. Quando ela foi desmontada viu-se que o pino da cruzeta estava quebrado e que havia um pedaço de plástico no interior da bomba. Também foi encontrada grande quantidade de biopartículas e pedras na tubulação da recirculação e no interior da bomba (Figura 4.5).

Figura 4.5 – Material encontrado na bomba 2 durante manutenção: A – pedaço de plástico no interior da bomba; B – material suporte no interior da bomba; C – pedras que saíram da tubulação de recirculação; D- material suporte na tubulação que sai da bomba 2.

Devido ao problema ocorrido na bomba de recirculação para o setor 1 foi feita a manutenção em toda linha de recirculação e encontrou outro pedaço de plástico, que ocasionou a quebra de um registro. Nessa manutenção foram trocadas as duas cruzetas da bomba e o pino de segurança; foi colocada uma chapa moeda na entrada da tubulação de recirculação, com diâmetro de 5''/8, para evitar que pedras e pedaços de plásticos entrassem na linha de recirculação.

Na Figura 4.6 é mostrada a fotografia da chapa moeda colocada na entrada da linha de recirculação do reator.

Figura 4.6 – Fotografia da chapa moeda colocada na entrada da linha de recirculação do reator de leito com biomassa aderida em escala plena.

A bomba 2 parou de funcionar mais duas vezes durante a operação do reator de leito com biomassa aderida, sendo uma no início de novembro e outra no início de dezembro. O motivo pelo qual a bomba 2 não funcionou foi que suas cruzetas e os seus pinos quebraram. Constatou-se que mesmo o leito não estando fluidificado, ocorria arraste de material suporte para linha de recirculação. Provavelmente, os desgastes e as rupturas verificados nas peças da bomba 2 devem ter sido ocasionados pelo material suporte arrastado, sendo que neste havia grande quantidade de areia que é responsável por causar abrasão. Na Figura 4.7 são mostrados fotografias das peças desgastadas e quebradas da bomba 2.

Figura 4.7 – Fotografias das peças desgastadas e quebradas da bomba 2.

Foi verificado que o material suporte constituinte do leito do reator foi arrastado também para as calhas de coleta do efluente e para o topo do reator (Figura 4.8). Este arraste provavelmente foi devido à alta turbulência que ocorre na região aerada do reator. Foi feita a curva granulométrica do material suporte que subia até a região de decantação. Esse material foi coletado com o auxílio de balde, que foi colocado com uma corda, a mais ou menos 1m abaixo do topo do reator. O material coletado foi secado a temperatura ambiente e foi realizado o ensaio de granulometria, que está descrito no item 4.4.2-B.

Figura 4.8 – Material suporte arrastado no reator de leito expandido em escala plena: A – Topo do reator; B – Calha de coleta do efluente.

Durante a operação do reator de leito com biomassa aderida em escala plena ocorreram interrupções breves, de algumas horas foram frequentes devido a vários fatos, tais como queda ou interrupções de energia, entupimento da linha de recirculação e manutenção da bomba 2. No entanto, as condições de operação retornavam ao normal, logo que o problema fosse regularizado. Ressalta-se, no início de novembro de 2009, devido a uma intempérie da natureza, um raio atingiu ETE experimental e esta ficou parada por 4 dias, impossibilitando a realização de análises nesta semana, pois o CLP e o quadro de comando estrela-triângulo tiveram que ir para manutenção por terem partes queimadas. Esses problemas podem ter interferido no desenvolvimento do estudo, já que as condições de trabalho exigidas eram alteradas; o que ocasionou flutuações nos valores obtidos por meio das análises durante a Etapa II.

4.4. Controle operacional do sistema

O controle operacional da ETE experimental, composto pela estação elevatória, o tanque pulmão e o reator de leito com biomassa aderida, era realizado pelo CLP e *software* supervisório ETE-USP-SC, desenvolvido em linguagem DELPHI 7.0. Esse *software* supervisório foi feito com base no *software* supervisório SCADAT&S instalado quando se iniciou a operação do reator em estudo, no entanto o novo supervisório possui algumas modificações e pode ser operado no modo automático e manual. O *software* supervisório ETE-USP-SC possui somente uma tela de interface, porém esta tem duas abas: “modo automático” e “modo manual”, como podem ser visto nas Figuras 4.9 e 4.10, respectivamente. Quando o modo manual é selecionado, o CLP volta para o estado inicial; se for acionado o modo automático, o CLP carrega a tela de configuração e inicia o funcionamento conforme o programado.

Figura 4.9 – Tela de interface do supervisório ETE-USP-SC no modo automático.

Figura 4.10 – Tela de interface do supervisor ETE-USP-SC no modo manual.

Na tela de interface do *software* supervisor ETE-USP-SC foram utilizadas duas cores que expõe os estados dos componentes do sistema. Quando as bombas e as válvulas estão em vermelho significa que elas se encontravam desligadas e fechadas, respectivamente; quando ligadas e abertas ficavam verdes. Já o poço de sucção ficava vermelho quando nível era menor que o nível da bóia, e verde quando com nível maior.

A seguir são detalhadas as unidades e condições de operação do sistema no modo automático.

O esgoto oriundo da Área 1 do Campus da EESC-USP junto com a parcela vinda de bairros próximos era encaminhado por gravidade até a unidade preliminar de tratamento. Após passar pela peneira e ser desarenado, era direcionado ao poço de sucção da estação elevatória de esgoto bruto. Se o nível do poço de sucção fosse maior que o nível da bóia e menor que o nível mínimo do tanque do pulmão programado, então o CLP acionava a bomba elevatória (B_{el}), por meio do quadro de comando estrela-triângulo, que recalrava o esgoto bruto para o tanque pulmão. Ela desligava quando o nível do pulmão fosse igual ao nível máximo configurado (não ultrapassando o 100%).

No tanque pulmão havia um medidor de nível ultrasônico que enviava sinal para o CLP. Como segurança para evitar a entrada de ar na tubulação, a bomba 1 só ligava se o nível do tanque pulmão fosse maior que o nível mínimo selecionado. Desse modo, com o sinal recebido do ultrasônico, o CLP acionava a bomba 1, então o esgoto do tanque pulmão era bombeado em sentido ascendente pela bomba de alimentação (B_1) para o setor de

reação do reator com leito de biomassa aderida. O efluente, depois de tratado, passava por um medidor de vazão eletromagnético que conectado ao CLP enviava o valor da vazão medido.

O controle da vazão da bomba 1 era feito por intermédio do medidor de vazão instalado na tubulação de coleta do efluente, de modo que a porcentagem de rotação da B1 era ajustada para obter a vazão desejada. As vazões da bomba 2 (recirculação para o setor 1) e da bomba 3 (recirculação para o setor 2) eram ajustadas de acordo com a porcentagem de vazão de trabalho no supervisor ETE-USP-SC, cujo valor fora obtido da relação da rotação do motor e da curva característica das bombas, que estão apresentadas na Figura 4.11. Para que as bombas de recirculação (B2 e B3) só funcionassem quando houvesse nível no reator, era colocado um valor de vazão mínimo e quando o valor do medidor de vazão fosse menor que o escolhido, as bombas (B2 e B3) desligariam. Isso foi feito, pois como existiam vários vazamentos ao longo do reator, quando a bomba de alimentação parava e consequentemente o medidor de vazão ia diminuindo o valor medido até zero, o nível de esgoto no interior do reator diminuía e devido a isso havia entrada de ar na tubulação de recirculação, o que provocava vibração.

Figura 4.11 – Relação entre a vazão e rotação dos conjuntos moto-bombas: A- Bomba de recirculação para o setor 1 (B2); B- Bomba de recirculação para o setor 2 (B3) (MENDONÇA, 2004).

As válvulas microprocessadas e a bóia de nível no poço de sucção da estação elevatória de esgoto bruto e no tanque pulmão eram dispositivos de segurança do sistema. Esses equipamentos eram responsáveis, respectivamente, pela interrupção dos conjuntos moto-bombas (B1, B2 e B3) e desligamento da bomba elevatória quando poço atingia nível mínimo de trabalho.

No modo de operação manual, o operador escolhia como queria que o sistema trabalhasse sem condições pré-definidas, porém os dispositivos de segurança funcionavam conforme o do modo automático.

Junto com o supervisor ETE-USP-SC foi feito um arquivo que registrava os estados dos componentes do sistema. Neste eram gravados: data, hora, modo (automático/manual), bóia do poço (com nível ou sem), vazão do medidor, nível do pulmão, bomba elevatória, 1, 2, 3 (ligado/desligado), válvula 1, 2 e 3 (aberta/fechada) e inversor 1, 2 e 3 (falha/OK).

A Figura 4.12 mostra o diagrama de blocos da automação da ETE experimental, que compreende a bomba elevatória de esgoto bruto, o reator com leito de biomassa aderida e seus acessórios.

Legenda: EA-entrada analógica; SA-saída analógica; ED-entrada digital; SD-saída digital

B1- bomba de alimentação; B2-bomba de recirculação anaeróbia; B3-bomba de recirculação aeróbia; Bel- bomba elevatória; V1, V2 e V3- válvulas.

Observação: Todos os canais analógicos (SA e EA) são do tipo corrente 4~20mA. Todos os canais digitais (ED e SD) são do tipo tensão 24V. A comunicação entre computador e CLP é feita através de comunicação serial RS-485.

Figura 4.12 – Diagrama de blocos de automação da ETE experimental da Área 1 do Campus da USP – São Carlos.

4.5. Etapa 1 – Estudo hidrodinâmico do reator com leito de biomassa aderida em escala plena

4.5.1 Generalidades

Em reatores de escala plena é muito difícil visualizar como o leito se movimenta e como as partículas constituintes se encontram distribuídas, quais os caminhos preferenciais do fluido e as zonas mortas existentes. Para isso é importante efetuar ensaios hidrodinâmicos, a fim de avaliar o TDH (tempo de detenção hidráulica médio) por meio do uso de traçador e também obter a curva característica de expansão/fluidificação do leito; que fornecem subsídios para conhecer dados importantes sobre o funcionamento do reator. Nessa etapa foram obtidas as curvas de expansão/fluidificação para as biopartículas e o tempo de detenção hidráulica médio do reator com leito de biomassa aderida em escala plena.

4.5.2. Ensaio do comportamento hidrodinâmico de expansão/fluidificação do material constituinte do recheio do reator com leito de biomassa aderida em operação

O ensaio de expansão/fluidificação consistiu em caracterizar a curva de expansão/fluidificação das biopartículas (biomassa mais partícula) existentes no reator para sistema bifásico (sólido-líquido).

Foram realizados dois ensaios em coluna de acrílico, no primeiro, a altura do leito na coluna de acrílico foi de 10cm; e no segundo foi de 30cm. Houve o aumento da altura do leito no segundo ensaio para melhor visualização do movimento do leito. A coleta das biopartículas foi feita nos pontos de amostragem existentes ao longo da altura na lateral do reator com leito de biomassa aderida em escala plena (ponto 1 e ponto 6, destacados com retângulos, conforme Figura 4.13). A amostra era constituída da fase líquida (efluente) e sólida (biopartículas), na sequência foi feita a separação das fases, e as biopartículas foram misturadas, para obter amostra representativa e homogênea, e inseridas na coluna de acrílico. O antracito, o CAG e a areia constituíam o meio suporte do reator e encontravam-se misturados na amostra coletada, portanto da forma como as biopartículas estavam,

elas foram utilizadas no experimento, não houve separação dos meios suportes.

Figura 4.13 – Pontos amostrados destacados durante o ensaio de expansão/fluidificação no reator com leito de biomassa aderida em escala plena da ETE experimental (Adaptado de SIMAN, 2007).

Para realização do ensaio seguiu-se o roteiro apresentado por Mendonça (2004) que se baseou no método proposto por Cleasby e Fan (1981). A velocidade ascensional foi variada, e, então, a perda de carga no leito correspondente a cada velocidade foi determinada. O ensaio foi realizado aumentando a vazão afluyente, de forma a obter a curva característica de expansão/fluidificação para as biopartículas.

A instalação experimental era composta por:

- Coluna de acrílico transparente de seção circular com 200,0cm de altura e 14,5cm de diâmetro interno. Nesta coluna havia uma placa com furos em acrílico com uma peneira, localizada a aproximadamente 24cm acima do seu fundo com a finalidade de deixar a base do leito estável; e a entrada de água se deu a 15cm abaixo do seu fundo. Os pontos para tomadas de pressão encontravam-se espaçados cerca de 10cm;
- Mediante um quadro piezométrico, com 500,0cm de altura e 14 tomadas de pressão, foi possível determinar o perfil de pressão. Este quadro pertenceu à unidade de instalação piloto de fluidificação utilizada por Wiecheteck (1996) durante seu mestrado, e se encontrava no Laboratório de tratamento avançado e

reúso de águas (Latar).

- Rotâmetro CONAUT de 0 a 650L.h⁻¹(modelo 440 PI 2073/05 para água e esgoto), um medidor de vazão manual;
- Bomba centrífuga Weg (W56x180, potência 0,25CV) que recalca a água do reservatório até a coluna;
- Válvula de PVC esfera utilizada para controlar a vazão;
- Reservatório Tinabrás de polietileno com capacidade de 500L;
- Termômetro para medir a temperatura da água (-10,0 a 60,0)°C.

O esquema da instalação experimental é apresentado na Figura 4.14.

Figura 4.14 – Esquema da instalação experimental utilizada no ensaio de expansão/fluidificação.

O procedimento experimental:

- Foram coletadas biopartículas em 2 pontos laterais do reator em operação (escala plena), um localizado a 3,0m da base do reator (amostra 1) onde se encontrava a zona sem entrada de ar direto; e outro situado a 8,5m acima da base (amostra 2), na região aerada. Para cada ponto de coleta foi feito um ensaio de expansão/fluidificação. A Figura 4.15 mostra as fotografias das biopartículas que foram coletadas;

Figura 4.15 – Fotografias das amostras de biopartículas coletadas no reator com leito de biomassa aderida em escala plena: A – amostra 1 (setor 1); B – amostra 2 (setor 2).

- A coluna foi preenchida com água até altura 160cm, aproximadamente. As biopartículas foram colocadas em pequenas quantidades pela parte superior da coluna, de maneira a ter um leito de aproximadamente 10 cm, primeiro ensaio, e 30cm, segundo ensaio, de altura. Depois preencheu-se a coluna em sua totalidade com água;
- Foram realizadas manobras no registro de entrada de água para que o leito ficasse com a altura inicial definida para cada ensaio. Anotou-se a altura inicial do leito para cada situação com auxílio de uma régua milimetrada que se encontrava ao longo da altura da coluna;
- A vazão de entrada foi monitorada por rotâmetro;
- Durante o ensaio, trabalhou-se com 12 velocidades ascensionais diferentes (5,15 a 39,39m.h⁻¹);
- Para cada velocidade ascensional foi monitorada a perda de carga no quadro piezométrico, observada a movimentação do leito visualmente e anotada a altura final do leito por meio de régua milimetrada existente ao longo da altura da coluna;
- A temperatura foi medida no início e fim de cada experimento. Para o ensaio 1, a temperatura da amostra 1 ficou entre 22,0 e 23,5°C; e a da amostra 2 entre 21,0 a 22,0°C. Já para o ensaio 2, a temperatura da amostra 1 variou entre 19,0 e 21,0°C; e a da amostra 2 entre 22,0 a 22,5°C;
- Havia um ladrão na parte superior pelo qual a água excedente extravasava.

4.5.3. Caracterização das biopartículas retiradas do reator com leito de biomassa aderida durante o ensaio 2 de expansão/fluidificação

Para caracterização das biopartículas e do material suporte, ensaios de granulometria e massa específica foram realizados no Laboratório de Mecânica dos Solos do Departamento de Geotecnia da EESC-USP.

A) Preparação das amostras para o ensaio de granulometria e massa específica

Inicialmente houve a preparação das amostras, anterior a realização dos ensaios de granulometria e massa específica, da seguinte forma:

- Uma parte das biopartículas foi secada a temperatura ambiente (nessa parte não foi efetuada a remoção do biofilme);
- A outra parte do material suporte foi lavada em solução química e secada em estufa (103°C).

O procedimento para lavagem química das biopartículas, descrito a seguir, foi feito de acordo com Tapia et al. (2009) alterado por Campos, para este trabalho, cuja função é remover a biomassa aderida (biofilme) ao meio suporte.

- Colocou em um béquer 40mL de amostra da suspensão de biopartículas e acrescentou 10mL de NaOH 1N.
- Misturou delicadamente em intervalos de 30 minutos, durante 4 horas, a suspensão e a manteve durante este período na geladeira (4°C).
- Decorridas as 4 horas, drenou-se o líquido, mediu-se o volume e colocou o em um recipiente, com peso conhecido (P_0), e o levou à estufa (103°C) durante 24h. Após o período efetuou-se a pesagem do recipiente (P_1). Depois o encaminhou para mufla a fim de calcinar e posteriormente efetuou-se outra pesagem (P_2). Com os resultados, calculou-se a concentração de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV) desprendidos.
- As partículas lavadas em solução química (sem biofilme) também foram transferidas para um recipiente e levadas à estufa para secagem (24h a 103°C) e depois efetuou-se a pesagem. A concentração de partículas foi dada pela Equação 5.

$$C_{\text{partículas}} (\text{g.L}^{-1}) = \frac{\text{Peso} * 1000}{V} \quad \text{Eq. 5}$$

Para este caso V (volume) é de 50mL.

- Considerando o material volátil determinado como biomassa desprendida, foi calculada a relação entre a concentração de sólidos voláteis por g de partícula a fim de saber o quanto há de biomassa na partícula. A concentração de biomassa pode ser estimada a partir de sólidos voláteis, porém não se trata de uma determinação precisa.

Dando sequência, foi feito o quarteamento, a fim de se obter uma amostra representativa e homogênea para realização do ensaio granulométrico e de massa específica.

Após o quarteamento, fotografou-se uma pequena quantidade de biopartículas utilizando a máquina Nikon D40X (aumento de 3 vezes) e o microscópio Olympus BX 41 (para aumento de 10 e 25 vezes).

