THAIS GORGA DE GODOY

BIOFILTRO AERADO SUBMERSO APLICADO AO PÓS-TRATAMENTO DE
EFLUENTE DE REATOR UASB, SOB CONDIÇÕES HIDRAÚICAS DESFAVORÁVEIS
– ESTUDO EM ESCALA REAL.

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

ORIENTADOR: Prof. Dr. Jurandyr Povinelli

SÃO CARLOS

2007

Dedico este trabalho aos meus pais João Antônio de Godoy e Keila Almeida Gorga de Godoy pelo esforço, amor, dedicação e incentivo nos momentos difíceis. Sem eles jamais conseguiria ter chegado até aqui.

AGRADECIMENTOS

À Deus, a saúde e a união da minha família.

Ao professor Jurandyr Povinelli pela orientação, confiança e incentivo em mim depositados durante o desenvolvimento desta pesquisa.

Às minhas amigas inseparáveis Sílvia e Sulita pela ajuda e amizade durante estes dois anos. Muito Obrigada de coração. Nunca esquecerei de vocês! Que saudades das nossas conversas!

Ao CNPq, pela bolsa de estudo concedida. À FAPESP pelo auxílio financeiro.

Aos meus tios Sandra e Godoy que me acolheram em sua casa como se fossem meus pais.

Aos meus pais João e Keila, minha irmã Isis e ao meu namorado Leandro.

Aos funcionários do SAAE - São Carlos, sempre dispostos a nos ajudar, em especial à Isabela, Maurílio e Eduardo.

À todos os professores do SHS que de alguma forma contribuíram para o meu aprendizado e àqueles que participaram do desenvolvimento desta pesquisa, em especial aos professores Campos, Giorgetti, Woodrow, Foresti e Maria Bernadete.

Aos técnicos do Laboratório de Saneamento: Paulo, Júlio, Juliana e Cidinha pela imensa ajuda e acima de tudo pela amizade e paciência.

Aos funcionários do SHS, Sá, Pavi, Rose, Bruno, Flávia e Fernanda, pela disposição e ajuda sempre prestada.

Ao Gabriel pela imensa ajuda, paciência e colaboração.

À todos os colegas do programa de pós-graduação pela boa convivência e aprendizado durante estes anos.

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

Ao professor Heraldo Gallo do IFSC pela análise no microscópio de varredura.

Aos responsáveis pela ETE Flores de Rio Claro que gentilmente cederam o inóculo utilizado nos reatores da ETE de Água Vermelha.

E a todos aqueles que eu possa ter esquecido e que passaram pela minha vida, fica aqui meu MUITO OBRIGADA!!!!

RESUMO

GODOY, T.G.de. (2007). *Biofiltro Aerado Submerso aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator UASB, sob condições hidráulicas desfavoráveis – Estudo em escala real*. São Carlos. Dissertação (Mestrado). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 177 p.

Esta pesquisa avaliou a eficiência do Biofiltro Aerado Submerso empregado no pós-tratamento do efluente do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), em escala real, localizado na ETE Água Vermelha em São Carlos, SP, sob condições hidráulicas desfavoráveis. Estudou-se a remoção de matéria orgânica e de sólidos, a possibilidade de remoção de nitrogênio e fósforo e também as características da biomassa aderida ao meio suporte. O estudo foi desenvolvido em duas fases, uma sem a adição de inóculo (Fase I) e outra com inoculação (Fase II). Na Fase I foi aplicada vazão de 380 m³/ dia, cargas orgânicas volumétricas (COV) de 3 kg DQO/ m³.dia com carga hidráulica (CH) de 8 m³/ m².dia e tempo de detenção hidráulica (TDH) de 170 minutos. Nesta fase o biofiltro alcançou eficiências médias de 40 % na remoção de matéria orgânica (DQO) e de 35 % para os SST. Na segunda fase foram aplicadas vazões de 500 m³/dia, COV de 4 kg DQO/ m³.dia com CH de 11 m³/ m².dia e TDH de 130 minutos. O BAS apresentou eficiências médias de remoção de DQO, COT_F e SST de 36 %, 60 % e 30 %, respectivamente, para a Fase II. A conversão de nitrito a nitrato foi considerada desprezível, podendo ser atribuída ao alto valor de DQO afluente ao BAS, à ocorrência de nitrificação e desnitrificação no mesmo biofilme e à distribuição ineficiente de ar no interior do reator. O biofiltro não apresentou bons resultados quanto à remoção de fósforo durante a pesquisa. O estudo permitiu concluir que o BAS apresentou um desempenho satisfatório como unidade de pós-tratamento de reator UASB na fase de partida, mesmo sendo submetido a altas cargas hidráulicas e orgânicas. Constatou-se, portanto, que o emprego do biofiltro aerado submerso apresenta-se como uma alternativa vantajosa para o pós-tratamento do efluente de reatores anaeróbios, produzindo um efluente de excelente qualidade.

Palavras-chaves: pós-tratamento de efluente de reator UASB, biofiltro aerado submerso, partida de BAS.

ABSTRACT

GODOY, T.G. de. (2007). *Submerged aerated biofilter used for post-treatment of the effluent of an UASB reactor, under unfavorable hydraulic conditions – Full-scale study*. São Carlos. M.Sc. Dissertation. São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 177 p.

This research evaluated the efficiency of a full scale submerged aerated biofilter (SAB) used for post-treatment of the effluent of an upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor, located in the wastewater treatment plant Água Vermelha (São Carlos, SP, Brazil), under unfavorable hydraulic conditions. The removal of organic matter and solids, the possibility of removal of nitrogen and phosphorus and also the characterization of biomass attached to the packing media were studied. This study was developed in two phases, one without reactor seeding (Phase I), and another when the reactor was seeded (Phase II). At Phase I, a flow rate of 380 m³/d and a volumetric loading rate of 3 kgCOD/m³.d with hydraulic load (HL) of 8 m³/m².d were applied, with 170 minutes of hydraulic retention time (HRT). In this phase the biofilter reached average efficiencies of 40 % in organic matter removal (COD) and 35 % for TSS. Already in Phase II, a flow rate of 500 m³/d, a volumetric loading rate of 4 kgCOD/m³.d with HL of 11 m³/ m².dia were applied, with 130 minutes of HRT. The SAB allowed average removal efficiencies of COD, TOC_F and TSS of 36 %, 60 % and 30 %, respectively, for Phase II. The conversion of nitrite to nitrate was considered worthless, likely attributed to the high value of affluent COD to the SAB, the occurrence of nitrification and denitrification in the same biofilm and the inefficient air distribution in the interior of the reactor. The biofilter did not present good results in phosphorus removal. This study allowed to conclude that the aerated submerged biological filter presented a satisfactory performance as a post-treatment unit of an UASB reactor during the start-up phase, being submitted to high hydraulic and organic loads. It was found that the employment of the submerged aerated biofilter is an advantageous alternative as anaerobic effluent post-treatment, producing excellent quality effluent.

Keywords: post-treatment of UASB reactor effluent, submerged aerated biofilter, SAB's start-up.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Sentidos de fluxo hidráulico (ar/ líquido) em reatores aeróbios com biofilme (a) co-corrente; (contra-corrente).....	27
Figura 2: Esquema do biofilme em reatores aeróbios de filme aderido.....	48
Figura 3: Mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes.	51
Figura 4: Ciclo simplificado do nitrogênio.....	57
Figura 5: Fluxograma da ETE Água Vermelha.....	70
Figura 6: Vista geral dos reatores UASB e BAS.....	71
Figura 7: Esquema do reator aeróbio utilizado.....	72
Figura 8: Tubulação de ar do biofiltro (a) e soprador de ar (b).	73
Figura 9: Detalhe das válvulas de lavagem do BAS.....	75
Figura 10: Vista superior do biofiltro e suas divisões.....	75
Figura 11: Afluente bruto extravasando da caixa distribuidora de vazão (a) e afluente sem tratamento caindo direto na tulipa coletora de efluente final (b).	77
Figura 12: Caixa distribuidora de vazão.....	78
Figura 13: Lavagem do biofiltro (a) e inoculação com lodo aeróbio com o auxílio de um mangote (b).	83
Figura 14: Britas utilizadas na caracterização do biofilme (a) e brita depois de colocada no interior do biofiltro (b).....	84
Figura 15: Coleta do afluente na caixa de distribuição (a) e equipamento utilizado na coleta do efluente final no poço coletor (b).....	85
Figura 16: Parâmetros analisados no afluente, efluente e na água de lavagem.....	86
Figura 17: Ruptura da brita em pedaços menores (a) e pedaço da brita usado na análise(b).	88
Figura 18: Pedaço de brita pronto para receber o banho de ouro.....	90
Figura 19: Variação do pH afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	94
Figura 20: Variação da alcalinidade parcial afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	95
Figura 21: Variação da alcalinidade total afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	95
Figura 22: Variação da DQO bruta afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	97
Figura 23: Variação da DQO de amostras filtradas afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	97
Figura 24: Variação da DBO ₅ afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	98
Figura 25: Variação da DBO de amostras filtradas afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para a segunda fase de operação.....	99
Figura 26: Variação do COT de amostras filtradas afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para a segunda fase de operação.....	101
Figura 27: Comparação da DQO bruta afluente para 2ª e 3ª feira no período de 8 e 10 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	102
Figura 28: Comparação da DQO bruta afluente para 2ª e 3ª feira no período de 10 e 12 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	103
Figura 29: Comparação da DQO bruta afluente para 2ª e 3ª feira no período de 12 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	103
Figura 30: Comparação da DQO bruta efluente para 2ª e 3ª feira no período de 8 e 10 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	104
Figura 31: Comparação da DQO bruta efluente para 2ª e 3ª feira no período de 10 e 12 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	104
Figura 32: Comparação da DQO bruta efluente para 2ª e 3ª feira no período de 12 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	105
Figura 33: Comparação da DQO bruta afluente para 2ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	106
Figura 34: Comparação da DQO bruta efluente para 2ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	106
Figura 35: Comparação da DQO bruta afluente para 3ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	107

Figura 36: Comparação da DQO bruta efluente para 3ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.....	108
Figura 37: Variação de NTK afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação....	109
Figura 38: Variação de N-amoniaco afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	110
Figura 39: Variação na concentração de nitrito no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	112
Figura 40: Variação na concentração de nitrato no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	112
Figura 41: Variação de fósforo total afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	116
Figura 42: Variação de sólidos totais no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	117
Figura 43: Variação de sólidos totais fixos no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	117
Figura 44: Variação de sólidos totais voláteis no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	118
Figura 45: Variação de sólidos dissolvidos totais no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	118
Figura 46: Variação de sólidos dissolvidos fixos no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	119
Figura 47: Variação de sólidos dissolvidos voláteis no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	119
Figura 48: Variação de sólidos suspensos totais no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	120
Figura 49: Variação de sólidos suspensos fixos no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	120
Figura 50: Variação de sólidos suspensos voláteis no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	121
Figura 51: Relação entre sólidos dissolvidos totais e sólidos totais no afluente do BAS para as duas fases de operação.....	122
Figura 52: Variação temporal da relação SSV/ SST no afluente para as duas fases de operação.....	123
Figura 53: Variação da temperatura média na entrada e saída do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.....	124
Figura 54: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 200 x 1,5 -Protozoário pedunculado semelhante a <i>Vorticella</i> sp.....	127
Figura 55: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 200 x 1,5 -Protozoário rizópodo semelhante a <i>Arcella</i> sp.....	127
Figura 56: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 100 x 1,5 -Protozoário pedunculado semelhante a <i>Epistylis</i> sp e flocos dendríticos com "esqueleto" de filamentos.....	128
Figura 57: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 200 x 1,5 - Protozoário pedunculado semelhante a <i>Epistylis</i> sp.....	128
Figura 58: Inclinação máxima da curva e seu coeficiente angular.....	130
Figura 59: Bacilos com dimensões variadas e formas variadas (a) e (b), aumento de 1500 vezes.....	131
Figura 60: Organismos zoogleais, aumento de 1500 vezes.....	131
Figura 61: <i>Beggiatoa</i> sp, aumento de 1500 vezes.....	132
Figura 62: Protozoários ciliados pedunculados coloniais semelhantes a <i>Vorticella</i> sp - aumento de 150 vezes.....	132
Figura 63: Ovos de nematóides e protozoários ciliados pedunculados (a) e (b), semelhantes a <i>Vorticella</i> sp - aumento de 150 vezes.....	133
Figura 64: Biofilme denso com milhares de bacilos (a), e formação do biofilme com rachaduras (b) - aumento de 3000 e 50 vezes, respectivamente.....	134
Figura 65: Colônias de protozoários ciliados pedunculados (a) e (b) - aumento de 5000 e 500 vezes, respectivamente.....	134
Figura 66: Bacilos coloniais (a) e (b) – aumento de 5000 vezes.....	135
Figura 67: Nematóides(a) e (b) - aumento de 200 e 300 vezes, respectivamente.....	135
Figura 68: Cadeia de bacilos formando filamentos (a) e arranjo de filamentos (b), respectivamente - aumento de 3000 e 5000 vezes.....	136

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Principais patentes industriais de BAS.....	24
Tabela 2: Resumo dos parâmetros de dimensionamento para BAS.	24
Tabela 3: Taxas de aeração para tratamento secundário em BAS ascendente e descendente.	34
Tabela 4: Relação das ETEs compactas UASB + BAS.	39
Tabela 5: Condições operacionais adotadas sobre os reatores UASB e BAS.	40
Tabela 6: Resultados operacionais de um BAS em escala piloto.	45
Tabela 7: Características operacionais do Filtro Biológico Percolador (FBP).	46
Tabela 8: Estágios da formação do biofilme em meio suporte.	50
Tabela 9: Taxas volumétricas máximas de nitrificação em biofiltros preenchidos com materiais granulares de superfícies específicas diferentes.	54
Tabela 10: Distribuição relativa aproximada entre as formas de amônia em função de valores usuais de pH e de temperatura.	56
Tabela 11: Principais características do Biofiltro Aerado Submerso.	71
Tabela 12: Etapas componentes da operação da lavagem do biofiltro.	74
Tabela 13: Características Operacionais do Biofiltro Aerado Submerso nas duas fases de operação.	78
Tabela 14: Características do inóculo aeróbio utilizado na segunda fase de operação do BAS.	79
Tabela 15: Métodos de análise, pontos de amostragem e a frequência para a determinação dos principais parâmetros do monitoramento do BAS.	87
Tabela 16: Valores médios, mínimos e máximos, desvio padrão e número de dados relativos às cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COV_A) e removidas (COV_R) para a primeira fase de operação do BAS.	100
Tabela 17: Valores médios, mínimos e máximos, desvio padrão e número de dados relativos às cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COV_A) e removidas (COV_R) para a segunda fase de operação do BAS.	100
Tabela 18: Resumo das variações das relações DBO/ NTK, DQO/ NTK e DQO/ N-amoniaco do afluente, bem como das cargas aplicadas de N-amoniaco e de NTK, durante o período de operação do reator.	111
Tabela 19: Valores médios, mínimos e máximos, desvios padrões e número de dados analisados para nitrito, nitrato, NTK consumido e N-oxidado, para a primeira fase de operação do BAS.	114
Tabela 20: Valores médios, mínimos e máximos, desvios padrões e número de dados analisados para nitrito, nitrato, NTK consumido e N-oxidado, para a segunda fase de operação do BAS.	114
Tabela 21: Valores dos parâmetros STV/ ST, SSV/ SST e de SS do lodo gerado nas lavagens do leito do BAS.	125
Tabela 22: Resultado do ensaio da avaliação da taxa de consumo de oxigênio no reator aeróbio (43,7 mL de lodo, T= 33,3 °C, volume do frasco: 303,6 mL).	129
Tabela A 1: Variação da Temperatura, pH, Alcalinidade Parcial e Total para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	162
Tabela A 2: Variação da DQO bruta, DQO filtrada, DBO ₅ e da DBO filtrada para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	162
Tabela A 3: Variação de Carbono Orgânico Total das amostras filtradas para a segunda fase de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	163
Tabela A 4: Variação de NTK, N-amoniaco e N-orgânico para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	163
Tabela A 5: Variação de Fósforo Total para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	164
Tabela A 6: Variação de nitrito e nitrato para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	164
Tabela A 7: Variação de Sólidos Totais para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	165
Tabela A 8: Variação de Sólidos Dissolvidos Totais para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	165
Tabela A 9: Variação de Sólidos Suspensos Totais para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	166
Tabela A 10: Valores de carga orgânica volumétrica aplicada (COV_A) e removida (COV_R) em termos de DQO _B e DBO ₅ para as duas fases, durante a operação do Biofiltro.	166
Tabela A 11: Valores das relações DBO ₅ / NTK, DQO _B / NTK e DQO _B / N-amoniaco para o afluente do Biofiltro, da carga volumétrica aplicada de N-amoniaco e NTK (COV_A), durante a operação do BAS, para as duas fases.	167
Tabela A 12: Valores de nitrito e nitrato, de NTK consumido e N-oxidado (nitrito + nitrato), para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.	168

