RAFAEL CERIBELLI DA SILVA

**TRATAMENTO DE ESGOTO SANITÁRIO EM UM
REATOR DE LEITO EXPANDIDO EM ESCALA
PLENA, OPERADO COM REGIÕES
ANAERÓBIA E AERÓBIA SOBREPOSTAS**

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 de Mestre em Engenharia.

Área de Concentração: Hidráulica e Saneamento

Orientador: Prof. Tit. José Roberto Campos.

SÃO CARLOS

2009

AUTORIZO A REPRODUÇÃO E DIVULGAÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, 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

S586t Silva, Rafael Ceribelli da
Tratamento de esgoto sanitário em um reator de leito
expandido em escala plena, operado com regiões anaeróbia
e aeróbia sobrepostas / Rafael Ceribelli da Silva ;
orientador José Roberto campos. -- São Carlos, 2009.

Dissertação (Mestrado-Programa de Pós-Graduação e Área
de Concentração em Hidráulica e Saneamento) -- Escola de
Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo,
2009.

1. Reator de leito expandido. 2. Nitrificação.
3. Material suporte. 4. Areia. 5. Tratamento anaeróbio e
aeróbio. 6. Flotação. I. Título.

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato: Engenheiro **RAFAEL CERIBELLI DA SILVA**

Dissertação defendida e julgada em 26/06/2009 perante a Comissão Julgadora:

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

Aprovado

Prof. Dr. **EDSON LUIZ SILVA**
(Universidade Federal de São Carlos/UFSCar)

Aprovado

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

APROVADO

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

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

Página intencionalmente deixada em branco.

*Dedico este trabalho àqueles que deram
a sua vida pela minha formação,
sempre me apoiando e ajudando a
construir os meus sonhos...*

MEUS PAIS

Página intencionalmente deixada em branco.

AGRADECIMENTOS

A Deus, pela saúde e perseverança na realização deste trabalho, e a Nossa Senhora pelas inúmeras vezes que fui auxiliado, junto a sua intercessão.

Aos meus pais, e a minha irmã, pela compreensão e apoio que me incentivaram a persistir no desenvolvimento deste trabalho.

Ao Prof. Dr. José Roberto Campos pela confiança depositada em mim para o desenvolvimento deste trabalho.

A Prof^a Dr^a Deize Dias Lopes por todo o ensinamento e sugestões no desenvolvimento deste trabalho.

A Prof^a Dr^a Sandra Márcia Cesário Pereira da Silva por todo o incentivo e sugestões dadas ao longo deste trabalho.

A Dr^a Márcia Helena Rissato Zamariolli Damianovic pela dedicação, disposição e colaboração no desenvolvimento desta dissertação.

A Prof^a Dr^a Silvia Cláudia Semensato Povinelli pelo auxílio na discussão de métodos utilizados neste trabalho.

Ao Prof. Dr. Marco Antônio Penalva Reali pelas sugestões dadas para o desenvolvimento do ensaio de flotação.

Ao Sr. Alcino de Paula por toda a dedicação e ajuda prestada no desenvolvimento da parte experimental deste trabalho.

Aos Srs. Edson Aguirre e Maurílio Rosa por todos os serviços realizados no sistema experimental.

Ao José Luciano Marques e a Aurélia Almeida por todo o auxílio dado na operação do sistema experimental.

Ao Departamento de Geotecnia da Escola de Engenharia de São Carlos, USP, pela autorização na realização dos ensaios de granulometria.

Ao Laboratório de Geotecnia da Universidade Estadual de Londrina, em especial ao Sr. Pedro Cândido de Souza pela realização de ensaios com o material suporte.

Aos técnicos do Laboratório de Saneamento, do Departamento de Hidráulica e Saneamento (SHS): Júlio, Paulo, Cidinha, Juliana e Natália, pela colaboração prestada na realização das análises químicas.

Aos funcionários do Departamento de Hidráulica e Saneamento (SHS): Sá, Pavi, Valderez, Cecília, Márcia, Fernanda, Flávia, André, Valdecir, em especial a Rose e a Jacquelyne, por toda a atenção e colaboração.

Ao Conselho Nacional de Pesquisa (CNPq) pela concessão da bolsa de estudos durante o mestrado (Processo CNPq 135448/2007-7).

À Fundação de Amparo à Pesquisa de São Paulo (FAPESP), pelo auxílio financeiro do projeto de pesquisa (Processo FAPESP 2008/50020-0).

Aos meus amigos em São Carlos, Daniele Vich, Gabriel Souto, Francisco Gláucio, Aline Tavares, André Pioltine, Ricardo Oliveira, Theo Souza, Ana Flávia Pontes, Juliana Lourenção, Bruna Moraes, Renata Barreira, por todas as lições e momentos de descontração.

Aos meus amigos de Londrina pela amizade que sempre me dedicaram.

Aos meus familiares por me incentivarem durante todo o desenvolvimento deste trabalho.

*E agora, eis o que diz o Senhor,
aquele que te criou, Jacó, e te formou,
Israel: nada temas, pois eu te resgato,
eu te chamo pelo nome, és meu.*

*Se tiveres de atravessar a água,
estarei contigo. E os rios não te
submergirão; se caminhares pelo
fogo, não te queimarás, e a chama
não te consumirá.*

*Pois eu sou o Senhor, teu Deus, o
Santo de Israel, teu salvador.*

Isaías, 43, 1-3a

Página intencionalmente deixada em branco.

RESUMO

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

A presente pesquisa teve como objetivo principal a avaliação do desempenho de um reator de leito expandido ($159,0 \text{ m}^3$), em escala plena, operado sob condições anaeróbia e anaeróbia-aeróbia sobrepostas, tratando esgoto sanitário. Como objetivos específicos, foi avaliado o uso de areias comerciais para complementação do leito de partículas, bem como a distribuição do material suporte ao longo da altura do reator. Além disso, houve a simulação da flotação do efluente do sistema a fim de otimizar a eficiência na remoção de sólidos, visto pela ineficiência do sistema na separação dos sólidos biológicos. Dentre os materiais selecionados para compor o leito de partículas, foi escolhida a areia com tamanho médio dos grãos igual a $0,69 \text{ mm}$ e massa específica de 2690 kg.m^{-3} . Esta pesquisa foi dividida em duas etapas experimentais, sendo que a primeira o sistema foi operado somente sob a condição anaeróbia, enquanto na segunda, o sistema foi submetido à condição anaeróbia e aeróbia sobrepostas. Para a primeira etapa, o sistema obteve maior eficiência na remoção de matéria orgânica, com TDH de 14 horas, quando foi removido $0,84 \text{ kgDQO}_{\text{bruta.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}}$, sendo que foi aplicado $1,26 \text{ kgDQO}_{\text{bruta.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}}$. As eficiências médias de remoção de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$, DQO_{filt} , $\text{DBO}_{\text{bruta}}$, DBO_{filt} , SST e SSV foram de 65%; 64%; 80%; 70%; 58% e 69%. O efluente apresentou, em média, $245 \text{ mgDQO}_{\text{bruta.L}^{-1}}$, $117 \text{ mgDQO}_{\text{filt.L}^{-1}}$, $104 \text{ mgDBO}_{\text{bruta.L}^{-1}}$, $76 \text{ mgDBO}_{\text{filt.L}^{-1}}$, 88 mgSST.L^{-1} e 69 mgSSV.L^{-1} . O grau de amonificação obtido foi de 90%, evidenciando a potenciabilidade do sistema na conversão de matéria nitrogenado orgânico em amoniacal. Para a segunda etapa, a maior eficiência na remoção de matéria orgânica foi obtida com TDH de 16 horas, quando foi removido $0,29 \text{ kgDQO}_{\text{bruta.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}}$, sendo que foi aplicado $0,84 \text{ kgDQO}_{\text{bruta.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}}$. As eficiências médias de remoção de DQO_{filt} e $\text{DBO}_{\text{filtr}}$ foram de 80% e 95%, respectivamente. O efluente apresentou, em média, $72 \text{ mgDQO}_{\text{filtr.L}^{-1}}$, e $13 \text{ mgDBO}_{\text{filtr.L}^{-1}}$. O grau de amonificação obtido foi de 85%, no entanto houve baixa eficiência na oxidação do N-amoniacal, no máximo 25%, sendo que as concentrações máximas no efluente foram de $4 \text{ mgN-NO}_2.\text{L}^{-1}$ e $2 \text{ mgNO}_3.\text{L}^{-1}$, respectivamente. Em relação à distribuição do material suporte, foi verificada que a proporção de carvão ativado granular e carvão antracitoso foi superior em relação à areia, nos diferentes pontos de coleta, sendo que essa proporção tendeu a se reduzir ao longo das amostragens, além disso, foram verificadas que as características do fluxo não estão adequadas para proporcionar a fluidificação/expansão do leito de partículas. Os melhores resultados obtidos na simulação da flotação do efluente, quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar.L}}.\text{am}^{-1}$, e velocidade ascensional de 10 cm.min^{-1} . As eficiências de remoção de SST; SSF; SSV; DQO, cor e turbidez obtidas foram de 64; 82; 62; 62; 53 e 73%, respectivamente. O efluente flotado apresentou 63 mgSST.L^{-1} ; 5 mgSSF.L^{-1} ; 59 mgSSV.L^{-1} ; $127 \text{ mgDQO}_{\text{bruta.L}^{-1}}$, 431 uC e 29 uT.

Palavras-chave: Reator de leito expandido; Nitrificação; Material suporte; Areia; Tratamento anaeróbio e aeróbio; Flotação.

ABSTRACT

SILVA, R.C. (2009). **Treatment of sanitary wastewater in a full scale expanded bed reactor, operated with overlap anaerobic and aerobic regions.** 192 p. Dissertation (Master) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

This present research had as main objective the evaluation of the performance of a full scale expanded bed reactor (159.0 m^3), operated under anaerobic and overlapping anaerobic-aerobic, treating sanitary wastewater. As specific objectives, it was evaluated using commercial sand to complement the bed of particles and distribution of material support along the height of reactor. Besides, it was simulated the flotation of the effluent system in order to optimize the efficient removal of solids, due to inefficiency of the system in the separation of biological solids. Among the materials selected to compose the bed of particles was chosen with the average size of sand grains equal to 0.69 mm and density of 2690 kg.m^{-3} . This research was divided into two experimental stages, the first being that the system was operated only under the anaerobic condition, while the second, the system was submitted to anaerobic and aerobic conditions overlapped. For the first step, the system achieved greater efficiency in removing organic matter, with hydraulic detention time of 14 hours, when it was removed from $0.84 \text{ kgCOD}_{\text{raw}}.\text{m}^{-3}.\text{day}^{-1}$, which was applied $1.26 \text{ kgCOD}.\text{m}^{-3}.\text{day}^{-1}$. The mean removal efficiencies of DQO_{raw} , $\text{DQO}_{\text{filtered}}$, BOD_{raw} , $\text{BOD}_{\text{filtered}}$, TSS and VSS were 65%; 64%; 80%; 70%; 58% and 69%. The effluent had an average of $245 \text{ mgCOD}_{\text{raw}}.\text{L}^{-1}$; $117 \text{ mgCOD}_{\text{filtered}}.\text{L}^{-1}$; $104 \text{ mgBOD}_{\text{raw}}.\text{L}^{-1}$; $76 \text{ mgBOD}_{\text{filtered}}.\text{L}^{-1}$; $88 \text{ mgTSS}.\text{L}^{-1}$ and $69 \text{ mgVSS}.\text{L}^{-1}$. The ammonification obtained was 90%, demonstrating the potencial of the system in the conversion of organic matter into ammonia nitrogen. For the second stage, the most efficient in the removal of organic matter was obtained with hydraulic detention time of 16 hours when it was removed from $0.29 \text{ kgCOD}_{\text{raw}}.\text{m}^{-3}.\text{day}^{-1}$, which was applied $0.84 \text{ kgCOD}_{\text{raw}}.\text{m}^{-3}.\text{day}^{-1}$. The mean removal efficiencies of $\text{COD}_{\text{filtered}}$ and $\text{BOD}_{\text{filtered}}$ were 80% and 95%, respectively. The effluent had an average of $72 \text{ mgCOD}_{\text{filtered}}.\text{L}^{-1}$, and $13 \text{ mgBOD}_{\text{filtered}}.\text{L}^{-1}$. The ammonification obtained was 85%, however there was low efficiency in oxidation of ammonia-N, at most 25%, and the maximum concentrations in the effluent were $4 \text{ mgN-NO}_2^-\text{.L}^{-1}$ and $2 \text{ mgN-NO}_3^-\text{.L}^{-1}$, respectively. Regarding the distribution of material support, it was found that the proportion of activated granular carbon and anthracite carbon was higher on sand, in different points of collection, whereas this proportion tended to drop over the sample, moreover, was found that the characteristics of the flow are not adequate to provide fluidization/expansion of the bed of particles. The best results obtained in the simulation of the flotation of the effluent when it was applied with recirculation of air concentration of $17.5 \text{ mg}_{\text{air}}.\text{L}_{\text{sample}}^{-1}$, and ascension velocity of 10 cm.min^{-1} . Removal efficiencies of TSS; FSS; VSS; COD, color and turbidity were obtained from 64; 82; 62; 62; 53 and 73%, respectively. The effluent had $63 \text{ mgTSS}.\text{L}^{-1}$; $5 \text{ mgFSS}.\text{L}^{-1}$; $59 \text{ mgVSS}.\text{L}^{-1}$; $127 \text{ mgCOD}_{\text{raw}}.\text{L}^{-1}$; 431 uC and 29 UT.

Keywords: Expanded bed reactor; Nitrification; Support material; Sand; Anaerobic and aerobic treatment; Flotation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1 Esquema do reator de leito expandido	32
Figura 3.2 Esquema de duas situações do leito suporte em reator de leito expandido/fluidificado	33
Figura 3.3 Processos envolvidos na formação e crescimento de biofilmes	47
Figura 4.1 Esquema simplificado do reator de leito expandido	62
Figura 4.2 Estação de tratamento de esgoto da EESC-USP - Área 1: vista parcial.	63
Figura 4.3 Areia disposta nos <i>big bags</i>	68
Figura 4.4 Transporte da areia nos <i>big bags</i> até a parte superior do reator de leito expandido	68
Figura 4.5 Compressor de parafuso, modelo PS20D	69
Figura 4.6 Disposição das fibras de carbono na superfície do reator de expandido	71
Figura 4.7 Micro peneira utilizada para remoção de sólidos grosseiros	72
Figura 4.8 Relação ente a vazão e a rotação do motor das bombas de recirculação anaeróbia (B2) e aeróbia (B1)	73
Figura 4.9 Interface do software SCADAT&S	74
Figura 4.10 Diagrama de blocos da automação da estação elevatória de esgoto bruto, tanque pulmão e do reator de leito expandido	74
Figura 4.11 Localização dos pontos de coleta ao longo da altura do reator	78
Figura 4.12 Equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotatestes)	82
Figura 5.1 Curva granulométrica da areia II	85
Figura 5.2 Resultados de pH do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	87
Figura 5.3 Resultados de AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial) e AI (alcalinidade intermediária) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	88
Figura 5.4 Resultados de AGV (ácidos graxos voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	88

Figura 5.5 Relações AI/AP (alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial) e AGV/AT (ácidos graxos voláteis/alcalinidade total) do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	90
Figura 5.6 Resultados de DQO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	91
Figura 5.7 Resultados da eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada, do reator anaeróbio de leito expandido, durante as Fases 1 e 2 da Etapa I	92
Figura 5.8 Resultados de DBO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	94
Figura 5.9 Resultados da eficiência de remoção de DBO bruta e filtrada do reator anaeróbio de leito expandido, durante as Fases 1 e 2 da Etapa I	94
Figura 5.10 Resultados de ST (sólidos totais), STF (sólidos totais fixos) e STV (sólidos totais voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	96
Figura 5.11 Resultados de SST (sólidos em suspensão totais), SSF (sólidos em suspensão fixos) e SSV (sólidos em suspensão voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	98
Figura 5.12 Relação SSV/SST (sólidos em suspensão voláteis/sólidos em suspensão totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	99
Figura 5.13 Resultados de NKT (nitrogênio Kjeldahl total), N-amon (nitrogênio amoniacal) e N-org (nitrogênio orgânico) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	100
Figura 5.14 Relação N-amon/NKT (nitrogênio amoniacal/nitrogênio Kjeldahl total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	101
Figura 5.15 Resultados de P (fósforo) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I	102
Figura 5.16 Resultados de pH do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	107

Figura 5.17	Resultados de AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial) e AI (alcalinidade intermediária) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	108
Figura 5.18	Resultados de AGV (ácidos graxos voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	109
Figura 5.19	Resultados de DQO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	111
Figura 5.20	Resultados da eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada, do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, durante as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	112
Figura 5.21	Relação DQO_f/DQO_b afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	114
Figura 5.22	Resultados de DBO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	115
Figura 5.23	Resultados da eficiência de remoção de DBO total e filtrada do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, durante as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	116
Figura 5.24	Resultados de ST (sólidos totais), STF (sólidos totais fixos) e STV (sólidos totais voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	117
Figura 5.25	Resultados de SST (sólidos em suspensão totais), SSF (sólidos em suspensão fixos) e SSV (sólidos em suspensão voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	119
Figura 5.26	Relação SSV/SST (sólidos em suspensão voláteis/sólidos em suspensão totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	120
Figura 5.27	Resultados de NKT (nitrogênio Kjeldahl total), N-amon (nitrogênio amoniacal) e N-org (nitrogênio orgânico) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	120
Figura 5.28	Relação $N\text{-amon}/NKT$ (nitrogênio amoniacal/nitrogênio Kjeldahl total) do afluente e do efluente bruto e filtrado do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as fases 1; 2; 3 e 4 da etapa II	122

Figura 5.29 Resultados de P (fósforo) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II	123
Figura 5.30 Resultados de pH do perfil 1; 2 e 3	127
Figura 5.31 Resultados de alcalinidade total (a), alcalinidade parcial (b) e alcalinidade intermediária (c) do perfil 1; 2 e 3	127
Figura 5.32 Resultados de AGV (ácidos graxos voláteis) do perfil 1; 2 e 3	128
Figura 5.33 Resultados de DQO _{filtrada} (a) e DBO _{filtrada} do perfil 1; 2 e 3	129
Figura 5.34 Resultados de nitrogênio Kjeldahl total (a), nitrogênio amoniacal (b) e nitrogênio orgânico (c) do perfil 1; 2 e 3	130
Figura 5.35 Resultados de P (fósforo) do perfil 1; 2 e 3	131
Figura 5.36 Eficiência na remoção de SST (sólidos em suspensão totais) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação	134
Figura 5.37 Eficiência na remoção de SSF (sólidos em suspensão fixos) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação	134
Figura 5.38 Eficiência na remoção de SSV (sólidos em suspensão voláteis) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação	135
Figura 5.39 Eficiência na remoção de DQO (demanda química de oxigênio) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação	136
Figura 5.40 Eficiência na remoção de cor em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação	138
Figura 5.41 Eficiência na remoção de turbidez em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação	138
Figura 5.42 Eficiência na remoção de P (fósforo) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação	139

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 Trabalhos realizados com Reatores de Leito Expandido	44
Tabela 4.1 Areias comerciais estudadas	67
Tabela 4.2 Informações técnicas do compressor	69
Tabela 4.3 Variáveis de operação do reator de leito expandido: valores médios	76
Tabela 4.4 Variáveis analisadas e métodos de análise	77
Tabela 4.5 Variáveis analisadas e métodos de análise realizados no ensaio de flotação	82
Tabela 5.1 Porcentagem, em massa, de grãos de areia na faixa de 0,2 e 0,5 mm	84
Tabela 5.2 Variáveis de operação do reator de leito expandido: Etapa I	86
Tabela 5.3 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de pH, AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial), AI (alcalinidade intermediária) e AGV (ácidos graxos voláteis) das Fases 1 e 2, da Etapa I	89
Tabela 5.4 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DQO das Fases 1 e 2, da Etapa I	91
Tabela 5.5 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DBO das Fases 1 e 2, da Etapa I	95
Tabela 5.6 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de sólidos totais e sólidos em suspensão das Fases 1 e 2, da Etapa I	96
Tabela 5.7 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de nitrogênio e fósforo das Fases 1 e 2, da Etapa I	100
Tabela 5.8 Variáveis de operação do reator de leito expandido: Etapa II	105
Tabela 5.9 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de pH, AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial), AI (alcalinidade intermediária) e AGV (ácidos graxos voláteis) das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II	109

Tabela 5.10 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DQO das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II	111
Tabela 5.11 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DBO das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II	116
Tabela 5.12 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de sólidos totais e sólidos em suspensão das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II	118
Tabela 5.13 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de nitrogênio e fósforo das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II	121
Tabela 5.14 Proporção em relação ao volume de carvão ativado granular (CAG), carvão antracitoso (CA) e areia ao longo da altura do reator	132

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AGV	Ácidos graxos voláteis [mgHac.L ⁻¹]
Al	Alcalinidade intermediária [mgCaCO ₃ .L ⁻¹]
ANAMMOX	Anaerobic Ammonium Oxidation
AP	Alcalinidade parcial [mgCaCO ₃ .L ⁻¹]
AT	Alcalinidade total [mgCaCO ₃ .L ⁻¹]
B1	Bomba de alimentação
B2	Bomba de recirculação anaeróbia
B3	Bomba de recirculação aeróbia
BPIT	Banda de rodagem de pneus inservíveis triturada
CNPq	Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico
CA	Carvão antracitoso
CAG	Carvão ativado granular
CPFL	Companhia Paulista de Força e Luz
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COV	Carga orgânica volumétrica [kg.m ⁻³ .dia ⁻¹]
CNV	Carga de nitrogênio volumétrica [kg.m ⁻³ .dia ⁻¹]
DBO	Demanda bioquímica de oxigênio [mg.L ⁻¹]
DBO _b	DBO de amostras brutas [mg.L ⁻¹]
DBO _f	DBO de amostras filtradas [mg.L ⁻¹]
DQO	Demanda química de oxigênio [mg.L ⁻¹]
DQO _b	DQO de amostras brutas [mg.L ⁻¹]
DQO _f	DQO de amostras filtradas [mg.L ⁻¹]
EESC	Escola de Engenharia de São Carlos

EPS	Substância polimérica extracelular (<i>extracellular polymeric substances</i>)
ETE	Estação de tratamento de esgoto
FAD	Flotação por ar dissolvido
LPS	Lipopolissacarídeos
N-Amon	Nitrogênio amoniacal [mg.L ⁻¹]
N-NH ₃	Nitrogênio na forma de amônia livre, não ionizada [mg.L ⁻¹]
N-NH ₄ ⁺	Nitrogênio na forma de íon amônio [mg.L ⁻¹]
N-NO ₂ ⁻	Nitrogênio na forma de nitrito [mg.L ⁻¹]
N-NO ₃ ⁻	Nitrogênio na forma de nitrato [mg.L ⁻¹]
N-org	Nitrogênio orgânico [mg.L ⁻¹]
NKT	Nitrogênio Kjeldahl total [mg.L ⁻¹]
OD	Oxigênio dissolvido [mg.L ⁻¹]
pH	Potencial hidrogeniônico
PAC	Policloreto de Alumínio
PAM	Poli-acrilamida
PVC	Policloreto de vinila
RALE _x	Reator anaeróbio de leito expandido
RAALE _x	Reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido
SHARON	Single reactor high activity ammonia removal over nitrite
SHS	Departamento de Hidráulica e Saneamento
SSF	Sólidos em suspensão fixos [mg.L ⁻¹]
SST	Sólidos em suspensão totais [mg.L ⁻¹]
SSV	Sólidos em suspensão 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 [h]
TRC	Tempo de retenção celular [dia]
UASB	Reator anaeróbio de manta de lodo (<i>upflow anaerobic sludge blanket</i>)
USP	Universidade de São Paulo
YSI	Yellow Spring Incorporated

LISTA DE SÍMBOLOS

θ_h	Tempo de detenção hidráulica [h]
θ_c	Tempo de retenção celular [dia]
L_0	altura inicial [m]
L_1	altura [m]
Q	Vazão [$m^3 \cdot dia^{-1}$] ou [$m^3 \cdot h^{-1}$]
Q_{ar}	Vazão de ar [$m^3 \cdot dia^{-1}$]
Q_r	Vazão de recirculação [$m^3 \cdot h^{-1}$]
T	Temperatura [$^{\circ}C$]
t	Tempo [min]
V	Volume [m^3]
V_{asc}	Velocidade ascensional [$m \cdot h^{-1}$]

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	25
2 OBJETIVOS	29
3 LEVANTAMENTO BIBLIOGRÁFICO	31
3.1 Considerações Iniciais	31
3.2 Reatores Biológicos de Leito Expandido/fluidificado	31
3.2.1 Configuração de Reatores de Leito Expandido/Fluidificado	31
3.2.2 Expansão e Fluidificação do Leito	33
3.2.3 Remoção de Matéria Orgânica e de Nitrogênio em Reatores de Leito Expandido/Fluidificado	34
3.2.4 Alguns Trabalhos Desenvolvidos na EESC/USP sobre Reatores de Leito Expandido/fluidificado	40
3.3 Biofilme	45
3.3.1 Características do Biofilme	45
3.3.2 Formação do Biofilme	46
3.3.3 Remoção do Biofilme	48
3.3.4 Biofilme em Reatores de Leito Expandido/Fluidificado	49
3.4 Nitrogênio em Sistemas Biológicos	51
3.4.1 Nitrogênio no Meio Ambiente	51
3.4.2 Formas do Nitrogênio	52
3.4.3 Remoção Biológica de Nitrogênio	53
3.4.3.1 Considerações Gerais	53
3.4.3.2 Nitrificação: Aspectos Físico-químicos e Microbiológicos	54
3.4.3.3 Desnitrificação: Aspectos Físico-químicos e Microbiológicos	58
3.4.4 Novos Processos Biológicos para Remoção de Nitrogênio	59
4 MATERIAL E MÉTODOS	61
4.1 Descrição do Reator de Leito Expandido e Sistema de Tratamento de Esgoto da EESC/USP - Área 1	61
4.2 Material Suporte	65
4.2.1 Seleção do Material Suporte Adequado para Complementar o Leito do Reator	65
4.2.2 Caracterização da Areia utilizada como Material Suporte	66
4.2.3 Material Suporte Escolhido	67
4.3 Sistema de Aeração	68
4.4 Reformas Realizadas Durante o Trabalho Experimental	70
4.4.1 Generalidades	70
4.4.2 Correção dos Vazamentos no Reator de Leito Expandido	70
4.4.3 Mudança no Sistema de Tratamento Preliminar	71
4.5 Controle Operacional do Sistema	72
4.6 Etapas Experimentais	75
4.7 Procedimento Experimental	76
4.8 Distribuição do Material Suporte ao Longo da Altura do Reator	79
4.9 Ensaio de Flotação	81

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES	83
5.1 Considerações Iniciais	83
5.2 Areia Utilizada para Complementar o Material Suporte	84
5.3 Avaliação do Desempenho do Reator de Leito Expandido	85
5.3.1 Etapa I	86
5.3.1.1 Condições Operacionais - Etapa I	86
5.3.1.2 Resultados de Desempenho do Reator Anaeróbio de Leito Expandido	87
5.3.1.3 Análise Global dos Resultados Obtidos durante a Etapa I	103
5.3.2 Etapa II	105
5.3.2.1 Condições Operacionais - Etapa II	105
5.3.2.2 Resultados de Desempenho do Reator Anaeróbio-Aeróbio de Leito Expandido	107
5.3.2.3 Análise Global dos Resultados Obtidos durante a Etapa II	124
5.3.2.4 Comparação dos Resultados da Etapa I e II	125
5.3.3 Perfis de Amostras ao Longo da Altura do Reator	126
5.3.4 Distribuição do Material Suporte	131
5.3.5 Resultados do Ensaio de Flotação	133
6 CONCLUSÕES	141
REFERÊNCIAS	145
ANEXO A - ENSAIOS GRANULOMÉTRICOS REALIZADOS COM AREIAS PARA ESCOLHA DE MATERIAL SUPORTE	153
ANEXO B - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES: ETAPA I	167
ANEXO C - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES: ETAPA II	177
ANEXO D - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES: PERFIS 1, 2 E 3	187
ANEXO E - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES: ENSAIO DE FLOTAÇÃO	191

1 INTRODUÇÃO

As crescentes exigências dos órgãos ambientais tem provocado modificações na concepção de novos sistemas de tratamento de água residuárias, de tal modo, que nesses projetos devem ser considerados aspectos social, econômico, técnico e ambiental.

Dentre as alternativas para o tratamento de águas residuárias, os processos biológicos constituem a forma mais usual e econômica quando comparados a outros processos, como por exemplo, processos físico-químicos.

Entre as configurações de sistemas empregadas para o tratamento de esgoto sanitário, o reator de leito expandido, classificado como sendo de filme fixo e leito móvel, está entre alternativas que vem sendo aprimorada nos últimos anos.

Estão sendo desenvolvidas pesquisas sobre a remoção conjunta de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo (PATEL; ZHU; NAKHLA, 2006), em reatores de filmes biológicos fixos em leitos fluidizados/expandidos, como descrito por Ha e Ong (2007) e outros. Porém, a maior parte dessas pesquisas baseia-se em reatores em escala de bancada ou piloto.

O estudo de reator em escala plena, que é o presente caso, permite a observação do comportamento de um sistema tal qual aplicado em cenário real, além de tratar das questões de engenharia de concepção e ações operacionais, necessárias à eventual aplicação futura dessa tecnologia como alternativa de

tratamento de efluentes industriais e de esgoto de sanitário, ou seja, focar a engenharia de execução e aprimoramento do reator.

A Escola de Engenharia de São Carlos, através do Departamento de Hidráulica e Saneamento, vem estudando desde a década de 80, a aplicação de reatores biológicos (anaeróbio e/ou aeróbio) de leito de partículas expandido para o tratamento de esgoto sanitário. Durante esse período, foi estudada, em escala de bancada e piloto, a utilização desse sistema sob condições anaeróbias e aeróbias, conforme pode ser verificado nos trabalhos de Akutsu (1984), Araújo (1995), Barros (1989), Campos (1989), Costa (1994), Cuba Terán (1990, 1995), Hamada (1992), Maragno (1988), Mendonça (1998, 2004), Niciura (2005), Pereira (2000), Santos (2001), Silva (1995), Siman (2007), Therezo (1993) e Vieira (1989).

Contudo, a partir do trabalho pioneiro de Fdz-Polanco, Real e Garcia (1994) foi sugerida a potencialidade da configuração desse tipo de reator no tratamento de esgoto sanitário. Nesse trabalho, os autores utilizaram, em escala piloto, um reator cilíndrico de leito fluidificado, com regiões anaeróbia e aeróbia sobrepostas.

A partir disso, Mendonça (2004) trabalhou na concepção, construção e operação de reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido em escala plena (159,0 m³) para o tratamento de esgoto sanitário. O autor concluiu que, dentre os materiais estudados para compor o leito do reator, o carvão ativado foi o que apresentou as características mais adequadas, pois demonstrou bom potencial para a nitrificação, além de permitir a boa aderência de microrganismos e formação do biofilme. O fornecimento de oxigênio para o sistema aeróbio foi realizado por meio de tanque criogênico, ou seja, fornecia-se oxigênio puro ao sistema. Isso gerou elevados custos por metro cúbico de esgoto tratado, mostrando que a alternativa, de aeração com oxigênio puro, pode ser questionável economicamente.

Visando a redução de custos, utilizar-se-á, nesta pesquisa, um sistema de aeração, através de insuflação de ar, por meio de compressor, em substituição ao oxigênio puro, em reator de leito expandido com região anaeróbia e aeróbia sobrepostas no tratamento de esgoto sanitário.

Página intencionalmente deixada em branco.

2 OBJETIVOS

A presente pesquisa teve como objetivo principal a avaliação do desempenho de um reator leito expandido ($159,0 \text{ m}^3$), em escala plena, operado sob condições anaeróbia e anaeróbia e aeróbia sobrepostas, tratando esgoto sanitário.

Como objetivos específicos, destacam-se:

- Avaliação de areias comerciais quanto à granulometria para complementação do leito de partículas;
- Avaliação da distribuição do material suporte ao longo da altura do reator;
- Simulação da flotação do efluente do sistema, a fim de otimizar a eficiência na remoção de sólidos.

Página intencionalmente deixada em branco.

3 LEVANTAMENTO BIBLIOGRÁFICO

3.1 Considerações Iniciais

Neste capítulo são abordados aspectos sobre reatores biológicos de leito expandido/fluidificado, biofilme e conversão de nitrogênio em reatores biológicos.