B) Ensaio de granulometria

Este ensaio objetivou determinar a partir da curva de distribuição granulométrica o diâmetro efetivo, o $d_{90\%}$ e o diâmetro equivalente das biopartículas nas amostras – realizado segundo procedimentos descritos em Nogueira (2005).

Para realização do ensaio fez-se a seleção do conjunto de peneiras, sendo que a superior correspondia à peneira de maior abertura e na sequência foram colocadas peneiras em ordem decrescente de tamanho de diâmetro. A abertura das peneiras utilizadas em mm e o seu número, correspondente ao da série de peneiras, foram: 4,76mm (4); 2,00mm (10); 1,19mm (16); 0,595mm (30); 0,297mm (50); 0,210mm (70); 0,149mm (100); 0,105mm (140).

Pesou-se a massa inicial, transferiu-a para o conjunto de peneiras, que foi submetido à agitação durante 15 minutos. Depois, efetuou-se a pesagem do material retido em cada peneira (o somatório das parcelas de massa retida em cada peneira deve ser aproximadamente igual massa inicial).

O diâmetro efetivo (d_e ou $d_{10\%}$) é o diâmetro tal que 10% das partículas, em massa, possuem diâmetros menores que ele. O $d_{90\%}$ corresponde ao tamanho equivalente a 90% da massa do material que passa no peneiramento

O diâmetro equivalente (d_{eq}) foi calculado conforme a Equação 6, segundo o procedimento descrito por Allen (1994)³ *apud* Mendonça (2004), sendo utilizados quando as partículas apresentam formas irregulares.

3. ALLEN, T. (1994). **Particle size measurement**. 4ed., New York. Chapman & Hall, 804p.

$$d_{eq} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{X_i}{D_i}} \quad \text{Eq. 6}$$

Em que:

d_{eq} : tamanho equivalente do meio granular (mm);

X_i : fração do material presente entre duas peneiras consecutivas da série granulométrica (sem unidade);

D_i : tamanho médio da abertura das duas peneiras consideradas (mm) – média geométrica.

C) Ensaio de massa específica

A determinação da massa específica foi feita empregando a técnica do picnômetro, conforme a NBR 6508. Mais detalhes do procedimento consultar Nogueira (2005).

A massa específica será calculada conforme Equação 7.

$$\rho_B = \frac{M_S}{M_S - M_1 + M_2} \rho_w \quad \text{Eq. 7}$$

Onde:

ρ_B : massa específica das biopartículas - (g.cm⁻³);

M_S : Massa de sólidos determinada no final do ensaio - (g);

M_1 : Massa de (água+picnômetro+sólidos) para uma temperatura T(°C) - (g);

M_2 : Massa de (água+picnômetro) obtida através da curva de calibração - (g);

ρ_w : Massa específica da água para temperatura T(°C) - (g.cm⁻³).

4.5.4. Ensaio com o traçador NaCl no reator com leito de biomassa aderida em operação

Foi efetuado ensaio hidrodinâmico para avaliar o tempo de detenção hidráulica médio real (THD_M) do reator e verificar se há caminhos preferenciais e zonas mortas, para isso foi utilizada a técnica de estímulo- resposta. Uma massa de traçador foi adicionada ao afluente e sua concentração ao longo do tempo no efluente foi medida. Para este caso, com base nos recursos disponíveis, foi escolhido cloreto de sódio (NaCl), sal de cozinha, como traçador.

Ressalta-se que esse ensaio foi “rudimentar” visto que o reator em operação possui volume grande (159m^3 - escala plena). Devido ao seu grande volume, muitas dificuldades foram encontradas no desenvolvimento do ensaio, tais como, não havia como injetar a solução traçador diretamente no reator em escala plena (solução preparada no tanque pulmão e bombeada para o reator – passava pela tubulação de alimentação); a mistura do sal NaCl no esgoto sanitário não ocorreu de forma perfeita, pois como a instalação do tanque pulmão era em escala plena não houve possibilidade de fazer uma mistura homogênea. Outro ponto a ressaltar, é que o esgoto sanitário já possui o íon cloreto (Cl^-) na sua composição em baixas concentrações, sendo o NaCl um traçador não ideal.

Para realização do ensaio, inicialmente, no laboratório, em amostras de esgoto sanitário adicionou-se massas conhecidas de NaCl e fez medição de condutividade de cada amostra, com isso construiu-se uma curva de calibração relacionando condutividade com a concentração de NaCl adicionada correspondente. Na sequência, foi feita a leitura da concentração de Cl^- nas amostras e obteve-se outra curva de calibração, na qual relacionou-se a concentração de Cl^- com a condutividade medida. Nas Figuras 4.16 e 4.17 estão apresentadas as curvas de calibração obtidas.

Figura 4.16 – Curva de calibração: Condutividade e concentração de NaCl.

Figura 4.17 – Curva de calibração: Concentração de Cl^- e condutividade.

A solução com o traçador foi preparada adicionando-se 100kg de NaCl na parte superior do tanque pulmão, em 3m^3 de esgoto sanitário. Deixou-se a solução descansando por aproximadamente uma hora e meia para o soluto dissolver, visto que não havia meios de fazer uma mistura homogênea, por ser a instalação em escala plena. Desse modo a concentração de Cl^- na entrada (sendo que a porcentagem de Cl^- no NaCl é de 60,68%), o volume de injeção e o volume do reator foram 20227mg.L^{-1} , 3m^3 e 159m^3 , respectivamente. A concentração pico de Cl^- esperada na saída do reator, desconsiderando a existente na constituição do esgoto sanitário, foi calculado conforme Equação 8.

$$C_1 \cdot V_1 = C_2 \cdot V_2 \rightarrow C_2 = 382\text{mg.L}^{-1} \quad \text{Eq.8}$$

Em que:

C_1 : concentração de Cl^- da solução a ser injetada no reator – mg.L^{-1} ;

V_1 : volume injetado – m^3 ;

C_2 : concentração de Cl^- pico esperada na saída do reator – mg.L^{-1} ;

V_2 : volume do reator – m^3 .

A injeção do traçador foi feita pela linha de alimentação que sai do tanque pulmão e vai até a bomba de alimentação, bomba 1, ver esquema na Figura 4.18. A vazão de entrada da solução do traçador era de $13,25\text{m}^3.\text{h}^{-1}$ (definida pelo volume total do reator dividido pelo TDH teórico de 12h). A duração tempo de injeção no reator foi de aproximadamente 13 minutos. Quando o traçador foi injetado, o registro que alimenta o reator UASB com esgoto sanitário, que está em paralelo com o reator com leito de biomassa aderida, foi fechado, de modo que a solução com o traçador fosse somente para o reator em estudo. O registro foi

reaberto após a finalização da injeção do traçador. Ressalta-se que a injeção do traçador não foi completa, visto que a condutividade do afluente, que foi monitorada durante o ensaio, apresentou picos, o que explica isso é o fato de como não foi possível misturar o sal ao esgoto sanitário, por ser tratar de uma instalação em escala plena, provavelmente deve ter ficado material que não foi dissolvido no fundo do tanque e que posteriormente se dissolveu.

Figura 4.18 – Esquema do ensaio com NaCl no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.

Foram feitos dois ensaios com traçador no reator em escala plena nos quais as condições de operação do reator variaram. Para o primeiro ensaio somente a bomba de alimentação ($Q_1 = 13,25 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) funcionava. No segundo ensaio, funcionaram a bomba de alimentação ($Q_1 = 13,25 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$), a bomba de recirculação anaeróbia ($Q_2 = 3,5 Q_1$), a bomba de recirculação aeróbia ($Q_3 = 2,5 Q_1$) e o compressor.

Durante a realização dos ensaios, o monitoramento do traçador no efluente foi feito por meio do coletor automático de amostra (ISCO 6700), que foi programado para coletar amostras na saída do reator de hora em hora, iniciando no momento zero (quando o traçador é injetado) e durante 42 horas, o que equivale a 3,5 vezes o TDH teórico (12h). As amostras coletadas eram levadas ao laboratório e efetuavam-se as medidas de condutividade. Para encontrar a concentração de Cl^- nas amostras utilizou-se a curva de calibração apresentada na Figura 4.17.

Procurou-se fazer o ensaio com a função próxima a pulso, dessa forma, a análise do tempo de detenção médio (TDH_M), a variância dos pontos experimentais (σ^2) e a normalização dos dados experimentais, para obter a curva de distribuição do tempo de residência (DTR) em função do tempo, foram feitas seguindo o proposto em Levenspiel (2000).

O TDH_M e σ^2 foram calculados conforme as Equações 9 e 10, respectivamente.

$$TDH_M = \frac{\sum_i t_i * C_i * \Delta t_i}{\sum_i C_i * \Delta t_i} \quad \text{Eq. 9}$$

$$\sigma^2 = \frac{\sum_i t_i^2 * C_i * \Delta t_i}{\sum_i C_i * \Delta t_i} - TDH_M^2 \quad \text{Eq. 10}$$

Em que:

TDH_M : tempo de detenção hidráulica médio – h;

C_i : concentração de saída do traçador no tempo i – mg.L⁻¹;

t_i : tempo decorrido até a coleta da amostra na saída do reator – h;

Δt_i : intervalo de tempo entre a coleta t_i e a coleta t_{i-1} – h;

σ^2 : variância dos pontos experimentais – h².

A normalização dos dados experimentais para obtenção da curva de distribuição do tempo de residência foi feita conforme a Equação 11.

$$DTR = \frac{C_i}{\sum_i C_i * \Delta t_i} \quad \text{Eq. 11}$$

Sendo DTR – distribuição do tempo de residência – h⁻¹.

4.6. Etapa II – Monitoramento do reator com leito de biomassa aderida em escala plena

4.6.1. Fases da Etapa II

O monitoramento da eficiência do tratamento de esgoto sanitário no reator com leito de biomassa aderida em escala plena se deu em duas fases, conforme o TDH adotado. Esse monitoramento foi reduzido por causa de atrasos que ocorreram na liberação do serviço de reforma do sistema operacional de automação da ETE experimental e iniciou-se em setembro de 2009.

Utilizou-se o volume vazio total do corpo do reator (159m³) do reator e a vazão afluente para calcular o TDH total médio.

A entrada de ar deu-se a meia altura (a 7m acima da base) do reator e vazão média de ar que entrava no reator foi de 1700L.mim^{-1} , condições de operação similares a de Silva (2009). A zona de reação do foi dividida em dois setores: setor 1 – sem entrada de ar direto – e setor 2 – com entrada direta de ar. O efluente do reator foi submetido à recirculação para o setor 1 e setor 2 para se ter condições mínimas de expansão do leito, baseados nos resultados da Etapa I. As recirculações aplicadas ao reator foram as máximas permitidas, de forma a não ocasionar problemas de operação nas bombas de recirculação, porém foram observados problemas de desgaste na bomba 2, de recirculação para o setor 1, que ocasionaram trocas de peças durante o período de operação do reator

Na Tabela 4.1 encontram-se as condições médias de operação do reator de leito expandido para cada fase.

Tabela 4.1 – Condições médias de operação do reator com leito de biomassa aderida em escala plena durante a Etapa II.

Fase	TDH _{total} (h)	Q _{af.} (m ³ .h ⁻¹)	Q _{rec, 1} (m ³ .h ⁻¹)	Q _{rec, 1/} Q _{af.}	Q _{rec, 2} (m ³ .h ⁻¹)	Q _{rec, 2/} Q _{af.}	V _{asc,1} (m.h ⁻¹)	V _{asc, 2} (m.h ⁻¹)
1	12	13,25	46,38	3,5	33,12	2,5	8,43	13,12
2	16	9,94	39,76	4,0	34,79	3,5	7,03	11,95

Q_{af.}: vazão afluyente;

Q_{rec,1}: vazão de recirculação setor 1; v_{asc,1}: velocidade ascensional no setor 1;

Q_{rec,2}: vazão de recirculação para setor 2; v_{asc,2}: velocidade ascensional no setor 2;

Q_{rec,1}/Q_{af.}: razão entre a vazão de recirculação para setor 1 do reator e a vazão afluyente;

Q_{rec,2}/Q_{af.}: razão entre a vazão de recirculação para setor 2 do reator e a vazão afluyente.

4.6.2 Procedimento experimental

O monitoramento da ETE experimental foi feito diariamente para acompanhar a operação e manutenção de todos os equipamentos instalados nela.

A avaliação do desempenho do reator com leito de biomassa aderida em escala plena foi realizada através de coletas do esgoto afluyente e efluente final, de modo a verificar a eficiência global do sistema.

Semanalmente foram feitas coletas de amostras compostas do afluyente e do efluente. A coleta se deu por meio dos coletores automáticos da marca ISCO (modelo 6700F), que eram programados para fornecerem amostras compostas, feitas de hora em hora, ao final de 24h,

para o afluente e efluente. Após serem coletadas as amostras eram encaminhadas para o Laboratório de Saneamento e realizavam-se as análises físico-químicas.

As variáveis físico-químicas investigadas para o esgoto sanitário durante a operação do reator, assim como os métodos utilizados encontram-se apresentadas na Tabela 4.2. As análises das variáveis investigadas foram feitas conforme “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (STANDARD..., 2005)”, com exceção dos ensaios para determinação da concentração de ácidos voláteis e de nitrito, que foram feitas de acordo com Dilallo e Albertson (1961) modificado por Ripley et al. (1986), e Markereth et al. (1978), respectivamente.

Tabela 4.2 – Variáveis investigadas durante a operação do reator com leito de biomassa aderida e métodos de análise.

Váriavel	Método	Protocolo STANDARD (2005)
Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico – APHA	2320 (B)
Ácidos voláteis ($\text{mgHac}\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico – Dilallo e Albertson (1961)	-
Série de sólidos – ST, SF, SV, SST, SSF e SSV – ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Gravimétrico – APHA	2540 (B, D e E)
$\text{DBO}_{\text{total}}$ e $\text{DBO}_{\text{filtrada}}$ ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$)	Oxímetro – APHA	5210 (B), 4500-O (G)
$\text{DQO}_{\text{total}}$ e $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$ ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$)	Colorimétrico – APHA	5220 (D)
$\text{N-NTK}_{\text{total}}$ e $\text{N-NTK}_{\text{filtrado}}$ ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico – APHA	4500-Norg (B)
N-amon ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico – APHA	4500-NH ₃ ⁻ (C)
N-NO ₂ ⁻ ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	Colorimétrico – Mackereth (1978)	-
N-NO ₃ ⁻ ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	Colorimétrico – APHA	4500-NO ₃ ⁻ (B)
P-PO ₄ ⁻ ($\text{mgPO}_4\cdot\text{L}^{-1}$)	Colorimétrico – APHA	4500-P (E e J)
pH	Potenciométrico – APHA	4500-H ⁺ (B)

As amostras filtradas passaram por membrana com diâmetro de poro médio de 1,2 μm .

As concentrações de oxigênio dissolvido (OD) e a temperatura das amostras foram feitas imediatamente após as coletas das amostras compostas com auxílio da sonda portátil YSI-95 Dissolved Oxygen (modelo: 95/10FT).

Destaca-se que foi necessário armazenar amostras (elas foram congeladas em pH menor que 2), por mais de um mês, o que pode ter comprometido os resultados de NTK e N-amoniaco, durante a Fase 1, pois o aparelho que realizava essas análises encontrava-se com defeito e portanto não estava funcionando.

Para verificar o comportamento das variáveis investigadas ao longo da altura do reator, foram levantados dois perfis, um na Fase 1, e outro na Fase 2, durante o período de

operação de reator com leito de biomassa aderida. A Figura 4.19 mostra em destaque os pontos de coleta amostrados ao longo da altura do reator.

Figura 4.19 – Pontos amostrados durante a realização do perfil ao longo da altura do reator com leito de biomassa aderida (Adaptado SIMAN, 2007).

Devido à dificuldade física encontrada na coleta das amostras, somente três pontos foram amostrados para o monitoramento do reator, ao longo da altura: ponto 2 (setor 1 – sem entrada de ar direto, a 4,0m da base do reator), 5 (região de transição, a 7,5m da base do reator) e 8 (setor 2 – região aerada, a 10,5 do fundo do reator) (ver Figura 4.19).

A amostragem do perfil foi pontual. Inicialmente, abria-se a válvula para que o material acumulado ou estagnado próximo ao ponto de amostragem, no interior do reator, fosse descartado. Na sequência, coletou-se o material sólido e líquido no balde, sendo que somente o líquido sobrenadante foi levado para análise. No momento da coleta mediu-se o OD e a temperatura com a sonda portátil. A coleta das amostras do perfil ocorreu durante o período em que a amostra composta do afluente e efluente era feita.

As amostras líquidas eram encaminhadas para o laboratório e realizaram-se as seguintes análises para as amostras brutas: série de sólidos, DQO filtrada (membrana com poro de 1,2µm), alcalinidade, ácidos voláteis e pH. De forma a separar o material sólido

(material suporte) não desejado que estivesse junto das amostras, estas foram filtradas em papel filtro grosseiro (com gramatura de 87g.m^{-2}) para realização das análises de NTK, N-amoniacal, nitrito, nitrato e fosfato. As análises foram feitas conforme os métodos descritos na Tabela 4.2.

4.6.3. Análise dos dados obtidos

Para os dados obtidos nas análises foi feito tratamento estatístico e obtiveram-se a média aritmética ($\bar{X}$), o desvio padrão (σ), o coeficiente de dispersão ($\sigma/\bar{X}$), o valor mínimo e máximo, e o número de amostras.

Os dados serão apresentados em forma de gráficos e tabelas no decorrer dos Resultados e Discussão.

Apêndice A mostra as concentrações da série de sólidos totais das biopartículas e a quantidade em massa de partículas. O Apêndice B traz as curvas granulométricas obtidas na caracterização das biopartículas. Apêndice C mostra os dados do ensaio de massa específica. Os resultados obtidos para construção da curva e expansão/fluidificação serão expostos no Apêndice D. No Apêndice E estão os resultados obtidos do ensaio com o traçador NaCl.