Tabela B 1: Comparação entre os valores de DQO_B entre segunda e terça-feira para o afluente do Biofiltro Aerado Submerso, para as duas fases de operação.....	170
Tabela B 2: Comparação entre os valores de DQO_B entre segunda e terça-feira para o efluente do Biofiltro Aerado Submerso, para as duas fases de operação.....	171
Tabela B 3: Comparação das médias de DQO_B afluente para o período de 8-10 e 10-12 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).....	172
Tabela B 4: Comparação das médias de DQO_B efluente para o período de 8-10 e 10-12 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).....	173
Tabela B 5: Comparação das médias de DQO_B afluente para o período de 8-10 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).....	174
Tabela B 6: Comparação das médias de DQO_B efluente para o período de 8-10 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).....	175
Tabela B 7: Comparação das médias de DQO_B afluente para o período de 10-12 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).....	176
Tabela B 8: Comparação das médias de DQO_B efluente para o período de 10-12 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).....	177

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

A: Coeficiente tabelado em função do número de repetições n

AP: Alcalinidade Parcial

AT: Alcalinidade Total

BAS: Biofiltro Aerado Submerso

CH: Carga Hidráulica

C/ N: Relação Carbono / Nitrogênio

CONAMA: Conselho Nacional do Meio Ambiente

COT: Carbono Orgânico Total

COT_F: Carbono Orgânico Total de amostras filtradas

COV_A: Carga Orgânica Volumétrica aplicada

COV_R: Carga Orgânica Volumétrica removida

DBO: Demanda Bioquímica de Oxigênio

DBO apl: DBO aplicada

DBO rem: DBO removida

DP: Desvio Padrão

DQO: Demanda Química de Oxigênio

DQO_B: Demanda Química de Oxigênio de amostra bruta

DQO_F: Demanda Química de Oxigênio de amostra filtrada

DBO₅: Demanda Bioquímica de Oxigênio da amostra bruta após 5 dias a 20 °C

DBO_F: Demanda Bioquímica de Oxigênio de amostra filtrada

E%: Eficiência de Remoção

EE: Estação Elevatória

Eq: Equação

ES: Espírito Santo

EESC: Escola de Engenharia de São Carlos

ETE: Estação de Tratamento de Esgoto

FBAS: Filtro Biológico Aerado Submerso

FBP: Filtro Biológico Percolador

IBGE: Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

IFSC: Instituto de Física de São Carlos

LC: Limites de Controle

LIC: Limite Inferior de Controle

LM: Linha Média

LPB: Laboratório de Processos Biológicos

LSC: Limite Superior de Controle

MEV: Microscopia Eletrônica de Varredura

MO: Microscopia Óptica

n: Número de Repetições

N-amoniacal: Nitrogênio Amoniacal

NTK: Nitrogênio Total Kjeldahl

N-oxidado: Nitrogênio Oxidado

N-NO₂⁻: Nitrogênio na forma de nitrito

N-NO₃⁻: Nitrogênio na forma de nitrato

N-NH₄⁺: Nitrogênio Amoniacal na forma de íon amônio

N-NH₃: Nitrogênio Amoniacal na forma de gás amoníaco

OD: Oxigênio Dissolvido

P.E: Parâmetro Estatístico

pH: Potencial Hidrogeniônico

PROSAB: Programa de Pesquisa em Saneamento Básico

PVC: Poli Cloreto de Vinila

Q: vazão

R: Amplitude das amostras

SAAE: Serviço Autônomo de Água e Esgoto

SS: Sólidos Sedimentáveis

SSF: Sólidos Suspensos Fixos

SST: Sólidos Suspensos Totais

SSV: Sólidos Suspensos Voláteis

ST: Sólidos Totais

STF: Sólidos Totais Fixos

STV: Sólidos Totais Voláteis

SDT: Sólidos Dissolvidos Totais

SDF: Sólidos Dissolvidos Fixos

SDV: Sólidos Dissolvidos Voláteis

TAM: Empresa de Transportes Aéreos

TAS: Taxa de Aplicação Superficial

TDH: Tempo de Detenção Hidráulica

UASB: Upflow anaerobic sludge blanket / reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo

USP: Universidade de São Paulo

Y: Produção Específica de Lodo

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	14
2. OBJETIVOS	18
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
3.1. Tratamento anaeróbio	19
3.2. Biofiltro Aerado Submerso (BAS).....	22
3.2.1. Fluxo Hidráulico	27
3.2.2. Material suporte	29
3.2.3. Sistema de aeração	33
3.2.4. Sistema de lavagem	35
3.3. Sistemas anaeróbios / aeróbios para pós-tratamento de esgoto sanitário	36
3.4. Aplicação do biofiltro aerado submerso como pós-tratamento de efluentes de reatores UASB.....	37
3.5. Biofilme	46
3.5.1. Formação e comportamento do biofilme na depuração.....	49
3.6. Nitrificação Biológica	55
3.7. Produção de lodo.....	65
4. MATERIAL E MÉTODOS.....	68
4.1. Descrição da área	68
4.2. Biofiltro Aerado Submerso (BAS).....	70
4.3. Sistema de aeração	73
4.4. Método de lavagem	74
4.5. Operação da unidade	76
4.6. Inóculo utilizado na partida do BAS	79
4.6.1. Avaliação do consumo de oxigênio pela biomassa no biofiltro.....	80
4.6.2. Cálculo do volume do inóculo e do tempo de repouso	81
4.7. Procedimento de partida do BAS.....	82
4.8. Monitoramento.....	84
4.9. Caracterização do biofilme aderido à brita.....	88
4.9.1. Microscopia óptica	89
4.9.2. Microscopia Eletrônica de Varredura.....	89

4.10. Análise estatística dos dados de DQO.....	91
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	93
5.1. pH.....	93
5.2. Alcalinidade parcial e total	95
5.3. Remoção de matéria orgânica	96
5.4. Análise estatística dos dados de DQO bruta afluente e efluente para segunda e terça-feira em horários distintos.	102
5.5. Remoção de nitrogênio e fósforo	109
5.6. Remoção de fósforo.....	115
5.7. Remoção de sólidos.....	116
5.8. Temperatura e oxigênio dissolvido	124
5.9. Produção de Lodo.....	125
5.10. Microscopia óptica no inóculo	126
5.11. Resultado do ensaio da avaliação da taxa de consumo de oxigênio no reator aeróbio.....	129
5.12. Microscopia óptica no 84º dia de operação	130
5.13. Microscopia eletrônica de varredura (MEV)	133
6. PROBLEMAS OPERACIONAIS	137
7. CONCLUSÕES	139
8. SUGESTÕES.....	141
9. DIFICULDADES ENCONTRADAS	142
10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	143
ANEXO A - Resultados dos parâmetros analisados nas duas fases de operação do Biofiltro.....	161
ANEXO B – Cálculos estatísticos do Teste T de Student para as médias de DQO bruta entre segunda e terça-feira.....	169

1. INTRODUÇÃO

A água é um recurso natural escasso, um bem social e estratégico, indispensável à vida. Tem sido motivo de grandes preocupações em todo o planeta devido, principalmente, ao rápido crescimento populacional e ao excessivo consumo e desperdício. Os lançamentos de efluentes domésticos e industriais nos rios e ribeirões têm sido nos últimos anos no Brasil os principais fatores que comprometem a qualidade de suas águas.

A deterioração da qualidade dos recursos hídricos tem sensibilizado o poder público no sentido da tomada de decisões para a reversão deste quadro. Um dos aspectos cruciais a serem abordados para que este objetivo seja atingido é o tratamento de efluentes, sejam estes domésticos ou industriais.

No Brasil são conhecidas várias técnicas de tratamento de esgotos, desde sofisticados sistemas até os processos mais simples. Conta-se com razoável experiência e, nos últimos anos, grande número de opções tecnológicas para tratamento de esgotos têm sido implementadas na busca de sistemas mais adequados à nossa realidade. A experiência brasileira recente contribuiu com o aperfeiçoamento de tecnologias como reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo, decanto-digestores seguidos de filtros anaeróbios e lagoas de estabilização, entre outras.

No Brasil, de acordo com os dados do último censo (IBGE, 2002), cerca de 60 % do esgoto produzido é coletado por rede e somente 35 % deste esgoto tem algum tipo de tratamento. Isto significa que 80 % da população não têm um adequado sistema de tratamento de esgoto, fator este responsável pela poluição dos recursos hídricos.

O resultado é que as regiões metropolitanas e grandes cidades concentram enormes volumes de esgoto coletado que são despejados sem tratamento nos rios e mares que servem de corpos receptores. Em consequência, a poluição das águas que cercam nossas maiores áreas urbanas é bastante elevada, dificultando e encarecendo, cada vez mais, o tratamento de água para abastecimento.

O controle de poluição nos últimos 20 anos, no Brasil, tem se caracterizado por um esforço muito grande no desenvolvimento de tecnologias de remoção da carga orgânica poluente. Dentro da linha gradual de aumento das exigências em controle de poluição, coloca-se o desafio de encontrar alternativas para a remoção dos compostos nitrogenados.

A essência dos processos biológicos de tratamento de efluentes reside na capacidade dos microrganismos envolvidos utilizarem os compostos orgânicos biodegradáveis, transformando-os em subprodutos que podem ser removidos do sistema de tratamento.

A implantação da estação de tratamento de esgotos tem por objetivo a remoção dos principais poluentes presentes nas águas residuárias, retornando-as aos corpos d'água com a melhor qualidade possível.

A escolha do tratamento depende das condições mínimas estabelecidas para a qualidade da água dos mananciais receptores, função de sua utilização. Em qualquer projeto é fundamental o estudo das características do esgoto a ser tratado e da qualidade do efluente que se deseja lançar no corpo receptor.

De acordo com CHERNICHARO (1997), os sistemas anaeróbios devem ser encarados como uma primeira etapa do tratamento, uma vez que estes não são capazes de produzir efluentes finais com elevado grau de qualidade, principalmente em relação à remoção de nutrientes.

A tendência atual de acoplar um reator aeróbio a um reator anaeróbio tem como objetivo a remoção da matéria orgânica remanescente do tratamento anaeróbio pela aeração bem como pela

remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo. A combinação de processos anaeróbios e aeróbios reúne a degradação da matéria orgânica com a remoção de nitrogênio amoniacal do efluente e se caracteriza pelo baixo custo e fácil operação constituindo-se numa alternativa eficaz para novas instalações principalmente quando se considera o espaço físico na planta industrial (DURAN *et al.*, 1993).

O Biofiltro Aerado Submerso (BAS) tem sido empregado como unidade de pós-tratamento de reatores UASB, apresentando efluentes com concentrações de DBO e de sólidos em suspensão menores que 20 mg/ L. (PESSÔA & JORDÃO, 2005).

A ETE UASB + BAS é um processo compacto para tratamento de esgoto sanitário com elevados teores de matéria orgânica. O bom desempenho deste sistema depende ainda de um adequado controle operacional, com destaque para as operações de descarte de lodo do UASB e de lavagem do BAS.

O emprego desses sistemas combinados é nitidamente crescente no país, dados os seguintes atrativos, dentre outros: elevada eficiência de remoção de matéria orgânica, pequena demanda de área, custos de implantação e operação relativamente baixos, relativa simplicidade operacional (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Segundo MOTTA (1995), esse tipo de tecnologia tem sido uma opção muito promissora para o tratamento em nível secundário de esgotos domésticos e de efluentes industriais, além de ser viável tanto para efluentes concentrados (DQO elevada) como para efluentes diluídos (DQO baixa).

De acordo com CHERNICHARO (2001), encontram-se em operação na Europa estações de tratamento com biofiltros submersos, com capacidade de atender a populações variando entre 10.000 e 1.000.000 de habitantes. Protótipos industriais foram estudados pelo órgão de saneamento da região parisiense, com vistas à adequação da estação de tratamento de Achères

(5 milhões de eq.hab.) aos novos padrões europeus de qualidade de efluentes. Aproximadamente 50 unidades de menor porte operam atualmente no Japão, principalmente para tratamento de despejos industriais, e uma dezena na América do Norte.

Segundo GONÇALVES *et al.* (1997), as principais características dos biofiltros são: compacidade, alta concentração de biomassa ativa no volume reacional, idade do lodo elevada, pequena produção de lodo, resistência aos choques (hidráulicos e de carga orgânica) e possibilidade de cobertura evitando problemas com odores e impacto visual.

Este projeto pretende estudar a eficiência do Biofiltro Aerado Submerso utilizado para pós-tratamento de efluente oriundo de reator UASB, submetido a altas cargas orgânicas e hidráulicas.

Como o reator UASB ainda não estava estabilizado e o BAS funcionava em batelada, o biofiltro recebeu altas concentrações de matéria orgânica e de sólidos dissolvidos e foi submetido a uma carga hidráulica na ordem de $10 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, prejudicando a eficiência do reator.

A importância deste estudo está no fato de que o Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC já desenvolveu alguns trabalhos sobre este assunto, porém nenhum em escala real, somente em bancada.

Vale ressaltar a excelente oportunidade de acompanhar a ETE Água Vermelha desde sua partida possibilitando novos dados de eficiência em escala real que serão úteis como futuros parâmetros de projeto e procedimentos de operação de BAS.

2. OBJETIVOS

Este projeto pretende avaliar a eficiência do Biofiltro Aerado Submerso empregado no pós-tratamento do efluente proveniente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) localizado na Estação de Tratamento de Esgoto de Água Vermelha em São Carlos (SP), sob condições hidráulicas desfavoráveis.

Para atingir este objetivo pretende-se:

- Avaliar a remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, DBO e COT_F ;
- Avaliar a remoção de sólidos;
- Verificar a ocorrência de remoção de nitrogênio e de fósforo;
- Caracterizar a biomassa aderida ao meio suporte.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. Tratamento anaeróbio

A consciência crescente de que o tratamento de águas residuárias é de vital importância para a saúde pública e para o combate à poluição das águas de superfície, levou à necessidade de se desenvolver sistemas que combinam uma alta eficiência a custos baixos de construção e de operação. O aumento do preço de energia, nos anos setenta, diminuiu a atratividade de sistemas de tratamento aeróbio e intensificou a pesquisa de sistemas sem demanda de energia. Assim, nas últimas décadas, desenvolveram-se vários sistemas que se baseiam na aplicação da digestão anaeróbia para a remoção do material orgânico de águas residuárias (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

O tratamento anaeróbio necessita integração em um programa de tratamento global, porque para se obter uma completa remoção e recuperação ou reutilização de poluentes, também outros processos de tratamento são requeridos. Uma das principais desvantagens dos processos anaeróbios é a elevada concentração de nitrogênio amoniacal no seu efluente, o que impede a sua descarga direta em um corpo receptor.

A digestão anaeróbia é uma tecnologia que oferece efetiva proteção ao meio ambiente, a baixo custo. Os processos anaeróbios requerem, em geral, menor espaço e tem baixa produção de lodo, estimada como sendo inferior a 20 % da apresentada por processos aeróbios convencionais,

e também oferecem a possibilidade de recuperação e utilização do gás metano como combustível (LETTINGA *et al.*, 1980; CHERNICHARO, 1997; FORESTI, 1997).