No item sobre reatores biológicos de leito expandido/fluidificado serão descritas as configurações e características destes reatores, bem como a diferenciação entre expansão e fluidificação.

No item seguinte, são mostradas as características, formação e remoção de biofilme, bem como o emprego de biofilme em reatores de leito expandido/fluidificado.

Sobre a conversão de nitrogênio em reatores biológicos, são descritos de forma expedita, os fundamentos da remoção biológica de nitrogênio, bem como os processos não-convencionais da conversão do material nitrogenado.

3.2 Reatores Biológicos de Leito Expandido/fluidificado

3.2.1 Configuração de Reatores de Leito Expandido/Fluidificado

Os reatores biológicos de leito expandido ou fluidificado são classificados como reatores de leito móvel e filme fixo. Nesses reatores apresentam-se três fases distintas: sólida, líquida e gasosa.

A fase sólida é formada por biopartículas (material suporte e biofilme) que tem a função de reter a biomassa no reator, a fase líquida, é constituída, basicamente pela água residuária, já a fase gasosa, é constituída do biogás gerado pelo processo anaeróbio ou pela inserção de oxigênio, quando o reator é aerado.

Nesse tipo de reator, o leito é formado por material granular (areia; carvão antracitoso; ativado granular; materiais poliméricos; etc.), o qual tem suas partículas envolvidas por microrganismos, formando biopartículas, que ficam em suspensão, devido ao movimento vertical ascendente ou descendente da massa líquida.

Esses reatores possuem, geralmente, separador de fases e sistema de recirculação, destinados, respectivamente, à coleta de gases e ao controle da velocidade ascensional empregada na região de reação. Na Figura 3.1 é mostrado um esquema típico de reatores de leito expandido.

Figura 3.1 Esquema do reator de leito expandido

Fonte: Adaptado de Siman (2007)

3.2.2 Expansão e Fluidificação do Leito

A eficiência do reator de leito expandido/fluidificado, bem como o controle operacional e a formação dos consórcios de microrganismos dependem da movimentação das partículas aderidas ao suporte, às quais se desenvolve o biofilme. A velocidade ascensional empregada deve ser tal que promova a expansão ou a fluidificação das biopartículas contidas na zona de reação e não provoque a desagregação do biofilme.

Na Figura 3.2 são mostradas de forma esquemática as modificações na região ocupada pelo leito (zona de reação) que podem ocorrer durante a operação do reator com partículas em suspensão.

Figura 3.2 Esquema de duas situações do leito suporte em reator de leito expandido/fluidificado

Fonte: Adaptado de Campos e Pereira (1999)

Quando o reator não está em operação, o leito encontra-se estático (velocidade ascensional nula), tendo altura inicial igual a L_0 (Figura 3.2a).

Ao se iniciar a alimentação, com vazão baixa, ocorre pequena movimentação do leito e acomodação das partículas. O aumento da vazão de alimentação (Q_1) provoca o aumento da velocidade ascensional e, portanto, a elevação na superfície do leito para altura L_1 (Figura 3.2b).

O aumento gradativo da velocidade ascensional proporciona a suspensão do leito, até que se alcance a condição em que as forças de arraste e o empuxo se igualem ao peso da partícula. Esse fenômeno é conhecido como fluidificação.

Kunii e Levenspiel (1969) consideram que o leito está fluidificado quando o gradiente de pressão, observado ao longo do leito de partículas, não depende da velocidade ascensional, ou seja, as forças de atrito entre as fases líquida e sólida superam o peso da partícula. Enquanto, reatores expandidos são aqueles que são operados com velocidades ascensionais inferiores a velocidade mínima de fluidificação.

Por outro lado, Jewell et al. (1981) consideram que um reator é de leito expandido quando ocorre expansão da ordem de 10 a 20% do leito estático inicial. Quando a expansão é superior a 100% o reator é considerado de leito fluidificado.

3.2.3 Remoção de Matéria Orgânica e de Nitrogênio em Reatores de Leito Expandido/Fluidificado

A utilização de reatores de leito expandido/fluidificado é considerada uma das inovações tecnológicas no tratamento de águas residuárias, visto que apresentam grande eficiência de conversão de substratos orgânicos biodegradáveis, devido à

alta concentração de biomassa ativa que fica aderida ao material suporte e da pequena espessura do biofilme, que facilita a difusão do substrato.

Há quase duas décadas, vem sendo estudados, na linha de pesquisa empregando reatores de leito expandido/fluidificado, vários aspectos que influenciam a concepção, o controle e o monitoramento desses reatores. A seguir são apresentados resultados de alguns desses trabalhos.

Em trabalho pioneiro de Fdz-Polanco, Real e Garcia (1994) foi sugerida a potencialidade da configuração desse tipo de reator. Esses pesquisadores avaliaram em escala piloto, o desempenho de um reator cilíndrico de leito fluidificado, com 6,8 m de altura e 1,1 m de diâmetro interno (volume útil de 5,3 m³), aplicado ao tratamento de esgoto sanitário. Foi utilizada pedra-pome pulverizada como material suporte. Observa-se naquele trabalho, que os autores obtiveram eficiências de remoção superiores a 80%; 90%; 95% e 80% para DQO_{solúvel}, DBO_{solúvel}, N-amon e NKT, respectivamente. A taxa de carregamento orgânico aplicado foi de 1,2 kg.m⁻³.dia⁻¹ e de nitrogênio de 0,2 kg.m⁻³.dia⁻¹ e TDH de 24 horas. Porém, foi verificado o arraste de sólidos junto ao efluente.

Patel, Zhu e Nakhla (2006) avaliaram o desempenho de um reator de leito fluidificado, composto por zona aeróbia (3,31 L), seguida por zona anóxica (0,8 L), com recheio de partículas de rocha vulcânica, aplicados à remoção de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo de esgoto sanitário municipal. O sistema foi operado primeiramente sem recirculação de biopartículas do reator aeróbio para o anóxico (260 dias), e depois com a recirculação das partículas (110 dias). Durante o período em que as biopartículas não foram recirculadas, o sistema, operado com TDH de 2 h (1,65 h no reator aeróbio e 0,385 h no reator anóxico), alcançou eficiências de remoção de carbono, nitrogênio e fósforo de 94%; 80% e 65%, respectivamente,

gerou-se efluente com concentrações médias de 18 mgDQO.L⁻¹, 0,35 mgN-amon.L⁻¹ e 1,7 mgP.L⁻¹. No período em que as biopartículas foram recirculadas (100%) o sistema alcançou eficiência de 91%; 78% e 85% na remoção de carbono, nitrogênio e fósforo, respectivamente, gerando-se um efluente com concentrações de 26 mgDQO.L⁻¹, 0,67 mgN-amon.L⁻¹ e 0,76 mgP.L⁻¹. O reator foi operado com tempo de retenção celular de 45 a 50 dias atingindo uma produção de lodo de 0,12 a 0,135 gSSV.gDQO⁻¹.

Lassman et al. (2006) estudaram a remoção simultânea de carbono e de nitrogênio em reator anaeróbico de leito fluidificado e fluxo descendente com altura de 1,37 m e diâmetro interno de 4,48 cm (volume útil de 1,9 L), alimentado com esgoto sintético. O material suporte foi composto por esferas de sílica, com diâmetro médio de 169 µm e densidade de 0,70 g.cm⁻³. O reator foi operado com taxa de carregamento orgânico (TCO) de 15 gDQO.L⁻¹.dia⁻¹ e submetido a duas concentrações de nitrogênio de 100 e 250 mgN-NO₃⁻.L⁻¹, que corresponde a um TCN (taxa de carregamento de nitrogênio) de 0,67 e 1,67 mgN-NO₃⁻.L⁻¹.dia⁻¹, respectivamente. A remoção de nitrogênio nos dois casos foi maior que 90%, enquanto a remoção média de carbono foi de 65% para a alimentação de 100 mgN-NO₃⁻.L⁻¹ e 70% para a alimentação de 250 mgN-NO₃⁻.L⁻¹. Além disso, foi verificado que para altos valores da relação de DQO/N, a redução dissimilativa do nitrato é favorecida, já para baixos valores a desnitrificação e a digestão anaeróbia ocorre simultaneamente.

Dempsey et al. (2006) estudaram em escala piloto um biofiltro aeróbico de leito expandido, construído em PVC, com altura de 3,0 m e diâmetro de 0,5 m (volume útil de 0,5 m³), alimentado com esgoto sanitário. Foi utilizado coque vítreo como

material suporte (DEMPSEY, 2003¹ *apud* DEMPSEY et al., 2006). O reator foi operado com taxa de carregamento hidráulica média de $25 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, obtendo eficiências médias de 98%, 62% e 56% para N-amon, SS e DBO, respectivamente, gerando-se um efluente com concentrações médias de $0,4 \text{ mgN-amon} \cdot \text{L}^{-1}$, $5,4 \text{ mgSS} \cdot \text{L}^{-1}$, $9,0 \text{ mgDBO} \cdot \text{L}^{-1}$.

Wang et al. (2007) operaram em escala piloto um reator aeróbio de leito fluidificado com altura de 160 cm, alimentado com esgoto sanitário. Os autores empregaram a coagulação química em conjunto com a degradação biológica. Para isso, aplicaram no esgoto sanitário bruto, policloreto de alumínio - PAC ($45 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$) seguido de poli-acrilamida - PAM (peso molecular $5 \times 10^6 \text{ g} \cdot \text{mol}^{-1}$). A função do PAC foi de desestabilizar as partículas, enquanto o PAM foi de fortificar a agregação entre as partículas. O reator foi operado com TDH de 33 minutos e taxa de recirculação de 50%, obtendo eficiências médias de remoção de 90%, 93,6%, 95,6%, 43,8 e 34,6 para DQO, DBO, SS, NKT e N-amon, respectivamente. Gerou-se um efluente com $22,6 \text{ mgDQO} \cdot \text{L}^{-1}$, $7,9 \text{ mgDBO} \cdot \text{L}^{-1}$, $7,8 \text{ mgSS} \cdot \text{L}^{-1}$, $17,3 \text{ mgNKT} \cdot \text{L}^{-1}$ e $16,8 \text{ mgN-amon} \cdot \text{L}^{-1}$.

Ha e Ong (2007) avaliaram, em escala piloto, o desempenho de um filtro biológico expandido, alimentado com esgoto sintético, com 0,1 m de diâmetro e 2,5 m de altura e composto de zonas anaeróbia, anóxica e aeróbia. O reator foi preenchido com areia média, com diâmetro médio de 10 mm nas zonas anaeróbia/anóxica e 5,0 mm na zona aeróbia. O reator operado com TDH “ótimo” de 3 horas, taxas de recirculação de 200 e 300%. A taxa de carregamento de nitrogênio foi $0,19 \text{ kgN-amon} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ para a recirculação de 200% e de $0,21 \text{ kgN-amon} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ para recirculação de 300%. Obtiveram-se eficiências

¹ DEMPSEY M.J. (2003). Improvements in and relating to fluid bed expansion and fluidization. **Bioresource technology**, v.99, n.16, p.7781-7787.

médias de remoção de DQO acima de 96% e de NKT de 75%, para ambos os casos.

Chowdhury, Nakhla e Zhu (2008) operaram um sistema de reatores de leito fluidificado, alimentado com esgoto sintético, composto por duas colunas, uma funcionava como reator anóxico, com diâmetro interno de 2,5 cm (0,77 L) e a outra como reator aeróbio, como diâmetro interno de 7,6 cm (3,33 L). O material suporte foi composto por partículas de rocha vulcânica, com diâmetro médio de 670 μm (300 a 1000 μm). Aplicaram-se ao sistema quatro tempos de detenção hidráulica (TDH) de 0,82; 0,65; 0,55 e 0,44 h para avaliar a capacidade de remoção de nitrogênio no sistema. Obteve-se um efluente com concentrações de DBO de 8 mg.L^{-1} e NKT menores que 10 mg.L^{-1} , quando o reator foi operado com TDH de 0,44 h e cargas de carregamento orgânico de 5,3 $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e de nitrogênio de 0,54 $\text{kN.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$. Houve baixa produção de lodo de 0,14 a 0,21 gSSV.gDQO^{-1} .

Sowmeyan e Swaminathan (2008) estudaram o desempenho de um reator anaeróbio de leito fluidificado e fluxo descendente para o tratamento de esgoto com alta concentração de matéria orgânica. Uma coluna formava o reator, com volume total de 5,0 L (0,08 m de diâmetro interno e 1,0 m de altura). Como material suporte foi utilizado perlita, com diâmetro médio de 1,0 mm e área superficial específica de 7,0 $\text{m}^2.\text{g}^{-1}$. Obteve-se eficiência de remoção de DQO de 84%, quando o sistema foi operado com taxa de carregamento orgânico de 35 $\text{kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e tempo de detenção hidráulica de 3,8 h. O material suporte foi muito efetivo para o crescimento da biomassa, alcançando concentrações de 0,66 $\text{g}_{\text{ssv}}.\text{g}_{\text{sólido}}^{-1}$.

Aslan e Dahab (2008) avaliaram a eficiência de reatores de leito fluidificado para o tratamento de esgoto com alta concentração de nitrogênio. O sistema foi composto por dois reatores (76 mm de diâmetro e 1,5 m de altura), um usado para a

nitrificação, seguido de outro para a desnitrificação. Foi utilizado metanol como fonte de carbono para a desnitrificação. Como material suporte foi utilizado areia uniforme com diâmetro médio de 0,83 mm e área superficial específica de $4200 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$. Durante a operação alcançou-se eficiência média de remoção de nitrogênio total de 90%. As concentrações de nitrito e nitrato no efluente foram de 3,0 e 0,9 mg.L^{-1} , com taxa de carregamento igual $0,08 \text{ kgNKT.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$.

Yoochatchaval et al. (2008) estudaram um reator anaeróbio de leito expandido com volume de 2,0 L alimentado com esgoto sintético. O reator foi operado com velocidade ascensional de $5,0 \text{ m.h}^{-1}$, tempo de detenção hidráulica de 1,0 h e taxa de carregamento orgânico de 7,2 a $9,6 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$. Entretanto nessa configuração o sistema apresentou baixa eficiência de remoção de DQO (50 a 60%), isso ocorreu provavelmente pelo baixo tempo detenção do substrato no sistema. Por essa razão, foi associado ao sistema um UASB (sem recirculação e com velocidade ascensional de $0,7 \text{ m.h}^{-1}$) para aumentar o valor da DQO na manta de lodo do reator de leito expandido. Com isso, obteve-se um excelente desempenho do sistema, obtendo eficiências de remoção médias de DQO de 91%.

Vale destacar, que a maioria dos trabalhos levantados são baseados em escala de laboratório, sendo alguns em escala piloto, sob condições controladas e parâmetros de análises pré-definidos. Isso proporciona um distanciamento na realidade do sistema desta pesquisa, visto que o aumento na escala tende a gerar divergências operacionais, que podem ser refletidas no desempenho do sistema. Sendo assim, as comparações com o presente trabalho ficam comprometidas, devido às grandes diferenças (instabilidades) atribuídas às condições de operação e manutenção do reator em escala plena.

3.2.4 Alguns Trabalhos Desenvolvidos na EESC/USP sobre Reatores de Leito Expandido/fluidificado

A Escola de Engenharia de São Carlos (EESC/USP) vem desenvolvendo, na linha de pesquisa sobre reatores de leito expandido/fluidificado, estudos enfocando vários aspectos que influenciam a concepção, o controle e o monitoramento desses reatores.

Maragno (1988) operou um reator anaeróbio de leito fluidificado, em escala de laboratório, para tratamento de água residuária sintética, com baixo valor de DQO (100 a 500 mg/L⁻¹). O reator com volume de 10,5 L foi operado durante 305 dias. O meio suporte foi constituído de areia fina, com diâmetro médio de 0,2 mm. A eficiência média de DQO atingida pelo sistema, operado com TDH igual a 1,5 h, foi de 72%, ou seja, o efluente apresentou um valor médio 68 mgDQO.L⁻¹. A autora comenta que a concentração de sólidos em suspensão sofreu influência da variação da vazão afluyente, pois com o seu aumento, houve arraste do meio suporte para fora do reator, representado pelos menores grãos de areia.

Barros (1989) avaliou a eficiência da nitrificação de um reator aeróbio de leito fluidificado, com volume útil de 9,5 L. Foi empregada areia como material suporte para o biofilme, com tamanho médio de 0,5 mm. Obtiveram-se as maiores eficiências médias de 75% e 80% na conversão de NKT e na nitrificação, respectivamente, quando operado com TDH de 1,9 h e taxa de carregamento de nitrogênio de 0,37 kgNKT.m⁻³.dia⁻¹. A autora constatou que, conforme a relação DQO/N-amon aumentou (1,70 a 4,9) a produção volumétrica de nitratos decresceu de 0,32 a 0,05 kgN-NO₃⁻.m⁻³.dia⁻¹.

Vieira (1989) avaliou o desempenho de um reator anaeróbio de leito fluidificado, em escala de laboratório, no tratamento de efluentes líquidos com baixo valor de DQO. O reator possuía volume de 9,5 L e como material suporte foi utilizado areia com diâmetro médio de 0,18 mm. O sistema apresentou eficiência média de remoção de DQO de 87%, quando o reator foi submetido a uma carga de carregamento orgânico de $3,27 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e TDH de 3,5 h. O efluente apresentou valor médio de 97 mgDQO.L^{-1} .

Campos (1989) operou sistema de três reatores de filme fixo em série, constituído por um reator anaeróbio de leito fluidificado (10,9 L), um reator anóxico de leito fixo (73,6 L) e um reator aeróbio de leito fluidificado (9,5 L), alimentado com despejos líquidos sintéticos. O TDH, em cada reator variou nas seguintes faixas: reator anaeróbio: 1,5 a 5,2 h; reator anóxico: 10,2 a 35 h e reator aeróbio: 1,3 a 4,5 h. a velocidade ascensional, no reator aeróbio, variou entre $5,33$ a $8,4 \text{ m.h}^{-1}$. O sistema obteve remoção média global de 98%; 78,3% e 88,5% para DQO, NKT e fósforo, respectivamente. O autor comenta, que os maiores valores obtidos na remoção de fósforo ocorreram quando o sistema foi submetido a condições mais drásticas de sobrecarga. Além disso, foi estudada a relação DQO/N-amon na carga volumétrica removida, e constatou-se que, conforme o valor dessa relação foi aumentando de 1,8 a 2,8, a carga volumétrica de N-amoniaco removida decresceu de $0,270$ a $0,054 \text{ kgN-amon.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$.

Therezo (1993) avaliou o desempenho de um reator anaeróbio de leito expandido operado sob condições instáveis de carregamento orgânico e hidráulico. O reator com volume útil de 10,9 L foi alimentado continuamente com substrato sintético. O material utilizado como suporte para o crescimento de microrganismo foi constituído por areia com diâmetro médio de 0,177 mm. Foram aplicadas taxas de

carregamento orgânico que variaram de 5,5 a 40 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹. O sistema apresentou eficiência média de remoção de DQO em torno de 74%, para taxa de carregamento orgânico de 12,8 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ e TDH igual a 1,6 h. O autor comenta a necessidade de uma melhor separação de sólidos na zona de decantação do reator, pois a contribuição dos sólidos em suspensão na DQO do efluente representou, em media, 44% do valor global.

Cuba Terán (1995) estudou o desempenho de um reator anaeróbio de leito fluidificado no tratamento de esgoto sanitário sintético. O reator apresentava volume total de 20 L, a camada suporte do reator foi constituída por areia com diâmetro de aproximadamente 0,2 mm e massa específica de 1,35 g.cm⁻³. O reator alcançou remoção máxima de DQO de 91,5% com TDH de 6,5 h e taxa de carregamento orgânico de 2,22 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹. O autor comenta que o reator pode ser operado com taxas de carregamento da ordem de 10 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ com remoção média de DQO_{total} de 75%.

Araújo (1995) acompanhou a evolução do biofilme no mesmo reator operado por Cuba Terán (1995). A autora observou que o aumento da taxa de carregamento orgânico de 1,0 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ a 24,38 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ levou a uma produção expressiva de polímeros extracelulares no biofilme, além disso, o crescimento da biomassa foi de 10 g.L⁻¹ para 50 g.L⁻¹. Em decorrência do aumento da matriz polimérica e do crescimento da biomassa, a espessura do biofilme passou de cerca de 10 µm para cerca de 70 µm. Ela comenta que houve a formação de “aglomerados”, derivados do encapsulamento de várias biopartículas, cujo tamanho variou de 2,0 a 5,0 mm.

A partir das conclusões obtidas nesses trabalhos foi possível realizar o “*scale up*” desta configuração de reator (PEREIRA, 2000), pois se verificou, em termos

práticos, que o reator de leito expandido/fluidificado é realmente eficiente no tratamento de águas residuárias e de abastecimento, mesmo quando trabalhando com baixos TDHs comparado a outras configurações.

Pereira (2000) monitorou o tratamento de esgoto sanitário, utilizando reator anaeróbio de leito expandido ($31,3 \text{ m}^3$), com altura de 14,9 m e diâmetro de 1,5 m, cujo leito foi composto por carvão ativado granular (CAG). O reator foi operado com velocidade ascensional de $10,5 \text{ m.h}^{-1}$, taxa de recirculação de 0,85 e tempo de detenção hidráulica médio de 3,1 h, alcançou resultados satisfatórios na remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e SST de 79,5% e 76,3%, respectivamente, produzindo efluente com $235,0 \text{ mgDQO.L}^{-1}$ e $81,0 \text{ mgSST.L}^{-1}$, em média, associado a custo relativamente baixo com energia elétrica da ordem de R\$ 0,0427 / m^3 de esgoto tratado (custo da tarifa domiciliar de R\$ 0,144385 por kWh, utilizado pela CPFL em março de 1998).

Mendonça (2004) abordou o projeto, a construção e a operação de um reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido (RAALE_x) em escala plena ($159,0 \text{ m}^3$) para o tratamento de esgoto sanitário. O RAALE_x foi submetido à condição anaeróbia e anaeróbia-aeróbia de operação em quatro meses. Na condição anaeróbia, após inoculação e operação durante 60 dias, para TDH de 2,69 h e carga orgânica volumétrica de $3,4 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$, obteve-se eficiência média de remoção de DBO, DQO e SST de 76%; 72% e 80%, respectivamente, gerando-se efluente com concentrações de 98 mgDBO.L^{-1} , 225 mgDQO.L^{-1} e 35 mgSST.L^{-1} . Nessas condições, para carga nitrogenada volumétrica de $0,27 \text{ kgN.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ obteve-se efluente com concentrações média de nitrogênio orgânico de $8,0 \text{ mg.L}^{-1}$ e N-amon de 37 mg.L^{-1} , com remoção média de NKT de 4%, contudo demonstrando elevada eficiência no potencial de amonificação (82%). Para a condição anaeróbia-aeróbia, o

tempo de operação do RAALE_x, foi inferior a dois meses, sem alcançar regime de equilíbrio dinâmico.

Siman (2007) operou o mesmo reator que Mendonça (2004), mas com leito de carvão granular (ativado e antracito) expandido e parcialmente aerado (oxigênio puro), para promover remoção de matéria orgânica e nutrientes (N e P) do esgoto sanitário. No RAALE_x, após 451 dias de operação, obtiveram-se remoções médias de DQO_{filtr}, NKT e fosfato total de 78%; 56% e 42%, respectivamente, quando o reator foi operado com TDH médio de 8,8 h. Para o restante do período, o sistema demonstrou remoções médias de $65 \pm 20\%$ para DQO_F, $25 \pm 21\%$ para NKT e $48 \pm 18\%$ para o fosfato total.

Na Tabela 3.1, são enumerados diversos trabalhos que já foram concretizados, na EESC-USP, utilizando essa configuração de reator.

Tabela 3.1 Trabalhos realizados com Reatores de Leito Expandido

Volume Reator (L)	Afluente	Leito	θh (h)	Referência
35,3	Ind. Alimentícia	Areia	6 a 2 h	Akutsu (1984)
10,5	Esgoto Sintético	Areia	1,0 a 1,5	Maragno (1988)
9,5	Esgoto Sintético	Areia	1,4 a 2,0	Barros (1989)
9,5	Esgoto Sintético	Areia	1,3 a 10,0	Campos (1989)
9,5	Esgoto Sintético	Areia	1,5 a 7,0	Vieira (1989)
21	Água de Abastecimento	Areia	0,3 a 2,0	Cuba Terán (1990)
21	Água de Abastecimento	Areia	1,14 a 13,8	Hamada (1992)
10,9	Esgoto Sintético	Areia	1,4 a 5,2	Therezo (1993)
3,2	Fenol	CAG ^{*1}	144 a 1,2	Costa (1994)
3,3	Fenol	Areia	0,5 a 7,0	Silva (1995)
20	Esgoto Sintético	Areia	2,4 a 12,0	Cuba Terán (1995)
20	Esgoto Sintético	Areia	12 a 3,2	Araújo (1995)
32.000	Esgoto Sanitário	CAG ^{*1}	7 a 3,2	Mendonça (1998)
32.000	Esgoto Sanitário	CAG ^{*1}	3,2	Pereira (2000)
32.000	Esgoto Sintético (c/ coagulante)	CAG ^{*1}	7 a 3,2	Santos (2001)
160.000	Esgoto Sanitário	CAG ^{*1}	2,7	Mendonça (2004)
32.000	Esgoto Sanitário	BPIT ^{*2}	3,2	Niciura (2005)
160.000	Esgoto Sanitário	CAG ^{*1} +CA ^{*3}	8,8	Siman (2007)

^{*1} Carvão Ativado Granular

^{*2} Banda de Rodagem de Pneus Inservíveis Triturada

^{*3} Carvão Antracitoso

Fonte: Adaptado de Mendonça (2004)

Nesses trabalhos, verificou-se a aplicabilidade de reatores de leito expandido no tratamento de águas residuárias e no pré-tratamento de águas de abastecimento para a remoção de DBO, nitrificação e desnitrificação sob condições aeróbias e anaeróbias, respectivamente. Houve enfoque nos aspectos de concepção, operação, bem como a formação do biofilme e caracterização da morfologia microbiana do material aderido ao suporte.

3.3 Biofilme

3.3.1 Características do Biofilme

Os biofilmes são caracterizados como um consórcio de microrganismos imobilizados junto a uma matriz de substâncias poliméricas de origem microbiana. Segundo Araújo (1995), o biofilme pode formar-se sobre qualquer superfície que apresente atividade microbiana, podendo ser encontrado em sistemas naturais ou de origem antrópica, que forem expostos a um ambiente líquido não estéril.

Essa agregação de microrganismos no biofilme facilita a cooperação entre os organismos, o que reduz a distância para a transferência de metabólitos. Essa associação beneficia a degradação do substrato orgânico como os carboidratos, propionato, butirato, etanol e propanol (SPEECE, 1995).

A estrutura do biofilme é definida pela sua atividade, ou seja, o crescimento de células microbianas, a produção e excreção de EPS², aliada a fatores externos

² EPS (extracellular polymeric substances), matriz de polímeros extracelulares que mantém o biofilme coeso.

como as forças de atrito, definidas pela hidrodinâmica do reator (STOODLEY et al., 1999).

Segundo Lens et al. (Ed.) (2003), os polímeros extracelulares (EPS), além de serem importantes no processo de aderência do biofilme, também determinam a estrutura do mesmo. Os exopolímeros são produzidos e excretados pelas células microbianas, que incluem polissacarídeos, proteínas, glicoproteínas, lipopolissacarídeos (LPSs), lipídeos, entre outros e fazem parte da matriz polimérica. Além dos exopolímeros, a matriz do biofilme também é constituída por restos celulares e produtos extracelulares de atividades hidrolíticas.

3.3.2 Formação do Biofilme

O processo de formação de biofilme aderido à superfície de um meio suporte é iniciado mediante a presença de microrganismos existente no meio, que após se fixarem na superfície, iniciam o processo de crescimento, utilizando-se dos substratos da fase líquida.

A formação do biofilme, bem como a sua estrutura são influenciadas pela taxa de carregamento do substrato na superfície do biofilme, pelas condições hidrodinâmicas do reator e pelo tipo de microrganismo envolvido na degradação da matéria orgânica (VAN LOOSDRECHT et al., 1995³ *apud* MENDONÇA 1998; VELUCHAMY; BEYENAL; LEWANDOWSKI, 2008).

Segundo Xavier, Picioreanu e Almeida (2005), a formação e o aumento da espessura de biofilmes é resultado de vários processos de natureza física e

³ VAN LOOSDRECHT, M.C.M. et al. (1995). Biofilms structures. **Water Science and Technology**, v.32, n.8, p.35-43.

biológica. Na Figura 3.3 são representados alguns dos processos envolvidos na formação do biofilme.

Figura 3.3 Processos envolvidos na formação e crescimento de biofilmes

Fonte: Xavier, Picioreanu e Almeida (2005)

Na Figura 3.3 são mostrados quatro processos envolvidos na formação e crescimento do biofilme:

- **Aderência Inicial:** neste processo ocorre o transporte e fixação de células livres do meio líquido para uma superfície sólida;
- **Crescimento, divisão e produção de EPS:** devido à presença de nutrientes no meio líquido, ocorre o crescimento e divisão de células fixadas, além da produção e excreção de EPS;
- **Aderência:** nesta fase ocorre a fixação de células bacterianas flutuantes, que contribuem para a acumulação do biofilme;
- **Perdas:** ocorre a liberação de material celular, através da erosão (perda de células individuais ou perda de agregados maiores).

A formação de biofilme e agregados microbiológicos são requisitos necessários para o sucesso nas operações de tratamento biológico de esgotos, bem

como em sistemas de remoção de nutrientes (FLEMMING, 1993⁴ *apud* LENS et al. (Ed.) (2003).

Estudo sobre biofilme tem avançado, fazendo desta área uma das mais ativas na biotecnologia ambiental (GRAY, 1999⁵ *apud* LENS et al. (Ed.), 2003).

3.3.3 Remoção do Biofilme

A “remoção” do biofilme é de fundamental importância no desempenho de reatores de tratamento de águas residuárias, pois afeta diretamente as características físicas, químicas e biológicas do biofilme

O processo de remoção do biofilme pode ocorrer pela predação, cisalhamento, abrasão e desprendimento. A predação pode ser ocasionada pela ação de outros microrganismos, como protozoários. O cisalhamento é caracterizado pelas condições hidrodinâmicas do escoamento. A abrasão se dá pela agitação e, conseqüente colisão entre as partículas e o biofilme. Já o desprendimento é um fenômeno atribuído a depleção de oxigênio e de nutrientes nas camadas interiores do biofilme.

Estudos realizados por Nicolella et al. (1997) sobre mecanismos de remoção de biofilme em reatores de leito fluidificado, mostram que o desprendimento do biofilme é causado por processos contínuos e descontínuos; ou seja, a ação das forças cisalhantes exercidas pelo fluxo promove a constante remoção de células individuais ou pequenos grupos de células da superfície do biofilme; desprendimento

⁴ FLEMMING, H.C. (1993). Biofilms and environmental protection. **Water Science Technology**, v.27, n.1, p.1-10.

⁵ GRAY, N.F. (1999). **Water technology: an introduction for environmental scientists and engineers**. Londres: Arnold.

relativos de grandes parcelas de biomassa e abrasão, que é resultado das colisões entre as partículas sólidas com o biofilme.

Cheng, Chen e Hwang (1997) estudaram a formação de biofilme num reator trifásico de leito fluidificado em escala de laboratório. O reator possuía altura de 134 cm e diâmetro interno de 14,3 cm. O material suporte utilizado foi o CAG. Os autores observam que, quando a velocidade ascensional média do líquido foi aumentada de 61,1 a 76,5 m.h⁻¹, a biomassa aderida no CAG foi reduzida de 30,4 para 15,6 mgSSV.gCAG⁻¹. Isso foi causado pelo aumento das forças cisalhantes e pelo atrito entre as superfícies das partículas. Por outro lado, as bactérias nitrificantes foram induzidas a secretar mais exopolímeros para cobrir as colônias de bactérias sobre o CAG, o que favoreceu a adesão de novos microrganismos.

Zhang et al. (2006) estudaram os microrganismos responsáveis pela formação do biofilme e do fenômeno conhecido por desprendimento. Neste estudo, eles observaram que as comunidades microbianas presentes na superfície do meio suporte podem ser muito diferentes das presentes na biomassa em suspensão. Os resultados obtidos durante o trabalho sugerem a investigação minuciosa das células aderidas ao meio suporte, bem como o desenvolvimento de estratégias para o controle do fenômeno conhecido por *biofouling*, pois isso pode se tornar uma questão crítica, na engenharia ambiental.