No apêndice F serão apresentadas tabelas com os dados das análises de rotina efetuadas durante o período de operação do reator, o símbolo (-) significa que a análise não foi realizada ou o resultado não condiz com a realidade. O Apêndice G mostra os resultados obtidos para o perfil ao longo da altura do reator.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Introdução

Neste capítulo são apresentados e discutidos os resultados obtidos durante a realização da parte experimental desse trabalho, que foi dividida em Etapa I e Etapa II (ver Figuras 4.1 e 4.2).

Para Etapa I, inicialmente, estão apresentadas a caracterização das biopartículas amostradas durante o ensaio 2 de expansão/fluidificação. Na sequência é exposta e discutida a velocidade mínima de fluidificação das biopartículas, assim como o estado que se encontra o leito do reator de escala plena. Também são expostos os resultados do tempo de detenção hidráulica médio obtido por meio dos ensaios realizados com traçador.

Para Etapa II, são mostrados e discutidos os resultados obtidos durante o monitoramento do desempenho do reator com leito de biomassa aderida escala plena, durante as fases 1 e 2, além de apresentar o comportamento do reator ao longo da altura por meio de um perfil realizado em cada fase de operação do reator.

5.2 Etapa I

5.2.1 Generalidades

A Etapa I visou estudar a hidrodinâmica do reator em escala plena da ETE experimental, para isso foi realizado o ensaio expansão/fluidificação com as biopartículas constituintes do leito reator em estudo e o ensaio com o traçador NaCl.

Fez-se a caracterização das biopartículas amostradas durante a realização do ensaio de expansão/fluidificação.

5.2.2 Características das biopartículas amostras durante o ensaio 2 de expansão / fluidificação

Nas Figuras 5.1 e 5.2 são apresentadas fotografias de parte das biopartículas amostradas nos 2 pontos laterais do reator em operação (amostra 1 – ponto 1, localizado a 3,0m da base do reator; amostra 2 – ponto 6, situado a 8,5m acima da base) – ver Figura 4.11 – durante o ensaio 2. O fio de referência de medida que aparece nas fotografias tem 100 μ m de diâmetro.

Figura 5.1 – Fotografia da amostra 1 (ponto 1, localizado a 3,0m da base do reator) – A e B fotografia do microscópio; C e D fotografia da câmera(Reticulo – Ampliação 40X).

Figura 5.2 – Fotografia da amostra 2 (ponto 6, localizado a 8,5m da base do reator) – A e B fotografia do microscópio; C e D fotografia da câmera(Reticulo – Ampliação 40X).

As concentrações médias de ST, STF e STV da biomassa desprendida, a concentração de partículas e a relação STV/g de partícula das amostras 1 e 2 do ensaio 2 de expansão/fluidificação estão na Tabela 5.1 (no Apêndice A estão os resultados referente ao ensaio – Tabela A.1 e A.2).

Tabela 5.1 – Concentração de ST, STF e STV da biomassa desprendida durante a lavagem química, concentração de partículas e a relação STV/g partícula.

Amostra	ST (g.L ⁻¹)	STF (g.L ⁻¹)	STV (g.L ⁻¹)	C _{partículas} (g.L ⁻¹)	STV(mg.L ⁻¹)/ g.partícula
1	14,8	13,0	1,8	793	45
2	12,9	11,7	1,2	684	36

Analisando os valores de STV (considerado como concentração de biomassa) e STV (mg.L⁻¹)/g.partícula (considerado como concentração de biomassa por grama de partícula), apresentados na Tabela 5.1, constata-se que o maior valor foi para região mais próxima a base do reator, então pode-se dizer que na amostra 1 a concentração de biomassa é maior que na amostra 2, e provavelmente deve-se a sua proximidade com o fundo do reator no qual há maior concentração de substrato por se uma região na qual se dá a entrada do afluente bruto e do efluente recirculado para setor 1. Hidalgo e Garcia-Encina (2002) e Dahab e Rabah (2004) também encontraram em seus estudos maior concentração de biomassa no fundo do reator de leito fluidificado, então essa foi diminuindo gradativamente até o topo do reator. Dessa forma, pode-se afirmar que a diferença de concentração ao longo da altura do reator mostra a existência de estratificação.

Os valores massa específica, d_{10%}, d_{90%} e d_{eq} determinados para as amostras estão na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Valores de massa específica e d_{10%}, d_{90%} e d_{eq} para as amostras.

ÍNDICE	AMOSTRA			
	1 seca	1seca e lavada	2 seca	2 seca e lavada
Massa específica (g.cm ⁻³)	2,044	2,133	1,924	1,911
d _{10%} (mm)	0,25	0,25	0,20	0,20
d _{90%} (mm)	2,00	2,00	1,90	1,80
d _{eq} (mm)	0,58	0,60	0,53	0,47

As curvas de distribuição granulométrica referentes às amostras 1 e 2, para as condições de biopartículas somente seca, e seca e lavada quimicamente, estão no Apêndice B

(Tabelas B1 a B4). Os dados referentes aos ensaios de massa específica com relação às amostras de biopartículas coletadas durante o ensaio 2 de expansão/fluidificação, estão no Apêndice C.

Mendonça (2004) encontrou os valores de massa específica para: areia de $2,61 \text{ g.cm}^{-3}$; carvão antracitoso $1,65 \text{ g.cm}^{-3}$; e CAG $1,71 \text{ g.cm}^{-3}$. Como nas amostras coletadas, a areia, o carvão antracitoso e o CAG encontravam-se misturados, os valores de massa específica das amostras estão dentro da faixa de valores encontrados por Mendonça (2004).

Comparando os dados da Tabela 5.2 com relação às amostras que não tiveram o biofilme removido, a amostra 1 seca (está a 3m da base do reator) foi mais densa que a amostra 2 seca (está a 8,5 da base do reator), comportamento semelhante – partículas mais densas próximas ao fundo do reator – foi constatado por Hidalgo e Garcia-Encina (2002) e Dahab e Rabah (2004). A amostra 1 seca, com biofilme, também, apresentou $d_{10\%}$, $d_{90\%}$ e d_{eq} maiores que da amostra 2 seca. Isso mostra que as partículas mais próximas da base do reator são mais densas e possuem diâmetro maiores ($d_{10\%}$, $d_{90\%}$ e d_{eq}), que pode ser explicado por uma maior concentração de biomassa (constatada na Tabela 5.1) sobre o meio suporte, quando comparadas a partículas que se encontram mais afastadas do fundo do reator.

Dessa forma, afirma-se que o leito do reator em escala plena se encontra estratificado, com as partículas mais densas, com maiores concentração de biomassa e com maiores diâmetros localizadas próximas à base do reator. A estratificação, conforme Dahab e Rabah (2004), é resultado da variabilidade das densidades das biopartículas no reator, e, de acordo com Hidalgo e Garcia- Encina, é consequência do uso de meio suporte com tamanho não uniforme. No reator em estudo a estratificação deve-se principalmente a granulometria do material suporte, já que este não tem tamanho uniforme.

Ao comparar os resultados para as partículas com biofilme (amostra seca) e sem biofilme (amostra seca e lavada), observa-se que para a amostra 1, a partícula com biofilme apresentou valor de massa específica mais baixa que o da partícula sem biofilme, o que era esperado, visto que o biofilme sobre o material suporte contribui para diminuir a densidade. Já para a amostra 2, as partículas com biofilme (amostra seca) apresentaram densidade maior que da amostra sem biofilme (amostra seca e lavada), como foram usadas parcelas de amostras diferentes em cada ensaio e como o leito é formado por várias materiais pode ser que a amostra sem biofilme fosse constituída em sua maior parte por material com menor densidade, o que ocasionou o resultado encontrado.

Quanto aos diâmetros $d_{10\%}$ e $d_{90\%}$ foram iguais para ambas as amostras 1 com e sem biofilme, e o d_{eq} para a amostra com biofilme foi menor que da amostra sem biofilme, o que

pode explicar isso é um provável desprendimento do biofilme durante a agitação no ensaio de granulometria, visto que a amostra com biofilme deveria apresentar maior d_{eq} . Os diâmetros $d_{90\%}$ e d_{eq} da amostras 2 seca, com biofilme, foram maiores do que da amostra sem biofilme (amostra 2 seca e lavada), o que confirma que o crescimento do biofilme aumenta o diâmetro da partícula, e o $d_{10\%}$, foi igual para as duas amostras.

Esse comportamento não uniforme observado para amostra com biofilme (amostra seca) e sem biofilme (amostra seca e lavada) com relação aos diâmetros ($d_{10\%}$, $d_{90\%}$ e d_{eq}) e massas específicas pode ser explicado pela variedade de material suporte constituinte do leito do reator, são três materiais (CAG, carvão antracitoso e areia) com granulometria e massa específica diferentes, que encontravam misturados em proporções diferentes nas amostras

5.2.3. Resultado do ensaio de expansão/fluidificação do material constituinte do recheio do reator com leito de biomassa aderida em operação

Nas Figuras 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6 encontram-se as curvas características de expansão/fluidificação para as biopartículas das amostras 1 do ensaio 1 e 2; e das amostras 2 do ensaio 1 e 2, respectivamente.

Figura 5.3 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 1 (localizada a 3,0m da base do reator) – Ensaio 1 – leito com aproximadamente 10cm.

Figura 5.4 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 1 (localizada a 3,0m da base do reator) – Ensaio 2 – leito com aproximadamente 30cm.

Figura 5.5 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 2 (localizada a 8,5m da base do reator) – Ensaio 1 – leito com aproximadamente 10cm.

Figura 5.6 – Curva de expansão/fluidificação da amostra 2 (localizada a 8,5m da base do reator) – Ensaio 2 – leio com aproximadamente 30cm.

Nas Figuras 5.3, 5.4, 5.5 e 5.6 foram apresentadas a expansão do leito e a perda de carga em função da velocidade ascensional para o sistema bifásico. Os dados utilizados para a construção das curvas de expansão/fluidificação encontram-se no Apêndice D.

As curvas de perda de carga apresentaram tendências semelhantes às curvas típicas apresentadas por Cleasby e Fan (1981) para leito real.

Caracterizada a curva de expansão/fluidificação de cada amostra encontrou-se a v_{mf} experimental segundo a técnica de Howard (1989) descrita no item 3.3.2. Na Tabela 5.3 constam para cada amostra estudada os valores de v_{mf} , ΔP_{mf} , H_i , J_{mf} e E_{mf} , para a condição de mínima fluidificação, obtidos com auxílio das Figuras 5.3 e 5.4.

Tabela 5.3 – Valores de velocidade mínima de fluidificação (v_{mf}), perda de carga total (ΔP_{mf}), altura inicial do leito (H_i), perda de carga unitária (J_{mf}) e expansão (E_{mf}) para condição de mínima fluidificação obtidos nos ensaios de expansão/fluidificação.

Amostra	Ensaio	v_{mf} (m.h ⁻¹)	ΔP_{mf} (cmH ₂ O)	H_i (cm)	J_{mf} [cmH ₂ O.(cmLeito) ⁻¹]	E_{mf} (%)
1	1	13,0	5,67	10,2	0,56	7,2
	2	18,8	14,85	30,3	0,49	4,4
2	1	11,8	4,76	10,6	0,45	3,1
	2	14,2	12,30	30,8	0,40	3,6

Comparando os resultados com os determinados por Mendonça (2004) para o meio suporte limpo (sem biomassa aderida), tem-se que a v_{mf} , ΔP_{mf} e a expansão deste ensaio foram menores, tanto para quando ele estudou leito estratificado e não-estratificado. Isto indica que a biomassa quando aderida ao meio suporte altera suas características, como Grady Jr.; Daigger e Henry (1999) relataram, e neste caso contribuiu para que a velocidade mínima de fluidificação fosse menor quando comparada a exigida pelo meio suporte limpo.

Dos dados obtidos, pode-se dizer que quando se alcançou a velocidade mínima de fluidificação, a expansão (E_{mf}) foi muito pequena, visto que foram observadas pequenas alterações na altura inicial dos leitos das amostras 1 e 2.

Para velocidade em torno de 11m.h^{-1} observou na coluna de acrílico que as partículas menores do leito se movimentavam e se encontravam na parte superior do leito. Com o aumento da velocidade ascensional as partículas se movimentaram mais, tendo o leito maior movimento, porém visualizou-se que algumas partes do leito se movimentaram mais, enquanto outras ficaram estáticas (mais ao fundo). Vale lembrar que quando as biopartículas foram coletadas, observou-se a presença de todos os meios suportes existentes no reator, o que mostra que eles encontravam-se misturados.

Os valores de velocidade mínima de fluidificação encontrados por meio das curvas de expansão/fluidificação das biopartículas (ensaio em coluna) foram comparados com os valores de velocidade ascensional reais dos setores do reator em escala plena. O cálculo da velocidade ascensional de cada setor foi feito dividindo a vazão total no setor (ver Tabela 4.1) pela área da seção transversal do reator em escala plena, igual a $7,07\text{m}^2$. Para a comparação foi utilizado os valores obtidos no Ensaio 2 de expansão/fluidificação, já que a altura do leito foi maior, representando melhor a situação que ocorre no reator em escala plena.

Sob as condições de operação do reator em escala plena na Etapa II, o setor 1, de onde foi retirada a amostra 1, teve velocidade ascensional aplicada de $8,43\text{m.h}^{-1}$, para Fase 1; e de $7,03\text{m.h}^{-1}$, para Fase 2, menores que a velocidade mínima de fluidificação de $18,8\text{m.h}^{-1}$, determinada no ensaio 2 em coluna de acrílico. Ao visualizar as Figuras 5.3 e 5.4, vê-se que o leito praticamente encontra-se sem expansão nas condições de operação do reator em escala plena.

A velocidade ascensional aplicada na região que amostra 2 (setor 2) foi coletada, durante a Etapa II, foi igual a $13,12\text{m.h}^{-1}$ para a Fase 1, e igual a $11,95\text{m.h}^{-1}$ para a Fase 2. Essas foram menores que a velocidade mínima de fluidificação de $14,2\text{m.h}^{-1}$, encontrada no ensaio 2 em coluna de acrílico. Nas condições de operação do reator em escala plena durante a Etapa II e observando as Figuras 5.5 e 5.6, pode-se dizer que o leito do reator para

velocidade ascensional aplicada encontrava-se expandido, porém a expansão é pequena, menor que 5%.

O ensaio de expansão/fluidificação foi realizado considerando somente o meio bifásico, porém a região de onde a amostra 2 foi retirada é trifásica, então deve-se levar em consideração a velocidade do ar.

Sendo a vazão média de entrada de ar igual a 1700L.min^{-1} e a área da seção transversal igual a $7,07\text{m}^2$, a velocidade ascensional do ar foi igual a $14,43\text{m.h}^{-1}$ ($0,4\text{cm.s}^{-1}$) durante toda Etapa II.

Silva (1995) relata que após a injeção de ar em reator de leito fluidificado líquido-sólido, foi observada a contração do leito para todos os tamanhos de partículas estudadas (diâmetros menores que 1mm), sendo aparente que a contração foi maior para partículas maiores (diâmetro igual a 0,85mm) do que para partículas menores (diâmetro igual 0,25mm). De modo geral, verificou-se que a contração aumentou com o aumento das velocidades de água e ar.

Como Silva (1995) relata que quando aumento a velocidade do ar ocorreu contração do leito, para a região da amostra 2 foi desconsiderada a velocidade ascensional de ar.

Com os resultados do ensaio de expansão/fluidificação em conjunto com a caracterização das biopartículas afirma-se que o leito do reator em escala plena se encontra estratificado e para região da amostra 2 está expandido, enquanto que para região da amostra 1 está sem expansão. Para o leito do reator em escala plena estar fluidificado é necessário aplicar velocidades ascensionais maiores que ultrapassariam a capacidade das bombas pertencentes ao sistema.

5.2.4. Resultado do ensaio com traçador NaCl no reator de leito com biomassa aderida da ETE experimental

Do ensaio com o traçador NaCl foram obtidas as Figuras 5.5 e 5.6, que mostram a curva de distribuição do tempo de residência em função do tempo para os ensaios 1 e 2, respectivamente. Na Tabela 5.4 é apresentado o tempo de detenção hidráulica teórico (TDH), o tempo de detenção hidráulica médio (TDH_M) e sua variância (σ^2), o tempo pico (t_P – tempo no qual se obtém a maior concentração do traçador) e as velocidades ascensionais aplicadas para cada ensaio. Na sequência são comentadas as curvas e os valores obtidos.

O tempo de duração de entrada da injeção do traçador no reator foi de 13 minutos para os dois ensaios. Os resultados referentes aos ensaios estão no Apêndice E.

Figura 5.7– Curva de distribuição do tempo de residência para o ensaio 1(somente bomba de alimentação funcionando) no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.

Figura 5.8 – Curva de distribuição do tempo de residência para o ensaio 2 (bomba de alimentação, bomba de recirculação inferior, bomba de recirculação aeróbio e compressor funcionando) no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.

Tabela 5.4 – Condições experimentais, TDH teórico, t_p (tempo pico), TDH médio (TDH_M) e σ^2 (variância) para os ensaios com traçador no reator com leito de biomassa aderida.

ENSAIO	Sector 1 $v_{asc} (m.h^{-1})$	Sector 2 $v_{asc} (m.h^{-1})$	TDH (h)	t_p (h)	TDH_M (h)	$\sigma^2 (h^2)$
1	1,87		12	6	18,45	104,27
2	8,43	13,12	12	2	16,90	129,06

O TDH_M e σ^2 foram calculados por meio das Equações 9 e 10, respectivamente. O tempo pico (t_p) foi obtido a partir da curva de DTR, no ponto em que se observou a maior fração de concentração de sal no efluente

No Ensaio 1 somente a bomba de alimentação funcionou, portanto a velocidade ascensional foi igual em todo o reator e não houve entrada de ar no setor 2 (compressor desligado). O aumento da velocidade ascensional no Ensaio 2 foi devido à recirculação do efluente para o setor 1 e setor 2, ressalta que no setor 2 a velocidade ascensional do ar foi igual a $0,4\text{cm.s}^{-1}$ (compressor estava ligado neste ensaio). As condições operação do Ensaio 2 são idênticas as da Fase 1, da Etapa II.