A digestão anaeróbia é um processo biológico de decomposição de material orgânico que, em princípio, não corrige outras características indesejáveis do efluente, como a presença de microrganismos patogênicos e nutrientes. Se o objetivo do tratamento for a remoção de carga orgânica, há grande vantagem no uso do UASB como um sistema de pré-tratamento, com tratamento complementar em sistemas convencionais como lagoas de estabilização ou o sistema de lodo ativado. Estes sistemas combinados podem fornecer um efluente de qualidade superior, a um custo muito menor do que os sistemas convencionais (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Nos últimos anos, diversas instituições têm se dedicado a trabalhos de pesquisa fundamental e aplicada, tendo contribuído significativamente para a evolução e para uma maior disseminação da tecnologia de tratamento anaeróbio no Brasil. Em decorrência da ampliação de conhecimento na área, os sistemas anaeróbios de tratamento de efluentes, principalmente os reatores de manta de lodo (UASB), passaram a ocupar uma posição de destaque, não só em nível mundial, mas, principalmente, em nosso país. Essa trajetória de aceitação passou de um estágio de descrédito, até o início dos anos 80, para a fase atual de grande aceitação e foi responsável pelo grande avanço da biotecnologia anaeróbia para tratamento de águas residuárias (CHERNICHARO, 1997; ZAIAT, 1996).

A aceitação e a disseminação da tecnologia anaeróbia para o tratamento de esgotos domésticos, principalmente dos reatores tipo UASB, colocam o Brasil em uma posição de vanguarda em nível mundial. Estima-se que existam, atualmente, 300 reatores anaeróbios tipo UASB tratando esgoto doméstico no Brasil, a maioria deles localizada nos estados do Paraná e da Bahia. Existem relatos de outros reatores em operação, em diversos estados, particularmente em

Minas Gerais, Rio Grande do Sul, Rio de Janeiro, Pará, Paraíba, São Paulo e Distrito Federal. Estima-se, também, que os reatores UASB industriais, em operação, no Brasil, sejam em número de 600 unidades (CHERNICHARO, 1997).

De acordo com o autor supracitado, a digestão anaeróbia se processa em dois estágios. No primeiro, as bactérias fermentativas e formadoras de ácidos convertem compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em compostos dissolvidos mais simples (hidrólise), que logo são convertidos em ácidos graxos voláteis de cadeia curta (acidogênese), álcoois, ácido láctico e compostos minerais como CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S e outros.

No segundo estágio ocorre a conversão dos ácidos orgânicos, gás carbônico e hidrogênio em compostos que formam os substratos para a produção de metano (acetogênese) que, por sua vez, são finalmente convertidos em CH_4 e CO_2 . Os microrganismos responsáveis pela formação de metano e gás carbônico são as arqueas metanogênicas e são estritamente anaeróbias (SILVA, 1996).

Entretanto, de acordo com CHERNICHARO & MACHADO (1998), os reatores anaeróbios têm dificuldades em produzir um efluente que se enquadre nos padrões estabelecidos pela legislação ambiental; as eficiências de remoção da matéria orgânica costumam serem insatisfatórias para o lançamento direto dos efluentes tratados nos corpos receptores.

Por este motivo, embora o UASB seja um reator que inclui amplas vantagens, principalmente no que diz respeito a requisitos de área, simplicidade de operação, manutenção e redução de matéria orgânica, algumas desvantagens ainda são atribuídas a ele: as bactérias anaeróbias são suscetíveis à inibição por um grande número de compostos; a partida do processo pode ser lenta na ausência de lodo de semeadura adaptado; alguma forma de pós-tratamento é usualmente necessária; a bioquímica e a microbiologia da digestão anaeróbia são complexas e ainda precisam ser mais estudadas; há possibilidade de geração de maus odores, porém

controláveis; há possibilidade de geração de efluente com aspecto desagradável; a remoção de nitrogênio, fósforo e microrganismos patogênicos é insatisfatória. (VON SPERLING, 1996).

3.2. Biofiltro Aerado Submerso (BAS)

Os reatores aeróbios de biomassa fixa submersa têm sido uma nova tecnologia utilizada nos processos de tratamento biológico de esgotos. Pesquisadores europeus já estudam desde o final da década de 80 esses reatores, os quais são utilizados para a remoção de nutrientes ou aumento nas eficiências de estações já existentes, devido ao elevado grau de tratamento obtido na comunidade européia (SITÔNIO, 2001).

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

Os primeiros BAS, surgidos no início dos anos 80, foram concebidos para realizar a remoção de sólidos suspensos e a oxidação da matéria orgânica em esgotos domésticos.

Na prática, o biofiltro aerado submerso é um reator de alta taxa, no qual o tratamento biológico do esgoto é realizado por microrganismos aderidos a um meio suporte inerte e completamente submerso. Esse reator tem como principal característica a superposição dos

processos de eliminação biológica de poluentes e de filtração de partículas em suspensão no esgoto (GONÇALVES *et al.*, 1993).

Os biofiltros aerados são capazes de atingir diferentes objetivos de qualidade: oxidação de matéria orgânica (PUJOL *et al.*, 1992), nitrificação secundária ou terciária (CARRAND *et al.*, 1990; TSCHUI *et al.*, 1993), desnitrificação (LACAMP *et al.*, 1992), e a desfosfatação físico-química (GONÇALVES *et al.*, 1992).

De acordo com GONÇALVES *et al.* (1997) os biofiltros aerados apresentam vantagens em relação aos sistemas de lodos ativados como unidades de pós-tratamento do efluente de reatores UASB. Eles não necessitam de uma etapa de clarificação complementar, são mais compactos e não estão sujeitos a problemas ligados a sedimentabilidade do lodo, devido à ocorrência de bactérias filamentosas. Sua função restringe-se, sobretudo à remoção de compostos solúveis remanescentes no efluente anaeróbio, o que reduz sensivelmente a necessidade de lavagem do processo para remoção de biomassa em excesso.

No Brasil, os BAS vêm sendo utilizados basicamente como unidade de pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, com vistas à remoção de matéria orgânica. As maiores ETEs têm capacidade para tratar uma vazão média de 30 L/ s de esgotos sanitários, sendo a mais antiga em operação a ETE Canivete (10 L/ s), em funcionamento desde o início de 1999, no Município de Linhares (ES) (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Diversas combinações de características de biofiltros deram origem às principais patentes industriais existentes, cujas características são resumidas na Tabela 1:

Tabela 1: Principais patentes industriais de BAS.

Processo	Fabricante	País *	Fluxo de Esgoto #	Meio Suporte	Tipo de meio
Biocarbone	CGE/OTV	F	D	xisto expandido	granular / d >1
Biostyr	CGE/OTV	F	A	poliestireno	granular flutuante
Biofor	Degrémont	F	A	xisto expandido	granular / d >1
Biopur	Sulzer	CH	D	poliestireno	estruturado
BAF	Copa	GB	D/A	plástico	estruturado
	Hodge				
CTX	Stefield	GB	D/A	PVC	estruturado
SAFe		GB	D	xisto expandido	granular / d >1
Stereau	Purac	F	A	pedra	granular / d >1
	Brightwater				granular
Biobead	Eng.	GB	A	polipropileno/polietileno	flutuante
EMEM	EMEM	BR	A	brita/argila expandida	granular / d >1
Sanevix	Sanevix	BR	A	brita	granular / d >1

(*) F = França, GB = Grã-Bretanha, CH = Suíça, BR = Brasil.

(#) D = Descendente, A = Ascendente.

Fonte: Gonçalves *et al.*, (2001).

A tabela 2 recomenda parâmetros de dimensionamento para biofiltros.

Tabela 2: Resumo dos parâmetros de dimensionamento para BAS.

Parâmetro	Aplicado ao BAS
Carga orgânica volumétrica	
- para enchimento granulado	3,0 a 4,0 kg DBO/ m ³ .d
- para enchimento estruturado	0,8 a 1,0 kg DBO/ m ³ .d
Carga orgânica superficial (*)	
- para enchimento estruturado	55 a 80 g DQO/ m ² .d 12 a 17 g DBO/ m ² .d
Taxa de aeração	25 a 40 Nm ³ ar/ kg DBOrem. 30 a 60 Nm ³ ar/ kg DBOapl.
Produção de lodo	0,7-0,8 kg SS/ kg DBOapl.
Teor de SV no lodo (%SV/ ST)	0,55 a 0,80
Eficiência de remoção de DBO e SS	60-75%
Eficiência de remoção de DQO	55-65%

(*) em relação à superfície disponível do meio filtrante.

Fonte: Adaptado GONÇALVES *et al.*, 2001 e PESSÔA & JORDÃO, 2005.

Suas principais vantagens são a pequena área ocupada, operação simples, aspecto modular, baixo impacto ambiental, tratamento efetivo de odores e eliminação da decantação

secundária, suprimindo problemas de separação de lodo em unidades de clarificação (CHERNICHARO, 2001).

Segundo o mesmo autor, na quase totalidade dos processos existentes, o meio poroso é mantido sob total imersão pelo fluxo hidráulico, caracterizando-os como reatores trifásicos compostos por:

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

O esgoto a ser tratado é introduzido na parte inferior do biofiltro, juntamente com o ar necessário para a atividade microbiana. A maioria dos BAS dispõe de sistema de aeração artificial, no qual uma bomba succiona o efluente aeróbio e injeta ar dissolvido na base dos biofiltros. Esgoto e ar percolam no meio suporte. Durante todo o trajeto, microrganismos aeróbios aderidos ao suporte de imobilização celular e em suspensão no líquido em tratamento utilizam a matéria orgânica do esgoto, estabilizando-a e transformando-a em gás carbônico e água.

Os compostos orgânicos são estabilizados no interior do biofilme, difundindo-se através da interface líquido-biofilme e depois através do próprio biofilme. Os produtos finais de

degradação são transportados no sentido inverso. As condições hidrodinâmicas dos biofiltros favorecem o desenvolvimento de um biofilme fino, altamente ativo. A associação da turbulência com a elevada velocidade do líquido controla a espessura do biofilme.

Este reator possui biomassa fixa a um suporte, proporcionando elevadas concentrações de biomassa ativa no seu interior, mesmo sem recirculação do lodo, gerando várias facilidades operacionais. Além disso, a biomassa aderida ao recheio aumenta o tempo de retenção dos sólidos (ou idade do lodo), tornando o sistema mais resistente a choques de cargas hidráulicas e orgânicas.

A estabilidade em relação a choques de temperatura e compostos tóxicos é decorrência da espessura do biofilme, que esta aumenta quando a temperatura cai ou a concentração de compostos tóxicos ultrapassa o valor de inibição, reduzindo a sensibilidade do processo.

Vários aspectos tecnológicos são essenciais para a diferenciação das diversas configurações de biofiltros. Entre eles, estão:

- sentido de fluxo hidráulico;
- tipo de material suporte;
- sistema de aeração;
- sistema de lavagem do meio filtrante.

3.2.1. Fluxo Hidráulico

O sentido do fluxo hidráulico (ar e água) determina as principais características operacionais do biofiltro: retenção de sólidos suspensos, transferência de oxigênio para o líquido, evolução da perda de carga hidráulica, tipo de lavagem, gastos energéticos e produção de odores.

Segundo CHERNICHARO *et al.*, (2001), o fluxo de ar no BAS só é viável no fluxo ascendente, devido ao estado de permanente imersão do meio suporte. A corrente descendente de ar só é possível em meios granulares que não sejam submersos, limitando as opções para o fluxo hidráulico em BAS a duas possibilidades:

- co-corrente: fluxos de ar e esgoto ascendentes (Figura 1a);
- contra-corrente: fluxo de ar e esgoto em direções opostas (Figura 1b).

Figura 1: Sentidos de fluxo hidráulico (ar/ líquido) em reatores aeróbios com biofilme (a) co-corrente; (b) contra-corrente.

Fonte: GONÇALVES *et al.*, (2001).

As principais vantagens e desvantagens de cada uma destas opções estão relacionadas abaixo:

- a) Capacidade de retenção de sólidos: A capacidade de captura de sólidos suspensos é maior nos processos descendentes com meio granular pesado ($d > 1$) ou ascendentes com meio flutuante ($d < 1$). Neste caso, o fluxo do líquido se dá no sentido da compressão do leito filtrante, conferindo-lhe grande capacidade de filtração. Por outro lado, nos processos ascendentes com meio suporte pesado, o fluxo co-corrente produz uma expansão do meio suporte, permitindo uma retenção de SS melhor distribuída ao longo da altura do BAS.
- b) Evolução da perda de carga: A evolução da perda de carga está relacionada com a eficiência na retenção de sólidos suspensos; assim, a perda de carga evolui mais rapidamente nos BAS descendentes com leito granular pesado e nos BAS ascendentes com meio flutuante. Com uma evolução de perda de carga menor, os processos ascendentes com material pesado podem possuir leitos filtrantes com altura de até 3 m.
- c) Comportamento hidráulico: Os processos descendentes (contra-corrente) podem favorecer a formação de bolhas de ar aprisionado no seio do meio granular (embolia). Já a desvantagem dos processos ascendentes estaria na possibilidade de má distribuição do afluente no meio granular, causando curto-circuitos e queda da eficiência do processo.
- d) Demanda de aeração: Os fabricantes afirmam que os processos descendentes requerem menos ar e que a perda de carga é menor, devido à menor altura do leito filtrante (SIBONY, 1983). Já os fabricantes dos processos ascendentes alegam que, devido à maior altura do meio

suporte, a eficiência de transferência de oxigênio é elevadíssima – de 23 a 30 % (STROHMEIER *et al.*, 1993). Dados experimentais obtidos em ETEs reais comprovam que esta eficiência atinge, no máximo, 10 % nos dois tipos de processos. (CANLER & PERRET, 1993).

- e) Detalhes construtivos: Nos processos ascendentes somente o esgoto tratado entra em contato com a atmosfera, eliminando os problemas de odores. Já no caso dos processos descendentes, a tubulação de ar só entra em contato com o esgoto tratado, sendo menos sujeita a entupimentos por sólidos presentes no esgoto decantado.

3.2.2. Material suporte

O meio suporte deve cumprir duas funções: servir de suporte para a fixação de microrganismos e reter fisicamente os SS presentes no esgoto. Quanto menor for a superfície específica disponível para a fixação das colônias de microrganismos, menor será a capacidade de retenção de SS por filtração. Por outro lado, materiais com elevada superfície específica favorecem a evolução da perda de carga, resultando numa frequência maior de lavagem do biofiltro (CHERNICHARO, 2001).

A escolha do meio suporte deve atender, portanto a um compromisso entre a qualidade do efluente tratado e a frequência de lavagem, dentro de limites financeiros razoáveis.

Os materiais granulares de origem mineral são os mais utilizados nas Estações de Tratamento de Esgotos (ETEs) em operação. Isto é decorrente quase que exclusivamente da predominância deste tipo de suporte nos BAS durante a década de 80, quando as primeiras experiências em grande escala ocorreram. Grãos de argila calcinada ou xisto expandido da família dos silicatos são os mais utilizados na Europa. Materiais arenosos e carvão ativado são raramente utilizados.

No Brasil, os primeiros BAS surgiram com enchimento combinado de pedra britada e argila expandida. Em função do custo, as novas ETEs possuem enchimento quase que exclusivamente composto por pedra britada.

No Brasil, BAS com enchimento composto por camadas de brita (4, 2 e 0) têm sido utilizados com sucesso (BOF *et al.*, 2001).

A granulometria deve estar entre 2 e 6 mm, no caso de esgotos domésticos com fluxo descendente (GILLES, 1990). Grãos com diâmetro maior do que 2,5 mm são adequados para a oxidação da matéria carbonácea (RYCHARD & CYR, 1990).

A densidade é da ordem de 1,5 no caso dos materiais granulares aplicados ao tratamento secundário. Densidades superiores implicam em gastos energéticos elevados com a expansão do leito durante a lavagem. Materiais mais densos, como no caso das britas, podem ser utilizados no caso de pós-tratamento de efluentes anaeróbios somente quando a superfície específica média do leito filtrante não exceda a $300 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Dentre esses materiais, os mais utilizados possuem superfície específica variando entre 200 e $600 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

A profundidade do meio suporte de pedra britada pode variar entre 0,90 m e 2,40 m, dependendo das cargas aplicadas. Normalmente, para os filtros chamados de alta capacidade, esta

altura varia entre 0,90 e 2,0 m, podendo os de baixa capacidade atingir até 3,0 m. (PESSÔA & JORDÃO, 2005).

O material de enchimento deve ser inerte, não-biodegradável e indeformável, para que conserve suas características de forma e de granulometria durante vários anos de operação da estação.