3.3.4 Biofilme em Reatores de Leito Expandido/Fluidificado

Os sistemas baseados em biofilme utilizados no tratamento de águas residuárias incluem: reator de leito expandido/fluidificado, filtros biológicos percoladores, biodiscos, filtros aerados submersos e filtros anaeróbios.

Rabah e Dahab (2004) estudaram em escala de laboratório a concentração de biomassa e as características do biofilme em um reator anóxico de leito fluidificado para o tratamento de esgoto sintético com alta concentração de nitrato. O reator possuía 2,0 m de altura e 76 mm de diâmetro interno. Como material suporte foi utilizada areia uniforme com diâmetro médio de 0,84 mm, densidade específica de $2,65 \text{ g.cm}^{-3}$ e área específica de $4200 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$. Eles observaram que houve diminuição na concentração da biomassa ao se aumentar a velocidade ascensional (45 para 65 m.h^{-1}) e isso ocorreu independentemente das taxas de carregamento de nitrogênio (6; 8; 12 e $16 \text{ kgN.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$). Além disso, eles relatam que alta concentração de biomassa foi encontrada aderida ao material suporte, na parte inferior do reator, e que diminuía ao longo da altura do mesmo. A espessura do biofilme aumentava da base para o topo do reator, indicando que houve estratificação do leito.

Cresson et al. (2006) estudaram em escala de laboratório a formação de biofilme em reator anaeróbio trifásico de leito fluidificado com volume de 7,24 L. A areia formava o meio suporte, com diâmetro médio igual a $172 \mu\text{m}$, área específica de $24,08 \text{ m}^2.\text{L}^{-1}$. O reator foi inoculado com lodo anaeróbio proveniente de outro reator semelhante utilizado no tratamento vinhaça. A taxa de carregamento orgânica foi progressivamente aumentada de 0,5 a $20 \text{ gDQO.L}^{-1}.\text{dia}^{-1}$. A formação do biofilme e o desempenho do reator foram monitorados durante 90 dias. Na fase inicial, nos primeiros dez dias (TCO igual a $0,5 \text{ gDQO.L}^{-1}.\text{dia}^{-1}$), observou-se eficiência de remoção de DQO de 90%, acompanhada com o contínuo crescimento do biofilme. Na fase posterior, após o trigésimo oitavo dia, a taxa de carregamento orgânico aumentou para $6 \text{ gDQO.L}^{-1}.\text{dia}^{-1}$, o que fez com que a eficiência do reator caísse rapidamente, havendo acúmulo de ácidos graxos voláteis, bem como queda na

atividade metanogênica específica. Segundo os autores, esse fenômeno ocorreu devido à limitação de micronutrientes, especialmente o cobalto e o níquel. Após a complementação com solução mineral, a atividade metanogênica e a remoção de DQO foram restauradas. O reator alcançou eficiências de remoção de carbono maiores que 90% com taxa de carregamento orgânico igual a $20 \text{ gDQO.L}^{-1}.\text{dia}^{-1}$.

Zhou et al. (2008) investigaram o desempenho de reator aeróbio de leito fluidificado com altura de 762 mm e diâmetro interno de 102 mm, alimentado com esgoto sintético. A aeração foi feita através do borbulhamento de oxigênio puro no sistema. O material suporte foi composto por partículas de carvão ativado com diâmetro médio de 0,6 mm e superfície específica de 1100 a $1300 \text{ m}^2.\text{g}^{-1}$. O reator foi inoculado com bactérias cultivadas naturalmente em solução de nutrientes durante quatro dias. Após a inoculação, houve a recirculação do líquido, durante um dia, para que as bactérias aderissem à superfície do carvão ativado. Após duas semanas de operação do sistema, com TDH de 45 min, a taxa de remoção de DQO foi de 82,3% e a espessura do biofilme de $24 \pm 2 \text{ }\mu\text{m}$.

3.4 Nitrogênio em Sistemas Biológicos

3.4.1 Nitrogênio no Meio Ambiente

O nitrogênio, quando presente juntamente com fósforo, no meio aquático, pode estimular o crescimento exagerado de algas e plantas aquáticas, ocorrendo o fenômeno denominado de eutrofização.

O nitrogênio amoniacal (uma das formas do nitrogênio), além de ser tóxico a algumas espécies aquáticas, pode ser oxidado por organismos nitrificantes, que ao

consumirem o oxigênio disponível no meio, podem tornar a vida aquática aeróbia inviável.

O nitrato, forma oxidada do nitrogênio, oriundo de fertilizantes químicos adicionados aos solos (sais de amônio, amônia anidro e uréia) estão sujeitos a processos de lixiviação, podendo atingir os lençóis freáticos, contaminando, assim, os mananciais de água subterrânea. Além disso, a ocorrência de nitratos em águas de abastecimento pode ser responsável pela incidência da doença infantil denominada metahemoglobinemia.

Em função dos usos da água, o CONAMA criou nove classes em função da qualidade a ser mantida no corpo de água. Essa qualidade é expressa na forma de padrões estabelecidos pela resolução CONAMA 357/2005, que também apresenta padrões para o lançamento de efluentes nos corpos de água, assim como padrões de balneabilidade.

No caso, dos padrões de lançamento para efluentes, a concentração máxima permitida para o lançamento de nitrogênio amoniacal total é de $20,0 \text{ mgN.L}^{-1}$. Essa condição foi revogada pela resolução CONAMA 397/2008, que dispensa, temporariamente, o atendimento deste parâmetro, no caso estrito de estações de tratamento de esgoto sanitário.

3.4.2 Formas do Nitrogênio

No esgoto sanitário, em geral, as concentrações dos compostos de nitrogênio são baixas, com predominância de N-orgânico (60%) e N-amoniacal (40%), e ocasionalmente (menos de 1%), o nitrogênio pode ser oxidado a formas de nitrito ou nitrato (SEDLAK (Ed.), 1991).

O nitrogênio apresenta-se em diversas formas no esgoto sanitário. Na forma orgânica, encontra-se como proteínas, uréia e aminoácidos. Já na forma inorgânica encontra-se na forma de nitrogênio amoniacal, que é oriundo da decomposição de proteínas e da hidrólise da uréia, ou sob formas oxidadas, como nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-).

O nitrogênio amoniacal compõe-se de duas formas, no meio líquido pode-se apresentar na forma livre, gás amoníaco (NH_3), ou ionizada, íon amônio (NH_4^+), sendo que a proporção de cada composto é influenciada pelo pH e pela temperatura do meio.

3.4.3 Remoção Biológica de Nitrogênio

3.4.3.1 Considerações Gerais

No tratamento de águas residuárias, o nitrogênio pode ser removido através de processos físico-químicos e biológicos, sendo que o primeiro processo, geralmente são mais onerosos e exigem manutenção mais intensiva, além de poderem causar impactos ambientais secundários significativos, como a liberação de amônia nos sistemas de *stripping*. Por isso, os sistemas biológicos têm sido a melhor alternativa para a remoção deste composto, pois envolvem menores custos de operação, produção de menores quantidades de resíduos, além da melhor qualidade do efluente (BRATBY, 2003).

A remoção biológica de nitrogênio pode ser efetuada mediante processos de nitrificação e desnitrificação, sendo que o N-amoniacal (íon amônio + amônia) oxidado a nitrito (nitritação) e, posteriormente, a nitrato (nitratação), sob condições

aeróbias. Em condições anóxicas, o nitrato é reduzido a nitrito e seqüencialmente a nitrogênio gasoso.

Essas condições podem ser atingidas em sistemas de dois estágios ou sistemas seqüenciais (sistema anaeróbio, aeróbio e anóxico).

3.4.3.2 Nitrificação: Aspectos Físico-químicos e Microbiológicos

A nitrificação predominantemente é um processo autotrófico, isto é, a energia usada para o crescimento bacteriano é derivada da oxidação de compostos de nitrogênio, principalmente o íon amônio (NH_4^+), nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-), usando o dióxido de carbono (CO_2) como fonte para síntese de novas células (WASTEWATER..., 2003).

Wastewater... (2003) apresentam as etapas envolvidas durante o processo de nitrificação (Equações 3.1, 3.2 e 3.3).

Nesse processo, *Nitrosomonas* (principalmente *N. europea* e *N. monocella*), *Nitrospira*, *Nitrosococcus*, *Nitrosolobus* e *Nitrosovibrio* são as bactérias responsáveis pela oxidação do N-amoniaco a nitrito, etapa essa denominada de nitrificação (Equação 3.1).

As bactérias envolvidas na nitrificação, conversão do nitrito a nitrato, (Equação 3.2) são *Nitrobacter* (*N. agilis* e *N. winogradskyi*), *Nitrospira*, *Nitrospina* e *Nitrococcus*.

A nitritação é a etapa limitante no processo de nitrificação, pois sua velocidade de oxidação é relativamente mais lenta do que a velocidade da reação de nitratação.

A equação global de conversão de N-amoniaco a nitrato, na qual a síntese da biomassa é representada pela concentração média dos constituintes da célula ($C_5H_7NO_2$), é apresentada na Equação 3.4 (WASTEWATER..., 2003).

Pela estequiometria da Equação 3.4, para cada grama de N-amoniaco oxidado, são consumidos 4,33 g de O_2 ; 7,14 g de alcalinidade e 0,08 g de carbono inorgânico e são formadas 0,15 g de novas células (SEDLAK (Ed.), 1991).

Segundo Henze et al. (1997), a temperatura, o pH, a concentração de oxigênio dissolvido (OD), relação DBO/NKT, tempo de retenção celular são parâmetros importantes na cinética de nitrificação.

▪ TEMPERATURA

O processo de nitrificação ocorre numa larga faixa de temperatura, de 4° a 45°C, sendo a temperatura ótima para a nitritação igual a 35°C e para nitratação na faixa de 35 a 42°C.

A taxa de nitrificação decresce acima da faixa 30 a 35°C. Esta faixa de temperatura é limitada pelo resultado de dois processos interativos: o aumento da velocidade de reação com a temperatura e a desnaturação de proteínas (HENZE et al., 1997).

Segundo Ford e Churchwell (1980) a faixa ótima de temperatura para a nitrificação está compreendida entre 30 a 36°C.

- pH

Segundo Wastewater... (2003), o pH ótimo para a nitrificação está na faixa de 7,2 a 9,0. O pH influencia o equilíbrio do N-amon, na forma livre ou ionizada, sendo que a amônia na forma livre inibe as bactérias que oxidam o N-amon.

Segundo Surampalli et al. (1997), quando se tem valores de pH inferiores a 7 ou superiores a 9, a velocidade de nitrificação é menor que 50% da ótima.

- CONCENTRAÇÃO DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO (OD)

A concentração de OD tem efeito significativo nas taxas de crescimento dos organismos nitrificantes. As velocidades máximas de nitrificação ocorrem em concentrações de OD acima de $2,0 \text{ mg.O}_2\text{.L}^{-1}$.

- Relação DBO/NKT

Segundo Wastewater... (2003) a presença de bactérias nitrificantes, em reatores aeróbios de crescimento em suspensão, é função da relação DBO/NKT. Para relação DBO/NKT maior que 5, a presença de bactérias nitrificantes tende a ser menor, por isso o processo é classificado como a combinação da oxidação da matéria carbonácea e do nitrogênio. Quando essa relação for menor que 3, a presença de bactérias nitrificantes tende a ser maior, sendo que o processo é classificado como predominantemente de nitrificação.

Ling e Chen (2005) estudaram o impacto do carbono orgânico na eficiência da nitrificação em reator de leito fluidificado, com volume de 0,29 L. Como material suporte foi utilizada areia com área superficial específica média igual a $6070 \text{ m}^2\text{.m}^{-3}$. O reator foi alimentado com solução sintética contendo 10 mgN.L^{-1} , variando-se a relação carbono/nitrogênio (C/N igual a 0; 0,5 e 2,0). O sistema foi operado durante 5 semanas até que se alcançasse equilíbrio dinâmico. Foi observado que houve

redução, de 60 a 70%, na taxa de nitrificação, quando houve aumento na relação C/N de 0,5 para 2,0.

Michaud et al. (2006) avaliaram o efeito da matéria orgânica nas comunidades de bactérias autotróficas e na eficiência da nitrificação em filtro biológico submerso (altura de 85 cm e diâmetro de 11 cm) operado em escala piloto. O reator foi alimentado com esgoto sintético, continuamente, durante 4 semanas para permitir a formação do biofilme. Foram aplicadas ao reator relações de C/N iguais a 0; 0,5; 1,0 e 2,0, sendo que a concentração de nitrogênio, no afluente, foi mantida constante (2 mgN.L^{-1}). Eles concluíram que a eficiência da nitrificação é fortemente afetada pela presença de matéria orgânica. A taxa de produção de nitrato diminuiu 24% para C/N=0,5, 56% para C/N=1 e 73% para C/N=2, quando comparadas com a taxa C/N=0. Isso ocorreu, pois o carbono orgânico biodegradável acelera a atividade dos organismos heterotróficos, resultando na competição com os organismos quimioautotróficos por oxigênio, nutrientes, causando a redução nas taxas de nitrificação. Os autores comentam que esta competição entre os diferentes tipos de organismos afeta a transferência de massa, e conseqüentemente a eficiência da nitrificação e que o aumento na relação C/N pode resultar na estratificação do sistema e inibição da nitrificação.

Salveti et al. (2006) avaliaram o efeito da temperatura na taxa de nitrificação em dois reatores pilotos de leito móvel e filme fixo, alimentado com efluente secundário proveniente de uma estação municipal de tratamento de esgoto. Cada reator possuía um volume de 1 m^3 e foi preenchido com material suporte com área superficial específica de $700 \text{ m}^2.\text{m}^{-3}$. O primeiro reator (R1) foi operado sob concentrações limites de amônia, enquanto o segundo reator (R2) foi operado sob concentrações limites de oxigênio. Eles observaram que a temperatura não

influenciou a taxa de nitrificação do R1; já no R2 houve uma grande influencia. Visto isso, eles concluíram que sob concentrações limite de oxigênio, a atividade da biomassa específica (isto é, a relação entre a taxa de nitrificação e a concentração da biomassa) é fortemente influenciada pelo efeito da combinação da penetração do oxigênio dentro do biofilme, na faixa de temperatura de 23 a 28°C, enquanto que este efeito foi menos acentuado na faixa de 22 a 25°C.

3.4.3.3 Desnitrificação: Aspectos Físico-químicos e Microbiológicos

A desnitrificação compreende a etapa complementar para a remoção de nitrogênio através de via biológica.

A desnitrificação ocorre em ambiente anóxico, onde as bactérias heterótrofas reduzem nitrito e nitrato a nitrogênio gasoso, além de compostos intermediários como HNO_2 , NO e N_2O .

Nesse processo participam as bactérias dos seguintes gêneros, entre outras: *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum*.

Enquanto, a nitrificação consome alcalinidade, a desnitrificação produz em torno de 3,47 de alcalinidade na forma de carbonato de cálcio para cada grama de N-NO_3^- removido do processo.

A água residuária para ter o nitrato removido pela desnitrificação deve conter carbono orgânico em quantidade suficiente para servir de fonte de energia e de carbono e, na ausência de oxigênio, o nitrato será utilizado como aceptor de elétrons, para a conversão do nitrato a nitrogênio gasoso.

O requerimento de carbono pode ser provido por meio de fonte externa (etanol, acetato, glicose, entre outros) ou interna (material celular ou o carbono da própria água residuária) (WASTEWATER..., 2003).

Segundo Wastewater... (2003), a temperatura, o pH, a concentração de oxigênio dissolvido (OD) podem afetar a velocidade de desnitrificação.

- TEMPERATURA

A desnitrificação ocorre em temperaturas na faixa de 10 a 30°C.

- pH

Segundo Wastewater... (2003), a faixa “ótima” de pH para a desnitrificação está na faixa de 6,5 a 8,0.

Segundo Surampalli et al. (1997), valores de pH inferiores a 6,0 e superiores a 9,0 reduzem a velocidade de desnitrificação, principalmente, devidos ao aumento na produção de óxidos nítricos que inibem o processo.

- CONCENTRAÇÃO DE OXIGÊNIO DISSOLVIDO (OD)

Concentrações de oxigênio dissolvido acima de 1,0 mg.O₂.L⁻¹ inibem o processo de desnitrificação.

3.4.4 Novos Processos Biológicos para Remoção de Nitrogênio

A concepção de sistemas para remoção biológica de nitrogênio tem incorporado novos processos microbianos e outras rotas metabólicas: SHARON, ANAMMOX, OLAND, *De-amonificação*, entre outros.

O processo SHARON (Single Reactor High Activity Ammonia Removal Over Nitrite) baseia-se na oxidação da amônia até a forma de nitrito. Isso é obtido, mediante o uso de reator de mistura completa e aeração intermitente, operado com

baixo tempo de residência celular e altas temperaturas, que favorece o desenvolvimento predominante das *Nitrosomonas*, resultando em economia de energia (VERSTRAETE; PHILIPS, 1998).

Esse processo acontece em reator de mistura completa, sem retenção de lodo, e é mais adequado para efluentes contendo concentração de íon amônio maiores que 500 mgN.L^{-1} , portanto não se aplica a esgoto sanitário.

O processo ANAMMOX (Anaerobic Ammonium Oxidation) fundamenta-se na conversão direta do nitrogênio amoniacal a nitrogênio gasoso, utilizando-se o nitrito como receptor de elétrons sob condições anaeróbias.

O processo de *De-amonificação* é utilizado no tratamento de águas residuárias com altas concentrações de material nitrogenado, consiste na conversão do N-amoniacal a N_2 , sob controle rígido do oxigênio dissolvido, o qual é mantido a baixa pressão parcial (VERSTRAETE; PHILIPS, 1998).

O processo OLAND se fundamenta, principalmente, na oxidação do íon amônio acoplada à redução de nitrito. Isso gera uma economia de 62,5% em O_2 e 100% em doadores de elétrons, sendo que as reações são catalisadas por culturas enriquecidas de bactérias nitrificantes autotróficas (VERSTRAETE; PHILIPS, 1998).

4 MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Descrição do Reator de Leito Expandido e Sistema de Tratamento de Esgoto da EESC/USP - Área 1

O reator de leito expandido, utilizado neste trabalho, faz parte da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) do Campus da USP - Área 1 em São Carlos, SP. Ele foi construído, durante o doutorado de Neyson Martins Mendonça (MENDONÇA, 2004), em concreto armado, com altura total de 18,0 m e volume de 159,0 m³, projetado para receber vazões na faixa de 5 a 40 m³.h⁻¹. O reator é caracterizado por apresentar flexibilidade operacional, ou seja, ele pode funcionar sob condições anaeróbias e aeróbias distintas, bem como, combinadas.

O reator é composto por duas câmaras, a de reação (91,9 m³), em formato cilíndrico, com altura de 13,0 m e diâmetro interno de 3,0 m e a câmara de sedimentação (67,1 m³), sobreposta à câmara de reação, em formato de cálice, com altura de 5,0 m e diâmetros inferior e superior de 3,0 m e 4,5 m, respectivamente.

O reator dispõe de 3 bombas, sendo uma utilizada para a alimentação do sistema (B1), e as outras duas para a recirculação de parte do efluente tratado para a região anaeróbia (fundo do reator, B2), e para região aeróbia (ponto intermediário do reator, B3), neste ponto o ar é injetado ao sistema, formando, assim a região aerada.

Na Figura 4.1 observa-se um esquema simplificado do reator de leito expandido, bem como os sistemas de alimentação e recirculação.

Figura 4.1 Esquema simplificado do reator de leito expandido

Fonte: Siman (2007)

O sistema dispõe de um tanque pulmão ($11,64 \text{ m}^3$) para a regularização da vazão de esgoto, de estação elevatória de esgoto bruto, além de sistema preliminar, composto de peneira e caixa de areia.

Na foto da Figura 4.2 são apresentadas parte das unidades que compõem o sistema de tratamento de esgoto da EESC-USP - Área 1.

O esgoto sanitário para alimentação do reator foi proveniente do Campus da EESC-USP, São Carlos-SP, acrescentado de parcela oriunda de bairros próximos ao Campus.

Figura 4.2 Estação de tratamento de esgoto da EESC-USP - Área 1: vista parcial.

O reator de leito expandido, bem como as unidades que compõem a estação de tratamento de esgoto dispõe dos seguintes equipamentos e acessórios principais:

- Dois conjuntos moto-bombas para recalque do esgoto, após o tratamento preliminar, da elevatória para o tanque pulmão (Bomba IMBIL-E3, Potência de 10HP, altura manométrica de 18 mca e vazão de até $60 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$);
- Um conversor de frequência (SIEMENS) para variação da vazão do conjunto moto-bomba da elevatória;
- Um conjunto moto-bomba helicoidal (B1) para bombeamento do esgoto afluente para o reator de leito expandido (Bomba NEMO-

NM076SY01L04J, Potência de 11HP, altura manométrica de 40 mca e vazão de 12 a 50 m³.h⁻¹);

- Um conjunto moto-bomba helicoidal (B2) para recirculação do efluente para a zona anaeróbia, base do reator (Bomba NEMO-NM090SY01L04J, Potência de 20HP, altura manométrica de 30 mca e vazão de 22 a 80 m³.h⁻¹);
- Um conjunto moto-bomba helicoidal (B3) para recirculação do efluente para o início da zona aeróbia, ponto intermediário do reator (Bomba NEMO-NM063SY01L04J, Potência de 7HP, altura manométrica de 30 mca 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 60 m³.h⁻¹) para controle da vazão do efluente;
- Válvulas automáticas micro-processadas (T&S MOT-600) tipo *wafer* para tubulações PVC FoFo de $\Phi=100$ mm (2 unidades) e $\Phi=150$ mm (1 unidade);
- Um controlador lógico programável (CLP ATOS MCP4004);
- Um microcomputador (Processador Pentium III-128RAM);
- Um sistema de monitoramento de pH, condutividade, POR, temperatura e OD (YSI-6500);
- Dois coletores automáticos de amostra (ISCO-6700);
- Um medidor ultra-sônico (NIVOCAL PQS-220) para controle de nível no tanque pulmão.

4.2 Material Suporte

4.2.1 Seleção do Material Suporte Adequado para Complementar o Leito do Reator

Inicialmente, durante o período de construção desse reator (MENDONÇA, 2004), foram alocadas, em duas etapas, aproximadamente 45 toneladas de carvão mineral dentro do reator para o desenvolvimento do biofilme. Na primeira etapa, foram colocadas 22 toneladas de carvão ativado granular (CAG), e na segunda, mais 23 toneladas de carvão antracitoso.

Posteriormente, Siman (2007) observou a necessidade de preenchimento do leito do reator com mais material suporte. Em perfis executados ao longo da altura, nos anos de 2005 e 2006 foi identificada perda significativa no material suporte. Amostras coletadas a 8,9 m de altura, já não apresentavam qualquer indício de material suporte. Isso correspondia a aproximadamente 30% da câmara de reação.

Para a seleção do material adequado para utilização como meio suporte do reator foram considerados os seguintes fatores: i) imobilização da biomassa, pois se devem utilizar suportes resistentes à degradação biológica e as forças mecânicas; ii) custo do material.

A partir desses fatores, em meados de junho de 2007, o aluno de iniciação científica, José Luciano Verçosa Marques efetuou o levantamento de diferentes tipos de material suporte para complementar o leito do reator. Dentre os materiais levantados, considerou-se o carvão ativado granular (CAG), já utilizado no reator. Contudo, devido aos altos custos desse material, quando de qualidade para esse fim (cerca de R\$ 3.000,00/t), ficou inviabilizado o uso do mesmo.

Também se estudou a possibilidade em se utilizar o antracito, visto que o mesmo já fazia parte do material suporte do reator, porém este material também apresentou custos elevados, além da baixa resistência à abrasão.

Considerou-se, também a utilização de bandas de rodagem trituradas (NICIURA, 2005). Contudo, o uso desse material ainda exige estudos sobre as velocidades ascensionais aplicadas para fluidificação do meio.

Por fim, o aluno de iniciação científica e o autor deste trabalho optaram pelo uso de areia. Inicialmente, foi questionada a viabilidade do uso de areia comercial de construção civil frente à utilização de areia classificada. Porém, foi constatado, por levantamento de preço, que a areia comercial apresentava custo de cerca de dez vezes menor que o da classificada, e, além disso, as condições para seu uso como material suporte não são tão restritivas quanto para o uso como meio filtrante.

4.2.2 Caracterização da Areia utilizada como Material Suporte

Conforme verificado por Campos (1989), com base em pesquisas anteriores e bibliografia sobre o tema, uso de areia para esse fim reside em granulometria entre 0,2 mm e 0,5 mm, preponderantemente.

A partir disso, foi realizado levantamento de doze tipos de areias comerciais, de minerações da região de São Carlos-SP, conforme mostrado na Tabela 4.1.

Tabela 4.1 Areias comerciais estudadas

Areia	Denominação de mercado
I	Grossa
II	Média
III	Grossa
IV	Grossa “mais ou menos”
V	Fina “áspera”
VI	Fina
VII	Grossa
VIII	Fina
IX	Fina
X	Fina
XI	Grossa
XII	Fina

Com o apoio do Departamento de Geotecnia da Escola de Engenharia de São Carlos-SP, foi realizado o levantamento granulométrico, de todas as areias, de acordo com a NBR 7181/1984.

4.2.3 Material Suporte Escolhido

No início de janeiro de 2008, foi acrescentada uma camada de areia de aproximadamente 50 t para a complementação do leito do reator.

Devido à grande quantidade de material a ser transportado a uma altura de aproximadamente 18 m, houve a necessidade da utilização de guindaste (modelo MD-30) para a realização do serviço. A areia foi colocada em sacos flexíveis de polipropileno (chamados comercialmente de *big bags*) para facilitar o seu transporte até a parte superior do reator.

Nas Figuras 4.3 e 4.4 são mostrados os *big bags* com areia e o transporte dos mesmos até o topo do reator, respectivamente.

Figura 4.3 Areia disposta nos *big bags*

Figura 4.4 Transporte da areia nos *big bags* até a parte superior do reator de leito expandido

4.3 Sistema de Aeração

Nas pesquisas anteriores (MENDONÇA, 2004; SIMAN, 2007), a aeração foi efetuada com o fornecimento de oxigênio puro por meio de tanques criogênicos (White Martins TM 1500).

Ao longo das pesquisas, foi verificado que essa alternativa foi pouco atraente economicamente, visto pelos elevados custos do oxigênio puro. Além disso, o sistema de injeção de oxigênio puro requer manutenção constante de equipe técnica especializada.

Por isso, optou-se por mudar o sistema de aeração, substituindo o fornecimento de oxigênio puro por ar atmosférico, através de um compressor.

Foi instalado um compressor de parafuso (Figura 4.5), modelo PS20D, do fabricante Puma System do Brasil. Na Tabela 4.2, pode-se observar os dados técnicos do compressor.

Tabela 4.2 Informações técnicas do compressor

Pressão	8,0 bar - 116 psi
Vazão efetiva unitária	75 PCM - 2.124 L.min⁻¹
Potência do motor elétrico	20 HP - 15 kW
Tensão de Alimentação	220 V / 3 / 60 Hz
Acionamento	Estrela - Triângulo Automática
Transmissão	Acoplamento Direto

Figura 4.5 Compressor de parafuso, modelo PS20D

A tubulação para a passagem do ar até o reator foi executada em aço soldado ($\Phi=75$ mm). Nessa tubulação foi instalado medidor de vazão de ar (SMC PF2A12H) para faixa de vazão nominal de 600 a 12.000 L.min⁻¹.

4.4 Reformas Realizadas Durante o Trabalho Experimental

4.4.1 Generalidades

Durante o período experimental, houve a necessidade da realização de reformas corretivas, bem como de melhoria do sistema.

Houve a necessidade de correção de vazamentos no reator de leito expandido, que foram ocasionados pelo aumento da pressão no reator, decorrente da colocação da areia, para aumentar a camada suporte.

Além disso, foi modificado o sistema de tratamento preliminar. A grade, utilizada no sistema, foi substituída por micro peneira mecanizada.

4.4.2 Correção dos Vazamentos no Reator de Leito Expandido

Após a colocação da areia no reator de leito expandido, houve a fissuração do concreto próximo à base do reator, resultando em vários focos de vazamento.

Inicialmente, foi realizada a correção dos vazamentos na estrutura de concreto do reator, com aplicação de impermeabilizante químico cimentício e cimento de cura rápida. Essa solução não apresentou resultados, havendo a necessidade de uma segunda aplicação de impermeabilizante.

Mesmo depois de realizado o serviço, grande parte dos vazamentos continuaram. Diante disso, por questões de segurança, houve a necessidade iminente em se reforçar a estrutura de concreto armado do reator. Como solução para esse problema, foi aplicada fibra de carbono à superfície do reator. Essas fibras (MC-DUR CF SHETS 300/300) foram colocadas em camadas duplas de 0,3 m, espaçadas em 0,7 m uma da outra, até a altura de 7,0 m. Na Figura 4.6 observa-se a disposição das fibras de carbono na superfície de concreto do reator.

Figura 4.6 Disposição das fibras de carbono na superfície do reator de expandido

Para a realização desses serviços, por questões de segurança, houve a necessidade da interrupção do funcionamento do reator por aproximadamente dois meses.

4.4.3 Mudança no Sistema de Tratamento Preliminar

A remoção de sólidos grosseiros, realizada por meio de grade manual, com barras de $1 \times 2 \text{ cm}^2$, espaçadas de 1 cm, foi substituído por micro peneira de canal

(PROMINAS MPC-300-01C) em aço inoxidável AISI 304, com abertura de tela de 1 mm; 0,5 m de largura e 45° de inclinação. Na foto da Figura 4.7 é mostrada a grade utilizada no tratamento preliminar, bem como a micro peneira.

Figura 4.7 Micro peneira utilizada para remoção de sólidos grosseiros

4.5 Controle Operacional do Sistema

O controle operacional do sistema experimental, composto por sistema de tratamento preliminar (peneira e caixa de areia, estação elevatória de esgoto bruto, tanque pulmão e reator de leito expandido, foi realizado por meio de controlador lógico programável (CLP), e pelo *software* SCADAT&S, desenvolvido em linguagem DELPHI 3.0, desenvolvido com a ajuda do técnico em eletrônica, Antonio Wagner Lamon do laboratório de tratamento avançado e reuso de águas, EESC-USP.

O esgoto proveniente do Campus I da USP de São Carlos, acrescentado de parcela oriunda de bairros próximos, era encaminhado por gravidade até a unidade preliminar de tratamento. Após passar pela peneira e caixa de areia era direcionado para o poço de sucção da estação elevatória de esgoto bruto. Quando o poço de

sucção atingisse um nível de 30% do seu volume, o CLP acionava o conjunto moto-bomba da estação elevatória para o recalque de esgoto para o tanque pulmão, até que seu nível atingisse 97% da capacidade do tanque pulmão, ou até que o poço de sucção atingisse um nível de 15% do seu volume.

A partir do tanque pulmão, o esgoto era bombeado (bomba B1) para a base do reator, onde passava por tratamento biológico na zona de reação, atingindo a zona de sedimentação, onde era clarificado e, posteriormente lançado para o corpo receptor.

O controle da vazão da bomba de alimentação (B1) era feito por intermédio de medidor instalado na calha de coleta de efluente tratado. Já para as bombas de recirculação anaeróbia (B2) e aeróbia (B1), o controle foi feito pelo ajuste da porcentagem de vazão de trabalho no *software* SCADAT&S, cujo valor fora obtido pela relação da rotação do motor e da curva característica das bombas, conforme é visualizado na Figura 4.8.

Figura 4.8 Relação entre a vazão e a rotação do motor das bombas de recirculação anaeróbia (B2) e aeróbia (B1)

Fonte: Mendonça (2004)

Além de monitorar as unidades de tratamento mencionadas, o *software* SCADAT&S realizava a aquisição de dados como: nível do tanque pulmão, vazão efluente, status, número de horas de funcionamento, potência e frequência dos conjuntos moto-bombas B1, B2 e B3 (Figura 4.9).

Figura 4.9 Interface do software SCADAT&S

Fonte: Mendonça (2004)

Na Figura 4.10 é mostrado o diagrama de blocos da automação da estação elevatória de esgoto bruto, tanque pulmão e do reator de leito expandido.

Figura 4.10 Diagrama de blocos da automação da estação elevatória de esgoto bruto, tanque pulmão e do reator de leito expandido

Fonte: Mendonça (2004)

A comunicação entre o microcomputador e o CLP foi realizada por meio de interface serial RS232 e a comunicação entre os inversores de frequência e o CLP via protocolo RS485. Foram utilizadas três entradas analógicas do CLP, sendo a primeira conectada ao medidor do tipo eletromagnético ($\varnothing$ 100 mm) para leitura das medidas de vazão que é parte integrante do *link* de controle da vazão de saída do reator. A segunda entrada permitiu a verificação do estado da válvula de segurança da linha de alimentação do reator e a terceira, conectada ao inversor das bombas da estação elevatória para envio de comando *on/off* de acordo com o nível do tanque pulmão que é constantemente monitorado pelo *software* e medido por meio de medidor ultra-sônico de nível (LAMON et al., 2008).