Silva (1995) notou no sistema ar-água que na situação com baixa vazão de ar ($v = 0,3\text{cm.s}^{-1}$) foram formadas bolhas pequenas, que coalesceram ao ascender na coluna, havendo uma distribuição de tamanho relativamente grande. Já para vazão de ar maior ($v = 2,1\text{cm.s}^{-1}$) houve formação de um canal preferencial, pois as bolhas no centro da coluna ascenderam com velocidade superior às das bolhas próximas à parede.

Nas curvas de DTR são relacionadas às frações das concentrações do sal no efluente com seu respectivo tempo de permanência no reator. Ao observar a Figura 5.7, vê-se que há um pico na curva bem definido e esse se deu a 6h, que é metade do valor do tempo de detenção hidráulica teórico de 12h. Já na Figura 5.8, observou-se que a resposta ao traçador se deu de forma mais rápida, sendo o pico registrado foi 2h após o início do ensaio, este valor é 6 vezes menor que o tempo de detenção hidráulica teórico de 12h. O tempo pico do Ensaio 2 menor que do Ensaio 1 pode ser explicado pela maior velocidade ascensional líquida aplicada e pela entrada de ar no setor 2.

Tempo de resposta ao estímulo, isto é tempo pico, menor que o tempo de detenção hidráulica teórico aponta presença de caminhos preferenciais e regiões mortas ao longo da trajetória do fluido dentro do reator. Como a velocidade ascensional do ar foi pequena ($v = 0,4\text{cm.s}^{-1}$) no Ensaio 2, ela não influenciou muito na formação do caminho preferencial, visto que velocidade de ar alta, em torno de $2,1\text{cm.s}^{-1}$, como relatou Silva (1995), contribuiu para formar o caminho preferencial.

De acordo com Stevens et al. (1986), em um sistema sólido-líquido, o atraso do traçador pode depender do movimento de ambas fases. Quando a fase sólida é porosa e contém fluido considerável em seus poros, como no caso de processos biológicos com filme fixo, o atraso do traçador pode drasticamente distorcer a forma da curva DTR. Ainda segundo os autores a difusão do traçador no biofilme foi considerada ser o mecanismo de ação dominante para criar longas caudas nas curvas de DTR.

Como o reator em estudo é de filme-fixo e em seu meio há material poroso com biofilme, pode-se considerar o que foi afirmado por Stevens et al (1986) para este caso. Dessa forma, as caudas longas observadas nas Figuras 5.5 e 5.6 devem-se, provavelmente, ao fato da difusão do traçador no biofilme.

Ressalta-se que na Figura 5.8 há existência de muitos picos na cauda que pode ser explicado pela recirculação interna aplicada no Ensaio 2. Na Figura 5.7 também foram observados alguns picos, porém em menor quantidade do que na Figura 5.8, lembrando que para o ensaio 1 (Figura 5.7) não houve recirculação. Uma explicação para existência desses picos, indica que o NaCl não foi totalmente dissolvido na solução injetada no reator no início do experimento, e no decorrer do ensaio ele se dissolveu, aumentando dessa forma a concentração de Cl^- no afluente e por conseqüência no efluente do reator. Outro motivo para ocorrência desses vários picos nas curvas de DTR obtidas por meio dos ensaios deve-se ao aumento da concentração de Cl^- no esgoto bruto que chegava à ETE experimental e posteriormente era bombeado para o reator, como já foi comentado, o NaCl não é traçador ideal.

Os tempos de detenção hidráulica médios obtidos nos ensaios foram maiores que o definido teoricamente e apresentaram diferenças de aproximadamente 54% para o Ensaio 1, e 41% para o 2 com relação ao TDH teórico de 12h.

Stevens et al. (1986) relataram que experimentos em leito fluidificado mostraram que o tempo de residência médio estimados a partir da curva de DTR foram consistentemente maiores que o TDH teórico, sendo explicado pela difusão do traçador no biofilme.

Para o estudo em questão, a explicação para o TDH experimental ser maior que o TDH teórico deve-se a difusão deste no biofilme e o atraso na resposta do traçador deve-se a existência de zonas mortas no reator.

5.3. Etapa II

5.3.1. Condições operacionais

Esta etapa foi dividida em duas fases de acordo com o TDH teórico médio de operação adotado. Para as duas fases o reator foi operado com região aerada (setor 2) sobreposta à região sem entrada de ar direto (setor 1), os setores aparentemente possuíam o mesmo volume (46m^3).

O reator de leito expandido em escala plena da ETE experimental foi operado do dia 16/09/2009 a 16/12/09, sendo que a Fase 1, com TDH médio igual a 12h, durou 43 dias, e a Fase 2, com TDH de 16h, durou 48 dias.

Durante a operação do reator foi constatada presença de material suporte acima da região de sedimentação, à partir da curva granulométrica, que se encontra no Apêndice B (Tabela B-5), foi obtido para o material suporte arrastado $d_{10\%}$, $d_{90\%}$ e d_{eq} iguais a 0,30mm; 2,73mm e 0,72mm; respectivamente.

As condições de operação do reator durante a Etapa II estão apresentadas na Tabela 5.5.

Tabela 5.5 – Condições operação do reator de leito com biomassa aderida para as fases 1 e 2 da Etapa II.

Fase	TDH _{total} (h)	Q _{af.} ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	Q _{rec, 1} /Q _{af.}	Q _{rec, 2} /Q _{af.}	V _{asc, 1} ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	V _{asc, 2} ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)
1	12	13,25	3,5	2,5	8,43	13,12
2	16	9,94	4,0	3,5	7,03	11,95

Q_{af.}: vazão afluyente;

Q_{rec,1}/Q_{af.}: razão entre a vazão de recirculação para setor 1 do reator e a vazão afluyente;

Q_{rec,2}/Q_{af.}: razão entre a vazão de recirculação para setor 2 do reator e a vazão afluyente.

V_{asc,1}: velocidade ascensional no setor 1;

V_{asc,2}: velocidade ascensional no setor 2;

5.3.2. Avaliação do desempenho do reator com leito de biomassa aderida em escala plena

5.3.2.1 Considerações iniciais

Para avaliar o desempenho do reator com leito de biomassa aderida em escala plena serão apresentados gráficos que mostram como as variáveis investigadas do afluyente e do efluyente final comportaram ao longo do tempo. Destaca-se que os pontos dos gráficos foram

unidos para facilitar a visualização da tendência geral, porém não representa a realidade do período de análise.

Os valores médios, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores máximos e mínimos, e o número de amostras analisadas para cada variável investigada serão expostos por meio de tabelas. O valor referente a cada análise está listado em tabelas no Apêndice F.

5.3.2.2. Taxa de carregamento volumétrico de material orgânico (COV) e de material nitrogenado (CNV)

Para as amostras brutas, as taxas de carregamento volumétrico de material orgânico (COV) na forma de DQO bruta e de carregamento de material nitrogenada (CNV) para NTK e N-amoniacal aplicadas durante o período de monitoramento da operação do reator estão mostradas nas Figuras 5.9 e 5.10, respectivamente.

Figura 5.9 – Resultado da COV aplicada para DQO bruta no reator com leito de biomassa aderida em escala plena durante a Etapa II.

A COV média para DQO bruta foi igual a 1,07 e 0,84 $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, para a fase 1 e 2, respectivamente. A CNV de NTK média para fase 1 e 2 foram, respectivamente, 0,09 e 0,10 $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$; e a CNV para N-amoniacal foi igual a 0,06 $\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$; para ambas as fases.

Na Tabela 5.6 encontram-se os valores médios, desvios, coeficientes de dispersão,

valores mínimos e máximos, e número de dados analisados para as taxas de carregamento.

Figura 5.10 – Resultado da CNV aplicada para NTK e N-amoniacoal no reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

Tabela 5.6 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados das taxas de carregamento volumétrico de material orgânico (COV) na forma de DQO bruta e de carregamento de material nitrogenado (CNV) para NTK e N-amoniacoal para o afluente durante a Etapa II.

Fase	Variáveis	COV _{DQObruta} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	CNV _{NTKbruto} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	CNV _{N-amon} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)
1	Média:	1,07	0,09	0,06
	Desvio padrão:	0,32	0,01	0,02
	Coeficiente de dispersão:	0,30	0,11	0,33
	Mínimo:	0,58	0,08	0,02
	Máximo:	1,49	0,011	0,08
	Nº de amostras:	6	6	6
2	Média:	0,84	0,10	0,06
	Desvio padrão:	0,09	0,01	0,01
	Coeficiente de dispersão:	0,11	0,10	0,17
	Mínimo:	0,74	0,08	0,5
	Máximo:	0,96	0,11	0,07
	Nº de amostras:	5	5	5

5.3.2.3. Ácidos voláteis, alcalinidade e pH

Na Figura 5.11 é visualizado o comportamento, ao longo da Etapa II, dos ácidos graxos voláteis (AGV).

Figura 5.11 – Resultados de ácidos graxos voláteis do afluyente e do efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

As concentrações médias de AGV do afluyente para as fases 1 e 2 foram iguais a 89 e 115mgHCH₃COOH.L⁻¹, destaca-se durante a fase 1 foi observado uma queda no valor da última análise dessa fase na concentração de AGV para o afluyente, que foi causado por diluição devido a uma forte tempestade que ocorreu durante o período de coleta, visto que há muitas ligações de rede pluvial interligadas ao sistema de coleta de esgoto. Para o efluente a concentração média de AGV foi igual a 20mgHCH₃COOH.L⁻¹ para ambas as fases.

A Figura 5.12 apresenta o comportamento da alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP) e alcalinidade intermediária (AI) para as fases 1 e 2, da Etapa II.

Figura 5.12 – Resultados de alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) do afluente e do efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

O efluente teve concentrações de alcalinidade total maiores que a do afluente, com exceção na fase 2, em que o afluente apresentou maior concentração. Pode-se dizer que houve geração de alcalinidade total no sistema, a produção de alcalinidade produz substância tamponante que garante a estabilidade do processo anaeróbico, além de gerar fonte de carbono para o processo biológico de oxidação autotrófica do nitrogênio amoniacal.

Na fase 2, verifica-se que a alcalinidade do efluente foi menor que a do afluente nas duas últimas análises. Isto pode estar associada ao seu consumo na remoção de nitrogênio, pois para esse período verificou-se remoção de NTK no sistema com eficiência em torno de 17%.

A alcalinidade intermediária do afluente foi maior que a do efluente, o que é explicado pelo fato desta estar relacionada aos ácidos voláteis presentes na amostra, e como a concentração de AGV foi maior no afluente, este apresentou maiores concentrações de AI. A alcalinidade parcial (AP), associada aos bicarbonatos, foi maior para o efluente, durante todo o período de análise.

A alcalinidade total média para o afluente foi de 185 e 226mgCaCO₃.L⁻¹, para fase 1 e 2, respectivamente. Já para o efluente foi de 238 e 230mgCaCO₃.L⁻¹, respectivamente, para fase 1 e 2.

O comportamento do pH, ao longo do período de análise, é mostrado na Figura 5. 13.

Figura 5.13 – Resultados do pH para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

O pH médio do afluente foi igual a 6,91 para a fase 1, e 6,81 para fase 2, como as médias das fases foram próximas, isso mostra que o afluente apresentou estabilidade quanto ao pH. Para o efluente, o pH médio foi igual a 7,38 para a fase 1, e 7,48; para a fase 2. Novamente constata-se um equilíbrio do pH entre as fases, já que estas apresentaram médias próximas. O pH, tanto para o afluente, como efluente mantiveram-se próximo ao valor neutro.

O pH do efluente foi maior que do afluente durante todo período de análise, o que permite inferir o predomínio de “estabilidade” no sistema.

Na Tabela 5.7 encontram-se os valores médios, desvios padrões, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e o número de amostras utilizadas na análise estatística para os resultados de pH, alcalinidade (parcial, intermediária e total) e ácidos graxos voláteis.

Tabela 5.7 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados de pH, alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade total (AT) e ácidos graxos voláteis para o afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.

Fase	Variáveis	pH		AP (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AI (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AT (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AGV (mgHAc.L ⁻¹)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	Média:	6,91	7,38	106	188	85	51	191	239	89	20
	Desvio padrão:	0,27	0,13	34	31	29	12	55	38	37	3
	Coeficiente de dispersão:	0,04	0,02	0,32	0,16	0,34	0,24	0,30	0,16	0,42	0,15
	Mínimo:	6,63	7,20	56	148	47	34	113	197	26	16
	Máximo:	7,42	7,55	143	238	118	70	256	308	127	25
	Nº de amostras:	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
2	Média:	6,81	7,48	115	185	110	44	225	229	115	20
	Desvio padrão:	0,22	0,22	15	21	19	9	10	24	17	3
	Coeficiente de dispersão:	0,03	0,03	0,13	0,11	0,17	0,20	0,04	0,10	0,15	0,15
	Mínimo:	6,50	7,34	92	158	89	35	214	195	101	16
	Máximo:	7,13	7,88	129	210	135	55	236	252	142	23
	Nº de amostras:	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5

5.3.2.4. Série de sólidos

Nas Figuras 5.14 e 5.15 estão os resultados da série de sólidos totais (ST, STF e STV) e da série de sólidos em suspensão (SST, SSF e SSV), respectivamente, para o reator com leito de biomassa aderida em escala plena durante a Etapa II.

Foi apresentado na revisão de literatura o item 3.4.7 sobre o arraste de sólidos nos reatores de leito expandido/fluidificado que mostrou a dificuldade desse sistema em reter sólidos. Os resultados obtidos na Etapa II comprovam a existência do arraste de sólidos para o efluente, isto mostra ineficiência do sistema em reter de sólidos na região de sedimentação.

Figura 5.14 – Resultados da concentração de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF) e sólidos totais voláteis (STV) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Observando a Figura 5.14, na maior parte dos ensaios o efluente apresentou concentrações de sólidos totais superiores às do afluente. Para a fase 1, teve um único ponto que apresentou eficiência de remoção de sólidos totais, sendo essa de 13%; já para a fase 2, observam-se remoções em três pontos analisados, sendo o valor da maior remoção alcançada de 33%. Nota-se que na fase 2 verificou-se mais remoção de sólidos totais do que na fase 1, o que pode explicar isso, é que para a fase 2 a velocidade ascensional diminuiu em relação à fase 1.

Silva (2009), operando o mesmo reator em estudo com TDH médios iguais a 8; 12; 16 e 20 horas, relata que o efluente apresentou concentrações superiores de sólidos totais, fixos e voláteis, em relação ao afluente. Comenta ainda que, algumas vezes, o sistema apresentou eficiências de remoção de totais voláteis, mas chegou a ser desprezível.

A concentração de sólidos suspensos totais (SST) do efluente foram maiores – Figura 5.15 – que a do afluente durante toda a Etapa II. Concentrações de sólidos suspensos voláteis (SSV) têm sido utilizadas para estimar a concentração de biomassa em reatores biológicos, como efluente apresentou concentrações de SSV durante a Etapa II superiores que a do afluente pode-se afirmar que houve o arraste de biomassa do reator, o que contribuiu para o reator em estudo não apresentar eficiência na remoção SST.

Figura 5.15 – Resultados da concentração de sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos suspensos voláteis (SSV) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Não foi verificada eficiência de remoção de sólidos em suspensão em Silva (2009), que operou o mesmo reator em estudo com TDH iguais a 8; 12; 16 e 20 horas.

Silva (2009) simulou um ensaio de flotação, sem coagulação e floculação, para o efluente bruto do reator em estudo no trabalho e observou que as maiores eficiências de remoção de SST, SSF e SSV ocorreram quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$, que correspondeu a taxa de recirculação de 16 e velocidade ascensional de flotação de $10 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$. O efluente flotado apresentou concentrações de SST, SSF e SSV de $63 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, $5 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e $59 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente, sendo que a amostra do efluente bruto apresentou concentrações de SST, SSF e SSV iguais a $174 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, $18 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$ e $156 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente.

Gebara (2006), que operou dois reatores aeróbio de leito trifásico, concluiu que a biomassa não aderida às biopartículas mostraram-se de difícil sedimentação tornando atrativa a utilização de um sistema de flotação para a separação dos sólidos suspensos.

Os resultados de flotação obtidos por Silva (2009) e a conclusão de Gebara (2006) mostraram que se for feito esse tipo de pós-tratamento é possível obter um efluente mais clarificado.

Na Tabela 5.8 estão listados os valores médios, desvios padrões, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e o número de amostras utilizadas na análise estatística para os resultados da série de sólidos totais e de sólidos em suspensão.

Tabela 5.8 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimos e máximos, e número de dados analisados da série de sólidos totais (ST, STF e STV) e da série de sólidos suspensos (SST, SSF e SSV) para o afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.

Fase	Variáveis	ST (mg.L ⁻¹)		STF (mg.L ⁻¹)		STV (mg.L ⁻¹)		SST (mg.L ⁻¹)		SSF (mg.L ⁻¹)		SSV (mg.L ⁻¹)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	Média:	555	638	175	245	380	393	151	301	19	51	132	250
	Desvio padrão:	103	117	44	37	87	95	72	94	18	34	58	69
	Coeficiente de dispersão:	0,19	0,18	0,25	0,15	0,23	0,24	0,48	0,31	0,95	0,67	0,44	0,28
	Mínimo:	371	442	97	201	274	241	94	162	6	26	86	136
	Máximo:	645	752	217	305	488	488	281	428	55	118	226	310
	Nº de amostras:	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
2	Média:	758	660	199	212	559	448	141	242	6	19	135	223
	Desvio padrão:	150	77	70	74	136	34	27	35	3	13	30	38
	Coeficiente de dispersão:	0,20	0,12	0,35	0,35	0,24	0,08	0,19	0,14	0,50	0,68	0,22	0,17
	Mínimo:	576	603	120	152	399	399	102	210	3	4	95	176
	Máximo:	943	790	292	330	703	490	169	288	11	34	166	266
	Nº de amostras:	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5

As Figuras 5.16 e 5.17 mostram a relação entre as concentrações de sólidos totais voláteis (STV) e sólidos totais (ST), e entre as concentrações de sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos totais (SST), respectivamente, ao longo da Etapa II.