A forma dos grãos não influencia significativamente no desempenho dos processos, sendo mais importantes as características de superfície e a rugosidade, que facilitam a adesão da biomassa.

Por outro lado, a utilização de materiais sintéticos intensificou-se no início dos anos 90, gerando novos processos com meio flutuante ou estruturado (não granular). Meios granulares compostos por materiais tais como poliestireno, polipropileno, poliuretano, PVC e outros plásticos têm sido utilizados. O preço desses materiais é mais elevado do que os de origem mineral, embora uma parte do custo adicional possa ser compensada por uma menor demanda energética para fluidização durante a lavagem. (TSCHUI *et al.*, 1993).

Segundo PESSÔA & JORDÃO (2005), o plástico tem sido utilizado como meio suporte com bons resultados. A grande vantagem deste material é possuir um maior coeficiente de vazios e superfície específica maior do que a das pedras. Isto resulta numa maior capacidade de recebimento de carga orgânica. Por ser mais leve, tem facilitado o transporte e o arranjo nos tanques.

Ainda segundo estes autores, as propriedades físicas são fatores importantes na seleção do meio suporte, principalmente pelas seguintes razões:

- o material deverá ser inerte e rígido, não afetado por reações químicas e desgastes excessivos, e deverá permitir esforços equivalentes ao peso de um homem sobre a superfície do meio suporte;
- as dimensões influem na seleção do material devido aos valores da superfície específica e do volume de vazios, e conseqüentemente do volume útil;
- o peso unitário influi diretamente na cálculo estrutural, no transporte e no manuseio;
- a superfície específica influi na capacidade de reter a biomassa e no desempenho do processo;
- o volume de vazios é o fator preponderante na manutenção das condições aeróbias do processo devido ao suprimento de oxigênio em excesso através da circulação de ar.

Resumindo, a seleção do material do meio filtrante é afetada pela sua disponibilidade, durabilidade, rigidez, forma, peso e aplicabilidade.

GONÇALVES *et al.*, 2001, ainda destacam as seguintes características que um material suporte ideal deveria apresentar:

- capacidade de remover altas cargas de DBO por unidade de volume;
- capacidade de operar a altas taxas de aplicação hidráulica;
- resistência estrutural suficiente para suportar seu próprio peso e o peso da biomassa aderida à superfície;
- ser biologicamente inerte, não sendo atacado pelos microrganismos do processo e nem ser tóxico a eles;

- apresentar o menor custo possível por unidade de matéria orgânica removida, quando utilizado em tratamento em nível secundário;
- apresentar alta superfície específica e alta rugosidade.

3.2.3. Sistema de aeração

A maioria dos biofiltros dispõe de um sistema direto de aeração artificial, composto por sopradores e tubulações para o transporte de ar.

Nos mais antigos BAS com meio granular pesado, a grelha de aeração situa-se na base do leito filtrante. Nos processos ascendentes, a grelha pode ser introduzida no seio do meio granular, permitindo a criação de uma fração não aerada no início do meio suporte (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Nos raros casos de efluentes extremamente diluídos, a aeração pode ser realizada externamente ao reator. Nos biofiltros anóxicos, empregados como reatores de desnitrificação no tratamento de esgotos (JEPSEN *et al.*, 1992) ou na potabilização de águas (RAVARINI *et al.*, 1988), o dispositivo de injeção de ar também é inexistente. Testes de desenvolvimento utilizando oxigênio puro no tratamento de esgotos domésticos não produziram resultados que justificassem o incremento do custo.

Como já foi citado no item Fluxo Hidráulico, fabricantes de biofiltros com meio granular afirmam que a transferência de O_2 pode atingir eficiências da ordem de 20 a 25 % no processo. Entretanto, campanhas rigorosas de monitoramento, realizadas por um órgão técnico do Ministério da Agricultura da França (CEMAGREF), mostraram que em ETEs reais esta

eficiência atinge no máximo 10 % (CANLER & PERRET, 1993). Estes resultados são equivalentes aos obtidos por STENSEL *et al.* (1988) em um BAS descendente do mesmo tipo.

RYHINER *et al.*, (1992) estudaram a influência da taxa de aeração na eficiência de um BAS, com meio suporte estruturado, verificando que quanto maior a taxa de aeração maior será a remoção de matéria orgânica, portanto, maior a eficiência do mesmo. Também concluíram que com o aumento da taxa de aeração ocorre um incremento de turbulência no meio filtrante, provocando uma diminuição na resistência à transferência de massa, tanto entre gás e líquido como entre líquido e sólido, influenciando na atividade microbológica do biofilme.

Para taxas de aeração de 10 a 40 Nm³ ar/ kgDBO aplicada, as eficiências de transferência de O₂ variaram de 9,2 e 5 %. O consumo médio de oxigênio calculado neste experimento foi de 0,5 kg O₂/ kgDBO aplicada, sensivelmente inferior aos característicos dos lodos ativados convencionais (0,8 a 1,2 kg O₂/ kgDBO aplicada) (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Segundo os mesmos autores, no caso dos biofiltros, o fornecimento de ar para atender às necessidades do oxigênio do processo aeróbio para se ter um efluente com DBO na faixa de 20 a 30 mg/ L, não nitrificado, é de cerca de 35 a 40 m³ ar/ kgDBO aplicada.

A tabela 3 apresenta as taxas de aeração para tratamento secundário em biofiltros.

Tabela 3: Taxas de aeração para tratamento secundário em BAS ascendente e descendente.

Taxa de aeração (m ³ / kg aplicado)		Tipo de BAS	Nível de tratamento	Referência
DQO	DBO ₅	(*)		
20		D	Secundário	KLEIBER et al, 1993.
32		D	Secundário c/ 50% nitrificação	ROGALLA et al, 1991.
	20	D	Secundário	STENSEL et al, 1988.
	56	D	Secundário c/ nitrificação parcial	CONDREN, 1990.
	35	A	Secundário	DAL COL et al, 2001.

(*) D = descendente, A = ascendente.

Fonte: Adaptado GONÇALVES *et al.*, 2001.

3.2.4. Sistema de lavagem

A operação de lavagem compreende diversas descargas hidráulicas sequenciais de ar e de esgoto, podendo ou não compreender a interrupção total da alimentação com esgoto.

Esta intensa turbulência provocada expande temporariamente o meio granular, promovendo a retirada do biofilme em excesso. Como consequência disto, a espessura do biofilme é reduzida, resultando no aumento das atividades metabólicas da biomassa fixa e na diminuição da perda de carga hidráulica no leito filtrante.

Na maioria dos casos os BAS são dimensionados para operar durante períodos de 24 a 48 horas entre duas lavagens consecutivas. No caso da associação de reatores UASB com BAS, a lavagem pode ser realizada de 3 em 3 dias (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Segundo o mesmo autor, a frequência de lavagem dependerá das taxas de evolução da perda de carga, situando-se na faixa de 1 lavagem/ semana, quando a água residuária sob tratamento é constituída por esgoto sanitário de características médias ($SS = 350 \text{ mg/L}$, $DBO = 300 \text{ mg/L}$ e $DQO = 600 \text{ mg/L}$). No caso do BAS operar a jusante do reator UASB, o período entre duas lavagens pode superar 7 dias.

As várias etapas que compõem uma operação de lavagem podem obedecer a temporizações diferentes, mas cumprem sempre as seguintes funções em sequência:

- Desaglomeração do material, mediante fortes descargas de ar;
- Desestruturação do biofilme em excesso, através de fortes descargas de ar e água (concomitantes ou não);
- Descargas de água, para remover o lodo em excesso do meio granular;

- Evacuação do lodo de lavagem.

3.3. Sistemas anaeróbios / aeróbios para pós-tratamento de esgoto sanitário

Apesar de ser uma tecnologia consolidada e amplamente utilizada em todo mundo, os sistemas biológicos de tratamento oferecem ainda hoje oportunidades de estudos para ampliação de suas potencialidades. Tal afirmação vem dos inúmeros estudos e aplicações práticas, onde cada processo de tratamento biológico demonstrou claramente suas vantagens e desvantagens.

Com o passar do tempo percebeu-se que muitas das desvantagens dos sistemas biológicos aeróbios e anaeróbios poderiam ser minimizadas, ou até mesmo eliminadas, se ambos fossem empregados de maneira combinada. Hoje, esta é uma das principais linhas de pesquisa na área de saneamento e esta tecnologia já vem sendo adotada na concepção da maior parte das estações de tratamento de efluentes (ETEs).

O sistema combinado anaeróbio / aeróbio mostrou ser uma opção viável quanto aos aspectos econômico e técnico, pois esse sistema promove oxidação carbonácea, nitrificação, desnitrificação e, algumas vezes, remoção de fósforo. Portanto, essa combinação torna possível aproveitar as vantagens de cada processo e minimizar seus aspectos negativos (LIMA *et al.*, 2005).

De acordo com HIRAKAWA *et al.*, (2001), o emprego de reatores UASB no tratamento de esgotos sanitários predominantemente domésticos vem sendo largamente difundido no Brasil, em função, principalmente, da compactidade e baixo custo energético. Sua eficiência, no entanto,

tem se mostrado insuficiente para, isoladamente, assegurar atendimento à legislação ambiental. Dessa forma, o efluente de reator UASB necessita ser submetido a tratamento complementar para permitir o atendimento aos padrões de emissão.

A possibilidade de acoplamento dos processos biológicos anaeróbios e aeróbios merece mais investigação em razão das potenciais vantagens com a adoção de um sistema híbrido, tais como: diminuição dos custos com aeração; diminuição da produção de lodo; diminuição ou mesmo eliminação da necessidade de leitos de secagem; melhoria da qualidade dos efluentes quando comparado com a opção anaeróbia; etc.

3.4. Aplicação do biofiltro aerado submerso como pós-tratamento de efluentes de reatores UASB

Segundo HIRAKAWA *et al.*, (2001), o biofiltro aerado submerso (BAS) surge como promissora alternativa para o tratamento complementar de efluente de reatores UASB.

No Brasil, associados em série a reatores UASB, os biofiltros aerados vêm recentemente sendo utilizados como unidades de pós-tratamento de efluentes em pequenos e médios municípios.

Uma vantagem dessa combinação é o fato de o excesso de lodo não estabilizado removido do BAS poder ser encaminhado para o UASB, para ser estabilizado por digestão anaeróbia, tornando desnecessária uma unidade especialmente projetada para esse fim.

Suas principais vantagens são: compacidade, baixo custo de implantação, baixo consumo energético, simplicidade operacional, menor produção de lodo e facilidade de inserção em áreas restritas. O baixo impacto ambiental (odor, ruídos e impacto visual) e rapidez de montagem, são fatores que interferem na escolha do sistema a ser adotado, favorecendo a opção por ETEs compactas do tipo UASB + BAS (SILVA *et al.*, 2002). A importância da associação de reatores anaeróbios e aeróbios para o tratamento de esgoto sanitário é reconhecida por vários pesquisadores (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

Pelo menos 70 % do material carbonáceo afluente ao conjunto é metabolizado anaerobiamente no reator UASB, sendo realizado à jusante o pós-tratamento no biofiltro aerado, objetivando a remoção de matéria orgânica e de sólidos suspensos remanescentes.

Conseqüentemente, baixa produção de lodo e uma significativa economia de energia são vantagens desta associação, quando comparada a estações de tratamento convencionais (GONÇALVES *et al.*, 1997).

Segundo CAMPOS (1999), o uso dos processos aeróbios para pós-tratamento de sistemas anaeróbios, para remoção da carga orgânica remanescente, resulta em modelos mais compactos com baixo consumo de energia elétrica e menor produção de lodo.

PUJOL *et al.* (1992) avaliou o funcionamento de 8 biofiltros aerados submersos (4 em fluxo ascendente e 4 em descendente) no período de 100 dias. Os resultados mostraram um efluente com excelente qualidade para cargas orgânicas inferiores a 6 kg DQO/ m³.dia resultando num efluente com DQO de 90 mg/ L e 25 mg/ L de SS. A nitrificação só foi possível para cargas orgânicas menores que 5 kg DQO/ m³.dia, à qual corresponde a carga de nitrogênio de 0,6 a 0,7 kg NTK/ m³.dia. Não foi observada nenhuma diferença na qualidade do efluente em relação ao sentido do fluxo do afluente.

Uma configuração de Estação de Tratamento de Esgoto associando em série reatores UASB e biofiltros, foi desenvolvida por GONÇALVES *et al.*, (1994), tendo sido objeto de pesquisa pela Universidade Federal do Espírito Santo, no âmbito do edital 2 do PROSAB, e tendo atingido a escala industrial a partir de 1997.

Este tipo de tecnologia já se encontra consolidada, visto o número de estações implantadas no Espírito Santo e demais estados nos últimos dois anos, totalizando 29 unidades (BOF *et al.*, 2001).

A tabela 4 refere-se a algumas Estações UASB + BAS no Brasil.

Tabela 4: Relação das ETEs compactas UASB + BAS.

Local	Cidade	Capacidade (hab)
Baixo Guandu	Baixo Guandu (ES)	15.000
Aimorés	Aimorés (MG)	15.000
João Neiva	João Neiva (ES)	13.000
Ecoporanga	Ecoporanga (ES)	10.000
Bairro Santo Antônio	Fundão (ES)	10.000
Mantenópolis	Mantenópolis (ES)	8.000
São José do Calçado	São José do Calçado (ES)	8.000
Meaípe	Meaípe (ES)	6.500
Água Doce do Norte	Água Doce do Norte (ES)	5.000
Marilândia	Marilândia (ES)	5.000
Canivete	Linhares (ES)	5.000
Bebedouro	Linhares (ES)	5.000
Interlagos II	Linhares (ES)	5.000
Alto Rio Novo	Alto Rio Novo (ES)	4.000
Itaguaçu	Itaguaçu (ES)	4.000
Apiacá	Apiacá (ES)	3.000
Bairro J.Nazareth	Vitória (ES)	3.000
São Mateus	São Mateus (ES)	3.000
Santa Catarina	Quissamã (RJ)	2.500
Vargem Alta	Vargem Alta (ES)	2.500
Jabaraí	Guarapari (ES)	2.000
Itaperuna	Itaperuna (RJ)	2.000
Atílio Vivacqua Sede	Atílio Vivacqua	2.000
São Sebastião da Vala	Aimorés (MG)	2.000
Vila Capixaba	Linhares (ES)	1.000
Patrimônio do Rádio	Marilândia (ES)	1.000
Piuma	Piuma (ES)	1.000
Atílio Vivacqua Oriente	Atílio Vivacqua	400
Bairro Conceição	Linhares (ES)	200

Fonte: Adaptado Gonçalves *et al.*, (2001).

GONÇALVES *et al.* (1998) estudaram a associação de reator UASB + BAS por um período de 1 ano. O objetivo principal deste estudo foi descobrir um sistema de tratamento de esgoto apropriado para o Brasil, unindo os principais pontos positivos, os quais são comuns em ambos os processos: compacidade, alta atividade metabólica, alto tempo de detenção do lodo (resultando em baixa produção de lodo), resistência a choque hidráulico e orgânico. Os resultados obtidos foram um efluente de nível secundário com as seguintes características: SS < 30 mg/ L, DBO < 25 mg/ L e DQO < 90 mg/ L.

GONÇALVES *et al.* (1997) citam os resultados de um reator UASB (46 L) e filtro biológico aerado submerso (6,3 L), utilizados no tratamento de esgoto sanitário a nível secundário. O período de experimentos teve duração total de 322 dias, durante o qual as cargas hidráulica e orgânica foram paulatinamente incrementadas sobre o conjunto dos dois reatores. As eficiências médias de remoção de SS, DBO e DQO do conjunto foram respectivamente 94 %, 96 % e 91 %, resultando num efluente final com as seguintes características: SS = 10 mg/ L, DBO = 9 mg/ L e DQO = 38 mg/ L. Esses resultados demonstram que os filtros aerados podem ser considerados uma alternativa viável para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB tratando esgotos domésticos. As condições operacionais estão resumidas na tabela 5.

Tabela 5: Condições operacionais adotadas sobre os reatores UASB e BAS.