Para a proteção do sistema, foram instalados dispositivos de segurança e de manutenção, tais como válvulas microprocessadas e bóia de nível no poço de sucção da estação elevatória de esgoto bruto e no tanque pulmão, responsáveis, respectivamente, pela interrupção do fluxo dos conjuntos moto bombas (B1, B2 e B3) e desligamento das bombas da elevatória quando o poço atingisse nível mínimo de trabalho.

4.6 Etapas Experimentais

O trabalho experimental foi dividido em duas Etapas, sendo que a primeira Etapa compreendeu o monitoramento da eficiência do tratamento de esgoto sanitário no reator de leito expandido operado somente sob condições anaeróbias. Na segunda Etapa, o reator foi operado sob as condições anaeróbia e aeróbia, sendo que a parte inferior do reator funcionou como anaeróbia e parte superior como

aeróbia, por meio de injeção de ar, feito por compressor. Vale ressaltar, que cada etapa foi dividida em fases de acordo com o TDH adotado.

Na Tabela 4.3 observam-se as etapas de operação do sistema e as condições operacionais de cada fase.

Tabela 4.3 Variáveis de operação do reator de leito expandido: valores médios

Etapa	Fase	Q_{afi} ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	$Q_{\text{rec, ana}}$ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	$Q_{\text{rec, aer}}$ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	$v_{\text{asc, ana}}$ ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	$v_{\text{asc, aer}}$ ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	$\text{TDH}_{\text{total}}$ (h)	TDH_{ana} (h)	TDH_{aer} (h)
I (reator operado somente na condição anaeróbia)	1	11,4	22,8	-	4,8	4,8	14	8	-
	2	19,9	39,8	-	8,5	8,5	8	4,6	-
II (reator operado na condição anaeróbia e aeróbia sobrepostas)	1	19,9	39,8	39,8	8,5	14	8	2,3	2,3
	2	13,3	26,6	26,6	5,6	9,4	12	3,45	3,45
	3	9,9	-	19,8	1,4	4,2	16	4,65	4,65
	4	8,0	-	16	1,1	3,4	20	5,75	5,75

Q_{afi} : vazão afluyente

$Q_{\text{rec, ana}}$: vazão de recirculação na zona anaeróbia

$Q_{\text{rec, aer}}$: vazão de recirculação na zona aeróbia

$v_{\text{asc, ana}}$: velocidade ascensional na zona anaeróbia

$v_{\text{asc, aer}}$: velocidade ascensional na zona aeróbia

$\text{TDH}_{\text{total}}$: tempo de detenção hidráulica no reator de leito expandido

TDH_{ana} : tempo de detenção hidráulica na zona anaeróbia

TDH_{aer} : tempo de detenção hidráulica na zona aeróbia

O TDH foi calculado com base na vazão afluyente em relação ao volume total do reator vazio ($V = 159 \text{ m}^3$).

4.7 Procedimento Experimental

Durante o período de operação do reator de leito expandido foram coletadas amostras do esgoto afluyente, bem como do efluente, com a finalidade de verificar a eficiência global dos processos biológicos do reator de leito expandido.

Semanalmente, foram realizadas coletas do afluyente e do efluente, por meio de coletores automáticos da marca ISCO (modelo 6700F). Os equipamentos foram programados para preparar duas amostras compostas ao final de 24 horas, uma do esgoto afluyente e outra do efluente. Ao final do período de coleta, essas amostras

compostas eram encaminhadas para o laboratório para a realização de ensaios físico-químicos.

Na Tabela 4.4 enumeram-se as variáveis físicas e químicas que foram monitoradas durante o período de operação do reator, bem como os métodos utilizados. As análises foram realizadas de acordo com o Standard... (2005), com exceção dos ensaios para determinação das concentrações de AGVs, que foi feito segundo método proposto por Dilallo e Albertson (1961) e modificado por Ripley, Boyle e Converse (1986).

Tabela 4.4 Variáveis analisadas e métodos de análise

Variável	Método	Protocolo APHA (2005)
DBO total e filtrada ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$)	Mét. do Oxímetro	5210 (B) e 4500 - O (G)
DQO total e filtrada ($\text{mgO}_2\cdot\text{L}^{-1}$)	Colorimétrico	5220 (D)
Alcalinidade ($\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico	2320 (B)
Ácidos voláteis ($\text{mgHac}\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico	Dilallo e Albertson (1961)
Sólidos - série completa ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)	Gravimétrico	2540 (B, D e E)
N-Amoniacal ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico	4500 - NH_3 (B)
N-NKT ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	Titulométrico	4500- N_{org} (C)
N- NO_2^- ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	FIA*	4500 - NO_3^- (I)
N- NO_3^- ($\text{mgN}\cdot\text{L}^{-1}$)	FIA*	4500 - NO_3^- (I)
Fósforo ($\text{mgP-PO}_4^{-3}\cdot\text{L}^{-1}$)	FIA*	4500 - P (B5) e 4500 - P (G)

* FIA: Flow Injection Analysis

As concentrações de oxigênio dissolvido (OD), potencial oxi-redução (POR), pH, temperatura e condutividade do afluente e efluente, foram medidas, através de sondas de multiparâmetros da marca YSI (modelo 600XL), adaptada com os referidos eletrodos. Esse tipo de equipamento utiliza *software* apropriado (*EcoWatch for Windows*) fornecido pela YSI *Incorporated* para acumulação dos dados e acompanhamento dos parâmetros em tempo real.

Além das coletas de amostras compostas do afluente e do efluente, foram levantados três perfis ao longo da altura do reator, um na Fase 1, da Etapa I e dois

nas Fases 3 e 4, da Etapa II de operação do sistema. Na Figura 4.11 é mostrada em destaque a localização dos pontos de coleta de amostras ao longo da altura do reator.

Figura 4.11 Localização dos pontos de coleta ao longo da altura do reator
Fonte: adaptado de Siman (2007)

As amostras foram coletadas em balde, após ser descartado o residual que poderia estar acumulado na válvula ou, mesmo estagnado próximo ao ponto de coleta, no interior do reator

Depois de coletadas, as amostras foram filtradas em papel filtro qualitativo (com gramatura de 87 g.m^{-2} da marca VETEC) para a retenção do carvão mineral e areia. Foram realizados ensaios para determinação de $\text{DBO}_{\text{filtrada}}$, $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$, alcalinidade, ácidos voláteis, N-amoniaco, NKT, nitrito, nitrato e fósforo, conforme metodologia descrita na Tabela 4.3. Conjuntamente, no momento das coletas foram feitas análises de oxigênio dissolvido (OD), potencial oxi-redução (POR), pH,

temperatura e condutividade das amostras, por meio da sonda de multiparâmetros da marca YSI (modelo 600XL).

Devido à dificuldade física encontrada na coleta de amostras somente nos pontos 3 (5,0 m); 5 (7,0 m) e 7 (9,0 m) foi possível coletar amostras para o monitoramento do reator de leito expandido, ao longo da altura (Figura 4.11).

4.8 Distribuição do Material Suporte ao Longo da Altura do Reator

A determinação da distribuição do material suporte (CAG, CA e areia) foi realizada para se tentar verificar o comportamento do leito, após a colocação da areia no reator.

Foram realizados três perfis ao longo da altura do reator, um na Fase 1, da Etapa I e outros dois nas Fases 3 e 4, da Etapa II. As amostras do material suporte somente foram coletadas nos pontos 3 (5,0 m); 5 (7,0 m) e 7 (9,0 m). Após a coleta, as amostras foram levadas para a estufa (110°C) durante 24 horas para a secagem do material.

Para a realização deste ensaio, tentou-se separar as partículas de areia das partículas de carvão por meio de peneiramento. Tal fato foi possível, visto que Mendonça (1998), em revisão sobre algumas propriedades de materiais granulares para reatores de leito expandido, encontrou valores de diâmetro efetivo para a areia variando de 0,4 a 1,0 mm, relativamente distintos da faixa de variação para carvão ativado granular e carvão antracitoso que foi de 0,8 a 1,5; 0,8 a 1,4 mm, respectivamente.

Vale ressaltar que, tanto o carvão ativado granular, quanto o antracitoso foram considerados como um único material, visto que apresentam diâmetros

efetivos praticamente idênticos, concomitante a isto os dois materiais apresentam densidades relativamente próximas o que dificulta a separação física de ambos.

A areia e os carvões (ativado e antracitoso) foram separados, usando-se peneiras com malha próxima aos seus tamanhos efetivos. Depois de separados os materiais foram pesados individualmente. Para efeito de comparação da distribuição do material suporte ao longo da altura do reator, foi utilizado o conceito de densidade, visto que os materiais (areia e carvão) apresentavam densidades diferentes, impossibilitando a comparação física, por meio da massa de cada elemento.

Essas massas foram transformadas em volumes, de acordo com a densidade de cada material. A densidade da areia foi adotada igual a $2,69 \text{ g.cm}^{-3}$, sendo que este índice foi determinado através do ensaio realizado de acordo com a NBR 6508/1984. Para o carvão, adotou-se valor determinado por Mendonça (1998) em estudos de caracterização de material suporte para reatores de leito expandido. O autor determinou a densidade do carvão ativado granular sendo igual a $1,71 \text{ g.cm}^{-3}$ e para o carvão antracitoso de $1,65 \text{ g.cm}^{-3}$. Como esses dois materiais apresentam densidades semelhantes e foram considerados como um único material, adotou-se a média desses valores, ou seja, $1,69 \text{ g.cm}^{-3}$.

Cabe comentar, que tal procedimento é relativamente grosseiro, no entanto, foi a melhor forma para se determinar a distribuição do material suporte ao longo da areia, e assim, avaliar a influência na colocação da areia.

4.9 Ensaio de Flotação

Os ensaios de flotação foram realizados, a fim de se verificar se seria possível melhorar a qualidade do efluente do reator de leito expandido.

Para a realização dos ensaios foi utilizado equipamento denominado flotatestes, desenvolvido por Reali (1991). O sistema, em escala de bancada, é composto por quatro colunas cilíndricas independentes entre si e interligadas a uma câmara de saturação. Cada coluna possui 60 mm de diâmetro interno, 900 mm de altura, 5 mm de parede de acrílico e capacidade útil de 2,5 litros.

Para efetuar a flotação, cada coluna é interligada a uma câmara de saturação construída a partir de tubo de acrílico com 10 mm de espessura de parede, 105 mm de diâmetro interno, 1000 mm de altura e 7 litros de volume útil. Para sua operação e controle, a câmara de saturação possui um manômetro, uma válvula de segurança, uma entrada de ar comprimido e uma entrada de água proveniente da rede de abastecimento público. O ar comprimido é fornecido por compressor de ar da marca Shultz, modelo MSI-2.6 VL40, C56 JZ, ½ CV, 850 rpm. A entrada de água saturada nas colunas de flotação é controlada por registros de agulha.

Para coleta de amostra líquida, cada coluna possui pequenos orifícios ao longo de sua altura. Na Figura 4.12 é mostrado o equipamento utilizado no ensaio de flotação.

Figura 4.12 Equipamento de floculação/flotação em escala de laboratório (flotateste)

Para o ensaio de flotação foram estudadas quatro razões de recirculação, de 12; 14; 16 e 18%, que correspondem a concentrações de ar de 13,1; 15,3; 17,5 e 19,6 $\text{mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$. Para cada razão de recirculação foram relacionadas três velocidades de flotação, 10; 14 e 18 $\text{cm} \cdot \text{min}^{-1}$. A pressão de saturação utilizada foi de 500 kPa.

Na Tabela 4.5 são mostradas as variáveis analisadas e métodos de análise realizados na amostra bruta (efluente do reator) e nas amostras flotadas para cada condição do experimento.

Tabela 4.5 Variáveis analisadas e métodos de análise realizados no ensaio de flotação

Variável	Método	Protocolo APHA (2005)
Cor	Colorimétrico	2120 (C)
Turbidez	Nefelométrico	2130 (B)
DQO ($\text{mgO}_2 \cdot \text{L}^{-1}$)	Colorimétrico	5220 (D)
Sólidos em Suspensão ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	Gravimétrico	2540 (D e E)
Fósforo ($\text{mgP} \cdot \text{PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$)	FIA*	4500 - P (B5) e 4500 - P (G)

* FIA: Flow Injection Analysis

5 RESULTADOS E DISCUSSÕES

5.1 Considerações Iniciais

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos na fase experimental da pesquisa. Os resultados e discussões estão divididos nos seguintes itens:

- Areia utilizada para complementar o material suporte;
- Avaliação do desempenho do reator de leito expandido:
 - ♦ Etapa I;
 - ♦ Etapa II;
 - ♦ Perfis ao longo da altura do reator.

Os resultados das análises e exames de rotina efetuados durante o período experimental são apresentados na forma de tabelas nos anexos.

No Anexo A estão inseridos os resultados referentes aos ensaios granulométricos realizados nas areias selecionadas para compor o material suporte.

No Anexo B e C estão inseridos os resultados referentes a operação do reator de leito expandido, durante as Etapas I e II, respectivamente.

No Anexo D são apresentados os resultados referentes aos perfis realizados ao longo da altura do reator.

No Anexo E são apresentados os resultados referentes aos ensaios de flotação realizados com o efluente do reator.

5.2 Areia Utilizada para Complementar o Material Suporte

Mediante dos ensaios granulométricos foi possível determinar quais das areias estudadas apresentam maior porcentagem em massa para a faixa de diâmetro em 0,2 mm e 0,5 mm (Tabela 5.1).

Tabela 5.1 Porcentagem, em massa, de grãos de areia na faixa de 0,2 e 0,5 mm

Areia	Massa referente a faixa 0,2 a 0,5 mm
I	28%
II	62%
III	5%
IV	22%
V	50%
VI	53%
VII	56%
VIII	60%
IX	53%
X	4%
XI	35%
XII	65%

Com esse levantamento, constatou-se que algumas areias comerciais atendem a potencialidade de uso como material suporte. Três areias estudadas apresentavam índice de massa superior ou igual a 60% para faixa determinada (II, VIII e XII).

Após essa seleção, deu-se início à escolha da areia dentre as três selecionadas. Como fatores limitantes apresentam-se o preço. A areia VIII foi descartada, pois apresentava custo 30% maior que as outras duas.

As areias de construção civil apresentam desvio muito grande na qualidade do produto fornecido por diferentes mineradoras.

A areia XII foi descartada, pois a mesma não se encontrava disponível para aquisição em volume suficiente para o complemento do leito, visto que, é altamente

importante garantir que toda areia comprada seja similar àquela estudada no levantamento apresentado.

Por fim, efetuou-se a aquisição da areia II, pois foi a única areia que atendeu os requisitos anteriores. A curva granulométrica da areia II é mostrada na Figura 5.1.

Figura 5.1 Curva granulométrica da areia II

A areia II apresentou diâmetro médio dos grãos igual a 0,69 mm e massa específica de 2690 kg.m^{-3} .

5.3 Avaliação do Desempenho do Reator de Leito Expandido

A operação do reator de leito expandido foi dividida em duas etapas, que foram subdivididas em fases de acordo com o TDH de operação adotado.

A Etapa I objetivou a operação do reator de leito expandido somente sob condição anaeróbia, enquanto a Etapa II o reator foi operado sob condições anaeróbia e aeróbia sobrepostas.

5.3.1 Etapa I

5.3.1.1 Condições Operacionais - Etapa I

As condições operacionais do reator de leito expandido, durante a Etapa I, são mostradas na Tabela 5.2.

Tabela 5.2 Variáveis de operação do reator de leito expandido: Etapa I

Etapa I	Fase 1	Fase 2
Q_{afi} ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	11,4	19,9
$Q_{\text{rec,ana}}$ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	22,8	39,8
$Q_{\text{rec,aer}}$ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	-	-
$v_{\text{asc,ana}}$ ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	4,8	8,5
$v_{\text{asc,aer}}$ ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	4,8	8,5
$\text{TDH}_{\text{total}}$ (h)	14,0	8,0
TDH_{ana} (h)	8,0	4,6
TDH_{aer} (h)	-	-

Q_{afi} : vazão afluyente

$Q_{\text{rec,ana}}$: vazão de recirculação na zona anaeróbia

$Q_{\text{rec,aer}}$: vazão de recirculação na zona aeróbia

$v_{\text{asc,ana}}$: velocidade ascensional na zona anaeróbia

$v_{\text{asc,aer}}$: velocidade ascensional na zona aeróbia

$\text{TDH}_{\text{total}}$: tempo de detenção hidráulica no reator

TDH_{ana} : tempo de detenção hidráulica zona anaeróbia

TDH_{aer} : tempo de detenção hidráulica zona aeróbia

A Etapa I teve duração de 77 dias, sendo que as Fases 1 e 2 duraram 56 e 21 dias, respectivamente. A Fase 2 teve duração relativamente pequena, por causa de problemas operacionais apresentado pela bomba de alimentação e, devido ao atraso no serviço de conserto da mesma, a referida fase foi encurtada, para que não ocorresse atrasos da Etapa II.

A razão de recirculação na zona anaeróbia, durante toda a Etapa I, foi mantida em 200% ($Q_{\text{rec}}/Q_{\text{afi}}$) para facilitar a expansão do leito do reator.

5.3.1.2 Resultados de Desempenho do Reator Anaeróbio de Leito Expandido

Nas Figuras 5.2; 5.3 e 5.4 são apresentados, respectivamente, os resultados de pH, alcalinidade e ácidos voláteis do afluente e efluente durante a Etapa I de operação do reator anaeróbio de leito expandido.

Vale ressaltar, que os pontos dos gráficos foram unidos para indicar tendências, embora isso não signifique que houve continuidade na variação dos parâmetros nos tempos intermediários.

Figura 5.2 Resultados de pH do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Figura 5.3 Resultados de AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial) e AI (alcalinidade intermediária) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Figura 5.4 Resultados de AGV (ácidos graxos voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Na Tabela 5.3 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de pH, alcalinidade e AGV, da Etapa I.

Tabela 5.3 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de pH, AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial), AI (alcalinidade intermediária) e AGV (ácidos graxos voláteis) das Fases 1 e 2, da Etapa I

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:	6,7	6,9	95	195	99	94	195	289	102	56
	Desvio padrão:	0,2	0,2	15	26	14	16	18	27	23	37
	Mínimo:	6,6	6,8	82	166	79	76	160	242	73	27
	Máximo:	7,0	7,2	121	227	115	121	209	312	122	128
	Nº de amostras:	6	6	6	6	6	6	6	6	6	6
2	Média:	6,8	6,9	77	160	72	75	149	235	80	42
	Desvio padrão:	0,3	0,1	10	32	25	14	15	44	46	25
	Mínimo:	6,6	6,8	67	131	48	64	136	202	34	24
	Máximo:	7,1	7,0	88	194	98	91	165	285	126	71
	Nº de amostras:	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3

A alcalinidade total média do afluente foi de 195 ± 18 e 149 ± 15 mgCaCO₃.L⁻¹ para as Fases 1 e 2, respectivamente. Para esgoto sanitário valores de alcalinidade total na ordem de 150 a 350 mgCaCO₃.L⁻¹ são freqüentes, segundo HENZE, 1997. O efluente apresentou alcalinidade média de 289 ± 27 e 235 ± 44 mgCaCO₃.L⁻¹, durante as Fases 1 e 2, respectivamente. Isso demonstra que houve geração de alcalinidade total, conforme esperado para sistemas anaeróbios. O aumento na alcalinidade está associado à neutralização de íons H⁺, o que favorece o aumento do pH, conforme visualizado na Figura 5.2.

Durante a digestão anaeróbia, ocorre a interação da alcalinidade com os AGVs, fazendo com que a alcalinidade de sistemas em equilíbrio “neutralize” os ácidos presentes no processo. Isso foi observado, ao longo do período de monitoramento do sistema, pois concentração média de AGV no afluente, durante as Fases 1 e 2, foi de 102 ± 23 e 80 ± 46 mgHAc.L⁻¹, respectivamente, e no efluente foi de 56 ± 37 e 42 ± 25 mgHAc.L⁻¹, durante as Fases 1 e 2, respectivamente.

Na Figura 5.5 são mostradas as relações AI/AP e AGV/AT para o efluente da Etapa I.

Figura 5.5 Relações Al/AP (alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial) e AGV/AT (ácidos graxos voláteis/alcalinidade total) do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

As relações Al/AP e AGV/AT mantiveram-se, em média, em 0,5 e 0,2, respectivamente (Figura 5.5). A relação Al/AP apresentou-se acima de 0,3, valor usual para sistemas anaeróbios tratando esgoto sanitário. Enquanto a relação AGV/AT manteve-se entre 0,10 a 0,35, faixa considerada típica de reatores com processos estáveis. É importante salientar, que apesar da relação Al/AP indicar menor estabilidade do sistema, isso não significa necessariamente que o sistema foi deficiente na remoção de matéria orgânica. Isso indica apenas, que a reserva de alcalinidade a bicarbonato (alcalinidade parcial) poderia ter sido insuficiente para neutralizar uma concentração

Na Figura 5.6 são apresentados os resultados da DQO da amostra bruta e da filtrada do afluente e do efluente, e na Figura 5.7, os resultados da eficiência de remoção de DQO total e filtrada afluente e efluente, para a Etapa I da operação do reator anaeróbio de leito expandido.

Figura 5.6 Resultados de DQO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Na Tabela 5.4 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de DQO, da Etapa I.

Tabela 5.4 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DQO das Fases 1 e 2, da Etapa I

Fase	Variáveis	DQO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		ε _{DQO,t} (%)	DQO _{filt} (mg.L ⁻¹)		ε _{DQO,f} (%)
		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	
1	Média:	733	245	66	318	117	64
	Desvio padrão:	146	106	15	64	67	15
	Mínimo:	514	116	47	233	72	37
	Máximo:	872	370	87	395	249	78
	Nº de amostras:	6	6	6	6	6	6
2	Média:	553	352	40	263	108	60
	Desvio padrão:	208	208	16	117	54	2
	Mínimo:	333	144	25	151	60	57
	Máximo:	747	560	57	385	166	61
	Nº de amostras:	3	3	3	3	3	3

As médias dos valores de DQO bruta do afluente, para a duas fases foram 733±146 (Fase 1) e 553±208 mg.L⁻¹ (Fase 2), enquanto os valores médios de DQO bruta do efluente foram 245±106 e 352±208 mg.L⁻¹ para as Fases 1 e 2,

respectivamente. Tanto a DQO bruta do afluente, quanto a do efluente apresentaram desvios relativamente grandes em relação à média, em ambas as fases.

Os valores médios de DQO filtrada do efluente foram praticamente semelhantes para as duas fases, $117 \pm 67 \text{ mg.L}^{-1}$ (Fase 1) e $108 \pm 54 \text{ mg.L}^{-1}$ (Fase 2), evidenciando que o aumento da carga orgânica volumétrica não influenciou diretamente este parâmetro.

Figura 5.7 Resultados da eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada, do reator anaeróbico de leito expandido, durante as Fases 1 e 2 da Etapa I

A eficiência média de remoção de DQO bruta na Fase 1 foi de 66%. Isso ocorreu, quando o sistema foi operado com TDH na região anaeróbia de 8 horas e carga orgânica volumétrica (COV) média de $1,3 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$. Nestas condições, foi gerado efluente com valores médios de $245 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}}.\text{L}^{-1}$.

Na Fase 2, da Etapa I, houve redução na eficiência do sistema. O valor médio de remoção de matéria orgânica nesse período, em termos de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$, foi de 40%, para a COV média de $1,7 \text{ kgDQO.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e TDH na região anaeróbia de 4,6 h. Foi gerado efluente com valores médios de $352 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}}.\text{L}^{-1}$.

A eficiência média de remoção de $DQO_{filtrada}$ não sofreu grande oscilação, visto que para Fase 1, a eficiência média de remoção de $DQO_{filtrada}$ foi de 64% (efluente com valor médio de $117 \text{ mgDQO}_{filtrada} \cdot \text{L}^{-1}$), e para a Fase 2, foi de 60% (efluente com valor médio de $108 \text{ mgDQO}_{filtrada} \cdot \text{L}^{-1}$). Isso é justificado, provavelmente, pelo fato de que, ao se reduzir o TDH, ocorreu o aumento da velocidade ascensional do sistema, e conseqüentemente, favoreceu o “arraste” de sólidos, conforme mostrado na Figura 5.11.

Pereira (2000) monitorando um reator anaeróbio de leito expandido ($31,3 \text{ m}^3$), com altura de 14,9 m e diâmetro de 1,5 m, cujo leito foi composto por carvão ativado granular (CAG), obteve remoções de DQO_{total} e DQO_{filt} de 79,5% e 69,5%, respectivamente, quando o sistema foi operado TDH médio de 3,1 h. O efluente apresentou concentrações médias de $184 \text{ mgDQO}_{total} \cdot \text{L}^{-1}$ e $98 \text{ mgDQO}_{filt} \cdot \text{L}^{-1}$.

Mendonça (2004) operando o mesmo reator desta pesquisa, somente na condição anaeróbia, com TDH médio de 2,69 h, obteve eficiências médias de remoção de DQO_{total} de 72%, isso ocorreu, quando foi aplicada COV média de $3,4 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. O efluente apresentou valor médio de $225 \text{ mgDQO}_{total} \cdot \text{L}^{-1}$.

Nas Figuras 5.8 e 5.9 são mostrados, respectivamente, os valores de DBO bruta e filtrada do afluente e do efluente e as eficiências de remoção de DBO bruta e filtrada do afluente e do efluente.

Figura 5.8 Resultados de DBO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Figura 5.9 Resultados da eficiência de remoção de DBO bruta e filtrada do reator anaeróbio de leito expandido, durante as Fases 1 e 2 da Etapa I

Na Tabela 5.5 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de DBO, da Etapa I.

Tabela 5.5 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DBO das Fases 1 e 2, da Etapa I

Fase	Variáveis	DBO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		ε _{DBO,t} (%)	DBO _{filt} (mg.L ⁻¹)		ε _{DBO,f} (%)
		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	
1	Média:	434	104	78	223	76	70
	Desvio padrão:	110	80	12	55	87	28
	Mínimo:	313	44	58	146	18	26
	Máximo:	610	259	87	297	221	92
	Nº de amostras:	6	6	6	5	5	5
2	Média:	453	142	70	220	69	71
	Desvio padrão:	322	112	3	161	62	7
	Mínimo:	225	63	68	106	25	66
	Máximo:	680	221	72	334	112	76
	Nº de amostras:	2	2	2	2	2	2

Os valores de DBO bruta afluente e para o efluente, para as duas fases, mantiveram na média de 440 mg.L⁻¹ e 110 mg.L⁻¹, respectivamente. No início da Fase 2, ocorreu um aumento de aproximadamente de 50% do valor da DBO_{bruta} do efluente em relação à média observada na fase anterior, sendo que o mesmo fato foi verificado para a DQO_{bruta} do efluente no mesmo período.

As eficiências de DBO_{bruta} para as Fases 1 e 2 foram de 78 e 70%, respectivamente. Essas eficiências foram observadas quando foi aplicada COV média de 0,75 e 1,4 kgDBO.m⁻³.dia⁻¹, respectivamente para as Fases 1 e 2. A eficiência de DBO filtrada efluente foi em média 70%, sendo que o efluente apresentou valores médios de DBO filtrada de 71±7 mg.L⁻¹.

Pereira (2000) monitorando um reator anaeróbio de leito expandido (31,3 m³), com altura de 14,9 m e diâmetro de 1,5 m, cujo leito foi composto por carvão ativado granular (CAG), obteve remoções médias de DBO de 72,9%, cujo valor médio no efluente foi de 118 mgDBO_{bruta}.L⁻¹.

Mendonça (2004) operando o mesmo reator desta pesquisa, somente na condição anaeróbia, como TDH médio de 2,69 h, obteve eficiências médias de

Os resultados de sólidos totais e sólidos em suspensão são mostrados nas Figuras 5.10 e 5.11, respectivamente.

Figura 5.10 Resultados de ST (sólidos totais), STF (sólidos totais fixos) e STV (sólidos totais voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leite expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Na Tabela 5.6 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de sólidos totais e sólidos em suspensão, da Etapa I.

Tabela 5.6 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de sólidos totais e sólidos em suspensão das Fases 1 e 2, da Etapa I

[illegible]

A eficiência de remoção de ST, para a Fase 1, foi em média de 30%, sendo que o efluente apresentou concentração $480 \pm 90 \text{ mgST.L}^{-1}$. Para a Fase 2, essa eficiência decaiu para 5%, em média, embora o efluente apresentou concentração semelhante da fase anterior, $491 \pm 160 \text{ mgST.L}^{-1}$, no entanto o desvio padrão foi superior.

A concentração de sólidos totais fixos no efluente foi maior que a do efluente. Este fato é justificável, provavelmente, pois a areia colocada no reator, para aumentar o volume de material suporte, continha partículas finas, fora da faixa apropriada para as velocidades ascensionais utilizadas nesta pesquisa, fato este, fez com que as partículas de areia mais finas, fossem carregadas para fora do sistema.

Pereira (2000) monitorando reator anaeróbio de leito expandido ($31,3 \text{ m}^3$), com altura de 14,9 m e diâmetro de 1,5 m, cujo leito foi composto por carvão ativado granular (CAG), obteve remoções de 59% de ST, sendo que o efluente apresentou concentração média de 265 mgST.L^{-1} .

Em relação à parcela de sólidos voláteis, foram obtidas eficiências de remoção de STV na faixa de 45%, durante a Fase 1, cujo efluente apresentou concentração média de $240 \pm 55 \text{ mgSTV.L}^{-1}$. Essa eficiência relativamente baixa, provavelmente se deve ao fato de que ao mesmo tempo em que ocorreu remoção de material volátil, houve produção devida à liberação de produtos microbiológicos solúveis, bem como de subprodutos da hidrólise de material particulado e arraste de fragmentos de biofilme decorrente da ação de forças cisalhantes, ocasionadas pelo escoamento do líquido intersticial.

Figura 5.11 Resultados de SST (sólidos em suspensão totais), SSF (sólidos em suspensão fixos) e SSV (sólidos em suspensão voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbico de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Durante a Fase 1, da Etapa I, o sistema apresentou eficiência de remoção de SST e de SSV de 58% e 69%, respectivamente, apresentando um efluente com concentrações médias de 87 ± 61 mgSST.L⁻¹ e 61 ± 44 mgSSV.L⁻¹.

Na Fase 2, da mesma Etapa, houve queda sensível nas eficiências de remoção de sólidos em suspensão total e volátil. Ou seja, a eficiência média de remoção de SST e SSV foi de 7% e 26%, sendo que o efluente apresentou concentrações médias de 166 ± 115 mgSST.L⁻¹ e 120 ± 80 mgSSV.L⁻¹. Isso ocorreu, como já observado anteriormente, pela redução no TDH do sistema, o que levou ao aumento na taxa de carregamento hidráulica, e conseqüentemente, o “arraste” de material particulado do sistema.

Na Figura 5.12 é mostrada a relação SSV/SST para o afluente e o efluente, durante a Etapa I.

Figura 5.12 Relação SSV/SST (sólidos em suspensão voláteis/sólidos em suspensão totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Pela Figura 5.12, observa-se que aproximadamente 70% do SST é composto por material volátil, indicando que grande parcela da biomassa está sendo perdida pelo sistema, ou até mesmo parcela do afluente está passando direto pelo sistema.

Na Figura 5.13 são mostradas as concentrações de NKT, N-amon e N-org do afluente e do efluente, em função do tempo, para as Fases 1 e 2 do reator anaeróbio de leito expandido na Etapa I. Na Figura 5.14 é mostrada a relação N-amon/NKT do afluente e do efluente.

Figura 5.13 Resultados de NKT (nitrogênio Kjeldahl total), N-amon (nitrogênio amoniacal) e N-org (nitrogênio orgânico) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Na Tabela 5.7 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de nitrogênio e fósforo, da Etapa I.