Observa-se, por meio da Figura 5.16, que em média 64% dos sólidos totais do efluente, durante a Etapa II, foi formado por material volátil, já os sólidos suspensos totais do efluente têm em média 85% de material volátil em sua constituição (Figura 5.17). Silva (2009), operando o mesmo reator em análise, também observou que aproximadamente 85% dos sólidos em suspensão eram formados por material orgânico. Sendo material volátil o mesmo que material orgânico pode-se dizer que o decantador não está conseguindo reter o lodo biológico e este é arrastado para o efluente.

Os valores das taxas de escoamento superficial no decantador do reator foram de 20 e 15m³.m⁻².d⁻¹ para fase 1 e 2, respectivamente. Esses valores estão dentro da faixa recomendada pela NBR 12209/1992 que determina taxa de escoamento superficial para decantador final igual ou inferior a 36 m³.m⁻².d⁻¹.

Figura 5.16 – Relação entre a concentração de sólidos totais voláteis e sólidos totais (SVT/ST) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Figura 5.17 – Relação entre a concentração de sólidos suspensos voláteis e sólidos suspensos totais (SSV/SST) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Siman (2007), operando o mesmo reator sob condição anaeróbia-aeróbia com TDH médio de 8,8h, constatou que mesmo realizando o descarte diário do lodo do sedimentador a qualidade do efluente com relação à retenção de sólidos não melhorou de maneira significativa.

5.3.2.5. DQO e DBO

As Figuras 5.18 e 5.19 ilustram o comportamento da DQO bruta e filtrada (membrana com diâmetro de poro médio de $1,2\mu\text{m}$) e sua remoção, ao longo da Etapa II, respectivamente.

Figura 5.18 – Resultados de DQO bruta e filtrada para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Figura 5.19– Eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Para a fase 1 não foi observada eficiência na remoção de DQO bruta, visto que na maior parte do período de análise, a DQO bruta do efluente foi superior a do afluente. Já para a fase 2, houve pequena remoção da DQO bruta.

Quanto a DQO filtrada, o sistema mostrou-se eficiente em sua remoção o que mostra a capacidade do sistema em remover material solúvel, isso é relatado em Wastewater... (2003) sendo que o sistema de leito expandido possui baixa retenção de sólidos e é recomendado para o tratamento de águas residuárias com DQO solúvel. Observa-se o efluente apresentou DQO filtrada estável durante a Etapa II.

Os valores médios de DQO bruta para o afluente foram iguais a 537 e 561mgO₂.L⁻¹, para fase 1 e 2, respectivamente, enquanto que o efluente apresentou concentrações médias de DQO bruta de 525mgO₂.L⁻¹ (fase 1) e 433mgO₂.L⁻¹ (fase 2). A eficiência média de remoção para fase 1 foi insignificante, e para a fase 2 foi de 23%.

As concentrações médias de DQO filtrada para a fase 1 foram de 283 e 119mgO₂.L⁻¹, respectivamente para o afluente e efluente, o que dá eficiência média de remoção de 54%. Para a fase 2 tem-se concentrações médias de DQO filtrada, para o afluente e efluente, iguais a 314 e 116 mgO₂.L⁻¹, respectivamente, com média de remoção de 63%.

Ao comparar a DQO filtrada média do efluente com a DQO bruta média do afluente, para a fase 1 a eficiência média foi de 78%, e para a fase 2 foi de 79%.

A maior remoção de DQO filtrada, na fase 1, foi de 76% com COV aplicada igual a 1,03kgDQO_{bruta}.m⁻³.d⁻¹; na fase 2 foi de 70% para COV igual a 0,86kgDQO_{bruta}.m⁻³.d⁻¹.

Silva (2009) operando o mesmo reator sob condição anaeróbia-aeróbia sobrepostas obteve remoção média de DQO filtrada de 55 e 80%, para TDH iguais a 12 e 16h, com COV média de 1,23 e 0,94kgDQO_{bruta}.m⁻³.d⁻¹, respectivamente.

Siman (2007), operando o mesmo reator com região anaeróbia-aeróbia sobrepostas e TDH médio de 8,8h, alcançou remoção média de DQO bruta e filtrada igual a 68% e 78% para COV média de 0,95kgDQO_{bruta}.m⁻³.d⁻¹.

A representação da relação DQO filtrada pela DQO bruta está na Figura 5.20.

Figura 5.20 – Relação entre a DQO filtrada e DQO bruta para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Para o efluente a relação DQO filtrada/DQO bruta apresentou valores iguais a 0,23 (fase1) e 0,27 (fase 2). Isso mostra que o material particulado, presente no efluente, é o que mais contribui para a concentração de DQO bruta, sendo, portanto, importante a remoção eficiente de sólidos suspensos do sistema.

Silva (2009) simulou um ensaio de flotação, sem coagulação e floculação, para o efluente bruto do reator em estudo no trabalho e a maior eficiência de remoção de DQO, ocorreu quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$, que correspondente a recirculação de 16% e velocidade ascensional de flotação de $10 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$. A eficiência de remoção de DQO foi de 62%, sendo que o efluente apresentou concentração final igual a $127 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ (a concentração inicial era de $331 \text{ mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$). Novamente, se confirma que o sistema de retenção de sólidos do reator não está funcionando.

Na Figura 5.21 estão representados os resultados de DBO bruta e filtrada (membrana com diâmetro de poro médio de $1,2 \mu\text{m}$) para o afluente e efluente, e na Figura 5.22 se encontram as eficiências obtidas durante o período de análise.

Observa-se na Figura 5.22 que o sistema apresentou mais eficiência de remoção para DBO, que está relacionada com material biodegradável, do que para DQO.

Figura 5.21– Resultados de DBO bruta e filtrada para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Figura 5.22 – Eficiência de remoção de DBO bruta e filtrada do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Os valores médios de DBO bruta para o afluente foram de 392 (fase 1) e 453mgO₂.L⁻¹ (fase 2); e para o efluente foram de 304 (fase 1) e 311mgO₂.L⁻¹ (fase 2). A eficiência média do sistema na remoção de DBO bruta, para a fase 1, foi igual a 21%, e para fase 2 foi de 32%.

As concentrações médias de DBO filtrada, para fase 1, foram de 195 e 44mgO₂.L⁻¹, para o afluente e efluente, respectivamente, sendo que o sistema apresentou eficiência média de remoção de 78%. Para a fase 2, as concentrações médias de DBO filtrada foram iguais a 306 e 106mgO₂.L⁻¹, para o afluente e efluente, a eficiência média de remoção alcançou 65%.

Silva (2009), operando o mesmo reator sob condição anaeróbia-aeróbia, com TDH de 12h e 16h, obteve remoções de DBO bruta de 50% (DBO_{bruta} média no efluente igual a 194mgO₂.L⁻¹) e 60% (DBO_{bruta} média no efluente igual a 135mgO₂.L⁻¹), respectivamente. Para DBO filtrada foi alcançada remoções de 72% (DBO_{filtrada} média no efluente igual a 68mgO₂.L⁻¹) e 95% (DBO_{filtrada} média no efluente igual a 13mgO₂.L⁻¹), para TDH iguais a 12 e 16, respectivamente.

Siman (2007), operando o mesmo reator com zonas anaeróbia-aeróbia sobrepostas e TDH médio igual a 8,8h, obteve remoção média de DBO bruta e filtrada iguais a 74% e 81%, sendo que o efluente apresentou concentrações de 89mgO₂.L⁻¹ e 24mgO₂.L⁻¹ de DBO bruta e filtrada, respectivamente.

No presente estudo, a maior remoção DBO filtrada, na fase 1, foi de 91%, com o efluente apresentando concentração de 19mgO₂.L⁻¹. Para a fase 2, a maior remoção de DBO filtrada alcançada foi igual a 78%, com concentração final no efluente igual a 76mgO₂.L⁻¹.

Quando se compara a DBO filtrada do efluente com a DBO bruta afluente, a eficiência de remoção foi de 89% para a fase 1 e de 77% para a fase 2.

A DQO e a DBO apresentarem semelhante tendência – aumento da eficiência de remoção – ao serem comparadas a amostra do efluente filtrada e a amostra do afluente bruto, supondo que houvesse o aprimoramento da remoção de sólidos no efluente, o sistema apresentaria remoções mais altas de matéria orgânica.

Nota-se uma queda na remoção de DBO filtrada da fase 1 para a fase 2, que deve-se ao aumento da parcela de sólidos dissolvidos presentes nos sólidos totais. Para a fase 1 a relação média de SST/ST foi de 0,47, o que mostra que nos sólidos totais a maior parte foi constituída por material suspenso. Na fase 2, SST/ST média foi de 0,37 ocorrendo o aumento da parcela de sólidos dissolvidos na amostra, o que resulta em mais compostos solúveis e coloidais presentes. Por meio da Figura 5.23 visualiza-se o aumento da relação DBO filtrada/DBO bruta e constata-se que para a fase 2 a relação foi maior.

Figura 5.23 – Relação entre a DBO filtrada e a DBO bruta para o afluente e efluente do reator de leito anaeróbio-aeróbio expandido, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Na Tabela 5.9 encontra-se a análise estatística dos dados obtidos de DQO e DBO para amostras brutas e filtradas durante a Etapa II.

Tabela 5.9 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores mínimo e máximo, e número de dados analisados de DQO e DBO, para amostras brutas e filtradas, do afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.

Fase	Variáveis	DQOb (mgO ₂ .L ⁻¹)		DQOfilt. (mgO ₂ .L ⁻¹)		DBOb (mgO ₂ .L ⁻¹)		DBOfilt. (mgO ₂ .L ⁻¹)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	Média:	537	525	283	119	392	304	195	44
	Desvio padrão:	159	147	81	33	84	111	51	30
	Coeficiente de dispersão:	0,30	0,28	0,29	0,28	0,21	0,37	0,26	0,68
	Mínimo:	288	364	154	72	335	164	121	19
	Máximo:	746	752	400	169	516	428	237	87
	Nº de amostras:	6	6	6	6	4	4	4	4
2	Média:	561	433	314	116	453	311	306	103
	Desvio padrão:	62	56	55	29	36	67	40	37
	Coeficiente de dispersão:	0,11	0,13	0,18	0,25	0,08	0,22	0,13	0,36
	Mínimo:	493	378	247	85	401	243	278	76
	Máximo:	642	510	390	162	482	402	352	145
	Nº de amostras:	5	5	5	5	4	4	3	3

5.3.2.6. Nitrogênio e fósforo

Os resultados das concentrações NTK, N-amoniacal e N-orgânico, obtidos ao longo da Etapa II, estão ilustrados na Figura 5.24.

Figura 5.24 – Resultados do NTK, N-amoniacal e N-orgânico para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Da Figura 5.24 observa-se que quanto à concentração de NTK o sistema foi pouco eficiente em sua remoção, sendo que na fase 1 o afluente e efluente apresentaram concentrações médias de NTK iguais a 46 e 55mg.L⁻¹, respectivamente. Para a fase 2, foi obtida remoção média 8%, o que é algo insignificante, visto que as concentrações médias de NTK do afluente e do efluente foram iguais a 66 e 60mg.L⁻¹, respectivamente.

Silva (2009), operando o mesmo reator sob condição anaeróbia-aeróbia, relata que a concentração de NTK foi, durante a maioria das vezes, superior a do afluente, o que indica o arraste de material biológico do sistema. Como já foi relatado no item 5.3.2.4, os sólidos presentes no efluente em sua maior parte são formados por material orgânico e isso contribuiu para o aumento da concentração de NTK no efluente.

Siman (2007), operando o mesmo reator sob condição anaeróbia-aeróbia com TDH médio de 8,8h, alcançou remoções baixas de NTK em torno de 25±21,1% com sistema operado sob carregamento médio volumétrico de 0,17±0,07kgNTK.m⁻³.d⁻¹.

Foi obtido concentrações médias de N-amoniaco iguais a 29mg.L^{-1} , para o afluente, e 37mg.L^{-1} , para o efluente, durante a fase 1, o que mostra que ocorreu a amonificação no reator. Para fase 2, os resultados das concentrações médias de N-amoniaco foram iguais a 38 e 34mg.L^{-1} , respectivamente, para o afluente e o efluente.

Quanto às concentrações médias de N-orgânico, para fase 1, foram de 14 e 18mg.L^{-1} , respectivamente, para o afluente e efluente; para a fase 2 foram iguais a 28 e 27mg.L^{-1} , para o afluente e efluente, respectivamente.

Na fase 2, foram realizadas análises de NTK para amostras filtradas (membrana com poro de diâmetro média de $1,2\mu\text{m}$), a fim de avaliar a interferência do material sólido arrastado junto ao efluente. O protocolo de análise do “Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21th.” que foi seguido durante a realização das análises não faz referência a NTK para amostra filtrada, porém como durante a fase 1 foi observado grande quantidade de sólidos no efluente, recorreu-se a amostra filtrada a fim de ver se os sólidos interfeririam na avaliação do sistema quanto a remoção de NTK.

Obteve-se remoção média de NTK para amostra filtrada (afluente e efluente) de 24%, sendo que a maior eficiência alcançada foi igual a 49%, com carregamento volumétrico de NTK bruto igual a $0,10\text{kg.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, respectivamente. Quando se compara a concentração de NTK para amostra filtrada do efluente com a concentração de NTK para amostra bruta do afluente, a remoção média foi de 42%.

Comparando os resultados de NTK para amostra bruta e filtrada da fase 2, nota-se que houve o aumento da eficiência de remoção do sistema quando analisou-se amostra filtrada do efluente. A ineficiência do sistema de retenção de sólidos pode estar mascarando uma provável remoção de nitrogênio no sistema.

A Figura 5.25 mostra a relação N-amoniaco/NTK para amostras bruta e filtradas (somente fase 2) do afluente e efluente, durante a Etapa II.

Ao avaliar o grau de amonificação, utilizando os resultados das concentrações de NTK das amostras brutas do efluente, verificou-se que foi igual a 62% durante a Etapa II, sendo que nem sempre esta ocorreu, visto que algumas vezes o afluente apresentou-se mais amonificado que o efluente. Porém quando se analisa o grau de amonificação considerando o valor da concentração de NTK da amostra filtrada do efluente, vê-se que foi, em média, igual a 89%.

Figura 5.25 – Relação de N-amoniaco/NTK para amostras brutas e filtradas do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Silva (2009) também avaliou a interferência dos sólidos no sistema e quando analisou NTK do efluente filtrado, alcançou em média 85% de amonificação, sendo que para as amostras do efluente brutas o grau de amonificação foi, em média, igual a 65%.

Quanto às formas oxidadas de nitrogênio (NO_2^- e NO_3^-), no decorrer da Etapa II, o efluente apresentou concentrações médias de nitrato menores que 1mg.L^{-1} .

Silva (2009) e Siman (2007) também comentam que não foram encontradas concentrações significantes de formas oxidadas de nitrogênio e relacionam-se esse fato a baixa concentração de oxigênio dissolvido (OD) no sistema aeróbio, visto que a concentração de OD na saída do sistema era baixa (menores que 1).

No presente estudo as concentrações médias de OD no topo do reator foram iguais a $1,32$ e $0,68\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$, para fase 1 e 2, respectivamente. Destaca-se que na fase 1, durante um monitoramento semanal, mediu-se o valor máximo de OD no topo do reator igual $3,5\text{mgO}_2.\text{L}^{-1}$, porém foi a única vez que o OD apresentou concentração alta.

A Figura 5.26 mostra o comportamento do fósforo, durante a Etapa II, para o afluente e fluente.

Figura 5.26 – Resultados de fósforo (P) para o afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida, durante a Etapa II, para as fases 1 e 2.

Por meio da Figura 5.26 vê-se que o sistema não apresentou eficiência na remoção de fósforo, pois as concentrações do efluente apresentaram-se maiores que a do afluente, durante a maior parte do monitoramento da Etapa II. Provavelmente o arraste de material orgânico no efluente ocasionou a elevação da concentração no efluente de fósforo.

Para a fase 1, as concentrações médias de fósforo (P) no afluente e efluente foram iguais a 14,3 e 16,7mgPO₄³, respectivamente. Na fase 2 obteve-se concentrações médias de P iguais a 10,9 e 11,0mgPO₄³, para o afluente e efluente, respectivamente.

Silva (2009), operando o mesmo reator sob condição anaeróbia-aeróbia com TDH iguais ao do presente estudo, também não alcançou remoção de fósforo em seu sistema. Já Siman (2007), operando o mesmo reator sob condição anaeróbia-aeróbia com TDH médio de 8,8h, alcançou remoções médias de 48,2±18,4%, sob carregamento médio global de 0,02kgPO₄³.m⁻³.d⁻¹.

A Tabela 5.10 lista os valores médios, desvios padrões, coeficientes de dispersão, valores máximos e mínimos, e o número de amostras utilizadas na análise estatística para os resultados de NTK de amostra bruta e filtrada, N-amoniacal, N-orgânico e fósforo.

Tabela 5.10 – Médias, desvios padrão, coeficientes de dispersão, valores máximo e mínimo e número de dados analisados de NTK para amostra bruta e filtrada, N-amoniacal, N-orgânico e fósforo para o afluente e efluente das fases 1 e 2 da Etapa II.