Etapas	TDH (h)		Q (L/ h)	Carga Hidráulica UASB e BAS (m ³ / m ² .h)
	UASB	BAS		
1	16	0,46	2,8	0,36
2	10	0,28	4,6	0,58
3	8	0,23	5,7	0,73
4	6	0,17	7,6	0,97
5	4	0,11	11,4	1,45

Fonte: GONÇALVES *et al.*, 1997.

BOF *et al.* (1999) deram seguimento ao trabalho de GONÇALVES *et al.* (1997), agora operando o conjunto UASB e filtro submerso sob variações horárias de cargas e recirculação freqüente do lodo aeróbio para o UASB. Eficiências de 92 % (SST), 89 % (DBO) e 93 % (DQO) foram obtidas para TDH médio de 6 horas no reator UASB, resultando em efluente final com 15 mg/ L de SST, 15 mg/ L de DBO e 58 mg/ L de DQO.

GONÇALVES *et al.* (2000) conduziram outros trabalhos, com a associação UASB + BAS, utilizando meios filtrantes minerais, com quatro formulações de brita (4, 3, 2 e 0), areia (2,5 e 1,1 mm) e cinazita (média e fina). O BAS operou com cargas hidráulicas de 1, 2 e 3 m³/ m².h na primeira fase e 2,4 m³/ m².h na segunda fase. A eficiência de remoção de SST foi de 80 % e 90 % e o efluente final apresentou concentração média de 30 e 17 mg/ L, respectivamente para as cargas hidráulicas aplicadas. Quanto a DQO, a associação foi capaz de produzir efluente com menos de 90 mg/ L.

HIRAKAWA *et al.* (2001) estudaram em escala piloto o emprego do biofiltro aerado submerso no pós-tratamento de efluente de UASB com o objetivo de avaliar a eficiência desta combinação a fim de atender os padrões de emissão no Estado de São Paulo. A unidade era constituída por reator UASB de 604 L seguido por BAS de fluxo descendente com leito fixo com 32,7 L de volume útil. Os resultados dessa pesquisa foram satisfatórios, com eficiência média de remoção de DQO de 63 % e valores médios de DBO₅ na faixa de 6 a 17 mg/ L.

SITÔNIO (2001) estudou o potencial de aplicação do BAS no pós-tratamento de reator compartimentado, em escala de laboratório, durante três meses, com as seguintes características: 1,30 m de altura, 100 mm de diâmetro, volume útil de 7,2 L e TDH de 5 horas. O material de suporte utilizado foram matrizes cúbicas de espuma de poliuretano. Este reator operou com vazão média de 1,47 L/ h ($CH = 0,20 \text{ m}^3/ \text{m}^2.\text{h}$), variando-se a carga orgânica volumétrica aplicada. Na primeira fase (0,99-1,87 kg DQO/ m³.dia) obteve-se eficiências médias de remoção de DQO e de

DBO₅ de 82 e 86 % e remoção de N-amoniaco de 81 %. Durante esta fase obteve-se para os parâmetros SST e SSV eficiências médias de 75 e 89 %, respectivamente. Já durante a segunda fase (0,26-0,88 kg DQO/ m³.dia), obteve-se eficiências de remoção média da ordem de 70, 62 e 57 % para DQO_B, DQO_F e DBO₅, respectivamente. Quanto à remoção de sólidos, obteve-se 79 % para SST e 82 % para SSV. A autora constatou que o emprego do BAS é uma alternativa vantajosa como pós-tratamento, produzindo efluente com excelente qualidade.

SOARES (2003) dando continuidade à pesquisa de SITÔNIO (2001), dividiu sua pesquisa em duas etapas experimentais. Na primeira etapa foi utilizado um BAS com volume útil de 7,82 L, vazão média de 3,15 L/ h, TDH de 2 horas, carga hidráulica aplicada de 9,60 m³/ m².dia e carga volumétrica aplicada de 2,26 kg DQO/ m³.dia. O reator foi operado durante 117 dias. Obtiveram-se eficiências médias de remoção de DQO_B, DBO₅ e SST de 78 %, 81 % e 84 %, respectivamente. A ocorrência de nitrificação foi considerada pequena, com eficiência máxima de 49 %.

Na segunda etapa o BAS tinha volume útil de 178 L, vazão média de 34 L/ h, TDH de 6 horas e foi operado durante 47 dias, apresentando eficiências de 49 % de remoção de DQO_B, 64 % de DBO₅ e de 51 % de SST. Em ambas as fases foram utilizadas espumas de poliuretano com meio suporte. Nesta fase o biofiltro foi submetido a cargas hidráulicas de 7,2 m³/ m².dia e cargas volumétricas de 1,0 kg DQO/ m³.dia. Nesta fase o desempenho do BAS foi prejudicado pelo arraste do lodo durante a primeira lavagem e pelas baixas cargas orgânicas volumétricas aplicadas, dificultando o crescimento da biomassa. Quanto à inativação de microrganismos patogênicos, os resultados obtidos indicaram a necessidade de unidade de desinfecção após o biofiltro.

CARVALHO (2004) também operou um biofiltro aerado submerso a fim de aprimorar a eficiência na remoção de DQO, DBO₅, SST e na conversão de nitrogênio amoniacal. O BAS, em escala piloto, foi construído em tubos de PVC com volume útil de 190,6 L e usou matrizes cúbicas de espuma de poliuretano como material suporte. Este projeto foi dividido em duas fases de operação, a primeira com TDH de 6 horas por 55 dias e a segunda com TDH de 6, 4 e 12 horas por 125 dias. As eficiências alcançadas na fase I foram: 30 % de remoção de DQO_B, 40 % de DBO₅ e 60 % de SST. Já na fase II, operando com TDH de 6 horas, o BAS alcançou eficiências médias de remoção de DQO_B, DBO₅ e SST de 75 %, 85 % e 85 %, respectivamente. Para TDH de 4 horas as eficiências ficaram em torno de 70 % de remoção e na fase final (TDH de 12 horas) foram encontradas eficiências médias de 80 % para a DQO_B, 70 % para a DBO₅ e 85 % para os SST da amostra bruta. Detectou-se somente conversão de nitrogênio amoniacal na segunda fase, com TDH de 12 horas, tendo eficiência média de 60 %.

RÔLO (2003) também estudou em escala piloto a aplicação do filtro biológico aerado submerso atuando como unidade de pós-tratamento de efluente de reator UASB, com as seguintes características: prisma retangular em acrílico com secção transversal de 32 cm de largura e 98 cm de comprimento, 2,0 m de altura total, 1,93 m de altura útil e 605 L de volume útil. O meio suporte utilizado foram recipientes plásticos da empresa Yakult. A duração da fase experimental foi de dois anos, possibilitando o estudo de três regimes operacionais. As taxas médias de aplicação superficial de matéria orgânica foram de 14 gDQO/ m².dia, 21 gDQO/ m².dia e 28 gDQO/ m².dia. Nestes três regimes avaliados, as eficiências médias obtidas foram, respectivamente: 74 %, 77 % e 80 % de remoção de DQO; 80 %, 88 % e 90 % de SST; 83 %, 88 % e 95 % de SSV; 5 %, 25 % e 27 % de nitrogênio amoniacal e 10 %, 20 % e 30 % de NTK.

Esse estudo permitiu concluir que o filtro biológico aerado apresentou um desempenho satisfatório como unidade de pós-tratamento de reator UASB e obteve uma melhora no desempenho com o aumento da carga superficial de matéria orgânica aplicada.

MACHDAR *et al.* (1997) operaram um sistema constituído por reator UASB e biofiltro aerado submerso durante seis meses, aplicado no tratamento de esgoto doméstico. Esse sistema era formado por um reator UASB e três BAS em paralelo, com 2 m de altura cada. Como material suporte foram utilizadas 90 matrizes cúbicas de esponja (1,5 x 1,5 x 1,5 cm cada) conectadas diagonalmente em séries uma à outra. O reator UASB e os BAS foram operados com TDHs, respectivamente, iguais a 7 horas e 90 minutos. As eficiências obtidas foram de 94 % de remoção de DQO total, 80 % de remoção de DQO solúvel, quase 100 % de remoção de SS e de DBO e a remoção de nitrogênio amoniacal variou de 73 a 78 %.

AISSE & ALÉM SOBRINHO (2001) monitoraram um sistema piloto UASB + BAS, operando com esgoto sanitário, onde se aplicaram taxas hidráulicas de 20 m³/ m².dia (Fase I), 30 m³/ m².dia (Fase II) e 40 m³/ m².dia (Fase III). O reator aeróbio foi construído em alvenaria estruturada, com seção quadrada de 60 cm a altura total de 3,50 m e possuía um recheio plástico tipo colméia como material suporte.

Na Fase I obteve-se efluente do biofiltro de 66 ± 17 mg/ L, 34 ± 39 mg/ L e 34 ± 12 mg/ L, respectivamente para a DQO, DBO e SST. Na Fase II, o efluente apresentou valores de 71 ± 18 mg/ L, 17 ± 16 mg/ L e 26 ± 11 mg/ L, respectivamente para DQO, DBO e SST. Estes valores representam eficiências de remoção do sistema de 81 %, 88 % e 83 % para os citados parâmetros. Já na Fase III houve perda na qualidade do efluente, sugerindo que a taxa de 40 m³/ m².dia seja considerada limite para as condições do experimento.

GONÇALVES *et al.* (2001) relatam que pesquisas do PROSAB (Programa de Pesquisa em Saneamento Básico) desenvolvidas por AISSE *et al.* (2001b) com filtro biológico aerado submerso, utilizado para o pós-tratamento de efluentes de reatores UASB, indicaram que o efluente final geralmente apresenta concentrações de DBO inferiores a 30 mg/ L, para taxas de aplicação superficial de até 30 m³/ m².dia e cargas orgânicas volumétricas de até 1,0 kgDBO/ m³.dia. Resultados de operação de um filtro biológico operado em escala piloto, com material de enchimento estruturado com 138 m²/ m³ de área superficial específica, tratando esgoto decantado, são apresentados na tabela 6.

Tabela 6: Resultados operacionais de um BAS em escala piloto.

Parâmetro	Condição operacional				
	1	2	3	4	5
Carga orgânica superficial (g DBO/ m ² .dia)	8,3	8,5	12,5	15,1	18
Taxa de remoção superficial (g DBO/ m ² .dia)	7,1	7,2	10,1	10,6	11,7
DBO afluente (mg/ L)	114	151	164	122	155
DBO efluente (mg/ L)	17	22	31	37	54
Eficiência de remoção de DBO (%)	85	85	81	70	65
Carga orgânica superficial (g DQO/ m ² .dia)	14,2	13,7	18,4	27,1	33
Taxa de remoção superficial (g DQO/ m ² .dia)	8,9	9,6	12	16,3	19,5
DQO afluente (mg/ L)	195	244	241	219	291
DQO efluente (mg/ L)	73	72	84	87	119
Eficiência de remoção de DQO (%)	63	70	65	60	59

Adaptado de MOTTA (1995).

Fonte: GONÇALVES, et al., 2001.

Tabela 7: Características operacionais do Filtro Biológico Percolador (FBP).

Fase	Altura do leito (m)	TAS (m ³ / m ² .dia)	Carga orgânica aplicada		E% DQO	E% DBO
			(kg DBO/ m ³ .d)	(kg DQO/ m ³ .d)		
1	0,85	30,6	3,6	4,8	16	71
2	1,5	30,6	2,1	2,9	31	63
3	1,9	30,6	1,1	2,5	33	57

⁽¹⁾: TAS: Taxa de Aplicação Superficial.

Fonte: Adaptado CHERNICHARO *et al.*, 2001.

Os resultados obtidos quanto à influência da altura do meio suporte não possibilitaram distinguir uma melhora na eficiência com o aumento da camada suporte, porém este aumento conferiu uma maior estabilidade operacional ao biofiltro, passando a produzir efluentes com menores oscilações nas concentrações de DQO, DBO e SST.

3.5. Biofilme

Os processos de biomassa fixa oferecem muitas vantagens se comparados com tratamentos biológicos convencionais: entrada rápida em regime, alta taxa de remoção volumétrica, aumento da estabilidade do processo e compacidade dos reatores (LAZAROVA & MANEM, 1995). A elevada concentração da biomassa assegura uma maior idade do lodo, resultando em uma menor produção deste.

O melhoramento de estações de tratamento com a integração de reatores com biofilme vem ocorrendo em estações já existentes, com bons resultados. A imobilização de microrganismos possibilita operações com maiores concentrações bacterianas eliminando a

necessidade de recirculação de lodo concentrado. O processo atinge assim melhor estabilidade, especialmente na ocorrência de picos de descargas não esperadas (RYHINER *et al.*, 1992).

Em todos os reatores com biomassa fixa os processos metabólicos de conversão ocorrem no interior do biofilme. Como todos os microrganismos apresentam a característica de aderirem firmemente a praticamente qualquer superfície em ambiente aquoso, as células imobilizadas, crescem, reproduzem-se e geram polissacarídeos. Frequentemente, formam uma matriz de fibras sobre a qual novas células se aderem, formando uma estrutura porosa chamada biofilme (CHARACKLI & MARSHALL, 1989).

Os biofilmes são heterogêneos e constituídos essencialmente por água (79 a 95 %) e polímeros extracelulares cuja função principal é manter as bactérias em seu habitat natural fornecendo aderência, coesão e integridade estrutural (SOARES, 2003).

BISHOP (1997) inclui como vantagem que os biofilmes têm uma grande variedade de população microbiana que pode degradar diferentes substratos, bem como a presença de glicocálix ao redor dos microrganismos, que os protege da ação dos agentes tóxicos.

Os biofilmes utilizados no tratamento biológico são compostos de populações ou comunidades de microrganismos (fungos, protozoários, algas, leveduras, entre outros), que se desenvolvem aderidos ou não a uma superfície sólida.

Eles também podem ser definidos como uma estrutura complexa de células e produtos celulares, (CHARACKLIS, 1990), que formam espontaneamente grandes grânulos densos (LETTINGA, *et al.*, 1980) ou crescem fixados sobre uma superfície sólida estática (biofilmes estáticos) ou sobre suportes suspensos (partículas-suporte de biofilmes) (HEIJNEN, 1984).

Esta estrutura permite o fluxo de meio líquido através de canais e, conseqüentemente, as limitações para difusão de oxigênio criam zonas propícias para o cultivo de microrganismos aeróbios e anaeróbios.

Assim sendo, o biofilme pode se estratificar em filme aeróbio (camada externa do biofilme) e filme anaeróbio (camada mais interna do biofilme), pois à medida que o biofilme vai crescendo, a difusão de oxigênio até a camada mais interna se torna mais difícil. Desta forma, os microrganismos aeróbios presentes na camada anaeróbia podem morrer e seus constituintes celulares tornam-se disponíveis para os organismos aeróbios facultativos e anaeróbios, complementando a fonte alimentar existente (ARAÚJO, 1997).

Essa estrutura permite que operem tanto em processos anaeróbios como aeróbios, podendo ser expostos a estas duas condições alternadamente, colaborando para que os processos de nitrificação e desnitrificação aconteçam no mesmo reator (GIESEKE *et al.*, 2002).

A figura 2 representa o processo de tratamento em reatores aeróbios de biomassa fixa.

Figura 2: Esquema do biofilme em reatores aeróbios de filme aderido.

Fonte: Adaptado de Pessoa & Jordão, 2005.

Em um reator aeróbio, o oxigênio é consumido à medida que penetra no biofilme, até atingir valores que definem condições anóxicas ou anaeróbias. Pode-se ter, portanto, uma camada externa com oxigênio, e outra, interna, desprovida de oxigênio.

O oxigênio dissolvido é o fator determinante no estabelecimento das camadas. Na camada em condições anóxicas ocorrerá a redução de nitrato. Em condições anaeróbias, ter-se-á a formação de ácidos orgânicos e a redução de sulfatos. Esta coexistência entre condições aeróbias, anóxicas e anaeróbias é uma importante característica dos sistemas com biofilmes (IWAI & KITAO, 1994).

A imobilização dos microrganismos possibilita diversas vantagens ao reator biológico: reter uma grande concentração de biomassa no seu interior devido à maior área superficial, melhorar o contato da biomassa com o substrato, operar em tempos de retenção hidráulica significativamente reduzidos, melhorar a eficiência na remoção de DQO, diminuir a produção de lodo e reduzir a área necessária de ocupação. (COSTA *et al.*, 2001).