Tabela 5.7 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de nitrogênio e fósforo das Fases 1 e 2, da Etapa I

Fase	Variáveis	NKT (mg.L ⁻¹)		N-amoniacal (mg.L ⁻¹)		N-orgânico (mg.L ⁻¹)		P (mg.L ⁻¹)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	Média:	54,8	56,6	38,0	50,7	16,8	5,9	5,8	5,5
	Desvio padrão:	8,1	9,9	8,1	8,6	10,0	2,7	1,1	1,2
	Mínimo:	47,6	41,7	23,9	36,9	6,3	1,6	4,4	4,2
	Máximo:	66,2	68,5	48,4	59,1	30,2	9,4	7,4	7,4
	Nº de amostras:	6	6	6	6	6	6	6	6
2	Média:	50,9	58,3	31,9	47,6	19,0	10,7	5,5	7,1
	Desvio padrão:	13,3	14,2	9,2	12,2	4,5	3,0	1,9	2,1
	Mínimo:	36,6	43,7	22,7	36,3	13,9	7,4	3,8	5,4
	Máximo:	63,0	72,0	41,1	60,6	21,9	13,3	7,5	9,5
	Nº de amostras:	3	3	3	3	3	3	3	3

Analisando-se a Figura 5.13, observa-se que a remoção de NKT no reator anaeróbio de leito expandido foi insignificante, ocorrendo, provavelmente, a remoção

devida à assimilação via metabolismo bacteriano, porém houve expressiva conversão de nitrogênio orgânico para nitrogênio amoniacal.

Observa-se que no 70º dia, quando se reduziu o TDH do sistema de 14 h para 8 h, a concentração de NKT do efluente foi superior a do afluente, isso ocorreu, provavelmente, devido à perda de sólidos biológicos, ocasionado pelo aumento da velocidade ascensional no reator e redução da eficiência na região de sedimentação.

A maior parcela de N-orgânico presente no efluente, provavelmente está relacionada ao conteúdo de nitrogênio lentamente biodegradável, somado à parcela de sólidos biológicos arrastados do sistema.

Figura 5.14 Relação N-amon/NKT (nitrogênio amoniacal/nitrogênio Kjeldahl total) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Observa-se, pela Figura 5.14, que o sistema apresentou, durante a Fase 1 grau de amonificação de 90%, isso ocorreu quando o sistema foi operado com TDH, na região anaeróbia, de 8 horas e carga média de carregamento de nitrogênio de $0,09 \text{ kgNKT.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$. Na fase 2, o grau de amonificação decaiu para 82%. Isso

ocorreu quando se aplicaram taxa média de carregamento de nitrogênio $0,15 \text{ kgNKT.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$ e TDH na região anaeróbia de 4,6 horas.

Em ambas a fases, o grau de amonificação foi satisfatório, essa é uma característica positiva do sistema anaeróbio, pois atenua a necessidade de se amonificar, em reator subsequente, para depois promover a nitrificação e, posterior, desnitrificação.

Mendonça (2004) operando o mesmo reator desta pesquisa, somente na condição anaeróbia, como TDH médio de 2,69 h, obteve grau médio de amonificação de 82%, quando foi aplicada ao sistema taxa de nitrogênio média de $0,27 \text{ kgNKT.m}^{-3}.\text{dia}^{-1}$.

Os resultados da concentração de fósforo no afluente e efluente são mostrados na Figura 5.15.

Figura 5.15 Resultados de P (fósforo) do afluente e do efluente do reator anaeróbio de leito expandido, para as Fases 1 e 2 da Etapa I

Pela Figura 5.15, pode-se observar que a fração de fósforo removida no sistema foi desprezível, comportamento típico do processo anaeróbio.

Durante a Fase 1, o sistema obteve eficiências de remoção de fósforo de até 15%, embora isso pode ser atribuído, devido à incorporação desse elemento no tecido celular da biomassa ou eventual adsorção na matriz polimérica do biofilme, conforme observado por Cuba Terán (1995).

Além disso, é visível o fato de que o processo anaeróbio isolado não apresenta capacidade de remoção de fósforo, podendo, em certos casos, propiciar o aumento nas concentrações efluentes, conforme observado na Fase 2 de operação do sistema (Figura 5.15).

Além Sobrinho e Kato (1999) citam que a remoção de fósforo em processos anaeróbios, somente será efetiva se forem utilizados produtos químicos para a precipitação dos mesmos.

5.3.1.3 Análise Global dos Resultados Obtidos durante a Etapa I

A relação Al/AP (Figura 5.5) para as Fase 1 e 2, em média foi de $0,49 \pm 0,12$ e $0,48 \pm 0,07$, respectivamente. Embora, esses valores fossem superiores aos descritos na literatura para sistemas anaeróbios, que é de 0,3, o sistema em ambas as fases apresentou estabilidade adequada, visto pela remoção de matéria orgânica observada durante a Etapa I. Além disso, observa-se que o desvio padrão de ambas as fases foi relativamente pequeno, indicando a capacidade do sistema em se manter em equilíbrio.

A carga orgânica volumétrica média ($COV_{média}$) aplicada durante as Fases 1 e 2 foi de 1,26 e 1,66 $kgDQO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$, respectivamente. A $COV_{média}$ removida do sistema foi de 0,84 $kgDQO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$ para a Fase 1 e 0,64 $kgDQO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$ para a Fase 2. O sistema obteve maior eficiência na remoção de matéria orgânica,

em termos de DQO, durante a Fase 1. A redução do TDH, durante a Fase 2, fez com que ocorresse a redução na eficiência de remoção de matéria orgânica, embora, provavelmente, o tempo de operação foi insuficiente para que o sistema se adaptasse ao aumento na taxa de carregamento orgânico e obtivesse equilíbrio dinâmico.

As eficiências de remoção de ST, nas Fases 1 e 2 foram de 30% e 5%, respectivamente. As concentrações de sólidos totais no efluente foram semelhantes para as duas fases, ou seja, 480 mgST.L^{-1} (Fase 1) e 491 mgST.L^{-1} (Fase 2). Tanto para a Fase 1, quanto para a Fase 2, as eficiências foram relativamente muito baixas, isso provavelmente pode ser explicado pelo baixo desempenho do sistema de decantação, mostrando que o mesmo não apresentou funcionabilidade adequada, visto que as taxas de aplicação hidráulica para as Fases 1 e 2 foram de $17,4$ e $30,4 \text{ m}^3.\text{m}^{-2}.\text{dia}^{-1}$, respectivamente, valores estes dentro do recomendado pela NBR 12209/1992, que determina que a taxa de escoamento superficial deve ser igual ou inferior a $36 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{d}$, para decantador final.

As eficiências de remoção de SST, durante as Fases 1 e 2 foram de 58% e 7%, respectivamente. A concentração de sólidos em suspensão totais no efluente foi 87 mgSST.L^{-1} (Fase 1) e 166 mgSST.L^{-1} (Fase 2). Nota-se que com a redução do TDH, de 14 horas para 8 horas, promoveu o aumento na velocidade ascensional, de $4,8 \text{ m.h}^{-1}$ para $8,5 \text{ m.h}^{-1}$ e isso, ocasionou, provavelmente, o “arraste” de material particulado, reduzindo, assim de maneira significativa a eficiência na remoção de SST, durante a Fase 2, da Etapa I.

O grau de amonificação obtido, durante as Fases 1 e 2, foi de 90% e 82%, respectivamente. Isso evidencia a potenciabilidade do sistema na conversão de matéria nitrogenado orgânico em amoniacal.

5.3.2 Etapa II

5.3.2.1 Condições Operacionais - Etapa II

As condições operacionais do reator de leito expandido, durante a Etapa I, são mostradas na Tabela 5.8.

Tabela 5.8 Variáveis de operação do reator de leito expandido: Etapa II

Etapa II	Fase 1	Fase 2	Fase 3	Fase 4
Q_{afi} ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	19,9	13,3	9,9	8,0
$Q_{\text{rec,ana}}$ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	39,8	26,6	-	-
$Q_{\text{rec,aer}}$ ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	39,8	26,6	19,8	16
$v_{\text{asc,ana}}$ ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	8,5	5,6	1,4	1,1
$v_{\text{asc,aer}}$ ($\text{m} \cdot \text{h}^{-1}$)	14,0	9,4	4,2	3,4
$\text{TDH}_{\text{total}}$ (h)	8,0	12,0	16,0	20,0
TDH_{ana} (h)	2,3	3,45	4,65	5,75
TDH_{aer} (h)	2,3	3,45	4,65	5,75

Q_{afi} : vazão afluente

$Q_{\text{rec,ana}}$: vazão de recirculação na zona anaeróbia

$Q_{\text{rec,aer}}$: vazão de recirculação na zona aeróbia

$v_{\text{asc,ana}}$: velocidade ascensional na zona anaeróbia

$v_{\text{asc,aer}}$: velocidade ascensional na zona aeróbia

$\text{TDH}_{\text{total}}$: tempo de detenção hidráulica no reator

TDH_{ana} : tempo de detenção hidráulica zona anaeróbia

TDH_{aer} : tempo de detenção hidráulica zona aeróbia

A Etapa II teve duração de 126 dias, sendo que as Fases 1; 2; 3 e 4 duraram 21; 28; 28 e 49 dias, respectivamente.

A proposta inicial deste trabalho foi a remoção conjunta de matéria orgânica e nitrogênio em reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido operado sob aeração intermitente.

Após estabilização aparente do sistema anaeróbio, iniciou-se a aeração de parte do sistema (zona aeróbia); vale lembrar que a zona aeróbia é sobreposta à anaeróbia, e que as zonas aparentemente tem o mesmo volume (46 m^3).

A aeração foi de forma contínua e durou cerca de 10 dias. Isso foi feito para que se tentasse promover o desenvolvimento de microrganismos aeróbios no sistema.

A partir disso, a aeração foi imposta de forma intermitente (zona aeróbia), com períodos de 2 h com aeração e de 1 h sem aeração. No entanto, ao longo da Fase 1, Etapa II, observou-se que o sistema não apresentou nenhuma eficiência na remoção do nitrogênio.

No primeiro momento acreditou-se que o sistema estava com déficit de oxigênio dissolvido, em média $0,4 \text{ mg.L}^{-1}$. Por isso, foi decidido aumentar o TDH do reator para 12 horas (Fase 2), visto que o compressor estava operando com capacidade máxima, não havendo a possibilidade de se aumentar a vazão do mesmo.

Durante a Fase 2, o sistema continuou não apresentando eficiências na remoção de nitrogênio. Perante essa situação, resolveu-se, aumentar novamente o TDH para 16 h (Fase 3) e além disso, desistiu-se da aeração intermitente, visto pelos resultados apresentados durante as Fases 1 e 2.

A partir desse momento, a aeração (zona aeróbia) passou a ser de forma contínua e a recirculação na zona anaeróbia foi desligada, para que se pudesse acompanhar o processo de nitrificação no sistema, caso o mesmo ocorresse a recirculação viria a ser religada.

Ao longo da Fase 3, o sistema começou a apresentar, nas primeiras semanas, remoção de nitrogênio. No entanto, o processo tornou-se instável. Finalmente, foi adotado TDH de 20 h (Fase 4), para se tentar requerer essa instabilidade e, eventualmente, elevar-se a remoção de nitrogênio.

A razão de recirculação na zona anaeróbia, durante a Etapa II, com exceção das Fases 3 e 4, foi mantida em 200% (Q_{rec}/Q_{af}) para facilitar a expansão do leito do reator. A mesma razão foi mantida para a zona aeróbia durante toda a Etapa II.

5.3.2.2 Resultados de Desempenho do Reator Anaeróbio-Aeróbio de Leito Expandido

Na Figura 5.16, 5.17 e 5.18 são apresentados, respectivamente, os resultados de pH, alcalinidade e ácidos voláteis do afluente e do efluente, em função do tempo de operação, durante a Etapa II.

Figura 5.16 Resultados de pH do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

Pela Figura 5.16, observa-se que, o pH do afluente variou de 4,9 a 6,9, enquanto o do efluente variou de 6,8 a 7,3.

Constata-se que o pH do efluente se manteve superior ao pH do afluente durante toda a Etapa II. Isso ocorreu, provavelmente, pela liberação de CO_2 que se encontrava dissolvido no sistema.

Nota-se, pela Figura 5.16, que o pH do afluente no 112º e no 183º dia de operação do sistema, atingiu valores de 4,9 e 5,9, respectivamente. Isso ocorreu, devido à descarga ácida, de origem desconhecida, na rede coletora de esgoto da USP de São Carlos, área 1. Não foi possível avaliar o efeito direto do lançamento desse produto no sistema.

Figura 5.17 Resultados de AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial) e AI (alcalinidade intermediária) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

Tabela 5.9 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de pH, AT (alcalinidade total), AP (alcalinidade parcial), AI (alcalinidade intermediária) e AGV (ácidos graxos voláteis) das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II

[illegible]

Pela Figura 5.17, observa-se que, durante a Etapa II, a alcalinidade média do afluente foi de 112; 167; 157 e 173 $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$, para as Fases 1; 2; 3 e 4, respectivamente. Enquanto que para o efluente, a alcalinidade média das Fases 1; 2; 3 e 4 foi de 171; 212; 197 e 181 $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$, respectivamente. Nota-se que a alcalinidade total do efluente foi superior ao do afluente. Isso pode ter sido ocasionado, provavelmente, pela degradação de compostos orgânicos nitrogenados, resultando no aumento da alcalinidade do sistema.

Siman (2007) operando o mesmo reator desta pesquisa, sob condições anaeróbia-aeróbia sobrepostas, com TDH médio na zona de reação de 8,8 h, sendo que o TDH na zona anaeróbia e aeróbia foi de 6,5 e 2,3 h, respectivamente, obteve para o efluente alcalinidade total média de 250 $\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$.

As concentrações médias de ácidos voláteis no afluente foram de 124; 138; 129 e 80 $\text{mgHac}\cdot\text{L}^{-1}$ durante as Fases 1; 2; 3 e 4, respectivamente. Já para o efluente foram de 63; 60; 29 e 18 $\text{mgHac}\cdot\text{L}^{-1}$, conforme Figura 5.18.

Nota-se que durante toda a Etapa II, o sistema foi capaz de “neutralizar” os ácidos presentes no meio.

Na Figura 5.19 são representados os resultados das análises de DQO das amostras brutas e filtradas do afluente e do efluente, em função do tempo de operação, para a Etapa II, e na Figura 5.20 são mostradas as eficiências na remoção de DQO total e filtrada.

Figura 5.19 Resultados de DQO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

Na Tabela 5.10 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de DQO, da Etapa II.

Tabela 5.10 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DQO das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II

Fase	Variáveis	DQO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		$\epsilon_{DQO,t}$ (%)	DQO _{filt} (mg.L ⁻¹)		$\epsilon_{DQO,f}$ (%)
		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	
1	Média:	602	991	-77	365	147	61
	Desvio padrão:	127	281	90	130	69	12
	Mínimo:	469	821	-180	238	68	48
	Máximo:	721	1315	-14	498	187	71
	Nº de amostras:	3	3	3	3	3	3
2	Média:	615	507	19	401	191	55
	Desvio padrão:	162	187	10	120	108	12
	Mínimo:	467	334	11	294	103	38
	Máximo:	826	734	28	563	348	65
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4
3	Média:	565	373	35	350	72	80
	Desvio padrão:	44	154	25	37	24	6
	Mínimo:	532	210	8	326	50	73
	Máximo:	629	510	61	405	97	85
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4
4	Média:	553	361	34	270	70	74
	Desvio padrão:	104	99	14	27	21	6
	Mínimo:	432	275	17	246	43	69
	Máximo:	685	561	54	315	99	83
	Nº de amostras:	7	7	7	7	7	7

A DQO bruta do afluente, durante a Etapa II variou de 432 a 826 mg.L⁻¹, enquanto para o efluente, variou 210 a 1315 mg.L⁻¹.

Durante a Fase 1, observa-se pela Figura 5.19, que a DQO bruta do efluente foi superior a do afluente. Durante essa fase, houve perda excessiva de material de difícil biodegradabilidade no sistema, devido ao período inicial de aeração, que carregou grande parte do material biológico sedimentado, no decantador do reator, para fora do sistema. Além disso, nesse período houve praticamente a adaptação do sistema, ou seja, a transição da Etapa I para a Etapa II, não conseguindo chegar à estabilidade.

A DQO das amostras filtradas do afluente variou de 238 a 405 mg.L⁻¹, enquanto que para o efluente, a variação foi de 43 a 348 mg.L⁻¹. Nota-se, pela Figura 5.19, que durante as Fases 3 e 4, houve estabilização da DQO filtrada do efluente, sendo que o mesmo não foi observado para a DQO bruta do efluente.

Figura 5.20 Resultados da eficiência de remoção de DQO bruta e filtrada, do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, durante as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

As eficiências médias de remoção de DQO bruta foram de 19; 35 e 35%, para as Fases 2; 3 e 4, respectivamente. Isso ocorreu quando foram aplicadas cargas de

carregamento médias de 1,23 (Fase 2), 0,84 (Fase 3) e 0,67 kgDQO.m⁻³.dia⁻¹ (Fase 4). Já as eficiências de remoção média de DQO das amostras filtradas para as Fases 2, 3 e 4 foram de 55; 80 e 75%, respectivamente.

A eficiência de remoção de DQO filtrada na Fase 4 foi menor em relação a Fase 3, embora a qualidade do efluente da Fase 4 fosse melhor. Isso ocorreu, pois durante a Fase 4, o afluente apresentou menores valores de DQO, tanto bruta quanto filtrada, em relação às outras fases. Isso pode ser explicado, pois durante esta fase, ocorreram muitas chuvas, principalmente no dia da coleta, o que levou a uma diluição do esgoto sanitário, visto que muitas ligações da rede pluvial são interligadas ao sistema de coleta de esgotos.

Siman (2007) operando o mesmo reator, sob condições anaeróbia-aeróbia sobrepostas, com TDH médio na zona de reação de 8,8 h, sendo que o TDH na zona anaeróbia e aeróbia foi de 6,5 e 2,3 h, respectivamente, obteve eficiências médias de remoção de DQO_{total} e DQO_{filtrada} de 68% e 78%, quando se aplicou COV média de 0,95 kgDQO_{total}.m⁻³.dia⁻¹ e 0,46 kgDQO_{filtrada}.m⁻³.dia⁻¹. O efluente apresentou concentrações médias de 108 mgDQO_{total}.L⁻¹ e 37 mgDQO_{filtrada}.L⁻¹.

Houve grande discrepância em relação aos valores de DQO bruta e filtrada para o efluente, conforme é mostrado na Figura 5.21.

Figura 5.21 Relação $DQO_x/DQO_{x_{afluente}}$ e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

Isso ocorreu, pois a quantidade necessária de ar a ser injetada ao sistema, para que se tivesse oxigênio dissolvido para o sistema biológico, foi muito grande. Isso fez com que, esse grande volume de ar carresse material sedimentado no decantador do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, fazendo com que o mesmo saísse junto com o efluente tratado.

Nas Figuras 5.22 e 5.23 são mostrados os resultados das análises de DBO das amostras brutas e filtradas do afluente e do efluente e as eficiências na remoção de DBO total e filtrada, respectivamente.

Figura 5.22 Resultados de DBO bruta e filtrada do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

Ao contrário do ocorrido com a DQO, a DBO no efluente durante a Fase 1, foi menor que a do afluente, mostrando que o sistema foi eficiente na remoção de material facilmente biodegradável.

Na Tabela 5.11 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de DBO, da Etapa II.

As médias da DBO bruta no efluente foram de 309; 194; 135 e 121 mg.L^{-1} , para as Fases 1; 2; 3 e 4, respectivamente. Já para a DBO filtrada do efluente, os valores obtidos foram de 74; 68; 13 e 11 mg.L^{-1} , para as Fase 1; 2; 3 e 4, conforme mostrado na Figura 5.22.

Tabela 5.11 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de DBO das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II

Fase	Variáveis	DBO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		ε _{DBO,t} (%)	DBO _{filt} (mg.L ⁻¹)		ε _{DBO,f} (%)
		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.	
1	Média:	386	309	20	275	82	71
	Desvio padrão:	113	97	6	145	53	12
	Mínimo:	293	216	15	177	29	60
	Máximo:	511	410	26	442	134	84
	Nº de amostras:	3	3	3	3	3	3
2	Média:	374	194	50	230	68	72
	Desvio padrão:	152	102	9	91	49	15
	Mínimo:	233	105	38	143	24	51
	Máximo:	549	285	59	333	135	85
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4
3	Média:	337	135	61	229	13	95
	Desvio padrão:	31	81	20	28	7	2
	Mínimo:	299	62	39	206	6	92
	Máximo:	364	222	79	269	20	97
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4
4	Média:	339	121	65	178	11	94
	Desvio padrão:	81	61	12	28	5	3
	Mínimo:	264	68	49	157	4	91
	Máximo:	443	228	80	218	18	97
	Nº de amostras:	6	6	6	6	6	6

Figura 5.23 Resultados da eficiência de remoção de DBO total e filtrada do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, durante as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

O sistema alcançou eficiências médias de remoção de DBO total, durante as Fase 1; 2; 3 e 4 de 20, 50, 60 e 65%, respectivamente. Sendo que o efluente chegou a apresentar DBO total de 62 mg.L⁻¹ (Fase 3). Já para a DBO filtrada do efluente as

eficiências médias foram de 71, 72, 95 e 94%, para as Fases 1, 2, 3 e 4, respectivamente. O efluente chegou a apresentar concentração de 4 mg.L^{-1} (Fase 4) de DBO filtrada.

Na Figura 5.24 e 5.25 são mostrados, respectivamente, os resultados dos sólidos totais e sólidos em suspensão, do afluente e do efluente, durante a Etapa II de operação do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido.

Figura 5.24 Resultados de ST (sólidos totais), STF (sólidos totais fixos) e STV (sólidos totais voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

Na Tabela 5.12 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de sólidos totais e sólidos em suspensão, da Etapa II.

Tabela 5.12 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de sólidos totais e sólidos em suspensão das Fases 1; 2; 3 e 4, 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:	640	1089	331	462	309	627	119	651	7	203	112	448
	Desvio padrão:	212	522	187	297	48	228	10	379	1	169	9	210
	Mínimo:	477	745	223	291	253	453	108	419	6	105	102	314
	Máximo:	880	1690	547	805	340	885	127	1088	9	398	120	690
	Nº de amostras:	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
2	Média:	528	602	228	254	300	348	118	211	7	34	111	177
	Desvio padrão:	112	135	43	39	80	103	19	66	4	18	16	49
	Mínimo:	404	437	190	217	192	209	100	145	4	18	96	127
	Máximo:	674	757	289	302	385	455	144	274	12	58	132	222
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
3	Média:	650	714	300	366	350	348	120	226	7	28	112	198
	Desvio padrão:	118	271	129	215	32	82	8	90	3	12	6	79
	Mínimo:	555	496	213	244	316	249	111	127	5	16	106	111
	Máximo:	821	1099	493	688	378	419	126	306	11	40	120	270
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
4	Média:	596	597	223	250	374	348	153	218	13	25	140	193
	Desvio padrão:	128	126	94	97	43	59	49	49	5	5	44	48
	Mínimo:	438	481	104	127	333	280	105	175	7	18	98	148
	Máximo:	819	785	405	418	448	459	217	316	22	33	200	293
	Nº de amostras:	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7

Conforme a Figura 5.24, o sistema, de modo geral, não baixa eficiência na remoção de sólidos totais, fixos e voláteis. Geralmente, o efluente apresentou concentrações superiores de sólidos totais, fixos e voláteis, em relação ao afluente. Algumas vezes, o sistema apresentou eficiências na remoção de totais voláteis, mas isso chegou a ser desprezível.

No caso dos sólidos totais fixos, ocorria o carregamento de partículas de areia com densidades menores, visto que o material acrescentado ao sistema para aumentar o material suporte não foi classificado previamente.

Fdz-Polanco; Real e Garcia (1994) comentaram que sistemas leito fluidificado/expandido aeróbio e, principalmente para os casos nos quais ocorrem ambientes anaeróbio e aeróbio sobrepostos, é comum serem relatados arrastes significativos de sólidos junto com o efluente, devido à aplicação de altas taxas superficiais.

Figura 5.25 Resultados de SST (sólidos em suspensão totais), SSF (sólidos em suspensão fixos) e SSV (sólidos em suspensão voláteis) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

O mesmo fato ocorreu para os sólidos em suspensão, conforme mostrado na Figura 5.25, o sistema não apresentou baixa eficiência na remoção de sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis.

Observa-se que aproximadamente 85% dos sólidos em suspensão são formados por material orgânico, de acordo com a Figura 5.26, em que se mostra a relação SSV/SST para o afluente e efluente. Ou seja, nota-se, que o decantador não está sendo eficiente na sedimentação do lodo biológico.

Figura 5.26 Relação SSV/SST (sólidos em suspensão voláteis/sólidos em suspensão totais) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

As concentrações de NKT, N-amoniaco e N-orgânico, em função do tempo de operação, para o afluente e efluente, nas Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, são apresentadas nas Figuras 5.27.

Figura 5.27 Resultados de NKT (nitrogênio Kjeldahl total), N-amon (nitrogênio amoniacal) e N-org (nitrogênio orgânico) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

Na Tabela 5.13 são apresentados os valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e número de dados considerados na análise estatística para os resultados de nitrogênio e fósforo, da Etapa II.

Tabela 5.13 Valores médios, desvios padrões, valores mínimos e máximos e números de dados analisados de nitrogênio e fósforo das Fases 1; 2; 3 e 4, da Etapa II

Fase	Variáveis	NKT (mg.L ⁻¹)		NKT _{filt} (mg.L ⁻¹)		N-amoniacal (mg.L ⁻¹)		N-orgânico (mg.L ⁻¹)		P (mg.L ⁻¹)	
		Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	Média:	60,3	70,9	-	-	25,8	39,1	34,4	31,8	6,3	7,8
	Desvio padrão:	7,3	10,1	-	-	15,7	5,3	9,6	12,1	0,1	1,2
	Mínimo:	54,4	61,4	-	-	8,9	35,7	28,6	24,5	6,1	6,8
	Máximo:	68,5	81,5	-	-	39,9	45,2	45,5	45,8	6,4	9,0
	Nº de amostras:	3	3	-	-	3	3	3	3	3	3
2	Média:	63,4	66,8	51,2	52,3	40,9	44,9	22,6	21,9	6,2	6,0
	Desvio padrão:	13,0	15,1	15,7	8,6	10,7	8,5	6,9	6,8	1,4	1,1
	Mínimo:	48,5	53,5	34,8	43,5	29,5	36,1	14,9	16,2	4,6	4,6
	Máximo:	79,6	87,0	70,9	63,4	53,8	55,9	30,5	31,1	7,9	7,2
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
3	Média:	64,7	69,0	55,3	51,0	38,1	43,8	26,6	25,2	6,2	6,4
	Desvio padrão:	8,4	5,9	6,6	3,7	11,0	2,1	6,2	7,0	0,4	0,7
	Mínimo:	54,7	62,2	47,2	47,2	26,4	42,6	22,7	19,0	5,7	5,8
	Máximo:	74,6	74,6	63,4	55,9	51,0	46,9	35,8	32,0	6,5	7,4
	Nº de amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
4	Média:	58,7	59,8	49,2	43,9	39,2	37,1	19,5	22,7	5,6	5,9
	Desvio padrão:	9,2	9,0	4,1	5,1	1,4	7,1	8,4	5,6	0,7	0,7
	Mínimo:	42,3	47,2	41,3	38,5	37,0	29,2	3,4	18,0	4,6	4,9
	Máximo:	69,6	73,3	53,5	52,2	41,3	51,3	29,5	31,7	6,3	6,7
	Nº de amostras:	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7

A concentração de NKT do efluente foi, na maioria das vezes, superior a do afluente. Isso indica que ocorreu perda de material biológico no sistema, ocasionado, provavelmente, pelo arraste de sólidos retidos nos interstícios do leito.

De forma geral, o sistema apresentou baixa eficiência na oxidação do nitrogênio amoniacal. Durante a Fase 4 de operação do sistema, no 198º dia, o reator apresentou eficiência de 25% de oxidação do nitrogênio amoniacal, as concentrações de nitrito e nitrato encontradas foram de aproximadamente 4,0 mgN-NO₂⁻.L⁻¹ e 2,0 mgN-NO₃⁻.L⁻¹, respectivamente. O pH (Figura 5.16) manteve-se no valor 7,0, enquanto a alcalinidade neste período decaiu, conforme visualizada na Figura 5.17. Nas semanas seguintes, a eficiência oscilou consideravelmente,

mostrando grande instabilidade no sistema. Durante este período apareceram apenas traços de nitrito e nitrato no efluente.

Na Figura 5.28 são mostradas as relações N-amon/NKT do afluente e do efluente bruto e filtrado.

Figura 5.28 Relação N-amon/NKT (nitrogênio amoniacal/nitrogênio Kjeldahl total) do afluente e do efluente bruto e filtrado do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as fases 1; 2; 3 e 4 da etapa II

Pela Figura 5.28, observa-se que o grau de amonificação do sistema foi, em média, 65%. Visto pela grande perda de sólidos no sistema, decidiu-se realizar a análise de NKT do efluente filtrado, para avaliar a interferência dos mesmos. Nota-se que, a partir desse procedimento, o grau de amonificação do sistema foi, em média de 85%, indicando a grande interferência de material biológico “arrastado” no sistema.

Siman (2007) operando o mesmo reator desta pesquisa, sob condições anaeróbia-aeróbia sobrepostas, com TDH médio de 8,8 h, obteve grau de amonificação de 89% quando o sistema foi operado sob carregamento médio volumétrico de $0,13 \text{ kgNKT} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. O autor comenta que o sistema também não apresentou eficiência na nitrificação, ou seja, a ausência das formas oxidadas do

nitrogênio (NO_2^- e NO_3^-). Isso ocorreu, provavelmente pela baixa concentração de oxigênio dissolvido no sistema aeróbio, visto que a concentração de OD na saída do sistema (decantador) era praticamente zero.

Na Figura 5.29 são mostrados os resultados de fósforo no afluente e no efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido.

Figura 5.29 Resultados de P (fósforo) do afluente e do efluente do reator anaeróbio-aeróbio de leito expandido, para as Fases 1; 2; 3 e 4 da Etapa II

A concentração média de fósforo no efluente foi de $6,5 \text{ mgP-PO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$. O sistema apresentou eficiência relativamente baixa de remoção de fósforo. Ao passo que, houve períodos, cujas concentrações de fósforo no efluente foram maiores que as do afluente, devido ao arraste de sólidos biológicos.

5.3.2.3 Análise Global dos Resultados Obtidos durante a Etapa II

Durante a Fase 1, da Etapa II, o sistema não apresentou eficiência na remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, visto pela provável perda de material biológico de difícil degradabilidade.

As cargas orgânicas volumétricas médias ($COV_{médias}$) aplicadas durante as Fases 2; 3 e 4 foram de 1,23; 0,84 e 0,67 $kgDQO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$, respectivamente. As $COVs_{médias}$ removidas do sistema foram de 0,22 $kgDQO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$ (Fase 2), 0,29 $kgDQO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$ (Fase 3) e 0,23 $kgDQO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$ (Fase 4). Nota-se, que o sistema obteve maior eficiência na remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, durante a Fase 3.

Em termos de DBO, as $COVs_{médias}$ durante a Fase 1; 2; 3 e 4 foram de 1,16; 0,75; 0,50 e 0,41 $kgDBO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$, respectivamente. Ao contrário do ocorrido com a DQO, houve remoção de matéria orgânica, em termos de DBO, durante a Fase 1, da Etapa II. A $COV_{médias}$ removida foi de 0,23 $kgDBO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$. Já para a Fase 2; 3 e 4 as $COVs_{médias}$ removidas foram de 0,36; 0,30 e 0,26 $kgDBO_{bruta}.m^{-3}.dia^{-1}$, respectivamente.

Durante a Etapa II, o sistema apresentou baixa eficiência na remoção de sólidos totais e sólidos em suspensão. As taxas de aplicação hidráulica durante as Fases 1; 2; 3 e 4 foram de 30,4; 20,3; 15,1 e 12,2 $m^3.m^{-2}.dia^{-1}$, respectivamente. Mesmo com a redução da taxa de aplicação hidráulica, o decantador foi incapaz de desempenhar sua função. Além disso, foi visível o efeito da aplicação de ar no sistema, que veio maximizar o problema da sedimentação do material sólido no decantador, pois devido à quantidade de ar aplicada, criou-se turbulência na região de sedimentação do sistema, não permitindo a retenção de sólidos biológicos.

O grau de amonificação obtido, durante as Fases 2; 3 e 4, da Etapa II, foi de 86%. Isso evidenciou a capacidade do sistema em promover a amonificação do esgoto sanitário.

5.3.2.4 Comparação dos Resultados da Etapa I e II

O sistema obteve maior eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, durante a Fase 1, da Etapa I, sendo que a $COV_{média}$ removida foi de $0,84 \text{ kgDQO}_{bruta} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, quando se aplicou $COV_{média}$ de $1,26 \text{ kgDQO}_{bruta} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. Esse valor foi bem superior ao apresentado pela melhor fase da Etapa II, Fase 3, que foi de $0,29 \text{ kgDQO}_{bruta} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, quando se aplicou $COV_{média}$ de $0,84 \text{ kgDQO}_{bruta} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$.