Fase	Variáveis	NTK _{bruto} (mg.L ⁻¹)		NTK _{filtrado} (mg.L ⁻¹)		N _{amoniacal} (mg.L ⁻¹)		N _{orgânico} (mg.L ⁻¹)		Fósforo (mg.L ⁻¹)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	Média:	43	55	-	-	29	37	14	18	14,3	16,7
	Desvio padrão:	6	9	-	-	10	6	6	8	2,4	2,8
	Coeficiente de dispersão:	0,13	0,16	-	-	0,34	0,16	0,43	0,44	0,17	0,17
	Mínimo:	42	40	-	-	11	30	6	9	10,1	11,7
	Máximo:	56	66	-	-	38	46	21	30	17,0	19,6
	Nº de amostras:	6	6	-	-	6	6	6	6	6	6
2	Média:	66	61	50	38	38	34	28	27	10,9	11,0
	Desvio padrão:	8	3	13	5	5	4	5	2	2,8	2,6
	Coeficiente de dispersão:	0,12	0,05	0,26	0,13	0,13	0,12	0,18	0,07	0,26	0,24
	Mínimo:	53	58	34	34	33	29	20	25	8,7	9,0
	Máximo:	75	65	67	45	44	39	32	29	14,4	14,0
	Nº de amostras:	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5

5.3.3. Perfis ao longo da altura do reator

Foram realizados dois perfis ao longo da altura do reator a fim de avaliar a presença de zonas reacionais distintas (setor 1 e setor 2). Eles foram feitos ao fim de cada fase da Etapa II.

As amostras coletadas foram retiradas da região na qual não tem entrada direta de ar (Ponto 1), da região de transição (Ponto 2), na qual se dá a entrada de ar, e da região aeróbia (Ponto 3). Os pontos 1, 2 e 3 localizam-se a 4; 7,5 e 10,5m acima da base do reator.

A Figura 5.27 mostra as diferenças de cor das amostras do perfil.

Figura 5.27 – Diferenças de cor de amostras ao longo da altura do reator.

Quando as amostras foram coletadas para a realização do perfil, observou-se que a amostra do Ponto 1 apresentava-se mais viscosa, com cor bem escura e tinha grande quantidade de material suporte. Para a amostra 2 foi presenciado pouco material suporte e no ponto 3 não foi observada a presença de material suporte e amostra se apresentou com cor mais clara. No próprio local de coleta foi feita a separação da amostra e do material suporte.

Ressalta-se que as amostras dos pontos 1; 2 e 3 foram coletadas de forma pontual, enquanto as amostras do afluente e efluente foram compostas de amostras coletadas ao longo de 24h. As coletas das amostras pontuais ocorreu no período em que fora programada a coleta composta do afluente e efluente.

Os resultados dos perfis encontram-se no Apêndice G. O perfil referente a fase 1, será chamado de perfil 1, e o referente a fase 2, de perfil 2, no decorrer do texto. Nas figuras, o setor 1 é denominado de região sem entrada direta de ar e o setor 2 é chamado de região aerada. As Figuras 5.28, 5.29 e 5.30 mostram o perfil de pH, oxigênio dissolvido (OD) e temperatura, respectivamente, ao longo da altura do reator.

Figura 5.28 – Valores de pH, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

Figura 5.29 – Valores de OD, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

O pH tende a ter uma leve diminuição ao longo da altura, porém na região aerada há um pequeno aumento.

Os perfis 1 e 2 de OD mostraram que há uma concentração baixa na região inferior com média de $0,66 \text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ (perfil 1) e $0,69 \text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$ (perfil 2). Acima da região em que se dá a entrada de ar, observa-se que se há o aumento da concentração de OD e depois este tende a diminuir. Ressalta-se que quando foi realizado o perfil 1, foi a única vez que se obteve para o efluente alta concentração de OD.

Figura 5.30 – Valores de temperatura, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

Nas Figuras 5.31 e 5.32 estão apresentados os perfis dos ácidos voláteis e da alcalinidade.

Figura 5.31 – Concentração de ácidos graxos voláteis (AGV), para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

Nota-se que a concentração de AGV para os perfis foi sendo consumida ao longo da altura o que era esperado visto que se tratava de material facilmente degradável, porém no perfil 1 observou-se que houve aumento de AGV no setor 1 e posteriormente consumo. Cabe destacar que a amostra do afluente no dia em que foi realizado o perfil 1 estava diluída (valor de AGV bem mais baixo – $AGV_{\text{afluente, perfil 1}} = 26 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ – que o valor de AGV médio da fase 1 – $AGV_{\text{médio}} = 89 \text{ mgCaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$), porque enquanto era realizada a amostra composta aconteceu uma chuva muito forte e como há ligações de água pluvial na rede de esgoto, ocorreu a diluição da amostra afluente. Como a coleta do ponto 1 se deu de forma pontual, gerou esse comportamento observado no perfil 1 no setor 1.

Observa-se que há produção de alcalinidade total no setor 1 e posterior consumo na região aeróbia (setor 2), conforme perfil 1 e 2 da Figura 5.32.

Figura 5.32 – Valores de alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

O comportamento da série de sólidos totais e da série de sólidos suspensos vai ser apresentado em forma de tabela, pois foram obtidas concentrações muito alta para o ponto 1, o que dificultaria a visualização do perfil em forma de gráfico. Na Tabela 5.11 e 5.12 encontram-se, respectivamente, os perfis ao longo da altura para a série de sólidos totais e série de sólidos suspensos

Tabela 5.11 – Série de sólidos totais, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

H (m)	Pontos	Fase 1			Fase 2		
		ST (mg.L ⁻¹)	STF (mg.L ⁻¹)	STV (mg.L ⁻¹)	ST (mg.L ⁻¹)	STF (mg.L ⁻¹)	STV (mg.L ⁻¹)
0	Afluente	371	97	274	576	177	399
4,0	1	6813	1978	4835	5702	1929	3773
5,5	2	620	184	436	619	230	389
10,5	3	637	124	513	538	182	356
18	Efluente	555	220	335	603	167	436

Tabela 5.12 – Série de sólidos suspensos totais, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

H (m)	Pontos	Fase 1			Fase 2		
		SST (mg.L ⁻¹)	SSF (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)	SST (mg.L ⁻¹)	SSF (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)
0	Afluente	104	14	90	123	11	112
4,0	1	6015	1588	4427	4750	1430	3320
5,5	2	172	38	134	270	44	226
10,5	3	120	8	112	256	42	214
18	Efluente	162	26	136	210	34	176

Para os perfis 1 e 2, a concentração de sólidos totais é bem alta no setor 1 e depois tende a diminuir ao longo da altura, porém no perfil 2 constata-se o arraste de sólidos para o efluente, pois tem concentração de sólidos totais e sólidos totais voláteis maiores que do ponto 3 que está situado na região reacional aeróbia.

Os perfis 1 e 2 da série de sólidos suspensos mostram o aumento da concentração na região sem entrada direta de ar e a diminuição ao longo as altura. Observa-se que para o perfil 1 é possível afirmar que houve arraste de material particulado, pois o efluente apresentou concentração maior que do ponto 3.

A Figura 5.33 representa os perfis 1 e 2 da concentração da DQO filtrada.

Figura 5.33 – Valores de DQO filtrada, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

A concentração de DQO filtrada tende a decair ao longo da altura do reator, como se observa por meio dos perfis 1 e 2. No perfil 1, há um leve aumento da DQO filtrada na região sem entrada direta de ar, aqui vale a mesma explicação dada para o perfil 1 da concentração de AGV. O que aconteceu foi que o afluente apresentou-se mais diluído por causa da tempestade que ocorreu enquanto era amostrado, com isso a DQO filtrada apresentou valor bem mais baixo ($DQO_{\text{afluente, perfil 1}} = 154\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) do que a DQO média da fase 1 ($DQO_{\text{média}} = 283\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$) da Etapa II.

A Figura 5.34 mostra o perfil ao longo da altura do reator das concentrações de NTK, N-amoniacal e N-orgânico durante a Etapa II, lembrando que as amostras do ponto 1, 2 e 3 passaram por filtro grosseiro.

Figura 5.34 – Concentração de NTK, N-amoniacal e N-orgânico, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

Observa-se que a concentração de NTK tende a diminuir ao longo da altura, porém nota-se que a concentração no efluente é maior que a obtida para o ponto 3 da região aeróbia, fato explicado pelo arraste de material orgânico no reator.

O comportamento da concentração de N-orgânico ao longo da altura do reator é igual ao do NTK, com a mesma observação que o efluente apresenta concentração maior que do ponto localizado na zona aerada.

Quanto à concentração de N-amoniacoal, para o perfil 1 verifica-se que ocorreu amonificação na região sem entrada direta de ar, porém depois a concentração de N-amoniacoal decaiu. Para o perfil 2 a concentração de N-amoniacoal diminuiu ao longo da altura, tendo um leve aumento no efluente.

Não foi evidenciada a nitrificação, visto que as concentrações de nitrato ficaram próximas a 1mg.L^{-1} , e para alguns pontos em que foi constatada a presença de nitrito essa foi insignificante (concentrações menores que $0,1\text{mg.L}^{-1}$).

A Figura 5.35 apresenta os perfis da concentração de fósforo ao longo da altura do reator durante a Etapa II, lembrando que as amostras dos pontos 1, 2 e 3 passaram por filtro grosseiro.

Figura 5.35 – Concentração fósforo, para os perfis 1 e 2, ao longo da altura do reator durante a Etapa II.

Para o perfil 1 ocorreu o aumento da concentração de fósforo na região sem entrada direta de ar, já para o perfil 2 houve diminuição. Acima da região onde se tem a entrada de ar, os perfis 1 e 2 apresentaram comportamentos semelhantes, e o efluente teve concentração superior que o ponto 3 da região aeróbia, o que deve-se ao arraste de material biológico.

Por meio de uma análise geral dos perfis realizados, observa-se que na região aerada não havia grande quantidade de micro-organismos atuantes, visto que a concentração de SSV foi pequena, por isso há pouca degradação de material orgânico nessa região, como mostrado nos perfis de AGV e DQO_{filtrada}.

6. CONCLUSÕES

Ao avaliar o desempenho do reator, objeto de estudo desta pesquisa, com leito de biomassa aderida aerado parcialmente em escala plena e com base em trabalhos anteriores que utilizaram regiões anaeróbia-aeróbia sobrepostas, conclui-se que esta configuração ainda não alcançou nível de aprimoramento necessário para o tratamento de esgoto sanitário, sendo que o grande problema recai sobre o sistema de retenção de sólidos. Há sérias dificuldades operacionais que precisam ser superadas antes de se projetar reatores em escala plena, por isso, no momento, recomenda-se não utilizar este sistema.

Essa conclusão remete, portanto, a utilizar reator com ambientes distintos em série. Nesse caso trabalhos anteriores confirmam bons resultados quando se deseja remoção de DQO, N e P.

Em relação ao ensaio de expansão/fluidificação, da Etapa I:

- O leito do reator foi segregado devido aos diferentes tamanhos e densidades das partículas constituintes e está estratificado, com as partículas mais densas, com maiores concentração de biomassa e com maiores diâmetros localizadas próximas à base do reator.
- A partir das curvas de expansão/fluidificação das biopartículas define-se que o leito do reator no setor 1 está praticamente fixo e o leito no setor 2 está expandido, sob as condições de operação deste trabalho.

Com relação ao ensaio com traçador NaCl, da Etapa I:

- O tempo pico para os ensaios foi menor que o tempo de detenção hidráulica teórico o que evidencia presença de caminhos preferenciais e o atraso na resposta do traçador mostra a existência de regiões mortas ao longo da trajetória do fluido dentro do reator.
- Os tempos de detenção hidráulica médios (TDH_M) obtidos nos ensaios foram maiores que os definidos teoricamente e apresentaram diferenças de aproximadamente 54% para o ensaio 1 (TDH_M igual a 18,45h), e 41% para o ensaio 2 (TDH_M igual a 16,90h) com relação ao TDH teórico de 12h, o que indica a difusão do traçador no biofilme.

Com relação à avaliação do desempenho do reator com setor 1 e 2 sobrepostos com leito de biomassa aderida em escala plena durante a Etapa II:

- Verificou-se baixa retenção de sólidos no sistema, visto que o efluente apresentou, durante a maior parte do período do monitoramento, concentrações de sólidos totais superiores às do afluente.
- Em média 64% dos sólidos totais do efluente, durante a Etapa II, foi formado por material volátil, já os sólidos suspensos totais do efluente têm em média 85% de material volátil em sua constituição. Pode-se afirmar que o decantador não conseguiu reter o lodo biológico e este foi arrastado para o efluente.
- A maior eficiência de remoção de DQO bruta aconteceu na fase 2 e foi igual a 32% sob taxa de carregamento igual a $0,86\text{kgDQO}_{\text{bruta}}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$, sendo o TDH igual a 16h.
- Para a DQO filtrada, a maior eficiência de remoção foi de 76% sob taxa de carregamento igual a $1,03\text{kgDQO}_{\text{bruta}}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ durante a fase 1, com TDH igual a 12h.
- O efluente apresentou valores da relação $\text{DQO}_{\text{filtrada}}/\text{DQO}_{\text{bruta}}$ iguais a 0,23 (fase 1) e 0,27 (fase 2), o que indica que o material particulado, presente no efluente, é o que mais contribui para a concentração de DQO bruta, sendo, portanto, importante a remoção eficiente de sólidos suspensos do sistema.
- As remoções médias de DBO bruta para a fase 1 e 2 foram iguais a 21% e 31%, respectivamente, o efluente apresentou concentrações médias de DBO brutas iguais a $304\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, para a fase 1, e $311\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$, para a fase 2.
- A maior remoção DBO filtrada no sistema aconteceu na fase 1 e foi de 91%, com o efluente apresentando concentração de $19\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$.
- Com relação à concentração de NTK, o sistema foi pouco eficiente em sua remoção e apresentou concentrações muito baixa de formas de nitrogênio oxidado (menores que $1\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$).
- O grau de amonificação do efluente foi de 89%, em média, quando considerou a concentração de NTK para amostra filtrada.
- Quanto à concentração de fósforo, o efluente apresentou sempre concentrações superiores às do afluente o que demonstra que o sistema do modo que foi operado não foi capaz de remover fósforo.

- Após os resultados obtidos por meio das análises durante o monitoramento, conclui-se que o sistema não é eficiente na remoção de material orgânico e de nutrientes, por causa do arraste de sólidos para o efluente.
- Quando se comparou os valores médios de DQO e DBO filtrada do efluente com os valores médios de DQO e DBO bruta do afluente, obteve remoção média de DQO de 78% e 79% para fase 1 e 2, respectivamente. Quanto a DBO, a remoção média foi de 89% (fase 1) e 77% (fase 2). Isso mostra que se houver o aprimoramento da remoção de sólidos, a eficiência de remoção de matéria orgânica no reator em estudo aumenta.

7. SUGESTÃO

Sugere-se utilizar o reator do presente estudo com leito fixo e leito formado por material suporte sintético nos estudos posteriores.

8. REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

AKUTSU, J. (1985). **Emprego de reator de leito fluidificado para tratamento biológico de efluente de uma indústria de conservas vegetais**. 88p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1985.

ASLAN, S.; DAHAB, M. (2008). Nitritation and denitritation of ammonium-rich wastewater using fluidized-bed biofilme reactors. **Journal of Hazardous Materials**. Amsterdam, v. 156, n. 1/3, p. 56-63, Aug.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (1992). NBR 12209: Projeto de estações de tratamento de esgoto sanitário. Rio de Janeiro.

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

CAMPOS, J.R. (1989). **Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série**. 2v. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1989.

CAMPOS, J. R.; PEREIRA, J. A. R. (1999). Reator anaeróbio de leito expandido/fluidificado. In: CAMPOS, J. R. (Coord). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro. ABES. Cap. 8, p. 199-219.

CHOWDHURY, N.; NAKHLA, G.; ZHU, J. (2008). Load maximization of a liquid-solid circulating fluidized bed bioreactor for nitrogen removal from synthetic municipal wastewater. **Chemosphere**. Amsterdam, v.71, n.5, p. 807-815, Mar.

CLEASBY, J.L; FAN, K. (1981). Predicting fluidization and expansion of filter media. **Journal of the Environmental Engineering Division**, New Jersey, v. 107, n.3, p. 455-471, June.

COSTA, S. R. A. (1994). **Remoção de fenol em reator anaeróbio de leito fluidificado de carvão ativado**. 199p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1994.

COUDERC, J.P. (1985). Incipient fluidization and particulate systems. In: DAVINSON, J. F.; CLIFT, R.; HARRINSON, D. **Fluidization**. 2nd; London. Academic. Cap.1, p. 1-46.

CUBA TERÁN, F. (1990). **Conversão de nitrogênio amoniacal mediante reator de leito fluidificado como pré-tratamento de água destinada ao abastecimento público**. 166p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1990.

_____. (1995). **Tratamento de esgoto sintético aplicando reator anaeróbio de leito fluidificado: desempenho do reator e estudo do biofilme**. 258p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

DIEZ BLANCO,V.; GARCÍA ENCINA, P.A.; FDZ-POLANCO,F. (1995). Effects of biofilm growth, gas and liquid velocities on the expansion of an anaerobic fluidized bed reactor (AFBR). **Water Research**. Amsterdam, v. 29, n.7, p. 1649-1654, July.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. (1961). Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, Cambridge, v. 33, n.4, p. 357-365.

FDZ-POLANCO, F.; REAL, F. J.; GARCIA, P. A. (1994). Behavior of an anaerobic/aerobic pilot scale fluidized bed for the simultaneous removal of carbon and nitrogen. **Water.Science and Technology**, London, v. 29, n. 10/11, p. 339–346.

GEBARA, D. (2006). **Desempenho de um reator aeróbio de leito fluidizado no tratamento de esgoto sanitário**. 400p. Tese (Doutorado), Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

GRADY JR., C. P. L.; DAIGGER, G. T.; LIM, H. C. (1999). **Biological wastewater treatment**. 2nd, New York. Marcel Dekker. 1999. 1076p.

HA, J. H; ONG, S. K. (2007) Nitrification and denitrification in partially aerated biological aerated filter (BAF) with dual size sand media. **Water Science and Technology**, London, v. 55, n. 1/2. p. 9-17.