Para melhor compreender esse processo biológico de tratamento de efluentes, é necessário conhecer alguns aspectos sobre a adesão microbiana, a formação do biofilme e seu desenvolvimento em suportes sólidos.

3.5.1. Formação e comportamento do biofilme na depuração

A formação do biofilme pode ser dividida em várias etapas. Inicialmente as células devem fixar-se na superfície do material suporte através de vários mecanismos de transporte de massa: convecção, sedimentação e difusão. Interações físico-químicas devem então resultar na retenção das células sobre a superfície. Isso é chamado de adesão inicial. Posteriormente os polímeros

excretados pelas células podem fortalecer a adesão resultando na multiplicação das mesmas e, conseqüentemente na colonização e formação do biofilme (ROUXHET & MOZES, 1990).

O processo de formação de um biofilme pode ser compreendido como ocorrendo em três estágios (IWAI & KITAO, 1994). A tabela 8 apresenta as principais características destas três etapas, associadas à espessura do biofilme:

Tabela 8: Estágios da formação do biofilme em meio suporte.

Espessura do Biofilme	Características
Fina	O filme é fino e freqüentemente não cobre toda a superfície do meio suporte. O crescimento bacteriano se dá segundo uma taxa logarítmica. Todos os microrganismos crescem nas mesmas condições, com o crescimento sendo similar ao de uma biomassa dispersa.
Intermediária	A espessura do filme torna-se muito maior. A taxa de crescimento bacteriano torna-se constante. A espessura da camada ativa permanece inalterada, independentemente do aumento da espessura total do biofilme. Caso o suprimento de matéria orgânica seja limitado, os microrganismos executam um metabolismo suficiente apenas para a sua manutenção, não havendo crescimento bacteriano. Caso o suprimento de matéria orgânica seja inferior aos requisitos para manutenção, a espessura do biofilme torna-se menor.
Elevada	A espessura do biofilme atinge um valor bastante elevado. O crescimento microbiano é contraposto pelo próprio decaimento dos organismos, pelo consumo por outros organismos e pela tensão de cisalhamento. Partes do biofilme podem ser desalojadas do meio suporte. Caso o biofilme continue a crescer, sem ser desalojado do meio suporte, ocorrerão entupimentos do biofiltro.

FONTE: IWAI & KITAO (1994).

A formação do biofilme se inicia com a fixação dos microrganismos à superfície do material suporte. A rugosidade é uma das características físicas das superfícies do material do meio suporte que contribui para a aderência do biofilme. Dados têm sido relatados de que a rugosidade superficial tem uma importante influência na formação inicial do biofilme, sendo que

a aderência sobre superfícies rugosas é maior do que a sobre superfícies lisas, embora não seja um fator limitante na quantidade total de biofilme formado (IWAI & KITAO, 1994).

Os compostos necessários para a atividade biológica dos microrganismos, como matéria orgânica, oxigênio e micronutrientes adsorvem à superfície do biofilme. Após a aderência, eles são transportados através do biofilme pelo mecanismo de difusão molecular, e são então metabolizados pelos microrganismos do biofilme. Substâncias de natureza coloidal ou suspensa não são capazes de difundir diretamente no biofilme, sendo necessária sua hidrólise para moléculas menores antes que sigam o curso similar ao das substâncias orgânicas de baixo peso molecular. Os produtos finais do metabolismo são transferidos para a fase líquida, movendo-se em direção contrária à das substâncias adsorvidas e difundidas (IWAI & KITAO, 1994).

A figura 3 mostra os mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes.

Figura 3: Mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação de substratos em biofilmes.

Fonte: GONÇALVES *et al.*, 2001.

As condições hidrodinâmicas severas aplicadas nos biofiltros propiciam o desenvolvimento de um biofilme fino e muito ativo. Cargas hidráulicas de $2 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ (esgoto) e $15 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{h}$ (ar) são comumente praticadas no tratamento secundário, resultando num meio granular trifásico submetido à elevada turbulência. A associação da turbulência e da elevada velocidade do líquido controla a espessura do biofilme e diminui a resistência à difusão no filme líquido. Além disto, elevadas vazões de ar aumentam a concentração de oxigênio na fase líquida, facilitando a sua difusão no biofilme (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Além do atrito, as tensões de cisalhamento entre o meio líquido e a superfície também provocam alterações de espessura.

O aspecto negativo da influência da hidrodinâmica é que, dependendo das condições de fluxo, o desprendimento de grandes quantidades de biomassa ativa aderida poderá ocorrer. Esta biomassa será conseqüentemente lavada do reator devido à alta velocidade de escoamento.

De acordo com GONÇALVES *et al.* (2001) e CHISTI *et al.* (1989), em muitos sistemas aeróbios a velocidade de transferência de oxigênio para as células é o fator limitante, o qual determina a velocidade da conversão biológica. A disponibilidade de oxigênio para os microrganismos depende da solubilidade e da transferência de massa, bem como da velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado. Em reatores com biofilme, utilizados para pós-tratamento de efluentes anaeróbios, os mecanismos de transporte envolvem oxigênio e nitrogênio amoniacal (O_2 e N-NH_4^+), além de intermediário (N-NO_2^-) e produto final (N-NO_3^-). As principais etapas envolvidas são as seguintes:

- transferência do oxigênio da fase gasosa para o meio líquido;
- transferência do oxigênio, do nitrogênio amoniacal e do nitrato da fase líquida para o biofilme;

- transferência dentro do biofilme de oxigênio, nitrogênio amoniacal e nitrito;
- transferência do produto intermediário (N-NO_2^-) e do produto final (N-NO_3^-) para o meio líquido.

A magnitude relativa dessas resistências depende da hidrodinâmica da bolha, da solubilidade do oxigênio, da temperatura, da atividade celular, da composição da solução e de fenômenos interfaciais (BAILEY & OLLIS, 1986¹, *apud* GONÇALVES *et al.*, 2001). Portanto, a profundidade de penetração de substratos no biofilme é de fundamental importância na determinação da taxa global de degradação no reator. A situação ideal corresponde a um biofilme completamente penetrado pelos dois substratos, resultando numa reação limitada exclusivamente pela taxa máxima da reação bioquímica.

Entretanto o caso mais comum no tratamento de esgotos sanitários é a penetração parcial de pelo menos um dos dois substratos no biofilme espesso, causada por uma taxa volumétrica intrínseca de degradação elevada e uma grande resistência à difusão no biofilme. Neste caso, apenas a fina camada mais externa do biofilme será ativa, restando biomassa inativa nas camadas mais profundas (HARREMÖES, 1982).

Os resultados obtidos por TSCHUI *et al.* (1993), pesquisando biofiltros com diferentes meios suportes, ilustram a importância da superfície específica na nitrificação (tabela 9).

¹ BAILEY, J.E.; OLLIS, D.F. (1986). *Biochemical Engineering Fundamentals*. 2ª ed. McGraw-Hill, New York.

Tabela 9: Taxas volumétricas máximas de nitrificação em biofiltros preenchidos com materiais granulares de superfícies específicas diferentes.

Tipo de BAS	Meio suporte	Superfície Específica	Taxa máxima de nitrificação (10°C)
		do meio (m ² /m ³)	(kg N-NH ₄ ⁺ /m ³ .d)
Ascendente	Estruturado fixo	240	0,4
Descendente	Granular fixo	1050	0,7
Ascendente	Granular flutuante	1450	1,5

Fonte: TSCHUI *et al.*, (1993).

Quanto à resistência a choques de toxicidade, o processo se comporta de forma semelhante quando da queda de temperatura no esgoto. Se a concentração de um determinado composto tóxico ultrapassa subitamente o limite de inibição, o gradiente de concentração através do biofilme atenua o seu impacto no tratamento. Mesmo se as camadas mais externas do biofilme são afetadas, as camadas internas continuam a degradar as concentrações reduzidas pela resistência à difusão (SAEZ *et al.*, 1988).

Segundo GONÇALVES (1993), a grande capacidade de absorção de choques de carga, apesar dos reduzidos tempos de detenção hidráulica real do esgoto no meio granular dos BAS (> 20 min.), resulta da elevada concentração de biomassa no reator. Concentrações de biomassa superiores a 20 g SST/ L são encontradas em biofiltros com meios granulares (superfície específica > 600 m²/m³), aplicados no tratamento secundário de esgoto sanitário.

Assim, o desenvolvimento do biofilme se torna mais rápido em sistemas nos quais os nutrientes adequados estão disponíveis em quantidades adequadas.

Biorreatores com microrganismos imobilizados apresentam altas taxas de conversão e processos mais estáveis (HAMED *et al.*, 2003). As maiores aplicações de biofilmes estão na remoção de partículas e contaminantes dissolvidos em águas naturais em estações de tratamento

de água e esgoto, por intermédio de vários tipos de processos, como filtros biológicos, bio-discos e reatores de leito fluidizado.

Estações de tratamento de esgoto que utilizam reatores com biofilme são compactas, passíveis de inserção em ambiente urbano com impactos relativamente baixos (ROGALLA *et al.*, 1992) e, sobretudo, altamente resistentes a choques de carga, de temperatura e de toxicidade.

3.6. Nitrificação Biológica

Tem-se observado nos últimos anos uma acelerada deterioração da qualidade das águas, resultante, entre outros motivos, da descarga em quantidades crescentes de efluentes nos cursos d' água.

Os problemas ambientais associados aos compostos de nitrogênio são variados e abundantes, sendo as principais origens deste poluente a contaminação atmosférica, a agricultura e os efluentes industriais. Um acúmulo de nitrogênio em águas naturais causa os seguintes efeitos: eutrofização, ou seja, o excessivo crescimento de algas e plantas aquáticas; odor e sabor desagradável, em águas para consumo; toxidez aos peixes; diminuição da concentração de oxigênio dissolvido (ISOLDI & KOETZ, 2004).

A necessidade de evitar os processos de eutrofização levou ao desenvolvimento de sistemas de tratamento terciário. Nestes, o nitrogênio e/ ou o fósforo são removidos, além dos sólidos sedimentáveis (tratamento primário) e do material orgânico (tratamento secundário) (METCALF & EDDY, 1991; VICTORIA, 1993; VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994; DURÁN, 1997).

As formas predominantes de nitrogênio em águas residuárias são: nitrogênio orgânico, nitrogênio amoniacal (NH_3 e NH_4^+), nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-).

A distribuição do N-amoniacal na forma de N-NH_4^+ e de N-NH_3 é determinada pelo pH e pela temperatura da água residuária, de acordo com a equação 1:

O aumento do pH e o aumento da temperatura contribuem para a elevação da fração não ionizada (NH_3) e para a redução da fração ionizada (NH_4^+).

A tabela 10 mostra a distribuição das formas de nitrogênio amoniacal de acordo com o pH e a temperatura:

Tabela 10: Distribuição relativa aproximada entre as formas de amônia em função de valores usuais de pH e de temperatura.

pH	Temperatura = 15 °C		Temperatura = 20 °C		Temperatura = 25 °C	
	% da amônia	% da amônia	% da amônia	% da amônia	% da amônia	% da amônia
	como NH_3	como NH_4^+	como NH_3	como NH_4^+	como NH_3	como NH_4^+
6,50	0,08	99,92	0,11	99,89	0,17	99,83
7,00	0,26	99,74	0,35	99,65	0,50	99,50
7,50	0,80	99,20	1,10	98,90	1,70	98,30
8,00	2,40	97,60	3,20	96,80	5,00	95,00

Fonte: Adaptado do gráfico apresentado por EPA (1993).

Ainda, pode-se observar que na faixa usual de pH, próxima a neutralidade, a amônia apresenta-se praticamente na forma ionizada (NH_4^+). À medida que o pH vai aumentando predomina a forma não ionizada (NH_3).

As principais transformações que ocorrem com os compostos nitrogenados são: fixação, amonificação, assimilação, nitrificação (nitritação e nitratação) e desnitrificação. Cada etapa envolve um grupo de microrganismos resultando em ganho ou perda de energia útil.

A figura 4 esquematiza o ciclo do nitrogênio:

Figura 4: Ciclo simplificado do nitrogênio.

Fonte: Metcalf & Eddy (1991).

Um método biológico aplicado à eliminação do nitrogênio amoniacal consiste em uma etapa aeróbia, onde ocorre a oxidação da amônia a nitrato, e é chamado de nitrificação (BEG *et al.*, 1980; HÄNEL, 1988; METCALF & EDDY, 1991; ABREU, 1994).

A nitrificação é um processo feito por dois grupos de bactérias autotróficas. O primeiro grupo é responsável pela oxidação da amônia a nitrito, e o segundo, pela oxidação do nitrito a nitrato (BHATTACHARYYA & MIDDLETON, 1980; RAMALHO, 1983; SAUNDERS, 1986; BLACK, 1993; ABREU, 1994).

As *Nitrosomonas* são as bactérias responsáveis pela primeira etapa do processo e as *Nitrobacter* são as responsáveis pela produção de nitrato (SAUNDERS, 1986; METCALF & EDDY, 1991; BLACK, 1993; DRTIL *et al.*, 1995). O processo de nitrificação pode ser realizado em crescimento suspenso ou em crescimento em meio suporte.

Os processos de crescimento suspenso podem ocorrer no mesmo reator que remove a matéria orgânica ou em reator separado e seguem o processo de tratamento de lodo ativado. Quando a remoção de matéria orgânica e a nitrificação ocorrem no mesmo reator, o processo é identificado como de estágio único. Quando o processo é separado, consiste de um segundo reator e de um decantador como no processo de lodo ativado. A oxidação da amônia a nitrato pode ocorrer com ar ou com oxigênio puro (METCALF & EDDY, 1991; VICTORIA, 1993).

Segundo estes mesmos autores, a transformação da amônia em nitritos é efetivada de acordo com a seguinte reação:

A oxidação dos nitritos a nitratos é expressa por:

A reação global da nitrificação é a soma das Equações 1 e 2:

Observa-se pela equação que a nitrificação requer o consumo de oxigênio livre e que ocorre a liberação de H^+ , consumindo a alcalinidade do meio e possivelmente, reduzindo o pH (VON SPERLING, 1996).

A energia liberada nestas reações é usada pelos microrganismos nitrificantes na síntese de compostos orgânicos a partir de fontes de carbono inorgânico, como dióxido de carbono, bicarbonato e carbonato. Portanto, a nitrificação está intimamente associada ao crescimento das bactérias nitrificantes (BARNES & BLISS, 1983).

A taxa de crescimento dos microrganismos nitrificantes, principalmente *Nitrosomonas*, é bem lenta, e bastante inferior à dos microrganismos responsáveis pela estabilização da matéria carbonácea. Assim, em um sistema de tratamento biológico em que se objetiva a nitrificação, o tempo de residência celular, ou idade do lodo, deve ser tal que propicie o desenvolvimento das bactérias nitrificantes antes que elas sejam varridas do sistema. O sistema é controlado, portanto, pelo organismo de crescimento mais lento, no caso, *Nitrosomonas*. As bactérias do gênero *Nitrobacter* têm uma taxa de crescimento mais rápida, razão pela qual quase não há acúmulos de nitritos no sistema (VON SPERLING, 1997).

Os organismos nitrificantes tendem a liberar polímero extracelular, o que facilita a sua fixação na matriz de lodo. Portanto, torna-se importante a presença de materiais suportes nos reatores com o objetivo de otimizar a adesão dos mesmos, evitando assim que sejam lavados do sistema.

A cinética da nitrificação é influenciada por diversos fatores ambientais, como: relação C/N; temperatura; pH; alcalinidade; concentração de oxigênio dissolvido. A nitrificação é inibida por altas taxas de matéria orgânica, que proporciona o crescimento de microrganismos heterotróficos que competem com os autotróficos nitrificantes pelo oxigênio e nutrientes, além de terem uma taxa de crescimento cinco vezes maior (FIGUEROA & SILVERSTEIN, 1992).

A temperatura e o pH também afetam a taxa de nitrificação; altas temperaturas tornam o processo dinâmico, onde há alto consumo de oxigênio e de alcalinidade necessários a nitrificação; em baixas temperaturas, as nitrificantes perdem sua atividade. O pH ótimo para as nitrificantes é o ligeiramente alcalino, na faixa compreendida entre 6,5 e 9 (BREED *et al.*, 1994; HÄNEL, 1988; ABREU, 1994).