Segundo Wastewater... (2003) a COV aplicada em reatores de leito fluidificado/expandido varia de 1 a $30 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$. Comparando-se essa faixa com as COVs aplicadas nas duas etapas de operação do sistema, nota-se, que a COV aplicada na Etapa I está próxima ao valor mínimo, enquanto que a COV aplicada na Etapa II, foi inferior à faixa utilizada para reatores com essa configuração. A título de comparação, a COV para reatores UASB é de 2,4 a $12 \text{ kgDQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$ (WASTEWATER..., 2003), ou seja, tanto para a Etapa I, quanto para a Etapa II as COVs aplicadas ao sistema foi inferior à faixa utilizada em reatores de manta de lodo.

Durante a Etapa II houve baixíssima eficiência na remoção de sólidos totais, ao contrário do ocorrido, durante a Etapa I, que mesmo que relativamente pequena, o sistema apresentou eficiências de remoção de sólidos totais de 30%. Observa-se que durante as duas etapas de operação do sistema, o decantador não

desempenhou sua função de maneira satisfatória, sendo que isso foi intensificado com a aplicação de ar, durante a Etapa II, prejudicando, ainda mais a sedimentação dos sólidos, pois se observou a criação de uma zona de turbulência na região de sedimentação, maximizando ainda mais a ineficiência do sistema de sedimentação de partículas.

O grau de amonificação obtido, durante a Etapa I foi de 90% e para a Etapa II, esse valor foi de 86%. Isso demonstra que, durante as duas etapas de operação, o sistema foi eficiente no processo de amonificação do esgoto sanitário.

5.3.3 Perfis de Amostras ao Longo da Altura do Reator

Foram realizadas três coletas de amostras, em três pontos de amostragem distribuídos ao longo da altura do reator, conforme relatado anteriormente (item 4.7). Essas amostras foram úteis para verificar a presença de zonas reacionais anaeróbia e aeróbia no reator de leito expandido.

Como citado anteriormente, o perfil 1, foi realizado no final da Fase 1 da Etapa I, já os perfis 2 e 3, foram realizados no final da Fase 3 e 4, da Etapa II, respectivamente.

Conforme comentado no item 4.7, para a realização dos perfis ao longo da altura do reator, foram escolhidos os pontos 3; 5 e 7 para a coleta de amostras pontuais. Os pontos 3; 5 e 7 ficam localizados 5,0; 7,0 e 9,0 m das base do reator (Figura 4.11).

Nas Figuras 5.30; 5.31 e 5.32 são representados os resultados de pH, alcalinidade e AGV obtidos nos perfis realizados ao longo da altura do reator, respectivamente.

Figura 5.30 Resultados de pH do perfil 1; 2 e 3

Figura 5.31 Resultados de alcalinidade total (a), alcalinidade parcial (b) e alcalinidade intermediária (c) do perfil 1; 2 e 3

O pH no perfil 1, realizado no final da Fase 1, da Etapa I, quando o reator foi operado somente sob a fase anaeróbia, variou de 6,9 a 7,2.

Vale ressaltar, que as coletas do afluente e do efluente foram compostas de alíquotas coletadas ao longo de 24 horas, enquanto que as coletas dos perfis (ponto 3; 5 e 7) foram amostras pontuais.

Observa-se na Figura 5.31, que houve produção de alcalinidade, durante os perfis 2 e 3 na região anaeróbia (ponto 3), realizados, respectivamente, no final das Fases 3 e 4, da Etapa II. Enquanto na região aeróbia (ponto 5 e 7) houve consumo de alcalinidade total.

Figura 5.32 Resultados de AGV (ácidos graxos voláteis) do perfil 1; 2 e 3

Pela Figura 5.32, nota-se que houve consumo de AGV obtido durante os perfis 1 e 2. Enquanto houve geração do mesmo, ao longo da altura, no perfil 3, embora avaliando somente o afluente e o efluente do sistema, observa-se que houve consumo de AGV. Essa geração de AGV pode ter sido ocasionada pela coleta de amostra que estivesse estagnada em uma zona morta dentro do reator.

Na Figura 5.33 são mostradas as curvas de variação dos resultados de $DQO_{filtrada}$ e $DBO_{filtrada}$ obtidos durante os perfis 1; 2 e 3.

Figura 5.33 Resultados de DQO_{filtrada} (a) e DBO_{filtrada} do perfil 1; 2 e 3

Durante o levantamento dos perfis 1 e 2, houve decaimento, tanto da DQO_{filtrada}, quanto da DBO_{filtrada}. Como ocorrido com o AGV, o perfil 3 da DQO_{filtrada} e DBO_{filtrada} apresentou certas incongruências. Conforme, a Figura 5.33, ocorre o aumento da DQO_{filtrada} e da DBO_{filtrada} na região anaeróbia, enquanto na região aeróbia tende ocorrer a redução dos mesmos parâmetros, sendo que o valor no efluente, no perfil 3, é de 47 mgDQO_{filt}.L⁻¹ e 6 mgDBO_{filt}.L⁻¹.

De um modo geral, a relação DBO/DQO tendeu a decrescer ao longo da altura do reator, durante os três perfis. Em média, a relação DBO/DQO no ponto 3 foi de 0,55, enquanto que, para o ponto 7, foi de 0,45. Isso indica que o líquido ao longo da altura do reator foi se tornando mais lentamente biodegradável, visto que a relação DBO/DQO do efluente foi em média 0,20.

Nas Figuras 5.34 e 5.35 são mostrados, respectivamente, os resultados das concentrações de nitrogênio e de fósforo, durante os perfis realizados ao longo da altura do reator.

Figura 5.34 Resultados de nitrogênio Kjeldahl total (a), nitrogênio amoniacal (b) e nitrogênio orgânico (c) do perfil 1; 2 e 3

O grau de amonificação, no perfil 1, foi crescente, conforme Figura 5.34. No ponto 3, houve 65% de amonificação, enquanto no ponto 7 esse valor foi de 80%. Já no perfil 2, esse valor tornou-se aproximadamente constante, com valor de 40%.

No perfil 3, inicialmente houve queda na concentração do nitrogênio, que voltou a se estabilizar a partir do ponto 5, isso pode ter ocorrido, provavelmente, como comentado nos resultados de AGV, $DQO_{filtrada}$ e $DBO_{filtrada}$, a coleta de amostra estagnada em uma possível zona morta dentro reator.

Nos perfis 2 e 3, observa-se, que não houve nitrificação no sistema, visto que não foi encontrado nitrogênio na forma de nitrito nem de nitrato. Além disso, nota-se que a concentração de N-amon ao longo da altura do reator tendeu-se a aumentar, indicando a ocorrência do processo de amonificação.

No perfil 2, a relação DBO/NKT (ponto 5) foi de aproximadamente 2,3. Segundo Wastewater... (2003), quando os valores da relação DBO/NKT são menores que 3, ocorre predominantemente o processo de nitrificação. Essa relação

foi observada no sistema, durante a Fase 3, da Etapa II (perfil 2), embora no sistema não foi observado a ocorrência de tal processo.

A concentração do N-org, com exceção do perfil 1, manteve-se aproximadamente constante ao longo da altura do reator (Figura 5.34).

Figura 5.35 Resultados de P (fósforo) do perfil 1; 2 e 3

Pela Figura 5.35 observa-se que, durante os três perfis realizados ao longo da altura do reator não houve a remoção do fósforo, pelo contrário, houve liberação de fósforo no meio.

5.3.4 Distribuição do Material Suporte

Conforme comentado no item 4.8, foram coletadas três amostras ao longo da altura do reator para verificar a distribuição do material suporte, após a colocação da areia no sistema. As amostras foram coletadas a 5,0 m (ponto 3); 7,0 m (ponto 5) e 9,0 m (ponto 7) da base do reator em três oportunidades diferentes, denominadas por amostragem 1 (Fase 1, Etapa I); 2 (Fase 3, Etapa II) e 3 (Fase 4, Etapa II).

Na Tabela 5.14 são apresentadas as proporções em relação ao volume de cada material suporte ao longo da altura do reator nas três amostragens distintas.

Tabela 5.14 Proporção em relação ao volume de carvão ativado granular (CAG), carvão antracitoso (CA) e areia ao longo da altura do reator

Material Suporte	Proporção em relação ao volume de material suporte (%)								
	Ponto 3 (5,0 m)			Ponto 5 (7,0 m)			Ponto 7 (9,0 m)		
	Am. 1	Am. 2	Am. 3	Am. 1	Am. 2	Am. 3	Am. 1	Am. 2	Am. 3
CAG + CA	73,8	75,9	54,8	89,1	56,4	51,9	77,3	62,9	65,6
AREIA	26,2	24,1	45,2	10,9	43,6	48,1	22,7	37,1	34,4

CAG: carvão ativado granular

CA: carvão antracitoso

Am. 1: Amostragem 1 (Fase 1, Etapa I)

Am. 2: Amostragem 2 (Fase 3, Etapa II)

Am. 3: Amostragem 3 (Fase 4, Etapa II)

Pela análise da Tabela 5.14, observa-se que, inicialmente, na amostragem 1, a proporção de CAG + CA foi superior em relação à areia, nos diferentes pontos de coleta (pontos 3; 5 e 7). Sendo que essa proporção tendeu a se reduzir ao longo das amostragens 2 e 3.

Ao longo do tempo, a areia tendeu-se a se localizar mais próximo a base do reator, provavelmente por sua maior densidade ($2,69 \text{ g.cm}^{-3}$) em relação ao CAG + CA ($1,69 \text{ g.cm}^{-3}$), conforme verificado no ponto 3, ao longo das amostragens 2 e 3.

Conforme comentado, era de se esperar que a proporção de areia na base do reator fosse maior, quando comparada com o CAG + CA. No entanto, esse fato não foi observado, provavelmente pelo fato de que as características do fluxo não estariam adequadas, ou seja, a vazão de recirculação não estaria proporcionando a fluidificação/expansão do leito de partículas. Este fato é corroborado, visto que a recirculação na fase anaeróbia, durante as Fases 3 e 4, da Etapa II, estava desligada, conforme discutido no item 5.3.2.5.

Contudo, nota-se que as proporções de CAG + CA em relação à areia já estavam praticamente se igualando, como observado nos pontos 3 e 5, durante a terceira amostragem. Além disso, a proporção de areia próxima ao topo (ponto 7)

tendeu a se reduzir, ao longo da segunda e terceira amostragens, indicando a acomodação da areia, em direção à base do reator.

5.3.5 Resultados do Ensaio de Flotação

Os ensaios de flotação, conforme já mencionado item 4.8, foram realizados com a finalidade em se tentar a possibilidade de melhorar a qualidade do efluente, visto que, o decantador do sistema não desempenhou sua função de forma eficiente.

Reali, Penetra e Campos (2001) e Penetra, Reali e Campos (2002) corroboram com tal possibilidade, visto que os autores avaliaram o uso da flotação por ar dissolvido (FAD) no pós-tratamento do efluente de reator anaeróbio de leito expandido (32 m^3). De acordo com os autores, o sistema RALEx-FAD foi capaz de produzir efluente com DQO de 53 mg.L^{-1} (94,4% de remoção); 9 mgSST.L^{-1} ; turbidez de $12,9 \text{ uT}$ e $0,8 \text{ mgPO}_3^{-4}.\text{L}^{-1}$ (87% de remoção) com o auxílio de coagulante.

Vale ressaltar, que não houve coagulação nem floculação prévia da amostra, apenas a flotação da mesma. Isso foi feito, de tal forma, a simular uma situação de campo, ou seja, a possibilidade na transformação do decantador do sistema num flotador.

Nas Figuras 5.36; 5.37 e 5.38 são apresentadas as eficiências de remoção de sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis, respectivamente em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio.

Figura 5.36 Eficiência na remoção de SST (sólidos em suspensão totais) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação

Figura 5.37 Eficiência na remoção de SSF (sólidos em suspensão fixos) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação

Figura 5.38 Eficiência na remoção de SSV (sólidos em suspensão voláteis) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação

Pela análise das Figuras 5.36; 5.37 e 5.38, observa-se que as maiores eficiências de remoção de sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis ocorreram quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$, que corresponde a razão de recirculação de 16% e velocidade ascensional de flotação de $10 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$. As eficiências de remoção de SST; SSF e SSV obtidas foram de 64; 82 e 62%, respectivamente. O efluente flotado apresentou concentrações de $63 \text{ mgSST} \cdot \text{L}^{-1}$; $5 \text{ mgSSF} \cdot \text{L}^{-1}$ e $59 \text{ mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$, sendo que a amostra bruta apresentava concentrações de $174 \text{ mgSST} \cdot \text{L}^{-1}$; $18 \text{ mgSSF} \cdot \text{L}^{-1}$ e $156 \text{ mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$.

Nota-se que as eficiências de remoção de sólidos em suspensão totais, fixos e voláteis quando foram aplicadas recirculações com concentrações de ar de 17,5 e $19,6 \text{ mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$ foram semelhantes. Vale lembrar, que quanto menor a quantidade de ar for fornecida ao sistema, menor serão os gastos com energia, o que favorece o aumento da potencialidade do sistema, visto que ele se torna mais economicamente favorável.

Pereira (2000) tentou simular, em escala de laboratório, a flotação do efluente de reator anaeróbico de leito expandido (32 m^3). Ao se aplicar razão de recirculação de 20%, sem a utilização de coagulante, o autor obteve eficiência na remoção de SST de 77%, o efluente apresentou concentração de 23 mgSST.L^{-1} , sendo que a amostra bruta apresentava concentração de 98 mgSST.L^{-1} .

Niciura (2005) tentou simular também, em escala de laboratório, a flotação do efluente do mesmo reator de Pereira (2000). O autor obteve eficiências de remoção de SST; SSF e SSV de 47; 65 e 41%, respectivamente, quando foi aplicada razão de recirculação de 18% e velocidade ascensional de flotação de $12,5 \text{ cm.min}^{-1}$. Vale ressaltar, que não houve coagulação nem floculação prévia da amostra. O efluente apresentou concentrações de 49 mgSST.L^{-1} ; 9 mgSSF.L^{-1} e 40 mgSSV.L^{-1} , sendo que a amostra bruta apresentava concentrações de 92 mgSST.L^{-1} ; 25 mgSSF.L^{-1} e 68 mgSSV.L^{-1} .

Na Figura 5.39 são apresentadas as eficiências de remoção de DQO em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio.

Figura 5.39 Eficiência na remoção de DQO (demanda química de oxigênio) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação

A maior eficiência de remoção de DQO, conforme a Figura 5.39 ocorreu quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$, que corresponde a razão de 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%. O efluente flotado apresentou $127 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$, sendo que a amostra bruta apresentava $331 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$.

Pereira (2000), em escala de laboratório, tentou a flotação do efluente de reator anaeróbio de leito expandido (32 m^3). O autor obteve eficiência na remoção de DQO de 61%, ao se aplicar razão de recirculação de 20%, sem a utilização de coagulante. O efluente apresentou $120 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$, sendo que a amostra bruta apresentava $311 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$.

Niciura (2005) simulou também, em escala de laboratório, a flotação do efluente do mesmo reator de Pereira (2000). Quando foi aplicada razão de recirculação de 18% e velocidade ascensional de flotação de $12,5 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$, sem a utilização de coagulante, o autor obteve eficiência de remoção de DQO de 29%. O efluente apresentou $173 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$, sendo que a amostra bruta apresentava $242 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$.

Nas Figuras 5.40 e 5.41 são apresentadas as eficiências de remoção de cor e turbidez em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio.

Figura 5.40 Eficiência na remoção de cor em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação

Figura 5.41 Eficiência na remoção de turbidez em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação

De acordo com as Figuras 5.40 e 5.41, as maiores eficiências de remoção de cor e turbidez, ocorreram quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar}}.\text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$, que corresponde a razão de recirculação de 16% e velocidade ascensional de flotação de 10 cm.min^{-1} . As eficiências de cor e turbidez foram de 53 e 73%, respectivamente. O efluente flotado apresentou cor de 431 uC e turbidez de 29 uT, sendo que a amostra bruta apresentava cor de 9121 uC e turbidez de 109 uT.

Pereira (2000) simulando, em escala de laboratório, a flotação do efluente de reator anaeróbio de leito expandido (32 m^3). Ao se aplicar razão de recirculação de 20%, sem a utilização de coagulante, o autor obteve eficiência na remoção de cor e turbidez de 60 e 67%, respectivamente. O efluente flotado apresentou cor de 308 uC e turbidez de 31 uT, sendo que a amostra bruta apresentava cor de 776 uC e turbidez de 92 uT.

Na Figura 5.42 são apresentadas as eficiências de remoção de fósforo em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio.

Figura 5.42 Eficiência na remoção de P (fósforo) em função das concentrações de ar fornecidas durante o ensaio de flotação

A maior eficiência de remoção de P, conforme a Figura 5.42 ocorreu quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$, que corresponde a razão de recirculação de 16% e velocidade ascensional de flotação de $10 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$. A eficiência de remoção de P foi de 24%. O efluente flotado apresentou $4,1 \text{ mgPO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$, sendo que a amostra bruta apresentava $5,4 \text{ mgPO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$.

A eficiência da remoção de fósforo foi baixa, mas vale lembrar, que não houve o processo de coagulação nem de floculação durante o ensaio.

Pereira (2000) simulando, em escala de laboratório, a flotação do efluente de reator anaeróbio de leito expandido (32 m³). O autor obteve eficiência na remoção de P de 10%, ao se aplicar razão de recirculação de 20%, sem a utilização de coagulante. O efluente apresentou 18 mgPO₄⁻³.L⁻¹, sendo que a amostra bruta apresentava 20 mgPO₄⁻³.L⁻¹.

Niciura (2005) simulou também, em escala de laboratório, a flotação do efluente do mesmo reator de Pereira (2000). Quando foi aplicada razão de recirculação de 18% e velocidade ascensional de flotação de 12,5 cm.min⁻¹, sem a utilização de coagulante, o autor obteve eficiência de remoção de P de 44%. O efluente apresentou 6,1 mgPO₄⁻³.L⁻¹, sendo que a amostra bruta apresentava 10,9 mgPO₄⁻³.L⁻¹.

Ambos os autores obtiverem eficiências baixas na remoção de fósforo. A título de curiosidade, quando foi realizada a coagulação e floculação das amostras, Pereira (2000) obteve eficiência na remoção de fósforo de 98%, quando foi aplicado dosagem de cloreto férrico de 65 mg.L⁻¹, sendo que o efluente apresentou concentração residual de 0,34 mgPO₄⁻³.L⁻¹. Niciura (2005) obteve eficiência de 80% na remoção de fósforo (efluente com residual de 2 mgPO₄⁻³.L⁻¹), quando foi aplicado uma dosagem de coagulante de 50 mg.L⁻¹.

Torna-se imprescindível ressaltar o fato de que o ensaio de flotação foi realizado somente para estimar a eficiência do processo RALEx-FAD, tendo em vista que a avaliação consistente dessa associação exigiria estudo aprofundado, com a aplicação e otimização de condições de mistura rápida e floculação, além da escolha da dosagem e tipo de coagulante e polímero utilizados.

6 CONCLUSÕES

Em relação ao período em que o reator foi operado somente na condição anaeróbia, Etapa I, conclui-se que:

- O sistema obteve maior eficiência na remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, durante a Fase 1, TDH de 14 horas, quando foi removido $0,84 \text{ kgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, sendo que foi aplicado $1,26 \text{ kgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$.
- As eficiências médias de remoção de $\text{DQO}_{\text{bruta}}$, $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$, $\text{DBO}_{\text{bruta}}$ e $\text{DBO}_{\text{filtrada}}$ foram de 65%; 64%; 80% e 70%, respectivamente. O efluente apresentou, em média, $245 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$, $117 \text{ mgDQO}_{\text{filtrada}} \cdot \text{L}^{-1}$, $104 \text{ mgDBO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$ e $76 \text{ mgDBO}_{\text{filtrada}} \cdot \text{L}^{-1}$;
- As eficiências médias de remoção de SST e SSV foram de 58% e 69%, respectivamente. A concentração média no efluente foi de $88 \text{ mgSST} \cdot \text{L}^{-1}$ e $69 \text{ mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$;
- A redução do TDH, de 14 horas para 8 horas, promoveu o aumento na velocidade ascensional, de $4,8 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ para $8,5 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ e isso, ocasionou, provavelmente, o “arraste” de material particulado, reduzindo, assim de maneira significativa a eficiência na remoção de SST;
- O aumento da taxa de carregamento orgânico de 1,3 para $1,7 \text{ kgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, promoveu o carreamento de sólidos junto ao efluente;

- O grau de amonificação no sistema foi de 90%, evidenciando a potenciabilidade do sistema na conversão de material nitrogenado orgânico em amoniacal;
- É possível a utilização desta configuração de reator operado somente sob a fase anaeróbia, desde que haja a substituição do decantador convencional por outra unidade que melhore o desempenho do sistema na separação sólido/líquido.

Do período em que o reator foi operado nas fases anaeróbia e aeróbias sobrepostas, Etapa II, conclui-se que:

- A maior eficiência na remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, foi obtida durante a Fase 3, TDH de 16 horas, quando foi removido $0,29 \text{ kgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$, sendo que foi aplicado $0,84 \text{ kgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{dia}^{-1}$.
- As maiores eficiências médias de remoção de $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$ e $\text{DBO}_{\text{filtrada}}$ foram de 80% e 95%, respectivamente. O efluente apresentou, em média, $72 \text{ mgDQO}_{\text{filtrada}} \cdot \text{L}^{-1}$, e $13 \text{ mgDBO}_{\text{filtrada}} \cdot \text{L}^{-1}$;
- 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 uma turbulência na região de sedimentação do sistema;
- O sistema obteve grau de amonificação de 85%, evidenciando a capacidade do sistema em promover a amonificação do esgoto sanitário de forma satisfatória;

- O sistema apresentou baixa eficiência na oxidação do N-amoniaco, no máximo 25%, sendo que as concentrações máximas de nitrito e nitrato foram de $4 \text{ mgN-NO}_2^- \cdot \text{L}^{-1}$ e $2 \text{ mgNO}_3^- \cdot \text{L}^{-1}$, respectivamente;
- Há grande dificuldade para se conseguir o domínio sob os processos biológicos em reatores com essa configuração, sendo mais interessante a utilização de reatores separados, de tal forma que se consiga o controle do processo.

A partir dos resultados obtidos em relação à escolha do material suporte para complementar o leito do reator, conclui-se que:

- A areia escolhida para complementar o leito possuía diâmetro médio dos grãos igual a 0,69 mm e massa específica de $2690 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$;
- O uso da areia comercial como alternativa para compor o leito de partículas do reator de leito expandido, em comparação à areia classificada, pode vir a reduzir o custo de execução desse tipo de sistema.

Sobre a distribuição do material suporte, conclui-se que:

- A proporção de CAG + CA foi superior em relação à areia, nos diferentes pontos de coleta, sendo que essa proporção tendeu a se reduzir ao longo das amostragens;
- As características do fluxo não estão adequadas para proporcionar a fluidificação/expansão do leito de partículas.

A partir dos resultados do ensaio de flotação, conclui-se que:

- Os melhores resultados do ensaio de flotação foram obtidos quando foi aplicada recirculação com concentração de ar de $17,5 \text{ mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{amostra}}^{-1}$, que corresponde à razão de recirculação de 16% e velocidade ascensional de flotação de $10 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$;
- As eficiências de remoção de SST; SSF e SSV obtidas foram de 64; 82 e 62%, respectivamente. O efluente flotado apresentou concentrações de $63 \text{ mgSST} \cdot \text{L}^{-1}$; $5 \text{ mgSSF} \cdot \text{L}^{-1}$ e $59 \text{ mgSSV} \cdot \text{L}^{-1}$;
- As eficiências de remoção de DQO, cor e turbidez foram de 62; 53 e 73%, respectivamente. O efluente flotado apresentou $127 \text{ mgDQO}_{\text{bruta}} \cdot \text{L}^{-1}$, cor de 431 uC e turbidez de 29 uT;
- Pela simulação da flotação do efluente, foi demonstrado que o uso da flotação, ao invés da decantação, forneceria maior eficiência ao sistema.

REFERÊNCIAS

AKUTSU, J. (1984). **Emprego de reator de leito fluidificado para tratamento biológico de efluente de uma indústria de conservas vegetais**. 88 f. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1984.

ALÉM SOBRINHO, P.; KATO, M.T. (1999). Análise crítica do uso do processo anaeróbio para o tratamento de esgotos sanitários. In: CAMPOS, J.R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES. Cap.12, p.301-320.

ARAUJO, J.C. (1995). **Caracterização e evolução do biofilme em reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com esgoto sanitário sintético**. 150p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

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

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS (1984a). **NBR 6508**: Solo - determinação da massa específica. Rio de Janeiro.

_____. (1984b). **NBR 7181**: Solo - análise granulométrica: método de ensaio. Rio de Janeiro.

_____. (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**. 188 f. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1990.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. (2005). Resolução nº 357, de 17 de março de 2005, dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 18 mar. 2005.

BRASIL. Ministério do Meio Ambiente. Conselho Nacional do Meio Ambiente. (2008). Altera o inciso II do § 4º e a tabela X do § 5º, ambos do art. 34 da resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente - CONAMA nº 357, de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, resolução CONAMA nº 397, 03 de abril de 2008. **Diário Oficial da União**, Brasília, DF, 7 abr. 2008. Seção 1, p.68.

BRATBY J. et al. (2003). Mitigating the cost of denitrification in fixed film plant with nitrate recycle. In: WATER ENVIRONMENT FEDERATION, 2003, Los Angeles. **Proceedings...** Los Angeles: Los Angeles Convention Center.

CAMPOS, J.R. (1989). **Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série**. 189 p. 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.199-220.

CHENG, S.S.; CHEN, W.C.; HWANG, H.H. (1997). Biofilm formation: the effects of hydrodynamic and substrate feeding patterns in three phase draft-tube fluidized bed for nitrification process. **Water Science & Technology**, Oxford, v.36, n.12, p.83-90.

CHOUWDHURY, N.; NAKLA, G.; ZHU, J. (2008). Load maximization of a liquid-solid circulation fluidized bed bioreactor for nitrogen removal from synthetic municipal wastewater. **Chemosphere**, Oxford, v.71, n.5, p.807-815, May.

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

CRESSON, R. et al. (2006). Biofilm formation during the start-up period of an anaerobic biofilm reactor: impact of nutrient complementation. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v.30, n.1, p.55-62, May.

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

_____. (1995). **Tratamento de esgoto sintético empregando reator anaeróbio de leito fluidificado: desempenho do reator e estudo do biofilme**. 243p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

DEMPSEY, M.J. et al. (2006). The Expanded bed biofilter: combined nitrification, solids destruction and removal of bacteria. **Water Science and Technology**, Oxford, v.54, n.8, p.37-46.

DESIGN of wastewater treatment plants. (1998). 4thed. Alexandria: Water Environmental Federation; American Society of Civil engineering. (Manual of practice, 8; ASCE Manual and Report on Engineering Practice, 76).

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. (1961). Volatile acids by direct titration. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, 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 & Technology**, Oxford, v.29, n.10-11, p.339-346.

FORD, D.L.; CHURCHWELL, J. (1980). Comprehensive analysis of nitrification of chemical processing wastewater. **Journal Water Pollution Control Federation**, New York, v.52, n.11, p.2726-2746.

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

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

HENZE, M. et al. (1997). **Wastewater treatment biological and chemical processes**. 2nded. Berlim: Springer.

HIBIYA, K. et al. (2004). Simple prediction of oxygen penetration depth in biofilms for wastewater treatment. **Biochemical Engineering Journal**, Amsterdam, v.19, n.1, p.61-68, July.

JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DAIGGER, G.T. (2003). **Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming, and other solids separation problems**. 3rded. Boca Raton: Lewis.

JEWELL, W.J. et al. (1981). Municipal wastewater treatment with anaerobic attached microbial film expanded bed process. **Journal of Water Pollution Control Federation**, New York, v.53, n.4, p.482-490.

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. (1969). **Engineering fluidization**. New York: John Wiley.

LAMON, A.W. et al. (2008). Automação de reator de leito expandido em escala plena com zonas anaeróbia e aeróbia sobrepostas para tratamento de esgoto sanitário. **Tecno-Lógica**, Santa Cruz do Sul, v.12, n.2, p.17-24.

LASSMAN, A.A. et al. (2006). Simultaneous removal of carbon and nitrogen in an anaerobic inverse fluidized bed reactor. **Water Science and Technology**, Oxford, v.54, n.2, p.111-117.

LENS, P. et al. (Ed.). **Biofilms in medicine, industry and environmental biotechnology**: characteristics, analysis and control. London: IWA.

LING, J.; CHEN, S. (2005). Impacting of organic carbon and nitrification performance of different biofilters. **Aquacultural Engineering**, London, v.33, n.2, p.150-162, Aug.

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

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**. 189p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1998.

_____. (2004). **Remoção simultânea de DQO e N em único reator de leito expandido com zonas anaeróbia e aeróbia**. 204p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2004.

MICHAUD, L. et al. (2006). Effect of particulate organic carbon on heterotrophic bacterial population and nitrification efficiency in biological filters. **Aquacultural Engineering**, London, v.34, n.3, p.224-233, May.

NICIURA, C.L. (2005). **Avaliação do uso de banda de rodagem de pneus inservíveis triturada como suporte ao desenvolvimento de biofilmes em reator anaeróbio de leito expansível**. 171 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2005.

NICOLELLA, C. et al. (1997). Mechanisms of biofilm detachment in bed reactors. **Water Science & Technology**, Oxford, v.36, n.1, p.229-235.

PATEL, A.; ZHU, J.; NAKHLA, G. (2006). Simultaneous carbon, nitrogen and phosphorus removal from municipal wastewater in a circulating fluidized bed bioreactor. **Chemosphere**, Oxford, v.65, n.7, p.1103-1112, Nov.

PENETRA, R.G.; REALI, M.A.P.; CAMPOS, J.R. (2002). Influence of flocculation conditions in the performance of an experimental domestic sewage treatment plant consisting of an anaerobic expanded bed reactor followed by dissolved air flotation. In: TALLER Y SIMPÓSIO LATINO-AMERICANO SOBRE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 7., 2002, Mérida. **Proceedings...** Mérida: IWA. p.503-510.

PEREIRA, J.A.R. (2000). **Concepção, construção e operação de reator anaeróbio de leito expandido, em escala real, para o tratamento de esgoto sanitário**. 339 p. 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**, New York, v.38, n.19, p.4252-4270, Nov.

REALI, M.A.P. (1991). **Avaliação de um sistema original para clarificação de águas de abastecimento utilizando o processo de flotação e filtração por taxa declinante**. 373p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1991.

REALI, M.A.P.; PENETRA, R.G.; CAMPOS, J.R. (2001). Sewage treatment by anaerobic biological process associated with dissolved air flotation. **Water Science & Technology**, Oxford, v.8, n.43, p.91-98.

RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. (1986). Improved alkalimetric monitoring anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal of Water Pollution Control Federation**, vol. 58, p.406-411.

SALVETTI, R. et al. (2006). Effects of temperature on tertiary nitrification in moving-bed biofilm reactors. **Water Research**, New York, v.40, n.15, p.2981-2993, Aug.

SANTOS, P.I.A. (2001). **Aplicação de coagulantes no afluente do reator anaeróbio de leito expandido alimentado com esgoto sanitário**, 129 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

SEDLAK, R.I. (Ed.). (1991). **Phosphorus and nitrogen removal from municipal wastewater: principles and practice**. 2nded. New York: Lewis.

SILVA, E.L. (1995). **Tratamento aeróbio de fenol em reator de leito fluidificado trifásico**. 248 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

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**. 256 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

SOWMEYAN, R.; SWAMINATHAN, G. (2008). Performance of inverse anaerobic fluidized bed reactor for treating high strength organic wastewater during start-up phase. **Bioresource Technology**, Essex, v.99, n.14, p.6280-6284, Sept.

SPEECE, R.E. (1995). **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Nashville: Archae. p.393, 1995.

STANDARD methods for the examination of water and wastewater. (2005). 21.ed. Washington, DC: American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. Paginação irregular.

STOODLEY, P. et al. (1999). Evolving perspectives of biofilm structure. **Biofouling**, Chur, v.14, n.1, p.75-90.

SUMMERFELT, S.T. (2006). Design and management of conventional fluidized-sand biofilters. **Aquacultural Engineering**, London, v.34, n.3, p.275-302, May.

SUMRAMPALLI, R. et al. (1997). Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresouruce Technology**, Esses, v.61, n.2, p.151-157, Aug.