HAMADA, J. (1992). **Emprego de reatores biológicos de leito fluidificado no pré-tratamento de águas para abastecimento**. 230p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1992.

HEIJNEN, J. J.; MULDER, A.; ENGER, W.; HOEKS, F. (1989). Review on the application of anaerobic fluidized bed reactors in wastewater treatment. **The Chemical Engineering Journal**, Amsterdam, v. 41, p. B37-B50.

HIBIYA, K.; NAGAI, J.; TSUNEDA, S.; HIRATA, A. (2004). Simple prediction of oxygen penetration depth in biofilms for wastewater treatment. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v. 19, n.1, p. 61–68, July.

HIDALGO, M. D.; GARCIA-ENCINA, P. A. (2002). Biofilm development and bed segregation in a methanogenic fluidized bed reactor. **Water Research**, Amsterdam, v.36, n.12, p. 3083-3091, July.

HOWARD, J. R. (1989). Particles and fluidization. In: _____. **Fluidized bed technology: principles and applications**. New York. Adam Hilger. Cap. 2, p. 15-69.

LASSMAN, A. A.; RUSRIÁN, E.; GARCÍA-ALVARADO, M. A.; HOUBRON, E. (2006). Simultaneous removal carbon and nitrogen in a anaerobic inverse fluidized bed reactor. **Water Science and Technology**, London, v. 54, n.2, p. 111-117.

LEVENSPIEL, O. (2000). **Engenharia das reações químicas**. Tradução de Verônica M. A. Calado. 3 ed. São Paulo. Edgard Blücher. 563 p.

MACKERETH, F. J. H.; HERON, J.; TALLING, J. F. (1978). **Water analysis: some revised methods for limnologists**. Cumbria. Freshwater biological association. (Scientific publication nº 36).

MARAGNO, A. L. F. C. (1988). **Tratamento de águas residuárias de baixa concentração de matéria orgânica através do emprego de reator anaeróbio de leito fluidificado**. 117p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1988.

MARTÍN, M. A M.; LÓPEZ ENRIQUEZ, L.; POLANCO, M. F.; VILLAVERDE, S. (2007). Nutrients removal in hibrid fluidised bed bioreactors operated with aeration cycles. **Water Science and Technology**, London, v. 55, n.8/9, p. 51-58.

MENDONÇA, N.M. (1998). **Caracterização do material suporte e estudo da partida em um reator anaeróbio de leito expandido utilizado no tratamento de esgoto sanitário**. 191p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1998.

_____. (2004). **Tratamento de esgoto sanitário empregando reator de leito expandido em escala plena com zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas: Conceção, construção e operação**. 260p. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2004.

NICOLELLA, C.; CHIARLE, S.; DI FELICE, R.; ROVATTI, M. (1997). Mechanisms of biofilm detachment in fluidized bed reactors. **Water Science & Technology**, London, v. 36, n.1, p. 229-235.

NICIURA, C.L. (2005). **Avaliação do uso da banda de rodagem de pneus linservíveis triturada como suporte ao desenvolvimento de biofilmes em reator anaeróbio de leito expansível**. 179p. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005

NOGUEIRA, J. B. (2005). **Mecânica dos solos - ensaios de laboratório**. São Carlos, EESC-USP. 248p.

PATEL, A.; ZHU, J.; NAKHLA, G. (2006). Simultaneous carbon, nitrogen and phosphorous removal from municipal wastewater in a circulating fluidized bed bioreactor. **Chemosphere**, Amsterdam, v. 65, n.6, p. 1003-1112, Nov.

PEREIRA, J. A. R. (2000). **Concepção, construção e operação de reator anaeróbio de leito expandido, em escala real, para tratamento de esgoto sanitário**. 339p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2000.

RABAH, F. K. J.; DAHAB, M. F. (2004). Biofilm and biomass characteristics in high-performance fluidized-bed biofilm reactors. **Water Research**, Amsterdam, v. 38, n.19. p. 4262-4270, Nov.

SEDLAK, R. **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice**. 2nd. New York: Lewis Publishers. 1991. p.240.

SILVA, E. L. (1995). **Tratamento aeróbio de fenol em reator de leito fluidificado trifásico**. 2v. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

SILVA, R. C. (2009). **Tratamento de esgoto sanitário em um reator de leito expandido em escala plena, operado com regiões anaeróbia e aeróbia sobrepostas**. 192p. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2009.

SIMAN, R. R. (2007). **Reator de leito expandido em escala plena com zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas: remoção conjunta de matéria orgânica e nutrientes e estudo do comportamento microbiológico do biofilme, por respirometria e microsensor de OD**. 256p. Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 2007.

SPEECE, R. E. (1996). **Anaerobic biotechnology for industrial wastewater**. 2nd, Tennessee. Archae. 394p.

STANDARD Methods for the Examination of Water and Wastewater. (2005). 21th. Washington, DC: APHA; AWWA; WEF.

STEVENS, D. K.; BERTROUX, P. M.; CHAPMAN, T. W. (1986). The effect of tracer diffusion in biofilm on residence time distributions. **Water Research**, Amsterdam, v.20, n.3, p. 369-375, Mar.

STOODLEY, P.; SAUER, K.; DAVIES, D. G.; COSTERTON, J.W. (2002). Biofilms as complex differentiated communities. **Annual Review of Microbiology**, Palo Alto, v. 56, p. 187-209, Oct.

TAPIA, J. M.; MUÑOZ, J. A.; GONZÁLEZ, F.; BLÁZQUEZ, M. L.; MALIKI, M.; BALLESTER, A. (2009). Extraction of extracellular polymeric substances from the acidophilic bacterium *Acidiphilium 3.2Sup(5)*. **Water Science & Technology**, London, v. 59, n.10, p. 1959-1967.

THEREZO, P. E. A. (1993). **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio de leito expandido operado sob condições instáveis de carregamento orgânico e hidráulico**. 109p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1993.

VIEIRA, M. B. S. (1989). **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio de leito fluidificado piloto no tratamento de efluentes líquidos apresentando baixa concentração de DQO**. 276p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1989.

WASTEWATER engineering: treatment disposal and reuse. (2003). Revisado por George Tchobanoglous; Franklin L. Burton. 4th. New York: McGraw-Hill.

XAVIER, J. B.; PICIOREANU, C.; ALMEIDA, J. S.; van LOOSDRECHT, M. C. M. (2003). Monitorização e modelação da estrutura de biofilmes. **Boletim de Biotecnologia**. v. 76, p. 2-13, Dez.

**APÊNDICE A – RESULTADOS DA CONCENTRAÇÃO DE SÓLIDOS TOTAIS NA
BIOMASSA DESPRENDIDA E CONCENTRAÇÃO DE PARTÍCULAS**

Tabela A.1 – Resultados da concentração de ST, STF e STV da biomassa desprendida e concentração de partículas para as amostras 1 e 2, lavadas quimicamente, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.

Concentração	ST (g.L ⁻¹)	STF (g.L ⁻¹)	STV (g.L ⁻¹)
Amostra 1.1	16,2	14,4	1,8
Amostra 1.2	12,1	10,5	1,6
Amostra 1.3	16,0	14,1	1,9
Amostra 2.1	13,2	11,7	1,5
Amostra 2.2	12,1	11,0	1,1
Amostra 2.3	13,4	12,3	1,1

Tabela A.2 – Resultados da massa de partículas, concentração de partículas e a relação STV/g partícula para as amostras 1 e 2, lavadas quimicamente, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.

Concentração	m (g)	C _{partículas} (g.L ⁻¹)	STV (mg.L ⁻¹)/ g.partículas
Amostra 1.1	40,8	815	44
Amostra 1.2	38,4	769	42
Amostra 1.3	39,7	794	48
Amostra 2.1	36,0	720	42
Amostra 2.2	32,5	649	34
Amostra 2.3	34,1	682	32

**APÊNDICE B – ENSAIOS GRANULOMÉTRICOS REALIZADOS COM MATERIAL
SUPORTE DO REATOR COM LEITO DE BIOMASSA ADERIDA EM ESCALA
PLENA**

Tabela B.1 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 1 (ponto 1 – a 3,0m da base do reator), somente seca, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.

DADOS DA AMOSTRA			PENEIRAMENTO				
MATERIAL:	Amostra 1 somente seca		#	M _s (#_) g	P _r (#_) %	ΣP _r (#_) %	P _p (#_) %
LOCAL:			19.1 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
			12.7 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
PROF.:		m	9.52 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
AM nº:			4	0,00	0,0	0,0	100,0
OPER.:			10	16,95	10,1	10,1	89,9
DATA:	16/07/2009		16	54,22	32,3	42,4	57,6
			30	35,60	21,2	63,7	36,3
			50	37,12	22,1	85,8	14,2
				Massa de Sólidos	167,68 g	70	12,63
Σ Massas Retidas		167,33 g	100	9,04	5,4	98,7	1,3
Δ Massa Sólidos	0,35 g	140	1,77	1,1	99,8	0,2	
	0,2 %	200	0,00	0,0	99,8	0,2	
			PRATO	0,17	0,1	99,9	0,1

Tabela B.2 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 1 (ponto 1 – a 3,0m da base do reator), seca e lavada em solução química, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.

DADOS DA AMOSTRA			PENEIRAMENTO				
MATERIAL:	Amostra 1 seca e lavada		#	M _s (#_) g	P _r (#_) %	ΣP _r (#_) %	P _p (#_) %
LOCAL:			19.1 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
			12.7 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
PROF.:		m	9.52 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
AM nº:			4	0,00	0,0	0,0	100,0
OPER.:			10	20,71	11,1	11,1	88,9
DATA:	16/07/2009		16	60,15	32,4	43,5	56,5
			30	41,21	22,2	65,7	34,3
			50	38,85	20,9	86,6	13,4
Massa de Sólidos	185,85	g	70	13,12	7,1	93,6	6,4
Σ Massas Retidas	185,60	g	100	9,77	5,3	98,9	1,1
Δ Massa Sólidos	0,25	g	140	1,79	1,0	99,9	0,1
	0,1	%	200	0,00	0,0	99,9	0,1
			PRATO	0,26	0,1	100,0	0,0

Tabela B.3 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 2 (ponto 2 – a 8,5m da base do reator), somente seca, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.

Tabela B.4 – Curva granulométrica do material suporte da amostra 2 (ponto 2 – a 8,5m da base do reator), seca e lavada em solução química, do reator com leito de biomassa aderida em escala plena, do ensaio 2 de expansão/fluidificação.

DADOS DA AMOSTRA			PENEIRAMENTO				
MATERIAL:	Amostra 2 seca e lavada		#	M _s (#_) g	P _r (#_) %	ΣP _r (#_) %	P _p (#_) %
LOCAL:			19.1 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
			12.7 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
PROF.:		m	9.52 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
AM nº:			4	0,00	0,0	0,0	100,0
OPER.:			10	9,89	5,0	5,0	95,0
DATA:	16/07/2009		16	55,18	28,1	33,1	66,9
			30	46,25	23,5	56,7	43,3
			50	39,71	20,2	76,9	23,1
			70	23,81	12,1	89,0	11,0
Massa de Sólidos	196,42	g	70	23,81	12,1	89,0	11,0
Σ Massas Retidas	196,31	g	100	18,00	9,2	98,2	1,8
Δ Massa Sólidos	0,11	g	140	3,27	1,7	99,8	0,2
	0,1	%	200	0,20	0,1	99,9	0,1
			PRATO	0,07	0,0	100,0	0,0

Tabela B.5 – Curva granulométrica do material suporte arrastado no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.

DADOS DA AMOSTRA			PENEIRAMENTO				
MATERIAL:	Material arrastado pelo reator		#	M _s (#_) g	P _r (#_) %	ΣP _r (#_) %	P _p (#_) %
LOCAL:			19.1 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
			12.7 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
PROF.:		m	9.52 mm	0,00	0,0	0,0	100,0
AM nº:			4	0,00	0,0	0,0	100,0
OPER.:			10	24,35	15,8	15,8	84,2
DATA:	11/09/2009		16	53,12	34,4	50,2	49,8
			30	39,82	25,8	76,0	24,0
			50	21,62	14,0	90,0	10,0
Massa de Sólidos	154,30	g	70	9,55	6,2	96,2	3,8
Σ Massas Retidas	154,16	g	100	4,72	3,1	99,3	0,7
Δ Massa Sólidos	0,14	g	140	0,98	0,6	99,9	0,1
	0,1	%	200	0,00	0,0	99,9	0,1
			PRATO	0,07	0,0	100,0	0,0

PENEIRAS ABNT (NBR 5734/80)

APÊNDICE C – DETERMINAÇÕES DE MASSA ESPECÍFICA

**APÊNDICE D – RESULTADOS DOS ENSAIOS 1 E 2 DE EXPANSÃO E
FLUIDIFICAÇÃO PARA AS AMOSTRAS 1 E 2**

Tabela D.1 – Resultados do ensaio 1 (leito com aproximadamente 10cm) de expansão/fluidificação da amostra 1 – ponto 1 localizado a 3,0m a base do reator ($T_{\text{inicial}}=22,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=23,5^{\circ}\text{C}$).

$v \text{ (m.h}^{-1}\text{)}$	Expansão (cm)	Expansão (%)	Perda de carga total (cmH ₂ O)
0,00	0,0	0,00	0,0
5,45	0,0	0,00	2,6
7,27	0,0	0,00	4,1
10,91	0,4	3,92	5,4
14,55	1,0	9,80	5,7
18,18	1,2	11,76	5,8
22,42	1,6	15,69	6,1
26,06	2,0	19,61	6,2
27,58	2,2	21,57	6,2
30,30	2,3	22,55	6,5
32,73	2,5	24,51	6,6
36,06	2,8	27,45	6,5
39,39	3,0	29,41	6,5

Tabela D.2 – Resultados do ensaio 1 (leito com aproximadamente 10cm) de expansão/fluidificação da amostra 2 – ponto 2 localizado a 8,5m da base do reator ($T_{\text{inicial}}=21,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=22,0^{\circ}\text{C}$).

$v \text{ (m.h}^{-1}\text{)}$	Expansão (cm)	Expansão (%)	Perda de carga total (cmH ₂ O)
0,00	0,0	0,00	0,0
5,15	0,0	0,00	2,3
7,88	0,0	0,00	3,3
11,52	0,2	1,96	4,6
14,24	1,1	10,78	4,8
18,48	1,3	12,75	4,8
22,12	1,6	15,69	4,8
25,45	1,8	17,65	4,6
27,58	1,9	18,63	4,5
30,61	2,1	20,59	4,5
33,33	2,3	22,55	4,5
36,36	2,5	24,51	4,5
39,39	2,7	26,47	4,5

Tabela D.3 – Resultados do ensaio 2 (leito com aproximadamente 30cm) de expansão/fluidificação da amostra 1 – ponto 1 localizado a 3,0m da base do reator ($T_{\text{inicial}}=19,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=21,0^{\circ}\text{C}$).

$v \text{ (m.h}^{-1}\text{)}$	Expansão (cm)	Expansão (%)	Perda de carga total (cmH ₂ O)
0,00	0,0	0,00	0,0
5,45	0,2	0,66	6,5
7,27	0,2	0,66	8,1
10,91	0,4	1,32	10,2
14,55	0,6	1,98	12,5
18,18	1,2	3,96	14,6
22,42	2,3	7,59	15,4
26,06	3,5	11,55	15,4
27,58	3,5	11,55	15,4
30,30	4,7	15,51	15,4
32,73	4,8	15,84	15,3
36,06	5,7	18,81	15,2
39,39	6,3	20,79	15,2

Tabela D.4 – Resultados do ensaio 2 (leito com aproximadamente 30cm) de expansão/fluidificação da amostra 2 – ponto 2 localizado a 8,5m da base do reator ($T_{\text{inicial}}=22,0^{\circ}\text{C}$ e $T_{\text{final}}=22,5^{\circ}\text{C}$).

$v \text{ (m.h}^{-1}\text{)}$	Expansão (cm)	Expansão (%)	Perda de carga total (cmH ₂ O)
0,00	0,0	0,00	0,0
5,15	0,1	0,32	6,4
7,88	0,1	0,32	7,4
11,52	0,5	1,62	10,2
14,24	1,1	3,57	12,3
18,48	1,1	3,57	12,6
22,12	1,7	5,52	12,0
25,45	1,9	6,17	12,0
27,58	2,7	8,77	11,9
30,61	3,4	11,04	11,9
33,33	4,5	14,61	11,9
36,36	5,6	18,18	11,6
39,39	5,7	18,51	11,3

**APÊNDICE E – RESULTADOS DO ENSAIO HIDRODINÂMICO COM O
TRAÇADOR NaCl**

Tabela E.1 – Resultados do ensaio 1 (somente bomba de alimentação funcionando) com o traçador NaCl no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.

Tempo (h)	C (mgCl ⁻ .L ⁻¹)	Tempo (h)	C (mgCl ⁻ .L ⁻¹)
0	0,4	22	168,7
1	1,8	23	172,1
2	3,8	24	149,6
3	7,7	25	117,2
4	20,8	26	109,0
5	270,3	27	97,0
6	278,9	28	89,5
7	272,6	29	88,6
8	264,4	30	90,7
9	253,5	31	84,6
10	236,1	32	77,7
11	216,5	33	80,2
12	203,2	34	64,8
13	184,6	35	84,1
14	194,3	36	85,9
15	183,7	37	80,2
16	181,4	38	67,5
17	180,9	39	65,7
18	183,0	40	76,8
19	184,3	41	59,4
20	195,2	42	63,5
21	167,8		

Tabela E.2 – Resultados do ensaio 2 (bomba de alimentação, bomba de recirculação anaeróbia, bomba de recirculação aeróbia e compressor funcionando) com o traçador NaCl no reator com leito de biomassa aderida em escala plena.