As bactérias nitrificantes são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio do que as bactérias heterotróficas, sendo recomendável para que ocorra a nitrificação a manutenção da concentração de oxigênio dissolvido no reator superior a 2 mg/ L. Elas têm sua faixa ótima de temperatura para crescimento entre 28 e 36° C. (HENZE² *et al.*, 1997 *apud* RÔLO, 2003).

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

Caso ocorra a nitrificação, dois fatores decorrentes da queda de temperatura contribuem para mascarar a queda de rendimento: o aumento da concentração de oxigênio dissolvido causado pelo abaixamento da temperatura, resultando num aumento da sua difusão, e a queda da atividade biológica, reduzindo a taxa de degradação (GONÇALVES, 1995).

² HENZE, M.; HARREMOËS, P.; JASEN, J.C.; ARVIN, E. (1997). *Wastewater treatment: biological and chemical processes*. 2ª ed. Berlin, Springer-Verlag, Berlin Heidelberg.

A quantidade de oxigênio em uma cultura mista é controlada pela matéria orgânica afluyente e pela reaeração (FIGUEROA & SILVERSTEIN, 1992).

Como todo processo biológico, a nitrificação é sensível à presença de compostos tóxicos, incluindo metais pesados e compostos orgânicos (BEG *et al.*, 1980; HÄNEL, 1988; RAMALHO, 1983). As *Nitrosomonas* são inibidas pelo excesso de amônia e as *Nitrobacter* por nitrito e amônia (HÄNEL, 1988; VICTORIA, 1993). Da mesma forma, compostos como cianetos, fenóis e anilinas inibem o processo de nitrificação (VICTORIA, 1993).

O substrato limitante para o crescimento das *Nitrosomonas* é a amônia e para as *Nitrobacter* é o nitrito. Como a taxa de crescimento das *Nitrobacter* é muito maior que a das *Nitrosomonas*, para uma grande variedade de condições, a transformação do íon amônio a nitrito é considerada como passo limitante do processo. Então a cinética do processo pode ser descrita, efetivamente, pela cinética do crescimento das *Nitrosomonas* (VICTORIA, 1993).

No caso de sistemas com nitrificação, a relação crítica entre as concentrações de O_2 e NH_4^+ , que determina o substrato limitante, situa-se entre 0,3 e 0,4 (GÖNENC & HARREMÖES, 1985). Isto faz do oxigênio o substrato limitante na maioria dos casos. No caso de ocorrer oxidação da matéria orgânica e nitrificação simultaneamente, a competição entre as bactérias heterotróficas e autotróficas pelo O_2 determina a estrutura do compartimento aeróbio do biofilme. Quando a relação O_2 / DQO é muito pequena, o compartimento aeróbio é inteiramente dominado pelas bactérias heterotróficas e a nitrificação não ocorre no biofilme (GÖNENC & HARREMÖES, 1990).

Segundo estes mesmos autores, a nitrificação somente ocorre quando a concentração de oxigênio dissolvido for maior que 2 mg/ L. Eles também concluíram que a nitrificação era prejudicada caso a concentração de DBO filtrada fosse maior do que 20 a 30 mg/ L.

A oxidação da amônia em biofilmes é maior quando a concentração de matéria orgânica é baixa e há disponibilidade de oxigênio dissolvido no reator. Em estudo realizado com biofiltros aerados em escala piloto, verificou-se que a eficiência da nitrificação diminuía com taxas de aplicação de matéria orgânica superiores a 4 kg DQO/ m³.dia, e que os melhores resultados de eficiência foram obtidos quando a relação entre carbono / nitrogênio era inferior a 10.

O rápido crescimento do biofilme e a pequena penetração do oxigênio resultam num crescimento lento das bactérias nitrificantes. Quando o oxigênio penetra mais profundamente no biofilme do que a matéria orgânica, as bactérias autotróficas têm tempo suficiente para crescer em quantidade suficiente para que a nitrificação ocorra. Para que isso ocorra é necessário que a DBO filtrada seja menor que 20 mg/ L e o oxigênio dissolvido igual a 3 mg/ L (HARREMÖES,1982).

HEIJNEN *et al.*, (1993) apresentou bons resultados na nitrificação com tempos de detenção baixos, da ordem de 2 a 4 horas. Outros autores, entretanto, como FURTADO *et al.*, 1998, apresentaram resultados com boa nitrificação apenas com TDH bem maior, da ordem de 8 a 10 horas.

PUJOL *et al.*, (1998) estudaram o comportamento de um filtro aerado Biofor,[®] com as seguintes características: área de 144 m², altura de 4 m e preenchido com material suporte de densidade > 1. A vazão máxima aplicada foi de 25 m³/s. O objetivo principal deste estudo foi examinar a influência da velocidade do esgoto na taxa de nitrificação.

Os resultados obtidos comprovaram que taxas de aplicação hidráulica mais altas (10 m³/ m².h) permitem uma melhor distribuição do substrato e da biomassa no biofiltro, não afetando a remoção de sólidos (eficiência de remoção maior que 60 %) nem a de carga orgânica. Além disso, o biofiltro atingiu altas taxas de nitrificação mesmo quando submetido a tempos de detenção hidráulica menores que 10 minutos.

Em condições anóxicas (ausência de oxigênio, mas presença de nitrato), os nitratos são utilizados por microrganismos heterotróficos como aceptores de elétrons, em substituição ao oxigênio. Este processo é conhecido como desnitrificação, sendo considerado um caso particular de redução dissimilativa. Esta redução se refere a qualquer processo em que o nitrato sofre redução sem ser assimilado pela célula.

O nitrato é reduzido a nitrogênio gasoso, segundo a reação abaixo:

A conversão é feita por muitas bactérias anaeróbias ou facultativas, como *Achromobacter*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum*. Estas bactérias são heterotróficas capazes de reduzir nitrato em duas etapas. A primeira é a conversão de nitrato a nitrito e a segunda é a produção de óxido nítrico, óxido nitroso e gás nitrogênio de acordo com a reação abaixo, também chamada redução dissimilatória ou desnitrificação propriamente dita (GRADY & LINN, 1980; ABUFAYED & SCHROEDER, 1986; METCALF & EDDY, 1991; AKUNNA *et al.*, 1992; DRTIL *et al.*, 1995; DURÁN, 1997):

Os três últimos compostos são gasosos e podem ser retirados para a atmosfera. Os microrganismos oxidam um substrato orgânico (fonte de energia) e os equivalentes de redução produzidos são transferidos para o nitrato, que atua como receptor final de elétrons na cadeia respiratória. Em consequência, para que se produza desnitrificação, é necessário um substrato

oxidável e uma concentração adequada de nitrato (AKUNNA *et al.*, 1992; ABREU, 1994; GIJZEN, 1997).

Em ambientes anaeróbios se produz também a redução de nitrato à amônia via nitrito, também chamada amonificação (AKUNNA *et al.*, 1992; ABREU, 1994):

No sistema de desnitrificação a concentração de oxigênio dissolvido é um parâmetro crítico. A presença de oxigênio dissolvido pode eliminar o sistema enzimático necessário à desnitrificação.

A alcalinidade produzida durante a conversão do nitrato a gás nitrogênio resulta em um aumento do pH. O pH ótimo situa-se entre 7 e 8, podendo variar para as diferentes populações bacterianas.

De acordo com RÔLO (2003), apesar da necessidade de condições anóxicas para a ocorrência da desnitrificação, a presença de oxigênio em um reator aeróbio utilizando biofilme não inibe o processo por completo. Isto pode ser explicado pelo fato de que estas duas condições coexistem no mesmo biofilme, sendo a desnitrificação uma função de grande importância das regiões anóxicas do biofilme.

3.7. Produção de lodo

A produção específica de lodo no tratamento secundário em BAS ascendentes ou descendentes é da ordem de 0,4 kg SST/ kg DQO removida ou 0,8 a 1,0 kg SST/ kg DBO₅ removida (PUJOL *et al.*, 1992; RICHARD & CYR, 1990).

O lodo em excesso removido pela lavagem do leito pode ser estimado em 1 kg SST/ m³ de leito. Pelo fato de que, além do crescimento do biofilme, a lavagem remove sólidos suspensos retidos por filtração, o lodo de lavagem contém grandes quantidades de sólidos voláteis (> 80 %) e sua aptidão à decantação e adensamento é relativamente boa.

No caso da associação UASB + BAS, a produção de lodo em biofiltros submetidos a cargas volumétricas de DQO inferiores a 3,5 kg DQO/ m³ leito.dia é estimada em 0,25 kg SST/ kg DQO removida. Nestes casos, boa parte da DQO rapidamente biodegradável é removida na etapa anaeróbia do tratamento, proporcionando o desenvolvimento de um biofilme fino e com idade de lodo muito elevada no interior dos BASs. Teores de sólidos voláteis inferiores a 60 % (SV/ ST) são observados no lodo de descarte dos biofiltros operando sob tais condições.

A produção específica de lodo (Y) é expressa como a quantidade de sólidos em suspensão produzidos em relação à quantidade de matéria orgânica removida (kgSST/ kgDQO removida ou kgSST/ kgDBO removida).

A estimativa da produção de lodo em biofiltros aerados submersos pode ser feita por meio da seguinte equação:

$$P_{lodo} = Y \times DBO \text{ removida} \quad (\text{Eq.8})$$

na qual:

P_{lodo} : produção de lodo no BAS (kg SST/ dia)

Y : coeficiente de produção de lodo no BAS (kg SST/ kgDQOremovida)

DBO removida: massa de DBO removida no BAS (kgDBO/ dia).

Os valores de Y observados nos sistemas de tratamento biológico com biofilme, trabalhando com alta taxa, sem nitrificação, estão na faixa de 0,8 a 1,0 kg SST/ kg DBO removida e com relação $SSV/ SS = 0,75$ a $0,85$. Essa estimativa de produção de lodo tem se mostrado adequada para o tratamento de efluentes de reatores UASB em BAS (GONÇALVES *et al.*, 2001).

O BAS, quando utilizando material do meio suporte com elevado índice de vazios e elevada área superficial específica, pode permitir uma boa recirculação de lodo do decantador secundário, aumentando significativamente a biomassa no sistema, apresentando, no caso, maior potencial de remoção de matéria orgânica por unidade de volume e também de nitrificação. Essa concepção já implica em uso de um reator com possível predominância de biomassa em suspensão (GONÇALVES *et al.*, 2001).

Segundo este mesmo autor, a avaliação da produção volumétrica de lodo pode ser feita a partir da seguinte equação:

$$V_{\text{lodo}} = \frac{P_{\text{lodo}}}{\gamma \times C} \quad (\text{Eq.9})$$

na qual:

V_{lodo} : produção volumétrica de lodo (m^3/ dia)

P_{lodo} : produção de lodo no BAS (kg SST/ dia)

γ : densidade do lodo (usualmente da ordem de 1000 a 1040 kg/ m³)

C: concentração do lodo removido do decantador secundário (usualmente na faixa de 1 a 2 %).

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Descrição da área

O projeto foi desenvolvido na Estação de Tratamento de Esgoto de Água Vermelha, situada no distrito homônimo, em São Carlos (SP), próximo à rodovia SP-318, que liga São Carlos a Ribeirão Preto.

Conforme dados do IBGE (2000), o distrito possui aproximadamente 660 habitantes na zona urbana, população que está sendo atendida pela estação.

Até janeiro de 2001, Água Vermelha possuía 227 ligações residenciais de água e 182 ligações de esgoto, resultando, em termos populacionais, atendimento de 100 % em relação à água e 80 % em relação à coleta e tratamento dos esgotos.

O distrito recebeu uma estação de tratamento de esgoto (ETE) que tem capacidade para atender vazão de 8,16 L/ s, sendo composta por tratamento preliminar (grade fina e caixa de areia), unidade de medição de vazão, estação elevatória de esgoto bruto, reator anaeróbio de manta de lodo (UASB), biofiltro aerado submerso, leitos de secagem de lodo, unidade de desinfecção por ultravioleta e tubulação para condução final do efluente ao Córrego das Araras. Também possui um “poço pulmão”, o qual recebe e armazena o esgoto em caso de pane ou falta de energia elétrica na Estação Elevatória de Esgoto.

A ETE de Água Vermelha trata o esgoto sanitário do distrito de Água Vermelha bem como os esgotos domésticos das oficinas de manutenção da TAM (Empresa de Transportes

Aéreos), cuja vazão corresponde aproximadamente a 30 % da vazão total afluyente a ETE. A empresa TAM (Transportes Aéreos Regionais) opera hoje com aproximadamente 800 funcionários.

A estação também recebe lodo proveniente de fossas sépticas de um bairro com aproximadamente 120 chácaras chamado Varjão (situado no distrito de Água Vermelha), o qual não possui nenhum sistema de tratamento de esgoto. Um trator com reservatório acoplado de 3 m³ de capacidade faz a limpeza de seis a oito chácaras por dia e lança este material no poço de visita da rede coletora de esgotos da estrada que dá acesso à estação de tratamento. As fossas são limpas três vezes por semana, havendo seis a oito lançamentos de lodo em cada um desses dias, totalizando 50 a 70 m³ mensais.

Estas fossas sépticas são tubos de concreto não vedados cravados no chão, os quais funcionam como dreno. Pelo fato do bairro estar localizado numa região alagada com lençol freático bastante próximo à superfície, a retirada é feita com bastante frequência, e o “lodo” retirado é uma mistura de efluente, água pluvial e solo carregado, podendo ser entendido como um esgoto diluído com excessiva carga de sólidos e não um esgoto já em processo de digestão.

A figura 5 mostra o fluxograma do processo de tratamento na ETE Água Vermelha.

Figura 5: Fluxograma da ETE Água Vermelha.

4.2. Biofiltro Aerado Submerso (BAS)

A unidade desta pesquisa é um Biofiltro Aerado Submerso (BAS), em escala real, localizado na ETE de Água Vermelha. Esse sistema foi construído em chapas de aço, protegidas com pintura anticorrosiva. O meio suporte é formado por brita 0, 1, 2 e 3, em seqüência, de cima para baixo.

O substrato do biofiltro foi o efluente proveniente do reator UASB. Este efluente entrava por cima do reator e era distribuído pelas 4 caixas de distribuição até a base do reator. Posteriormente, este líquido com fluxo ascendente atravessava as camadas de brita aonde era

tratado e, finalmente, o efluente tratado saía pelas tulipas coletoras sendo encaminhado até o poço coletor de efluente final.

A tabela 11 resume as principais características dos reatores UASB e BAS e a figura 6 mostra uma vista geral dos reatores.

Tabela 11: Principais características do Biofiltro Aerado Submerso e UASB.

Características	Biofiltro Aerado Submerso	UASB
Diâmetro (m)	3,57	7,38
Altura da lâmina líquida (m)	3,2	6,06
Altura máxima (m)	4,55	
Altura do meio suporte (m)	2	
Volume total (m ³)	45,55	
Volume útil (m ³)	32,03	235,0
Volume do leito filtrante (m ³)	18,55	
Área total (m ²)	10

Figura 6: Vista geral dos reatores UASB e BAS.

A figura 7 mostra o esquema do biofiltro aerado submerso.

Figura 7: Esquema do reator aeróbio utilizado.

Fonte: Adaptado SANEVIX ENGENHARIA LTDA (2003).

4.3. Sistema de aeração

Neste projeto foi considerada eficiência de 5 % na transferência de oxigênio, resultando numa taxa de oxigênio a ser fornecida de 41,1 a 25,2 kg O₂/ kgDBO aplicada (SAAE, 2003).

O sistema de aeração era composto por difusores de membrana grossa, ligados a um compressor que injeta ar na base do BAS no sentido co-corrente ao efluente proveniente do UASB. O soprador é da marca ROBUSCHI, tipo RBS 25/ F, com capacidade de 85 m³/ h, potência de 2,6 kW e 2042 RPM.

O oxigênio dissolvido no interior do BAS variou entre 2,0 e 3,5 mg/ L em todo o biofiltro.

A figura 8a mostra a tubulação por onde chega o ar na base do reator e a figura 8b o soprador de ar.

(a)

(b)

Figura 8: Tubulação de ar do biofiltro (a) e soprador de ar (b).