THEREZO, P.E.A. (1993). **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio de leito expandido operado sob condições instáveis de carregamento orgânico e hidráulico**. 109 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

VELUCHAMY, R.R.A.; BEYENAL, H.; LEWANDOWSKI, Z. (2008). Characterizing temporal development biofilm porosity using artificial neural networks. **Water Science & Technology**, Oxford, v.57, n.12, p.1867-1872.

VERSTRAETE, W.; PHILIPS, S. (1998). Nitrification-denitrification process and technologies in new contexts. **Environmental Pollution**, London, v.102, n.1 (Suppl.1), p.717-726, Mar.

VIEIRA, L.T.G. (2000). **Desenvolvimento de sistema misto de leito fixo para remoção de nitrogênio de esgoto sanitário pré-tratado em reator anaeróbio**. 144 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2000.

VIEIRA, M.B.S. (1989). **Avaliação do desempenho de um reator anaeróbio de leito fluidificado no tratamento de efluentes líquidos apresentando baixa concentração de DQO**. 249 p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1989.

WANG, X.C. et al. (2007). Fluidized pellet bed bioreactor: a promising technology for onsite wastewater treatment and reuse. **Water Science & Technology**, Oxford, v.55, n.1-2, p.59-67.

WASTEWATER engineering: treatment, disposal, reuse. (2003). 4thed. Revisada por G.Tchobanoglous; F.Burton; H.D.Stensel. New York: McGraw-Hill. (McGraw-Hill Series in Civil and Environmental Engineering).

XAVIER, J.B.C.; PICIOREANU, J.S.; ALMEIDA, M.C.M. (2005). Monitorização e modelação da estrutura de biofilmes. **Boletim de Tecnologia**, Porto, n.76, dez.

YOOCHATCHAVAL, W. et al. (2008). Influence of effluent-recirculation condition on the process performance of expanded granular sludge bed reactor for treating low strength wastewater. **Water Science & Technology**, Oxford, v.57, n.6, p.869-873.

ZANG, K. et al. (2006). Identifying Pioneer bacterial species responsible for biofouling membrane bioreactors. **Environmental Microbiology**, Malden, v.8, n.3, p.433-440, Mar.

ZHOU, D. et al. (2008). Biofilm performance in aerobic fluidized bed reactor during the start-up period. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON BIOINFORMATICS AND BIOMEDICAL ENGINEERING, 2008, Shangai. **Proceedings...** New York: IEEE. p.3100-3105.

**ANEXO A - ENSAIOS GRANULOMÉTRICOS REALIZADOS COM
AREIAS PARA ESCOLHA DE MATERIAL SUPORTE**

EESC	Departamento de Hidráulica e Saneamento	USP																																																																																		
Ensaio de Granulometria																																																																																				
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;">Material:</td> <td rowspan="2" style="text-align: center;">#</td> <td rowspan="2" style="text-align: center;">Diâmetro (mm)</td> <td rowspan="2" style="text-align: center;">M_s (#____) g</td> <td rowspan="2" style="text-align: center;">P_r (#____) %</td> <td rowspan="2" style="text-align: center;">ΣP_r (#____) %</td> <td rowspan="2" style="text-align: center;">P_p (#____) %</td> </tr> <tr> <td colspan="2" style="text-align: center;">Areia Grossa - Itaporanga</td> </tr> <tr> <td style="width: 10%;">Local:</td> <td style="width: 10%;">São Carlos-SP</td> <td style="text-align: center;">10</td> <td style="text-align: center;">2,000</td> <td style="text-align: center;">10,33</td> <td style="text-align: center;">11,0493</td> <td style="text-align: center;">11,0493</td> <td style="text-align: center;">88,9507</td> </tr> <tr> <td>Amostra:</td> <td>B8</td> <td style="text-align: center;">18</td> <td style="text-align: center;">1,000</td> <td style="text-align: center;">20,1</td> <td style="text-align: center;">21,4996</td> <td style="text-align: center;">32,5489</td> <td style="text-align: center;">67,4511</td> </tr> <tr> <td colspan="2"> Massa de sólidos: (g) M_{s,o} = 94,22 ΣM_s (#____)= 93,49 ΔM_s = 0,73 </td> <td style="text-align: center;">20</td> <td style="text-align: center;">0,840</td> <td style="text-align: center;">5,82</td> <td style="text-align: center;">6,2253</td> <td style="text-align: center;">38,7742</td> <td style="text-align: center;">61,2258</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td style="text-align: center;">30</td> <td style="text-align: center;">0,600</td> <td style="text-align: center;">19,35</td> <td style="text-align: center;">20,6974</td> <td style="text-align: center;">59,4716</td> <td style="text-align: center;">40,5284</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td style="text-align: center;">40</td> <td style="text-align: center;">0,420</td> <td style="text-align: center;">16,21</td> <td style="text-align: center;">17,3388</td> <td style="text-align: center;">76,8104</td> <td style="text-align: center;">23,1896</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td style="text-align: center;">45</td> <td style="text-align: center;">0,350</td> <td style="text-align: center;">10,02</td> <td style="text-align: center;">10,7177</td> <td style="text-align: center;">87,5281</td> <td style="text-align: center;">12,4719</td> </tr> <tr> <td>Tempo:</td> <td>15 mim</td> <td style="text-align: center;">60</td> <td style="text-align: center;">0,250</td> <td style="text-align: center;">3,73</td> <td style="text-align: center;">3,9897</td> <td style="text-align: center;">91,5178</td> <td style="text-align: center;">8,4822</td> </tr> <tr> <td>Data:</td> <td>5/4/2007</td> <td style="text-align: center;">100</td> <td style="text-align: center;">0,150</td> <td style="text-align: center;">6,93</td> <td style="text-align: center;">7,4126</td> <td style="text-align: center;">98,9304</td> <td style="text-align: center;">1,0696</td> </tr> <tr> <td colspan="2"></td> <td style="text-align: center;">Prato</td> <td style="text-align: center;">0,000</td> <td style="text-align: center;">1,00</td> <td style="text-align: center;">1,0696</td> <td style="text-align: center;">100,0000</td> <td style="text-align: center;">0,0000</td> </tr> </table>			Material:		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %	Areia Grossa - Itaporanga		Local:	São Carlos-SP	10	2,000	10,33	11,0493	11,0493	88,9507	Amostra:	B8	18	1,000	20,1	21,4996	32,5489	67,4511	Massa de sólidos: (g) M _{s,o} = 94,22 ΣM _s (#____)= 93,49 ΔM _s = 0,73		20	0,840	5,82	6,2253	38,7742	61,2258			30	0,600	19,35	20,6974	59,4716	40,5284			40	0,420	16,21	17,3388	76,8104	23,1896			45	0,350	10,02	10,7177	87,5281	12,4719	Tempo:	15 mim	60	0,250	3,73	3,9897	91,5178	8,4822	Data:	5/4/2007	100	0,150	6,93	7,4126	98,9304	1,0696			Prato	0,000	1,00	1,0696	100,0000	0,0000
Material:		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g							P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %																																																																							
Areia Grossa - Itaporanga																																																																																				
Local:	São Carlos-SP	10	2,000	10,33	11,0493	11,0493	88,9507																																																																													
Amostra:	B8	18	1,000	20,1	21,4996	32,5489	67,4511																																																																													
Massa de sólidos: (g) M _{s,o} = 94,22 ΣM _s (#____)= 93,49 ΔM _s = 0,73		20	0,840	5,82	6,2253	38,7742	61,2258																																																																													
		30	0,600	19,35	20,6974	59,4716	40,5284																																																																													
		40	0,420	16,21	17,3388	76,8104	23,1896																																																																													
		45	0,350	10,02	10,7177	87,5281	12,4719																																																																													
Tempo:	15 mim	60	0,250	3,73	3,9897	91,5178	8,4822																																																																													
Data:	5/4/2007	100	0,150	6,93	7,4126	98,9304	1,0696																																																																													
		Prato	0,000	1,00	1,0696	100,0000	0,0000																																																																													
Curva Granulométrica
D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C _u = _____ C _c = _____																																																																																				

EESC	Departamento de Hidráulica e Saneamento	USP																																																																													
Ensaio de Granulometria																																																																															
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th style="width: 20%;">Material:</th> <th style="width: 10%;">#</th> <th style="width: 10%;">Diâmetro (mm)</th> <th style="width: 10%;">M_s (#____) g</th> <th style="width: 10%;">P_r (#____) %</th> <th style="width: 10%;">ΣP_r (#____) %</th> <th style="width: 10%;">P_p (#____) %</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td colspan="2">Areia Grossa, Tipo I - Descalvado</td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>Local:</td> <td>São Carlos-SP</td> <td>10</td> <td>2,000</td> <td>12,19</td> <td>11,1835</td> <td>88,8165</td> </tr> <tr> <td>Amostra:</td> <td>---</td> <td>18</td> <td>1,000</td> <td>42,32</td> <td>38,8257</td> <td>49,9908</td> </tr> <tr> <td>Massa de sólidos:</td> <td>(g)</td> <td>20</td> <td>0,840</td> <td>16,67</td> <td>15,2936</td> <td>34,6972</td> </tr> <tr> <td>M_{s,o} =</td> <td>109,27</td> <td>30</td> <td>0,600</td> <td>28,36</td> <td>26,0183</td> <td>8,6789</td> </tr> <tr> <td>ΣM_s (#____)=</td> <td>109,00</td> <td>40</td> <td>0,420</td> <td>6,83</td> <td>6,2661</td> <td>2,4128</td> </tr> <tr> <td>ΔM_s =</td> <td>0,27</td> <td>45</td> <td>0,350</td> <td>2,08</td> <td>1,9083</td> <td>0,5046</td> </tr> <tr> <td>Tempo:</td> <td>15 mim</td> <td>60</td> <td>0,250</td> <td>0,26</td> <td>0,2385</td> <td>0,2661</td> </tr> <tr> <td>Data:</td> <td>5/4/2007</td> <td>100</td> <td>0,150</td> <td>0,04</td> <td>0,0367</td> <td>0,2294</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td>Prato</td> <td>0,000</td> <td>0,25</td> <td>0,2294</td> <td>100,0000</td> </tr> </tbody> </table>			Material:	#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %	Areia Grossa, Tipo I - Descalvado							Local:	São Carlos-SP	10	2,000	12,19	11,1835	88,8165	Amostra:	---	18	1,000	42,32	38,8257	49,9908	Massa de sólidos:	(g)	20	0,840	16,67	15,2936	34,6972	M _{s,o} =	109,27	30	0,600	28,36	26,0183	8,6789	ΣM _s (#____)=	109,00	40	0,420	6,83	6,2661	2,4128	ΔM _s =	0,27	45	0,350	2,08	1,9083	0,5046	Tempo:	15 mim	60	0,250	0,26	0,2385	0,2661	Data:	5/4/2007	100	0,150	0,04	0,0367	0,2294			Prato	0,000	0,25	0,2294	100,0000
Material:	#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %																																																																									
Areia Grossa, Tipo I - Descalvado																																																																															
Local:	São Carlos-SP	10	2,000	12,19	11,1835	88,8165																																																																									
Amostra:	---	18	1,000	42,32	38,8257	49,9908																																																																									
Massa de sólidos:	(g)	20	0,840	16,67	15,2936	34,6972																																																																									
M _{s,o} =	109,27	30	0,600	28,36	26,0183	8,6789																																																																									
ΣM _s (#____)=	109,00	40	0,420	6,83	6,2661	2,4128																																																																									
ΔM _s =	0,27	45	0,350	2,08	1,9083	0,5046																																																																									
Tempo:	15 mim	60	0,250	0,26	0,2385	0,2661																																																																									
Data:	5/4/2007	100	0,150	0,04	0,0367	0,2294																																																																									
		Prato	0,000	0,25	0,2294	100,0000																																																																									
<p>Curva Granulométrica</p> <p style="text-align: center;">TAMANHO DAS PARTÍCULAS (mm)</p>																																																																															
<p>D (10) = _____ D (30) = _____ D (60) = _____ C_u = _____ C_c = _____</p>																																																																															

Tabela A5 Curva granulométrica: areia média - Descalvado

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: Areia Média - Descalvado		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	10	2,000	2,12	1,9604	1,9604	98,0396
Amostra:	C	18	1,000	9,67	8,9421	10,9025	89,0975
Massa de sólidos: (g)		20	0,840	6,84	6,3251	17,2277	82,7723
M _{s,o} = 108,46		30	0,600	16,93	15,6556	32,8833	67,1167
ΣM _s (#____)= 108,14		40	0,420	28,84	26,6691	59,5524	40,4476
ΔM _s = 0,32		45	0,350	21,49	19,8724	79,4248	20,5752
Tempo: 15 mim		60	0,250	6,23	5,7611	85,1859	14,8141
Data: 5/4/2007		100	0,150	13,52	12,5023	97,6882	2,3118
		Prato	0,000	2,50	2,3118	100,0000	0,0000

Curva Granulométrica

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Tabela A6 Curva granulométrica: areia fina - Descalvado

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: Areia Fina - Descalvado		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	16	1,200	0,02	0,02	0,02	99,98
Amostra:	S04	30	0,600	0,48	0,47	0,49	99,51
Massa de sólidos: (g)		40	0,420	1,52	1,50	2,00	98,00
M _{s,o} = 101,28		50	0,300	5,63	5,57	7,57	92,43
ΣM _s (#____)= 101,06		100	0,150	76,13	75,33	82,90	17,10
ΔM _s = 0,22		200	0,075	16,41	16,24	99,14	0,86
Tempo: 15 mim		230	0,063	0,57	0,56	99,70	0,30
Data: 5/4/2007		270	0,053	0,17	0,17	99,87	0,13
		400	0,037	0,13	0,13	100,00	0,00
		Prato	0,000	0,00	0,00	100,00	0,00

Curva Granulométrica

The graph plots cumulative percentage passing (P_p [%]) on the y-axis (0 to 100) against particle size (TAMANHO DAS PARTÍCULAS [mm]) on the x-axis (logarithmic scale from 0.001 to 1.000). The curve is a smooth S-shape, starting at 0% for 0.075 mm and reaching 100% at 0.425 mm.

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Tabela A7 Curva granulométrica: areia grossa - Mojam

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: Areia Grossa - Mojam		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	10	2,000	3,58	3,6140	3,6140	96,3860
Amostra:	H1	18	1,000	10,56	10,6602	14,2742	85,7258
Massa de sólidos: (g)		20	0,840	4,93	4,9768	19,2510	80,7490
M _{s,o} = _ 99,30		30	0,600	19,29	19,4730	38,7240	61,2760
ΣM _s (#____)= 99,06		40	0,420	20,6	20,7955	59,5195	40,4805
ΔM _s = 0,24		50	0,300	17,69	17,8579	77,3773	22,6227
Tempo:	15 mim	70	0,210	15,28	15,4250	92,8023	7,1977
Data:	5/4/2007	100	0,150	5,63	5,6834	98,4858	1,5142
		Prato	0,000	1,50	1,5142	100,0000	0,0000

Curva Granulométrica

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Tabela A8 Curva granulométrica: MIG - Humaitá

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: MIG - Humaitá		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	16	1,200	0,01	0,01	0,01	99,99
Amostra:	S04	30	0,600	7,69	7,34	7,35	92,65
Massa de sólidos: (g)		40	0,420	20,47	19,54	26,89	73,11
M _{s,o} = 104,80		50	0,300	22,81	21,78	48,67	51,33
ΣM _s (#____)= 104,75		100	0,150	43,52	41,55	90,21	9,79
ΔM _s = 0,05		200	0,075	9,72	9,28	99,49	0,51
Tempo:	15 mim	230	0,063	0,27	0,26	99,75	0,25
Data:	5/4/2007	270	0,053	0,19	0,18	99,93	0,07
		400	0,037	0,07	0,07	100,00	0,00
		Prato	0,000	0,00	0,00	100,00	0,00

Curva Granulométrica

100
90
80
70
60
50
40
30
20
10
0

0,001 0,010 0,100 1,000

TAMANHO DAS PARTÍCULAS (mm)

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Tabela A9 Curva granulométrica: F5 - Humaitá

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: F5 - Humaitá		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	16	1,200	0,03	0,03	0,03	99,97
Amostra:	VA	30	0,600	0,47	0,46	0,49	99,51
Massa de sólidos: (g)		40	0,420	1,97	1,95	2,44	97,56
M _{s,o} =	101,35	50	0,300	5,80	5,73	8,17	91,83
ΣM _s (#____)=	101,22	100	0,150	77,00	76,07	84,24	15,76
ΔM _s =	0,13	200	0,075	15,15	14,97	99,21	0,79
Tempo:	15 mim	230	0,063	0,14	0,14	99,35	0,65
Data:	5/4/2007	270	0,053	0,53	0,52	99,87	0,13
		400	0,037	0,09	0,09	99,96	0,04
		Prato	0,000	0,04	0,04	100,00	0,00

Curva Granulométrica

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Tabela A10 Curva granulométrica: F100 - Humaitá

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: F100 - Humaitá		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	16	1,200	0,10	0,10	0,10	99,90
Amostra:	X09	30	0,600	0,02	0,02	0,12	99,88
Massa de sólidos: (g)		40	0,420	0,03	0,03	0,14	99,86
M _{s,o} =	103,95	50	0,300	0,14	0,13	0,28	99,72
ΣM _s (#____)=	103,86	100	0,150	10,68	10,28	10,56	89,44
ΔM _s =	0,09	200	0,075	82,33	79,27	89,83	10,17
Tempo:	15 mim	230	0,063	4,44	4,27	94,11	5,89
Data:	5/4/2007	270	0,053	1,07	1,03	95,14	4,86
		400	0,037	4,64	4,47	99,61	0,39
		Prato	0,000	0,41	0,39	100,00	0,00

Curva Granulométrica

TAMANHO DAS PARTÍCULAS (mm)

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Tabela A11 Curva granulométrica: areia grossa - Água Fria

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: Areia Grossa - Água Fria		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	10	2,000	6,65	6,6025	6,6025	93,3975
Amostra:	S03	18	1,000	16,77	16,6501	23,2526	76,7474
Massa de sólidos: (g)		20	0,840	5,36	5,3217	28,5743	71,4257
M _{s,o} =	101,04	30	0,600	21,29	21,1378	49,7121	50,2879
ΣM _s (#____)=	100,72	40	0,420	19,72	19,5790	69,2911	30,7089
ΔM _s =	0,32	45	0,350	12,32	12,2319	81,5230	18,4770
Tempo:	15 mim	60	0,250	4,63	4,5969	86,1199	13,8801
Data:	5/4/2007	100	0,150	11,49	11,4079	97,5278	2,4722
		Prato	0,000	2,49	2,4722	100,0000	0,0000

Curva Granulométrica

TAMANHO DAS PARTÍCULAS (mm)

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Tabela A12 Curva granulométrica: areia fina - Água Fria

EESC		Departamento de Hidráulica e Saneamento				USP	
Ensaio de Granulometria							
Material: Areia Fina - Água Fria		#	Diâmetro (mm)	M _s (#____) g	P _r (#____) %	ΣP _r (#____) %	P _p (#____) %
Local:	São Carlos-SP	10	2,000	0	0,0000	0,0000	100,0000
Amostra:	S08	18	1,000	0,66	0,6841	0,6841	99,3159
Massa de sólidos: (g)		20	0,840	0,78	0,8085	1,4925	98,5075
M _{s,o} = _	96,89	30	0,600	8,23	8,5303	10,0228	89,9772
ΣM _s (#____)=	96,48	40	0,420	22,66	23,4867	33,5095	66,4905
ΔM _s =	0,41	45	0,350	20,61	21,3619	54,8715	45,1285
Tempo:	15 mim	60	0,250	9,29	9,6289	64,5004	35,4996
Data:	5/4/2007	100	0,150	23,15	23,9946	88,4950	11,5050
		Prato	0,000	11,10	11,5050	100,0000	0,0000

Curva Granulométrica

100
90
80
70
60
50
40
30
20
10
0

0,001 0,010 0,100 1,000

TAMANHO DAS PARTÍCULAS (mm)

D (10) = _____ D(30) = _____ D(60) = _____ C_u = _____ C_c = _____

Página intencionalmente deixada em branco.

ANEXO B - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES:

ETAPA I

Tabela B1 Valores de temperatura, potencial de oxi-redução (POR) e condutividade do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa I

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	Temp. (°C)		POR (mV)		Cond. (mS.cm ⁻¹)	
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	06/05/08	14	14	22,9	22,0	-115	-273	0,716	0,699
	13/05/08	21		22,9	22,5	-287	-326	0,774	0,801
	27/05/08	35		23,4	23,0	-361	-256	0,625	0,643
	03/06/08	42		22,7	21,9	-342	-266	0,677	0,828
	10/06/08	49		23,5	23,3	-297	-248	0,820	0,849
	17/06/08	56		22,4	22,1	-341	-143	0,447	0,847
	Média:			23,0	22,5	-291	-252	0,677	0,778
Desvio padrão:			0,4	0,6	91	60	0,132	0,086	
Mínimo:			22,4	21,9	-361	-326	0,447	0,643	
Máximo:			23,5	23,3	-115	-143	0,820	0,849	
Nº de Amostras:			6	6	6	6	6	6	
2	01/07/08	70	8	22,7	22,5	-147	-161	0,601	0,897
	07/07/08	77		22,7	22,5	-376	-181	0,630	0,678
	15/07/08	84		22,1	21,5	-227	-206	0,502	0,617
	Média:			22,5	22,2	-250	-183	0,578	0,731
Desvio padrão:			0,3	0,6	116	23	0,067	0,147	
Mínimo:			22,1	21,5	-376	-206	0,502	0,617	
Máximo:			22,7	22,5	-147	-161	0,630	0,897	
Nº de Amostras:			3	3	3	3	3	3	

Tabela B2 Valores de pH, alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT), ácidos voláteis (AGV) e relações AI/AP e AGV/AT do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa I

[illegible]

Tabela B3 Valores e eficiências de sólidos totais (ST), fixos (STF) e voláteis (STV) e relação STV/ST do afluente e do efluente do reator de leite expandido na Etapa I

[illegible]

Tabela B4 Valores e eficiências de sólidos em suspensão totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV) e relação SSV/SST do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa I

[illegible]

Tabela B5 Valores e eficiência de demanda química de oxigênio total (DQObruta) e filtrada (DQOfilt), cargas orgânicas volumétricas (COV) e relação DQOf/DQOb do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa I

[illegible]

Tabela B6 Valores e eficiência de demanda bioquímica de oxigênio total (DBObruta) e filtrada (DBOfilt), cargas orgânicas volumétricas (COV) e relação DBOf/DBOb do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa I

[illegible]

Tabela B7 Valores das relações DBO_b/DQO_b e DBO_f/DQO_f do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa I

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	DBO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		DQO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		$\left(\frac{DBO_b}{DQO_b}\right)_{afl}$	$\left(\frac{DBO_b}{DQO_b}\right)_{efl}$	DBO _{filt} (mg.L ⁻¹)		DQO _{filt} (mg.L ⁻¹)		$\left(\frac{DBO_f}{DQO_f}\right)_{afl}$	$\left(\frac{DBO_f}{DQO_f}\right)_{efl}$
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.			Afl.	Efl.	Afl.	Efl.		
1	06/05/08	14	14	407	121	605	168	0,67	0,72	227	91	305	121	0,74	0,75
	13/05/08	21		610	259	863	370	0,71	0,70	297	221	395	249	0,75	0,89
	27/05/08	35		331	44	732	183	0,45	0,24	-	-	266	90	-	-
	03/06/08	42		484	62	872	116	0,56	0,53	241	20	383	83	0,63	0,24
	10/06/08	49		459	83	814	360	0,56	0,23	205	28	326	86	0,63	0,33
	17/06/08	56		313	57	514	270	0,61	0,21	146	18	233	72	0,63	0,25
		Média:			434	104	733	245	0,59	0,44	223	76	318	117	0,68
Desvio padrão:			110	80	146	106	0,09	0,24	55	87	64	67	0,07	0,31	
Mínimo:			313	44	514	116	0,45	0,21	146	18	233	72	0,63	0,24	
Máximo:			610	259	872	370	0,71	0,72	297	221	395	249	0,75	0,89	
Nº de Amostras:			6	6	6	6	6	6	5	5	6	6	5	5	
2	01/07/08	70	8	680	221	747	560	0,91	0,39	334	112	385	166	0,87	0,67
	07/07/08	77		-	-	580	353	-	-	-	-	254	98	-	-
	15/07/08	84		225	63	333	144	0,68	0,44	106	25	151	60	0,70	0,42
		Média:			453	142	553	352	0,79	0,42	220	69	263	108	0,78
Desvio padrão:			322	112	208	208	0,17	0,03	161	62	117	54	0,12	0,18	
Mínimo:			225	63	333	144	0,68	0,39	106	25	151	60	0,70	0,42	
Máximo:			680	221	747	560	0,91	0,44	334	112	385	166	0,87	0,67	
Nº de Amostras:			2	2	3	3	2	2	2	2	3	3	2	2	

Tabela B8 Valores e eficiências de nitrogênio Kjeldhal total (NKT), amoniacal (N-amon) e orgânico (N-org), cargas de nitrogênio volumétricas (CNV) e relação N-amon/NKT do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa I

[illegible]

Tabela B9 Valores e eficiências de fósforo (P) e cargas de fósforo volumétrica (CNP) do afluente e do efluente do reator de leite expandido na Etapa I

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	P ($\text{mgPO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$)		CPV ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	ϵ_p (%)
				Afl.	Efl.		
1	06/05/08	14	14	4,8	4,2	0,01	13
	13/05/08	21		6,4	5,9	0,01	8
	27/05/08	35		4,4	4,2	0,01	5
	03/06/08	42		6,0	5,0	0,01	17
	10/06/08	49		7,4	7,4	0,01	0
	17/06/08	56		5,5	6,1	0,01	-11
	Média:			5,8	5,5	0,01	5
Desvio padrão:			1,1	1,2	0,00	10	
Mínimo:			4,4	4,2	0,01	-11	
Máximo:			7,4	7,4	0,01	17	
Nº de Amostras:			6	6	6	6	
2	01/07/08	70	8	7,5	9,5	0,02	-27
	07/07/08	77		5,3	6,5	0,02	-23
	15/07/08	84		3,8	5,4	0,01	-42
	Média:			5,5	7,1	0,02	-30
Desvio padrão:			1,9	2,1	0,01	10	
Mínimo:			3,8	5,4	0,01	-42	
Máximo:			7,5	9,5	0,02	-23	
Nº de Amostras:			3	3	3	3	

ANEXO C - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES:

ETAPA II

Tabela C1 Valores de temperatura, potencial de oxi-redução (POR), condutividade e oxigênio dissolvido (OD) do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa II

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	Temp. (°C)		POR (mV)		Cond. (mS.cm ⁻¹)		OD (mg.L ⁻¹)	
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.
1	12/08/08	112	8	22,8	23,0	-131	50	1,269	0,434	0,53	0,32
	19/08/08	119		23,8	23,1	-187	125	0,653	0,628	0,11	0,42
	26/08/08	126		-	-	-	-	-	-	-	-
	Média:	23,3		23,1	-159	88	0,961	0,531	0,32	0,37	
	Desvio padrão:	0,7		0,1	40	53	0,436	0,137	0,30	0,07	
	Mínimo:	22,8		23,0	-187	50	0,653	0,434	0,11	0,32	
	Máximo:	23,8		23,1	-131	125	1,269	0,628	0,53	0,42	
Nº de Amostras:				2	2	2	2	2	2	2	2
2	02/09/08	133	12	-	-	-	-	-	-	-	-
	09/09/08	140		-	-	-	-	-	-	-	
	15/09/08	147		-	-	-	-	-	-	-	
	23/09/08	155		-	-	-	-	-	-	-	
	Média:	0,0		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00	0,00	
Desvio padrão:				0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00	0,00	
Mínimo:				0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00	0,00	
Máximo:				0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,00	0,00	
Nº de Amostras:				0	0	0	0	0	0	0	0
3	30/09/08	162	16	-	-	-	-	-	-	-	-
	07/10/08	169		-	-	-	-	-	-	-	
	14/10/08	176		26,0	26,2	-365	153	0,620	0,686	0,69	4,39
	21/10/08	183		24,7	25,7	-173	57	1,220	1,349	0,12	2,86
	Média:	25,4		26,0	-269	105	0,920	1,018	0,41	3,63	
Desvio padrão:				0,9	0,4	136	68	0,424	0,469	0,40	1,08
Mínimo:				24,7	25,7	-365	57	0,620	0,686	0,12	2,86
Máximo:				26,0	26,2	-173	153	1,220	1,349	0,69	4,39
Nº de Amostras:				2	2	2	2	2	2	2	2
4	29/10/08	191	20	25,9	27,2	-421	295	0,628	0,610	0,31	4,26
	05/11/08	198		25,7	26,3	-403	363	0,627	0,568	0,23	5,53
	11/11/08	204		25,5	-	-395	-	0,736	-	0,32	-
	18/11/08	211		25,9	26,6	-290	100	0,899	0,960	0,10	4,31
	25/11/08	218		25,2	25,8	-319	65	0,614	0,571	0,13	2,46
	02/12/08	225		25,5	26,5	-403	89	0,563	0,604	0,46	4,72
	09/12/08	232		26,3	26,9	-112	101	0,528	0,533	0,62	3,12
	Média:	25,7		26,6	-335	169	0,656	0,641	0,31	4,07	
Desvio padrão:				0,4	0,5	110	127	0,125	0,159	0,18	1,11
Mínimo:				25,2	25,8	-421	65	0,528	0,533	0,10	2,46
Máximo:				26,3	27,2	-112	363	0,899	0,960	0,62	5,53
Nº de Amostras:				7	6	7	6	7	6	7	6

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	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	12/08/08	112	8	4,9	7,0	0	88	28	43	28	132	89	21
	19/08/08	119		6,1	6,8	23	96	102	79	125	175	150	76
	26/08/08	126		6,7	6,9	81	109	100	98	181	207	133	92
	Média:	5,9		6,9	35	98	77	73	111	171	124	63	
	Desvio padrão:	0,9		0,1	42	11	42	28	78	38	31	37	
	Mínimo:	4,9		6,8	0	88	28	43	28	132	89	21	
	Máximo:	6,7		7,0	81	109	102	98	181	207	150	92	
	Nº de Amostras:	3		3	3	3	3	3	3	3	3	3	
2	02/09/08	133	12	6,5	7,0	63	135	64	95	127	229	158	64
	09/09/08	140		6,4	7,0	47	107	92	67	139	174	133	54
	15/09/08	147		6,8	7,0	90	138	92	57	182	195	113	31
	23/09/08	155		6,9	7,1	112	148	107	103	219	251	147	94
	Média:	6,6		7,0	78	132	89	80	167	212	138	60	
	Desvio padrão:	0,3		0,1	29	17	18	22	42	34	19	26	
	Mínimo:	6,4		7,0	47	107	64	57	127	174	113	31	
	Máximo:	6,9		7,1	112	148	107	103	219	251	158	94	
	Nº de Amostras:	4		4	4	4	4	4	4	4	4	4	
3	30/09/08	162	16	6,7	7,2	73	147	108	64	181	211	143	26
	07/10/08	169		6,7	7,3	98	157	102	65	199	222	129	33
	14/10/08	176		6,5	7,2	59	141	90	62	149	203	122	25
	21/10/08	183		5,9	6,9	16	104	81	49	97	153	122	32
	Média:	6,5		7,2	62	137	95	60	157	197	129	29	
	Desvio padrão:	0,4		0,2	34	23	12	7	45	30	10	4	
	Mínimo:	5,9		6,9	16	104	81	49	97	153	122	25	
	Máximo:	6,7		7,3	98	157	108	65	199	222	143	33	
	Nº de Amostras:	4		4	4	4	4	4	4	4	4	4	
4	29/10/08	191	20	6,6	7,3	77	150	90	59	167	208	104	29
	05/11/08	198		6,7	7,1	83	91	84	40	167	132	120	23
	11/11/08	204		6,8	7,2	88	129	96	54	184	183	120	23
	18/11/08	211		6,3	7,2	81	145	101	64	182	209	76	16
	25/11/08	218		6,4	7,2	88	127	91	48	179	175	63	13
	02/12/08	225		6,3	7,2	89	136	77	49	166	185	33	8
	09/12/08	232		6,4	7,2	93	129	72	45	165	174	43	13
	Média:	6,5		7,2	86	130	87	51	173	181			

Tabela C3 Valores e eficiências de sólidos totais (ST), fixos (STF) e voláteis (STV) e relação STV/ST do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa II