Tempo (h)	C (mgCl.L⁻¹)	Tempo (h)	C (mgCl.L⁻¹)
0	9,3	22	78,7
1	96,8	23	78,4
2	183,7	24	73,4
3	170,7	25	88,0
4	169,6	26	82,5
5	173,9	27	77,5
6	169,1	28	61,6
7	171,2	29	69,1
8	162,1	30	65,5
9	149,6	31	67,1
10	145,1	32	66,0
11	147,6	33	76,6
12	139,0	34	69,1
13	144,4	35	66,4
14	141,7	36	66,9
15	131,7	37	53,5
16	131,5	38	54,4
17	129,7	39	50,3
18	134,4	40	55,7
19	124,7	41	54,6
20	108,8	42	48,3
21	80,0		

**APÊNDICE F – RESULTADOS DAS VARIÁVEIS INVESTIGADAS DURANTE A
ETAPA II**

Tabela F.1 – Valores de OD, condutividade (Cond.) e temperatura (T) do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

Fase	Data	Tempo em operação (d)	TDH (h)	OD (mgO ₂ .L ⁻¹)		Cond. (µS.cm ⁻¹)		T (°C)	
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	23/09/09	7	12	1,22	0,98	796	799	21,3	21,4
	30/09/09	14		0,96	1,34	755	835	20,6	19,5
	07/10/09	21		0,75	0,64	721	860	25,0	23,9
	14/10/09	28		2,1	0,74	316	624	23,2	22,6
	21/10/09	35		1,91	0,72	643	655	22,4	23,5
	27/10/09	41		1,25	3,5	418	482	22,0	22,3
Média:				1,37	1,32	608	709	22,4	22,2
Desvio padrão:				0,53	1,10	196	147	1,5	1,6
Coeficiente de dispersão:				0,39	0,83	0,32	0,21	0,07	0,07
Mínimo:				0,75	0,64	316	482	20,6	19,5
Máximo:				2,10	3,50	796	860	25,0	23,9
Número de amostras:				6	6	6	6	6	6
2	11/11/09	56	16	1,37	0,61	984	824	25,2	25,5
	18/11/09	63		1,7	0,67	757	803	25,3	25,5
	02/12/09	77		1,35	0,65	582	573	25,8	25,4
	10/12/09	85		1,56	0,73	752	548	22,2	22,9
	16/12/09	91		1,63	0,73	715	622	24,4	25,0
Média:				1,52	0,68	758	674	24,6	24,9
Desvio padrão:				0,16	0,05	145	130	1,4	1,1
Coeficiente de dispersão:				0,11	0,07	0,19	0,19	0,06	0,04
Mínimo:				1,35	0,61	582	548	22,2	22,9
Máximo:				1,70	0,73	984	824	25,8	25,5
Número de amostras:				5	5	5	5	5	5

Tabela F.2 – Resultados de pH, ácidos voláteis (AGV), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI) e alcalinidade total (AT) do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

Fase	Data	Tempo em operação (d)	TDH (h)	pH		AGV (mgHAc.L ⁻¹)		AP (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AI (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AT (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	23/09/09	7	12	6,63	7,2	107	25	83	148	85	49	167	197
	30/09/09	14		6,92	7,55	111	16	99	169	91	51	189	221
	07/10/09	21		6,92	7,39	97	21	143	238	113	70	256	308
	14/10/09	28		6,83	7,29	68	21	56	178	57	48	113	226
	21/10/09	35		6,75	7,33	127	19	115	191	118	52	232	243
	27/10/09	41		7,42	7,49	26	18	140	202	47	34	187	236
	Média:			6,91	7,38	89	20	106	188	85	51	185	239
Desvio padrão:			0,27	0,13	37	3	34	31	29	12	55	38	
Coeficiente de dispersão:			0,04	0,02	0,42	0,15	0,32	0,16	0,34	0,24	0,30	0,16	
Mínimo:			6,63	7,20	26	16	56	148	47	34	113	197	
Máximo:			7,42	7,55	127	25	143	238	118	70	256	308	
Número de amostras:			6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	
2	11/11/09	56	16	6,83	7,42	113	23	125	192	111	51	236	243
	18/11/09	63		6,76	7,42	118	22	111	197	122	55	233	252
	02/12/09	77		7,13	7,88	102	16	129	210	89	35	218	244
	10/12/09	85		6,50	7,36	142	19	92	171	135	42	227	213
	16/12/09	91		6,84	7,34	101	21	120	158	95	38	214	195
	Média:			6,81	7,48	115	20	115	185	110	44	225	229
Desvio padrão:			0,22	0,22	17	3	15	21	19	9	10	24	
Coeficiente de dispersão:			0,03	0,03	0,15	0,15	0,13	0,11	0,17	0,20	0,04	0,10	
Mínimo:			6,50	7,34	101	16	92	158	89	35	214	195	
Máximo:			7,13	7,88	142	23	129	210	135	55	236	252	
Número de amostras:			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	

Tabela F.3 – Resultados e eficiências de sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STV), sólidos totais voláteis (STV) e da relação STV/ST do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

[illegible]

Tabela F.4 – Resultados e eficiências de sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF), sólidos suspensos voláteis (SSV) e da relação SSV/SST do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

Fase	Data	Tempo em operação (d)	TDH (h)	SST (mg.L ⁻¹)		ε _{SST} (%)	SSF (mg.L ⁻¹)		ε _{SSF} (%)	SSV (mg.L ⁻¹)		ε _{SSV} (%)	SSV/SST	
				Afl.	Efl.		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.
1	23/09/09	7	12	137	360	-163	12	50	-317	125	310	-148	0,91	0,86
	30/09/09	14		94	230	-145	8	28	-250	86	202	-135	0,91	0,88
	07/10/09	21		184	324	-76	6	50	-733	178	274	-54	0,97	0,85
	14/10/09	28		281	306	-9	55	36	35	226	270	-19	0,80	0,88
	21/10/09	35		103	428	-316	17	118	-594	86	310	-260	0,83	0,72
	27/10/09	41		104	162	-56	14	26	-86	90	136	-51	0,87	0,84
	Média:			151	301	-128	19	51	-324	132	250	-111	0,88	0,84
Desvio padrão:			72	94	109	18	34	294	58	69	89	0,06	0,06	
Coeficiente de dispersão:			0,48	0,31	0,85	0,95	0,67	0,91	0,44	0,28	0,80	0,07	0,07	
Mínimo:			94	162	-316	6	26	-733	86	136	-260	0,80	0,72	
Máximo:			281	428	-9	55	118	35	226	310	-19	0,97	0,88	
Número de amostras:			6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6	
2	11/11/09	56	16	158	270	-71	3	4	-33	155	266	-72	0,98	0,99
	18/11/09	63		169	288	-70	3	30	-900	166	258	-55	0,98	0,90
	02/12/09	77		149	224	-50	4	8	-100	145	216	-49	0,97	0,96
	10/12/09	85		102	218	-114	7	18	-157	95	200	-111	0,93	0,92
	16/12/09	91		123	210	-71	11	34	-209	112	176	-57	0,91	0,84
	Média:			141	242	-75	6	19	-380	135	223	-69	0,96	0,92
Desvio padrão:			27	35	24	3	13	353	30	38	25	0,03	0,06	
Coeficiente de dispersão:			0,19	0,14	0,32	0,50	0,68	0,93	0,22	0,17	0,36	0,03	0,07	
Mínimo:			102	210	-114	3	4	-900	95	176	-111	0,91	0,84	
Máximo:			169	288	-50,34	11	34	-33	166	266	-49	0,98	0,99	
Número de amostras:			5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	

Tabela F.5 – Resultados e eficiências de DQO bruta e filtrada, cargas orgânicas volumétrica (COV) aplicadas e a relação $DQO_{filtrada}/DQO_{bruta}$ do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

[illegible]

Tabela F.6 – Resultados e eficiências de DBO bruta e filtrada, cargas orgânicas volumétrica (COV) aplicadas e a relação $DBO_{filtrada}/DBO_{bruta}$ do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

Fase	Data	Tempo em operação (d)	TDH (h)	DBO _{bruta} (mgO ₂ .L ⁻¹)		ε _{DBObruta} (%)	COV _{DBObruta} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	DBO _{filtrada} (mgO ₂ .L ⁻¹)		ε _{DBOfiltrada} (%)	COV _{DBOfiltrada} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	DBO _{filtrada} /DBO _{bruta}	
				Afl.	Efl.			Afl.	Efl.			Afl.	Efl.
1	23/09/09	7	12	516	341	34	1,03	237	87	64	0,47	0,46	0,26
	30/09/09	14		351	164	53	0,70	202	19	91	0,40	0,58	0,12
	07/10/09	21		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	14/10/09	28		367	283	23	0,73	121	35	71	0,24	0,33	0,12
	21/10/09	35		335	428	-28	0,67	220	36	84	0,44	0,66	0,08
	27/10/09	41		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Média:			392	304	21	0,78	195	44	78	0,39	0,51	0,14
Desvio padrão:			84	111	35	0,17	51	30	12	0,10	0,14	0,08	
Coeficiente de dispersão:			0,21	0,37	1,67	0,22	0,26	0,68	0,15	0,26	0,27	0,57	
Mínimo:			335	164	-28	0,67	121	19	64	0,24	0,33	0,08	
Máximo:			516	428	53	1,03	237	87	91	0,47	0,66	0,26	
Número de amostras:			4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	
2	11/11/09	56	16	465	313	33	0,70	289	88	70	0,43	0,62	0,28
	18/11/09	63		482	402	17	0,72	278	145	48	0,45	0,58	0,36
	02/12/09	77		401	286	29	0,60	-	-	-	-	-	-
	10/12/09	85		465	243	48	0,70	252	52	78	0,53	0,76	0,31
	16/12/09	91		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Média:			453	311	32	0,68	306	103	65	0,47	0,65	0,32
Desvio padrão:			36	67	13	0,05	40	37	16	0,05	0,09	0,04	
Coeficiente de dispersão:			0,08	0,22	0,41	0,07	0,13	0,36	0,25	0,11	0,14	0,13	
Mínimo:			401	243	17	0,60	278	76	48	0,43	0,58	0,28	
Máximo:			482	402	48	0,72	352	145	78	0,53	0,76	0,36	
Número de amostras:			4	4	4	4	3	3	3	3	3	3	

Tabela F.7 – Resultados e eficiências de NTK, N-amoniaco (N-amon.), N-orgânico (N-org.), cargas de nitrogênio volumétrica (CNV) aplicadas e a relação N-amoniaco/NTK_{bruto} e N-amoniaco/NTK_{filtrado} do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

[illegible]

Tabela F.8 – Resultados de nitrito e nitrato do afluente e efluente do reator com leite de biomassa aderida durante a Etapa II.

Biomassa aderida durante a Etapa II.							
Fase	Data	Tempo em operação (d)	TDH (h)	Nitrito (mgNO ₂ ·L ⁻¹)		Nitrato (mgNO ₃ ·L ⁻¹)	
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	23/09/09	7	12	0	0	2,06	0,55
	30/09/09	14		0	0,0067	1,30	0,76
	07/10/09	21		0	0	1,39	1,00
	14/10/09	28		0	0	1,03	0,98
	21/10/09	35		0	0	0,52	0,09
	27/10/09	41		0	0,0033	1,01	0,73
Média:				0	0,0017	1,22	0,69
Desvio padrão:				0	0,0028	0,51	0,34
Coeficiente de dispersão:				0	1,65	0,42	0,49
Mínimo:				0	0	0,52	0,09
Máximo:				0	0,0067	2,06	1,00
Número de amostras:				6	6	6	6
2	11/11/09	56	16	0	0	1,60	0,74
	18/11/09	63		0	0	1,00	0,19
	02/12/09	77		0	0	0,48	0
	10/12/09	85		0	0	1,01	0
	16/12/09	91		0	0	1,44	0,72
Média:				0	0	1,11	0,33
Desvio padrão:				0	0	0,44	0,38
Coeficiente de dispersão:				0	0	0,40	1,15
Mínimo:				0	0	0,48	0
Máximo:				0	0	1,60	0,74
Número de amostras:				5	5	5	5

Tabela F.9 – Resultados e eficiências de fósforo e cargas de fósforo volumétrica (CPV) aplicadas do afluente e efluente do reator com leito de biomassa aderida durante a Etapa II.

Fase	Data	Tempo em operação (d)	TDH (h)	Fósforo ($\text{mgPO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$)		$\varepsilon_{\text{Fósforo}}$ (%)	CPV ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)
				Afl.	Efl.		
1	23/09/09	7	12	15,2	19,6	-29	0,030
	30/09/09	14		16,0	18,4	-15	0,032
	07/10/09	21		17,0	18,4	-9	0,034
	14/10/09	28		13,7	16,4	-20	0,027
	21/10/09	35		14,0	15,6	-12	0,028
	27/10/09	41		10,1	11,7	-16	0,020
	Média:			14,3	16,7	-17	0,029
Desvio padrão:			2,4	2,8	7	0,005	
Coeficiente de dispersão:			0,17	0,17	0,41	0,172	
Mínimo:			10,1	11,7	-29	0,020	
Máximo:			17,0	19,6	-9	0,034	
Número de amostras:			6	6	6	6	
2	11/11/09	56	16	14,4	14,0	3	0,022
	18/11/09	63		13,6	13,8	-1	0,020
	02/12/09	77		9,4	9,3	1	0,014
	10/12/09	85		8,7	9,0	-3	0,013
	16/12/09	91		8,7	9,1	-5	0,013
	Média:			10,9	11,0	-1	0,016
Desvio padrão:			2,8	2,6	3	0,004	
Coeficiente de dispersão:			0,26	0,24	3,00	0,250	
Mínimo:			8,7	9,0	-5	0,013	
Máximo:			14,4	14,0	3	0,022	
Número de amostras:			5	5	5	5	

**APÊNDICE G – RESULTADOS DOS PERFIS AO LONGO DA ALTURA DO
REATOR COM LEITO DE BIOMASSA ADERIDA DURANTE A ETAPA II**

Tabela G.1 – Comportamento do oxigênio dissolvido (OD), condutividade (Cond.), temperatura (T), pH, ácidos voláteis (AGV), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI) e alcalinidade total (AT) ao longo da altura do reator de leito com biomassa aderida nos perfis 1 e 2 realizados durante a Etapa II.

Data	Fase	Ponto	Altura (m)	OD (mgO ₂ .L ⁻¹)	Cond. (μS.cm ⁻¹)	T (°C)	pH	AGV (mgHAc.L ⁻¹)	AP (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	AI (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	AT (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)
27/10/09	1	Afluente	0,0	1,25	418	22,0	7,42	26	140	47	187
		1	4,0	0,66	533	26,1	7,60	55	180	75	254
		2	7,5	2,15	607	26,0	7,20	43	226	72	298
		3	10,5	5,27	532	26,6	7,47	19	193	45	239
		Efluente	18,0	3,50	482	22,3	7,49	18	202	34	236
16/12/09	2	Afluente	0,0	1,63	715	24,4	6,84	101	120	95	214
		1	4,0	0,69	630	24,6	6,70	85	190	136	327
		2	7,5	3,06	571	25,0	7,27	19	174	55	229
		3	10,5	3,52	577	25,2	7,30	19	177	52	229
		Efluente	18,0	0,72	622	25,0	7,34	21	158	38	195

Tabela G.2 – Comportamento dos sólidos totais (ST), sólidos totais fixos (STF), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos fixos (SSF) e sólidos suspensos voláteis (SSV) ao longo da altura do reator de leito com biomassa aderida nos perfis 1 e 2 realizados durante a Etapa II.

Data	Fase	Ponto	Altura (m)	ST (mg.L ⁻¹)	STF (mg.L ⁻¹)	STV (mg.L ⁻¹)	SST (mg.L ⁻¹)	SSF (mg.L ⁻¹)	SSV (mg.L ⁻¹)
27/10/09	1	Afluente	0,0	371	97	274	104	14	90
		1	4,0	6813	1978	4835	6015	1588	4427
		2	7,5	620	184	436	172	38	134
		3	10,5	637	124	513	120	8	112
		Efluente	18,0	555	220	335	162	26	136
16/12/09	2	Afluente	0,0	576	177	399	123	11	112
		1	4,0	5702	1929	3773	4750	1430	3320
		2	7,5	619	230	389	270	44	226
		3	10,5	538	182	356	256	42	214
		Efluente	18,0	603	167	436	210	34	176

Tabela G.3 – Comportamento da DQO bruta e filtrada, do NTK, N-amoniaco (N-amon.), N-orgânico (N-org.), nitrito (NO_2^-), nitrato (NO_3^-) e fósforo (P) ao longo da altura do reator de leito com biomassa aderida nos perfis 1 e 2 realizados durante a Etapa II.

Data	Fase	Ponto	Altura (m)	⁽¹⁾ DQO _{filtrada} (mgO ₂ .L ⁻¹)	⁽²⁾ NTK (mg.L ⁻¹)	⁽²⁾ N-amon. (mg.L ⁻¹)	⁽²⁾ N-org. (mg.L ⁻¹)	⁽²⁾ NO ₂ ⁻ (mg.L ⁻¹)	⁽²⁾ NO ₃ ⁻ (mg.L ⁻¹)	⁽²⁾ P (mgPO ₄ ⁻³ .L ⁻¹)
27/10/09	1	Afluente	0,0	154	42	25	18	0	1,03	10,1
		1	4,0	180	59	34	25	0,0049	1,38	15,3
		2	7,5	158	54	40	14	0	1,02	10,3
		3	10,5	140	38	33	5	0,0025	0,80	10,3
		Efluente	18,0	134	40	30	10	0,0033	0,73	11,7
16/12/09	2	Afluente	0,0	277	75	44	32	0	1,44	8,7
		1	4,0	145	60	41	19	0	1,06	7,7
		2	7,5	98	52	34	18	0,0170	0,66	7,0
		3	10,5	113	52	32	19	0,0252	0,63	7,0
		Efluente	18,0	115	65	39	26	0	0,72	9,1

Observação:

1. A amostra utilizada para análise de DQO filtrada passou por membrana com diâmetro de poro médio de 1,2µm..
2. As amostras dos pontos 1, 2 e 3 utilizadas para série de nitrogênio e fósforo passaram por papel filtro grosso.