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	ST (mg.L ⁻¹)		E _{ST} (%)	STF (mg.L ⁻¹)		E _{STF} (%)	STV (mg.L ⁻¹)		E _{STV} (%)	(STV) ST	(STV) ST
				Afl.	Efl.		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.			
1	12/08/08	112	8	880	1690	-92	547	805	-47	333	885	-166	0,38	0,52
	19/08/08	119		563	834	-48	223	291	-30	340	544	-60	0,60	0,65
	26/08/08	126		477	745	-56	224	292	-30	253	453	-79	0,53	0,61
	Média:	640		1089	-65	331	462	-36	309	627	-102	0,50	0,59	
	Desvio padrão:	212		522	23	187	297	10	48	228	56	0,12	0,07	
	Mínimo:	477		745	-92	223	291	-47	253	453	-166	0,38	0,52	
	Máximo:	880		1690	-48	547	805	-30	340	885	-60	0,60	0,65	
	Nº de Amostras:	3		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	
2	02/09/08	133	12	535	648	-21	222	269	-21	314	379	-21	0,59	0,59
	09/09/08	140		501	566	-13	190	217	-14	311	350	-13	0,62	0,62
	15/09/08	147		404	437	-8	212	228	-7	192	209	-9	0,47	0,48
	23/09/08	155		674	757	-12	289	302	-4	385	455	-18	0,57	0,60
	Média:	528		602	-14	228	254	-12	300	348	-15	0,56	0,57	
	Desvio padrão:	112		135	5	43	39	7	80	103	5	0,06	0,06	
	Mínimo:	404		437	-21	190	217	-21	192	209	-21	0,47	0,48	
	Máximo:	674		757	-8	289	302	-4	385	455	-9	0,62	0,62	
Nº de Amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4		
3	30/09/08	162	16	634	705	-11	258	286	-11	377	419	-11	0,59	0,59
	07/10/08	169		555	496	11	239	248	-4	316	249	21	0,57	0,50
	14/10/08	176		591	557	6	213	244	-15	378	313	17	0,64	0,56
	21/10/08	183		821	1099	-34	493	688	-40	328	411	-25	0,40	0,37
	Média:	650		714	-7	300	366	-17	350	348	1	0,55	0,51	
	Desvio padrão:	118		271	20	129	215	16	32	82	22	0,10	0,10	
	Mínimo:	555		496	-34	213	244	-40	316	249	-25	0,40	0,37	
	Máximo:	821		1099	11	493	688	-4	378	419	21	0,64	0,59	
Nº de Amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4		
4	29/10/08	191	20	622	535	14	244	255	-5	378	280	26	0,61	0,52
	05/11/08	198		495	481	3	163	180	-10	333	302	9	0,67	0,63
	11/11/08	204		696	785	-13	248	327	-32	448	459	-2	0,64	0,58
	18/11/08	211		819	770	6	405	418	-3	414	352	15	0,51	0,46
	25/11/08	218		553	546	1	206	223	-8	347	323	7	0,63	0,59
	02/12/08	225		554	559	-1	191	220	-15	363	340	6	0,66	0,61
	09/12/08	232		438	506	-15	104	127	-22	335	379	-13	0,76	0,75
	Média:	596		597	-1	223	250	-14	374	348	7	0,64	0,59	
Desvio padrão:	128	126	10	94	97	10	43	59	12	0,08	0,09			
Mínimo:	438	481	-15	104	127	-32	333	280	-13	0,51	0,46			
Máximo:	819	785	14	405	418	-3	448	459	26	0,76	0,75			
Nº de Amostras:	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	

Tabela C4 Valores e eficiências de sólidos em suspensão totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV) e relação SSV/SST do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa II

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	SST (mg.L ⁻¹)		E _{SST} (%)	SSF (mg.L ⁻¹)		E _{SSF} (%)	SSV (mg.L ⁻¹)		E _{SSV} (%)	(SSV SST)	(SSV) affl	(SSV) SST	effl
				Afl.	Efl.		Afl.	Efl.		Afl.	Efl.					
1	12/08/08	112	8	127	1088	-754	7	398	-5432	120	690	-474	0,94	0,63		
	19/08/08	119		108	446	-314	6	105	-1647	102	341	-236	0,94	0,76		
	26/08/08	126		122	419	-245	9	105	-1098	113	314	-178	0,93	0,75		
	Média:	119		651	-438	7	203	-2725	112	448	-296	0,94	0,72			
	Desvio padrão:	10		379	276	1	169	2360	9	210	157	0,01	0,07			
	Mínimo:	108		419	-754	6	105	-5432	102	314	-474	0,93	0,63			
	Máximo:	127		1088	-245	9	398	-1098	120	690	-178	0,94	0,76			
	Nº de Amostras:	3		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3			
2	02/09/08	133	12	120	274	-129	7	58	-723	113	217	-92	0,94	0,79		
	09/09/08	140		100	165	-65	4	21	-405	96	143	-50	0,96	0,87		
	15/09/08	147		107	145	-35	4	18	-366	104	127	-23	0,96	0,88		
	23/09/08	155		144	262	-82	12	40	-230	132	222	-68	0,92	0,85		
	Média:	118		211	-78	7	34	-431	111	177	-58	0,94	0,85			
	Desvio padrão:	19		66	39	4	18	209	16	49	29	0,02	0,04			
	Mínimo:	100		145	-129	4	18	-723	96	127	-92	0,92	0,79			
	Máximo:	144		274	-35	12	58	-230	132	222	-23	0,96	0,88			
Nº de Amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4				
3	30/09/08	162	16	126	298	-137	11	40	-269	115	258	-125	0,91	0,87		
	07/10/08	169		111	127	-14	5	16	-252	106	111	-4	0,96	0,87		
	14/10/08	176		126	174	-37	7	20	-206	120	153	-28	0,95	0,88		
	21/10/08	183		116	306	-163	7	36	-394	109	270	-148	0,94	0,88		
	Média:	120		226	-88	7	28	-280	112	198	-76	0,94	0,88			
	Desvio padrão:	8		90	73	3	12	81	6	79	71	0,02	0,01			
	Mínimo:	111		127	-163	5	16	-394	106	111	-148	0,91	0,87			
	Máximo:	126		306	-14	11	40	-206	120	270	-4	0,96	0,88			
Nº de Amostras:	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4				
4	29/10/08	191	20	204	175	14	22	26	-20	182	148	19	0,89	0,85		
	05/11/08	198		119	201	-69	12	25	-114	107	176	-64	0,90	0,88		
	11/11/08	204		190	316	-66	13	23	-72	177	293	-66	0,93	0,93		
	28/11/08	211		217	243	-12	17	33	-94	200	210	-5	0,92	0,86		
	25/11/08	218		123	188	-52	9	18	-89	114	170	-50	0,92	0,91		
	02/12/08	225		112	185	-65	10	21	-123	102	164	-60	0,91	0,88		
	09/12/08	232		105	220	-109	7	29	-306	98	190	-94	0,93	0,87		
	Média:	153		218	-51	13	25	-117	140	193	-46	0,92	0,88			
Desvio padrão:	49	49	41	5	5	90	44	48	39	0,01	0,03					
Mínimo:	105	175	-109	7	18	-306	98	148	-94	0,89	0,85					
Máximo:	217	316	14	22	33	-20	200	293	19	0,93	0,93					
Nº de Amostras:	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7				

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	DQO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		COV _{DQO,b} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	E _{DQO,t} (%)	DQO _{filtr} (mg.L ⁻¹)		COV _{DQO,f} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	E _{DQO,f} (%)	(DQO _f / DQO _b) _{afil}	(DQO _f / DQO _b) _{efil}
				Afl.	Efl.			Afl.	Efl.				
1	12/08/08	112	8	469	1315	1,41	-180	238	68	0,71	71	0,51	0,05
	19/08/08	119		721	821	2,17	-14	498	187	1,50	62	0,69	0,23
	26/08/08	126		616	837	1,85	-36	360	187	1,08	48	0,58	0,22
	Média:	602		991	1,81	-77	365	147	1,10	61	0,59	0,17	
	Desvio padrão:	127		281	0,38	90	130	69	0,39	12	0,09	0,10	
	Mínimo:	469		821	1,41	-180	238	68	0,71	48	0,51	0,05	
	Máximo:	721		1315	2,17	-14	498	187	1,50	71	0,69	0,23	
	Nº de Amostras:	3		3	3	3	3	3	3	3	3		
2	02/09/08	133	12	655	585	1,31	11	417	160	0,84	62	0,64	0,27
	09/09/08	140		512	376	1,03	27	329	151	0,66	54	0,64	0,40
	15/09/08	147		467	334	0,94	28	294	103	0,59	65	0,63	0,31
	23/09/08	155		826	734	1,66	11	563	348	1,13	38	0,68	0,47
	Média:	615		507	1,23	19	401	191	0,80	55	0,65	0,36	
	Desvio padrão:	162		187	0,33	10	120	108	0,24	12	0,02	0,09	
	Mínimo:	467		334	0,94	11	294	103	0,59	38	0,63	0,27	
	Máximo:	826		734	1,66	28	563	348	1,13	65	0,68	0,47	
	Nº de Amostras:	4		4	4	4	4	4	4	4	4	4	
3	30/09/08	162	16	629	510	0,94	19	405	97	0,61	76	0,64	0,19
	07/10/08	169		532	210	0,79	61	337	54	0,50	84	0,63	0,26
	14/10/08	176		558	274	0,83	51	333	50	0,50	85	0,60	0,18
	21/10/08	183		541	498	0,81	8	326	88	0,49	73	0,60	0,18
	Média:	565		373	0,84	35	350	72	0,52	80	0,62	0,20	
	Desvio padrão:	44		154	0,07	25	37	24	0,05	6	0,02	0,04	
	Mínimo:	532		210	0,79	8	326	50	0,49	73	0,60	0,18	
	Máximo:	629		510	0,94	61	405	97	0,61	85	0,64	0,26	
	Nº de Amostras:	4		4	4	4	4	4	4	4	4	4	
4	29/10/08	191	20	599	275	0,72	54	270	85	0,33	69	0,45	0,31
	05/11/08	198		464	299	0,56	36	247	43	0,30	83	0,53	0,14
	11/11/08	204		681	561	0,82	18	315	99	0,38	69	0,46	0,18
	18/11/08	211		685	407	0,83	41	299	79	0,36	74	0,44	0,19
	25/11/08	218		471	324	0,57	31	258	78	0,31	70	0,55	0,24
	02/12/08	225		538	301	0,65	44	246	47	0,30	81	0,46	0,16
	09/12/08												

Tabela C6 Valores e eficiência de demanda bioquímica de oxigênio total (DBObruta) e filtrada (DBOfilt), cargas orgânicas volumétricas (COV) e relação DBOf/DBOb do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa II

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	DBO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		COV _{DBO,b} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	ε _{DBO,b} (%)	DBO _{filtr} (mg.L ⁻¹)		COV _{DBO,f} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	ε _{DBO,f} (%)	(DBO _f DBO _b) _{afi}	(DBO _f DBO _b) _{efi}
				Afl.	Efl.			Afl.	Efl.				
1	12/08/08	112	8	353	300	1,06	15	177	29	0,53	84	0,50	0,10
	19/08/08	119		511	410	1,53	20	442	134	1,33	70	0,86	0,33
	26/08/08	126		293	216	0,88	26	207	82	0,62	60	0,71	0,38
	Média:			386	309	1,16	20	275	82	0,83	71	0,69	0,27
	Desvio padrão:			113	97	0,34	6	145	53	0,44	12	0,18	0,15
	Mínimo:			293	216	0,88	15	177	29	0,53	60	0,50	0,10
	Máximo:			511	410	1,53	26	442	134	1,33	84	0,86	0,38
	Nº de Amostras:			3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
	2	02/09/08		133	12	549	285	1,10	48	333	74	0,67	78
09/09/08		140	233	105		0,47	55	143	40	0,29	72	0,61	0,38
15/09/08		147	261	107		0,52	59	164	24	0,33	85	0,63	0,22
23/09/08		155	453	280		0,91	38	278	135	0,56	51	0,61	0,48
Média:			374	194		0,75	50	230	68	0,46	72	0,62	0,34
Desvio padrão:			152	102		0,31	9	91	49	0,18	15	0,01	0,12
Mínimo:			233	105		0,47	38	143	24	0,29	51	0,61	0,22
Máximo:			549	285		1,10	59	333	135	0,67	85	0,63	0,48
Nº de Amostras:			4	4		4	4	4	4	4	4	4	4
3	30/09/08	162	16	360	185	0,54	49	269	20	0,40	93	0,75	0,11
	07/10/08	169		299	62	0,45	79	213	6	0,32	97	0,71	0,10
	14/10/08	176		323	71	0,48	78	206	8	0,31	96	0,64	0,11
	21/10/08	183		364	222	0,54	39	226	17	0,34	92	0,62	0,08
	Média:			337	135	0,50	61	229	13	0,34	95	0,68	0,10
	Desvio padrão:			31	81	0,05	20	28	7	0,04	2	0,06	0,02
	Mínimo:			299	62	0,45	39	206	6	0,31	92	0,62	0,08
	Máximo:			364	222	0,54	79	269	20	0,40	97	0,75	0,11
	Nº de Amostras:			4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
4	29/10/08	191	20	354	71	0,43	80	163	13	0,20	92	0,46	0,18
	05/11/08	198		264	68	0,32	74	157	4	0,19	97	0,59	0,06
	11/11/08	204		443	228	0,53	49	210	18	0,25	91	0,47	0,08
	18/11/08	211		425	145	0,51	66	218	10	0,26	95	0,51	0,07
	25/11/08	218		278	129	0,34	54	161	14	0,19	91	0,58	0,11
	02/12/08	225		267	83	0,32	69	161	6	0,19	96	0,60	0,07
	09/12/08	232		-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	Média:			339	121	0,41	65	178	11	0,22	94	0,54	0,10
	Desvio padrão:			81	61	0,10	12	28	5	0,03	3	0,06	0,05
Mínimo:		264	68	0,32	49	157	4	0,19	91	0,46	0,06		
Máximo:		443	228	0,53	80	218	18	0,26	97	0,60	0,18		
Nº de Amostras:		6	6	6	6	6	6	6	6	6	6		

Tabela C7 Valores das relações DBO_b/DQO_b e DBO_f/DQO_f do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa II

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	DBO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		DQO _{bruta} (mg.L ⁻¹)		$\left(\frac{DBO_b}{DQO_b}\right)$		DBO _{nit} (mg.L ⁻¹)		DQO _{nit} (mg.L ⁻¹)		$\left(\frac{DBO_f}{DQO_f}\right)$		$\left(\frac{DBO_f}{DQO_f}\right)$			
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	$\frac{DBO_b}{DQO_b}$	afl	$\frac{DBO_b}{DQO_b}$	efl	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	$\frac{DBO_f}{DQO_f}$	afl	$\frac{DBO_f}{DQO_f}$	efl
1	12/08/08	112	8	353	300	469	1315	0,75	0,23	177	29	238	68	0,74	0,43				
	19/08/08	119		511	410	721	821	0,71	0,50	442	134	498	187	0,89	0,72				
	26/08/08	126		293	216	616	837	0,48	0,26	207	82	360	187	0,58	0,44				
	Média:	386		309	602	991	0,65	0,33	275	82	365	147	0,74	0,53					
	Desvio padrão:	113		97	127	281	0,15	0,15	145	53	130	69	0,16	0,16					
	Mínimo:	293		216	469	821	0,48	0,23	177	29	238	68	0,58	0,43					
	Máximo:	511		410	721	1315	0,75	0,50	442	134	498	187	0,89	0,72					
	Nº de Amostras:	3		3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3					
2	02/09/08	133	12	549	285	655	585	0,84	0,49	333	74	417	160	0,80	0,46				
	09/09/08	140		233	105	512	376	0,46	0,28	143	40	329	151	0,43	0,26				
	15/09/08	147		261	107	467	334	0,56	0,32	164	24	294	103	0,56	0,23				
	23/09/08	155		453	280	826	734	0,55	0,38	278	135	563	348	0,49	0,39				
	Média:	374		194	615	507	0,60	0,37	230	68	401	191	0,57	0,34					
	Desvio padrão:	152		102	162	187	0,17	0,09	91	49	120	108	0,16	0,11					
	Mínimo:	233		105	467	334	0,46	0,28	143	24	294	103	0,43	0,23					
	Máximo:	549		285	826	734	0,84	0,49	333	135	563	348	0,80	0,46					
3	30/09/08	162	16	360	185	629	510	0,57	0,36	269	20	405	97	0,66	0,21				
	07/10/08	169		299	62	532	210	0,56	0,30	213	6	337	54	0,63	0,11				
	14/10/08	176		323	71	558	274	0,58	0,26	206	8	333	50	0,62	0,16				
	21/10/08	183		364	222	541	498	0,67	0,45	226	17	326	88	0,69	0,19				
	Média:	337		135	565	373	0,60	0,34	229	13	350	72	0,65	0,17					
	Desvio padrão:	31		81	44	154	0,05	0,08	28	7	37	24	0,03	0,04					
	Mínimo:	299		62	532	210	0,56	0,26	206	6	326	50	0,62	0,11					
	Máximo:	364		222	629	510	0,67	0,45	269	20	405	97	0,69	0,21					
4	29/10/08	191	20	354	71	599	275	0,59	0,26	163	13	270	85	0,60	0,15				
	05/11/08	198		264	68	464	299	0,57	0,23	157	4	247	43	0,64	0,09				
	11/11/08	204		443	228	681	561	0,65	0,41	210	18	315	99	0,67	0,18				
	18/11/08	211		425	145	685	407	0,62	0,36	218	10	299	79	0,73	0,13				
	25/11/08	218		278	129	471	324	0,59	0,40	161	14	258	78	0,62	0,18				
	02/12/08	225		267	83	538	301	0,50	0,28	161	6	246	47	0,65	0,13				
	09/12/08	232		-	-	432	358	-	-	-	-	253	62	-	-				
	Média:	339		121	553	361	0,59	0,32	178	11	270	70	0,65	0,14					
Desvio padrão:	81	61	104	99	0,05	0,08	28	5	27	21	0,04	0,03							
Mínimo:	264	68	432	275	0,50	0,23	157	4	246	43	0,60	0,09							
Máximo:	443	228	685	561	0,65	0,41	218	18	315	99	0,73	0,18							
Nº de Amostras:	6	6	7	7	6	6	6	6	7	7	6	6							

Tabela C8 Valores e eficiências de nitrogênio Kjeldhal total (NKT), amoniacal (N-amon) e orgânico (N-org), nitrito, nitrato, cargas de nitrogênio volumétricas (CNV) e relação N-amon/NKT do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa II

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	NKT (mg.L ⁻¹)		NKT _{fil} (mg.L ⁻¹)		CNV _{NKT} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	ε _{NKT} (%)	N-amoniaco (mg.L ⁻¹)		CNV _{N-am} (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	ε _{N-am} (%)	N-orgânico (mg.L ⁻¹)		Nitrito (mg.L ⁻¹)		Nitrato (mg.L ⁻¹)		(N - am NKT) _{af}	(N - am NKT) _{ef}	(N - am NKT) _{fil} _{af}	(N - am NKT) _{fil} _{ef}
				Afl.	Efl.	Afl.	Efl.			Afl.	Efl.			Afl.	Efl.	Afl.	Efl.	Afl.	Efl.				
1	12/08/08	112	8	54,4	81,5	-	-	0,16	-50	8,9	35,7	0,03	-301	45,5	45,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,16	0,44	-	-
	19/08/08	119		57,9	61,4	-	-	0,17	-6	28,7	36,3	0,09	-26	29,2	25,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,50	0,59	-	-
	26/08/08	126		68,5	69,7	-	-	0,21	-2	39,9	45,2	0,12	-13	28,6	24,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,58	0,65	-	-
	Média:			60,3	70,9	-	-	0,18	-19	25,8	39,1	0,08	-114	34,4	31,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,41	0,56	-	-
	Desvio padrão:			7,3	10,1	-	-	0,02	27	15,7	5,3	0,05	163	9,6	12,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,22	0,11	-	-
	Mínimo:			54,4	61,4	-	-	0,16	-50	8,9	35,7	0,03	-301	28,6	24,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,16	0,44	-	-
	Máximo:			68,5	81,5	-	-	0,21	-2	39,9	45,2	0,12	-13	45,5	45,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,58	0,65	-	-
	Nº de Amostras:			3	3	-	-	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	-	-
2	02/09/08	133	12	65,9	69,6	43,2	54,2	0,13	-6	35,4	46,6	0,07	-32	30,5	23,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,54	0,67	0,82	0,86
	09/09/08	140		48,5	53,5	34,8	43,5	0,10	-10	29,5	36,1	0,06	-22	19,0	17,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,61	0,67	0,85	0,83
	15/09/08	147		59,7	57,2	56,0	48,2	0,12	4	44,8	41,0	0,09	8	14,9	16,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,75	0,72	0,80	0,85
	23/09/08	155		79,6	87,0	70,9	63,4	0,16	-9	53,8	55,9	0,11	-4	25,8	31,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,68	0,64	0,76	0,88
	Média:			63,4	66,8	51,2	52,3	0,13	-5	40,9	44,9	0,08	-12	22,6	21,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,64	0,68	0,81	0,86
	Desvio padrão:			13,0	15,1	15,7	8,6	0,03	7	10,7	8,5	0,02	18	6,9	6,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,09	0,03	0,04	0,02
	Mínimo:			48,5	53,5	34,8	43,5	0,10	-10	29,5	36,1	0,06	-32	14,9	16,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,54	0,64	0,76	0,83
	Máximo:			79,6	87,0	70,9	63,4	0,16	4	53,8	55,9	0,11	8	30,5	31,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,75	0,72	0,85	0,88
3	30/09/08	162	16	67,1	73,3	55,9	51,0	0,10	-9	42,9	42,9	0,06	0	24,2	30,4	0,0	0,0	0,0	0,0	0,64	0,59	0,77	0,84
	07/10/08	169		74,6	65,9	63,4	55,9	0,11	12	51,0	46,9	0,08	8	23,6	19,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,68	0,71	0,80	0,84
	14/10/08	176		54,7	62,2	47,2	47,2	0,08	-14	32,0	42,9	0,05	-34	22,7	19,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,59	0,69	0,68	0,91
	21/10/08	183		62,2	74,6	54,7	49,7	0,09	-20	26,4	42,6	0,04	-61	35,8	32,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,42	0,57	0,48	0,86
	Média:			64,7	69,0	55,3	51,0	0,10	-8	38,1	43,8	0,06	-22	26,6	25,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,58	0,64	0,68	0,86
	Desvio padrão:			8,4	5,9	6,6	3,7	0,01	14	11,0	2,1	0,02	32	6,2	7,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,11	0,07	0,14	0,03
	Mínimo:			54,7	62,2	47,2	47,2	0,08	-20	26,4	42,6	0,04	-61	22,7	19,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,42	0,57	0,48	0,84
	Máximo:			74,6	74,6	63,4	55,9	0,11	12	51,0	46,9	0,08	8	35,8	32,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,68	0,71	0,80	0,91
4	29/10/08	191	20	58,4	73,3	52,2	52,2	0,07	-26	38,9	51,3	0,05	-32	19,5	22,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,67	0,70	0,75	0,98
	05/11/08	198		42,3	47,2	52,2	38,5	0,05	-12	38,9	29,2	0,05	25	3,4	18,0	0,0	4,1	0,0	2,0	0,92	0,62	0,75	0,76
	11/11/08	204		64,6	63,4	48,5	39,8	0,08	2	41,3	31,7	0,05	23	23,3	31,7	0,0	0,0	0,0	0,0	0,64	0,50	0,85	0,80
	18/11/08	211		69,6	68,4	53,5	48,5	0,08	2	40,1	39,5	0,05	1	29,5	28,9	0,0	0,1	0,0	0,1	0,58	0,58	0,75	0,81
	25/11/08	218		65,9	57,2	48,5	39,8	0,08	13	39,8	35,4	0,05	11	26,1	21,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,60	0,62	0,82	0,89
	02/12/08	225		56,3	55,1	41,3	45,9	0,07	2	38,5	37,0	0,05	4	17,8	18,1	0,0	0,2	0,0	0,0	0,68	0,67	0,93	0,81
	09/12/08	232		54,0	54,0	48,2	42,5	0,07	0	37,0	35,9	0,04	3	17,0	18,1	0,0	0,0	0,0	0,0	0,69	0,66	0,77	0,84
	Média:			58,7	59,8	49,2	43,9	0,07	-3	39,2	37,1	0,05	5	19,5	22,7	0,0	0,6	0,0	0,3	0,68	0,62	0,80	0,84
Desvio padrão:		9,2	9,0	4,1	5,1	0,01	12	1,4	7,1	0,00	19	8,4	5,6	0,0	1,5	0,0	0,8	0,11	0,07	0,07	0,07		
Mínimo:		42,3	47,2	41,3	38,5	0,05	-26	37,0	29,2	0,04	-32	3,4	18,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,58	0,50	0,75	0,76		
Máximo:		69,6	73,3	53,5	52,2	0,08	13	41,3	51,3	0,05	25	29,5	31,7	0,0	4,1	0,0	2,0	0,92	0,70	0,93	0,98		
Nº de Amostras:		7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	7	

Tabela C9 Valores e eficiências de fósforo (P) e cargas de fósforo volumétrica (CNP) do afluente e do efluente do reator de leito expandido na Etapa II

Fase	Data	Tempo em Operação (d)	TDH (h)	P (mgPO ₄ ⁻³ .L ⁻¹)		CPV (kg.m ⁻³ .d ⁻¹)	ε _P (%)
				Afl.	Efl.		
1	12/08/08	112	8	6,4	9,0	0,02	-41
	19/08/08	119		6,1	6,8	0,02	-11
	26/08/08	126		6,3	7,5	0,02	-20
Média:				6,3	7,8	0,02	-24
Desvio padrão:				0,1	1,2	0,00	15
Mínimo:				6,1	6,8	0,02	-41
Máximo:				6,4	9,0	0,02	-11
Nº de Amostras:				3	3	3	3
2	02/09/08	133	12	6,4	6,6	0,01	-3
	09/09/08	140		4,6	4,6	0,01	1
	15/09/08	147		5,7	5,7	0,01	1
	23/09/08	155		7,9	7,2	0,02	8
Média:				6,2	6,0	0,01	2
Desvio padrão:				1,4	1,1	0,00	5
Mínimo:				4,6	4,6	0,01	-3
Máximo:				7,9	7,2	0,02	8
Nº de Amostras:				4	4	4	4
3	30/09/08	162	16	6,5	6,3	0,01	3
	07/10/08	169		6,4	5,8	0,01	9
	14/10/08	176		5,7	5,9	0,01	-4
	21/10/08	183		6,4	7,4	0,01	-16
Média:				6,2	6,4	0,01	-2
Desvio padrão:				0,4	0,7	0,00	11
Mínimo:				5,7	5,8	0,01	-16
Máximo:				6,5	7,4	0,01	9
Nº de Amostras:				4	4	4	4
4	29/10/08	191	20	6,2	6,6	0,01	-7
	05/11/08	198		5,2	5,3	0,01	-1
	11/11/08	204		6,3	6,7	0,01	-6
	18/11/08	211		6,1	6,6	0,01	-10
	25/11/08	218		5,6	5,8	0,01	-3
	02/12/08	225		5,0	5,5	0,01	-9
	09/12/08	232		4,6	4,9	0,01	-8
Média:				5,6	5,9	0,01	-6
Desvio padrão:				0,7	0,7	0,00	3
Mínimo:				4,6	4,9	0,01	-10
Máximo:				6,3	6,7	0,01	-1
Nº de Amostras:				7	7	7	7

ANEXO D - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES:

PERFIS 1, 2 E 3

Tabela D1 Valores de temperatura, potencial de oxi-redução (POR), condutividade e oxigênio dissolvido (OD) dos perfis 1; 2 e 3 realizados ao longo da altura do reator de leito expandido

Data	Etapa	Fase	Ponto de coleta	Temp. (°C)	POR (mV)	Cond. (mS.cm ⁻¹)	OD (mg.L ⁻¹)
17/06/08	I	1	afluente	22,4	-341	0,447	0,09
			3	21,3	-321	0,154	0,03
			5	21,9	-312	0,513	0,25
			7	22,0	-334	0,496	0,07
			efluente	22,1	-143	0,847	0,00
21/10/08	II	3	afluente	24,7	-173	1,220	0,00
			3	24,8	-244	0,894	0,34
			5	24,6	35	0,785	1,50
			7	24,6	80	0,985	1,83
			efluente	25,7	57	1,349	2,90
02/12/08	II	4	afluente	25,5	-403	0,563	0,50
			3	24,2	-268	0,399	0,35
			5	26,2	139	0,458	2,15
			7	25,2	134	0,437	2,10
			efluente	26,5	89	0,604	4,70

Tabela D2 Valores de pH, alcalinidade parcial (AP), intermediária (AI) e total (AT) e ácidos voláteis (AGV) dos perfis 1; 2 e 3 realizados ao longo da altura do reator de leito expandido

Data	Etapa	Fase	Ponto de coleta	pH	AP (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	AI (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	AT (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)	AGV (mgHAc.L ⁻¹)
17/06/08	I	1	afluente	7,0	121	85	206	73
			3	6,8	175	80	250	60
			5	6,6	183	83	266	55
			7	6,8	199	80	282	30
			efluente	7,2	206	82	308	27
21/10/08	II	3	afluente	5,9	16	81	97	122
			3	6,1	32	101	133	130
			5	6,2	57	128	185	114
			7	6,3	45	103	147	117
			efluente	6,9	104	49	153	32
02/12/08	II	4	afluente	6,3	89	77	166	33
			3	6,4	120	118	237	163
			5	6,6	160	137	297	207
			7	6,9	130	130	260	167
			efluente	7,2	136	49	185	8

Tabela D3 Valores de demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO), nitrogênio Kjeldhal total (NKT), amoniacal (N-amon) e orgânico (N-org) e fósforo (P) dos perfis 1; 2 e 3 realizados ao longo da altura do reator de leito expandido

Data	Etap	Fase	Ponto de coleta	DQO _{filt} (mg.L ⁻¹)	DBO _{filt} (mg.L ⁻¹)	NKT (mg.L ⁻¹)	N-amon (mg.L ⁻¹)	N-org (mg.L ⁻¹)	P (mg.L ⁻¹)
17/06/08	I	1	afluente	233	146	49,6	38,1	11,5	5,5
			3	171	107	71,1	45,9	25,2	5,7
			5	200	83	66,3	47,5	18,8	5,8
			7	156	73	63,7	51,2	12,5	6,0
			efluente	72	18	68,5	59,1	9,4	6,1
21/10/08	II	3	afluente	326	226	62,2	26,4	35,8	6,4
			3	289	162	56,9	23,6	33,3	6,3
			5	274	145	63,3	26,2	37,1	6,9
			7	189	93	65,4	26,8	38,6	6,5
			efluente	88	17	74,6	42,6	32	7,4
02/12/08	II	4	afluente	246	161	56,3	38,5	17,8	5,0
			3	390	197	32,2	13,3	18,9	6,8
			5	433	195	36,4	16,7	19,7	7,1
			7	324	169	38,1	21,4	16,7	6,6
			efluente	47	6	55,1	37,0	18,1	5,5

ANEXO E - RESULTADOS DE ANÁLISES E DETERMINAÇÕES:
ENSAIO DE FLOTAÇÃO

Tabela E1 Valores de sólidos em suspensão totais (SST), fixos (SSF) e voláteis (SSV), demanda química de oxigênio (DQO), cor, turbidez e fósforo (P) da amostra bruta e das amostras flotadas, em função das massas de ar aplicadas e velocidades ascensionais, durante o ensaio de flotação

Fração de Recirculação (%)	Massa de ar aplicada ($\text{mg}_{\text{ar}} \cdot \text{L}_{\text{am}}^{-1}$)	Parâmetros	SST ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	SSF ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	SSV ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	DQO ($\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$)	Cor (uC)	Turbidez (uT)	P ($\text{mgPO}_4^{-3} \cdot \text{L}^{-1}$)
		Amostra bruta	174	18	156	331	912	109	5,4
12	13,1	$v = 10 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$	85	9	76	162	509	40	4,1
14	15,3		68	7	61	144	437	35	4,2
16	17,5		63	3	59	127	431	29	4,1
18	19,6		64	5	59	134	445	27	4,2
12	13,1		94	11	83	169	546	49	4,3
14	15,3	$v = 14 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$	78	8	70	157	498	39	4,2
16	17,5		75	7	69	164	489	39	4,3
18	19,6		73	8	66	142	479	33	4,2
12	13,1		104	12	92	188	601	56	4,5
14	15,3	$v = 18 \text{ cm} \cdot \text{min}^{-1}$	95	10	86	172	546	50	4,5
16	17,5		85	8	77	187	536	42	4,4
18	19,6		79	8	71	173	507	43	4,4