4.4. Método de lavagem

O procedimento de lavagem do BAS obedeceu às seguintes etapas mostradas na tabela 12.

Tabela 12: Etapas componentes da operação da lavagem do biofiltro.

Etapas	Tempo (min)	Objetivo	Ações necessárias
1	1	interrupção do funcionamento	cortar alimentação de ar (desligar soprador)
2	7	descarga intensa da fase líquida	Abertura da válvula de fundo 1 (BF1)
3	0,5	interrupção da descarga do esgoto	fechar a válvula de fundo 1(BF1)
4	5	aeração intensa	iniciar alimentação de ar (ligar soprador)
5	0,5	interrupção da aeração intensa	cortar alimentação de ar (desligar soprador)
6	39	repetir etapas 2, 3, 4 e 5, ordenadamente, para as demais válvulas do fundo do BAS	obedecer as seqüências das ações para cada etapa
7	1	reiniciar a operação do BAS	reiniciar alimentação do BAS com ar
Tempo	54		

Fonte: Adaptado SANEVIX Enga Ltda (2000) – Manual de operação de ETEs UASB + BAS.

Devido à presença do reator UASB antecedendo o BAS, a frequência de lavagem foi de 1 vez/ semana e sempre depois da coleta de amostras. As válvulas de lavagem do BAS não foram abertas por inteiro, a fim de evitar um grande arraste de sólidos para o UASB, sendo abertas somente pela metade. A operação de lavagem era realizada sem a interrupção da passagem do esgoto.

O lodo em excesso removido através das descargas da fase líquida pela tubulação situada na base do reator aeróbio segue para a elevatória de esgoto bruto na entrada da ETE, sendo bombeado para o reator UASB para digestão e adensamento. A água de lavagem também é encaminhada para a estação elevatória.

Durante a partida do biofiltro não é recomendável que o mesmo seja submetido à lavagem na primeira semana de operação, pois a estruturação do biofilme sobre o meio suporte leva alguns dias.

A figura 9 mostra as cinco válvulas de lavagem situadas na base do biofiltro.

Figura 9: Detalhe das válvulas de lavagem do BAS.

Figura 10: Vista superior do biofiltro e suas divisões.

A primeira válvula de lavagem refere-se ao primeiro quadrante do BAS (BF 1), a segunda ao terceiro quadrante (BF 3), a terceira ao poço de coleta do efluente, a quarta ao quarto quadrante (BF 4) e a quinta ao segundo quadrante (BF 2). Esses quadrantes estão identificados na Figura 10.

4.5. Operação da unidade

O biofiltro começou a ser operado no dia 22/03/06, definindo-se duas fases de operação, em função da presença ou não de inóculo. Como primeira fase foi considerado o período inicial, quando houve uma grande oscilação de vazão, em função do super dimensionamento da bomba de recalque, resultando em oscilações de 2 a 30 L/ s na entrada de esgoto bruto da estação, e a partida da unidade se deu sem inoculação.

Nesta fase a vazão do esgoto recalcado pela bomba situada na elevatória era superior à vazão afluyente de projeto do BAS, fazendo com que este líquido extravasasse toda vez que a bomba fosse ligada. Esta primeira fase durou 35 dias.

A segunda fase começou no dia 10/07/06 quando o reator foi inoculado com lodo aeróbio e foi instalado um *by-pass* junto à bomba na elevatória, com o objetivo de controlar a vazão afluyente ao sistema. Nesta fase, o biofiltro ainda continuou extravasando, porém menos vezes que na fase anterior e por menor tempo. Uma explicação para isso está no fato de que o *by-pass* podia

estar entupido, impedindo a passagem total do esgoto. Uma alternativa para que isto fosse minimizado foi abri-lo por inteiro toda semana para limpá-lo. Esta fase teve duração de 123 dias.

A figura 11 mostra o afluente bruto extravasando da caixa distribuidora de vazão e caindo direto na tulipa coletora de efluente final sem nenhum tratamento.

Figura 11: Afluente bruto extravasando da caixa distribuidora de vazão (a) e afluente sem tratamento caindo direto na tulipa coletora de efluente final (b).

A vazão afluente ao sistema foi medida com o auxílio de uma régua, posicionando-a sobre o vertedor triangular de 60° situado na caixa de distribuição de vazão. Após ser medida, a vazão foi multiplicada pelo número de caixas distribuidoras, resultando na vazão total afluente ao sistema.

Toda vez que a bomba ligava eram medidas as vazões de entrada no BAS até o desligamento da bomba ou até que a entrada do afluente cessasse. Depois disto era contabilizado o tempo em que a bomba ficava ligada e desligada e calculada a vazão referente ao período monitorado. Esta medição só pôde ser feita até o extravasamento do vertedor. Após isso, as medidas de vazões utilizadas foram as da unidade anterior, a do reator UASB.

A figura 12 representa o vertedor triangular de 60° e a caixa distribuidora de vazão.

Figura 12: Caixa distribuidora de vazão.

As características operacionais das duas fases estão apresentadas na tabela 13.

Tabela 13: Características Operacionais do Biofiltro Aerado Submerso nas duas fases de operação.

Parâmetro	Dados de projeto	Fase I	Fase II
		22/03/06 a 26/04/06	10/07/06 a 13/11/06
Q média	700 m ³ /dia	380 m ³ / dia	500 m ³ / dia
Q média	8 L/ s	4 L/ s	6 L/ s
TDH médio ⁽¹⁾	25 min	170 min	130 min
CH média aplicada ⁽¹⁾	-	8 m ³ / m ³ .dia	11 m ³ / m ³ .dia
COV _A média (DBO ₅) ⁽¹⁾	-	3 kg/ m ³ .dia	3 kg/ m ³ .dia
COV _A média (DQO _B) ⁽¹⁾	-	3 kg/ m ³ .dia	4 kg/ m ³ .dia
DBO ₅ afluente média	124 mg/ L	257 a 295 mg/ L	192 a 364 mg/ L
DQO _B afluente média	305 mg/ L	177 a 400 mg/ L	285 a 512 mg/ L

⁽¹⁾ Valores em relação ao volume total do biofiltro.

*TDH médio = Tempo de Detenção Hidráulico;

COV_A = Carga Orgânica Volumétrica Aplicada;

DBO₅ = Demanda Bioquímica de Oxigênio em 5 dias;

DQO_B = Demanda Química de Oxigênio Bruta.

CH = Carga Hidráulica Volumétrica.

4.6. Inóculo utilizado na partida do BAS

Na primeira fase não foi utilizado inóculo na partida, somente adição de oxigênio via aeração artificial. Já na segunda fase, o BAS foi colocado em operação inoculando-o com lodo proveniente do sistema de lodos ativados da Estação de Tratamento de Esgotos Flores, da cidade de Rio Claro (SP), utilizada para o tratamento de esgoto sanitário. As características deste inóculo estão apresentadas na tabela 14.

Tabela 14: Características do inóculo aeróbio utilizado na segunda fase de operação do BAS.

Variável	Valor	Unidade
Densidade	0,97	g/ mL
ST	7360	mg/ L
STF	2113	mg/ L
STV	5258	mg/ L
SST	7112,5	mg/ L
SSF	2102	mg/ L
SSV	5000	mg/ L

*ST = Sólidos Totais; STF = Sólidos Totais Fixos; STV = Sólidos Totais Voláteis.

**SST = Sólidos Suspensos Totais; SSF = Sólidos Suspensos Fixos; SSV = Sólidos Suspensos Voláteis.

Realizou-se um exame microscópico óptico comum do lodo aeróbio para identificar os possíveis microrganismos presentes no mesmo. Este exame foi realizado no Laboratório de Processos Biológicos – LPB do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC/ USP. Foi utilizado o microscópio “LEICA” DMLB, acoplado a câmera com captura de imagens e software Image -Pro Plus.

As lâminas foram preparadas com ágar, para fixar os microrganismos. Depois foi pingada uma gota da amostra sobre a lâmina com o auxílio de uma pipeta e logo em seguida foi recoberta por uma lamínula, sendo finalmente levada para a observação no microscópio.

Antes de inocular o biofiltro foi necessário conhecer o volume de lodo aeróbio a ser colocado e o tempo de repouso necessário para que os microrganismos presentes no lodo consumissem toda a matéria orgânica contida no efluente do UASB.

4.6.1. Avaliação do consumo de oxigênio pela biomassa no biofiltro

O objetivo deste teste foi simular o comportamento que o lodo aeróbio teria ao entrar em contato com o efluente do UASB, ou seja, determinar a taxa de consumo de oxigênio da biomassa presente na forma de biofilme ou agregados livres no reator aeróbio. Este experimento foi realizado segundo a metodologia proposta por CAMPOS, 1989.

Inicialmente foi coletado certo volume de efluente do UASB que serviria de substrato para os testes. Para que não houvesse interferência dos microrganismos presentes neste efluente, elevou-se a temperatura até 85 °C durante 20 minutos utilizando uma chapa de aquecimento e depois abaixou-se bruscamente a temperatura até 50 °C colocando embaixo de água fria.

O ensaio foi realizado de acordo com as seguintes etapas:

- Agita-se o substrato imediatamente antes do ensaio, até alcançar a saturação com oxigênio;
- Coloca-se a amostra do lodo em recipiente típico para determinação de DBO e completa-se com o substrato (efluente do UASB), saturado com oxigênio;

- Tampa-se o recipiente com o sensor do medidor de oxigênio dissolvido, adaptado em rolha de borracha. Não admitir a existência de bolhas no interior desse recipiente;
- Acompanha-se a redução da concentração de oxigênio dissolvido ao longo do tempo, até atingir concentrações próximas a zero ou que sejam constantes.

Para que tivesse alguma informação da taxa específica de consumo de oxigênio, também foram feitas determinações de sólidos totais, fixos e voláteis na amostra do lodo.

Este ensaio foi realizado em triplicata e a quantidade de lodo utilizada foi 10 % do volume do BAS em relação ao volume dos frascos de DBO utilizados.

4.6.2. Cálculo do volume do inóculo e do tempo de repouso

O cálculo do volume do lodo aeróbio foi calculado segundo CHERNICHARO, 1997. O volume encontrado foi de 8 m³.

O tempo de descanso do lodo foi calculado a partir do volume de lodo aeróbio, da quantidade de SSV presentes neste volume, da quantidade de matéria orgânica, da vazão afluente e da taxa de respiração calculada anteriormente.

Primeiramente foi calculada a carga de DBO média aplicada ao biofiltro em relação à vazão média e a concentração de DBO; em seguida, foi estimado quanto de sólidos suspensos voláteis estão presentes no volume de 8 m³ de lodo. Com este resultado calculou-se a carga de DBO que os microrganismos são capazes de consumir em um dia. Finalmente, foi calculado o

tempo de 18 horas para que os microrganismos consumissem toda a matéria orgânica presente no BAS.

4.7. Procedimento de partida do BAS

Após realizar todos os testes e cálculos necessários procedeu-se à partida do biofiltro. Primeiramente o reator foi esvaziado completamente através das válvulas de lavagem e lavado com água com o auxílio de um caminhão pipa. Foram colocados 8 m³ de lodo aeróbio com o auxílio de um mangote nas caixas de distribuição chegando até a base do biofiltro, juntamente com 9 m³ de efluente anaeróbio. O reator ficou em repouso por 18 horas com os aeradores ligados. Após este período o BAS foi alimentado com uma vazão de 0,40 L/ s durante uma hora e meia e novamente o reator permaneceu parado por mais 20 horas com aeração. Após estes 2 dias foi dada a partida.

A figura 13 mostra a lavagem do reator antes da inoculação e o momento em que o lodo foi colocado.

Figura 13: Lavagem do biofiltro (a) e inoculação com lodo aeróbio com o auxílio de um mangote (b).

No dia da inoculação foram colocadas quatro pedras britadas de diâmetros aproximadamente iguais, uma em cada quadrante do biofiltro. Estas foram presas com fios de nylon e colocadas sobre o leito de brita. O objetivo era imitar o material suporte real, pois seria impossível a remoção dos mesmos.

Posteriormente estas britas foram retiradas para caracterizar o biofilme aderido às mesmas, através de microscopia óptica e de varredura.

A figura 14a mostra as quatro britas utilizadas na caracterização do biofilme e a figura 14b a brita no interior do reator.

(a)

(b)

Figura 14: Britas utilizadas na caracterização do biofilme (a) e brita depois de colocada no interior do biofiltro (b).

4.8. Monitoramento

No período de realização deste projeto foram coletadas amostras a montante e a jusante do BAS com o objetivo de avaliar o desempenho do mesmo. O monitoramento de rotina do biofiltro foi feito por amostras compostas e simples, semanais, das 8 às 16 horas. Nas amostras compostas foram coletadas alíquotas de hora em hora, na entrada e na saída do reator, com volume proporcional à vazão afluyente ao reator no momento da coleta, até completar 8 amostras. Cada alíquota era preservada a 4 °C, até que pudessem ser misturadas em uma única amostra composta de 5 litros.

Também foram feitas coletas de amostras simples, com frequência de 1 amostra por hora, totalizando 8 em um dia. Esta amostragem teve por objetivo conhecer o desempenho do processo

face à variação no tempo da vazão afluente e das características do esgoto. Cada amostra simples era coletada em frascos de 100 mL, onde era analisada apenas a DQO.

A coleta de afluente foi feita diretamente na caixa distribuidora de vazão e a coleta do efluente foi feita no poço coletor, através de um equipamento chamado “bailer”.

As figuras 15a e 15b ilustram a coleta do afluente e do efluente final, respectivamente.

(a)

(b)

Figura 15: Coleta do afluente na caixa de distribuição (a) e equipamento utilizado na coleta do efluente final no poço coletor (b).

As análises e os exames foram realizados logo após a coleta, evitando ao máximo a preservação das amostras. Estas foram realizadas no Laboratório de Saneamento do Departamento de Hidráulica e Saneamento da EESC/ USP.

O monitoramento do BAS foi baseado nos seguintes parâmetros: pH, temperatura, alcalinidade parcial e total, oxigênio dissolvido, nitrogênio amoniacal, nitrogênio orgânico, nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrito, nitrato, fósforo total, DBO bruta e filtrada, DQO bruta e

filtrada, COT_F , sólidos totais, sólidos totais fixos, sólidos totais voláteis, sólidos suspensos totais, sólidos suspensos fixos, sólidos suspensos voláteis e sólidos sedimentáveis.

A figura 16 mostra os parâmetros analisados no afluente, efluente e na água de lavagem.

Figura 16: Parâmetros analisados no afluente, efluente e na água de lavagem.

Todos os procedimentos analíticos foram feitos segundo metodologias descritas pela 20ª Edição do Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (APHA, 1999).

Os parâmetros analisados, os métodos de análise, os pontos de amostragem e a frequência estão discriminados na Tabela 15.

Tabela 15: Métodos de análise, pontos de amostragem e a frequência para a determinação dos principais parâmetros do monitoramento do BAS.

Parâmetro	Método	Ponto de amostragem	Frequência	Referência Bibliográfica
Temperatura	2550 B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
pH	Potenciométrico	Entrada/ Saída BAS	Semanal	
Alcalinidade Parcial	2320 B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
Alcalinidade Total	2320 B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
Oxigênio Dissolvido	Winkler	Entrada/ Saída BAS	Semanal	
DQO bruta/filtrada	5220 D	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
DBO ₅ bruta/ filtrada	5210 B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
NTK	4500-N _{org} B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
N-amoniacal	4500 - NH ₃ B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
Nitrito	4500- NO ₂ ⁻ B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
Nitrato	4500- NO ₃ ⁻ A	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
Fósforo Total	4500-P	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
	2540 B	Entrada/ Saída BAS	Semanal	
	2540 D	Entrada/ Saída BAS	Semanal	
Série de sólidos	2540 E	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
COT _F Sólidos	5310 A	Entrada/ Saída BAS	Semanal	APHA <i>et al.</i> , (1999)
Sedimentáveis Totais	Cone de Imhoff	Água de lavagem	Semanal	
Vazão afluyente		Entrada BAS	Semanal	SANEVIX (2003)
MEV	Microscópio eletrônico	Brita	Metade da Fase II	ARAÚJO (1995)
Microscopia óptica comum	Microscópio óptico	Brita	Metade da Fase II	Método do LPB ⁽¹⁾

⁽¹⁾ Explicação referente a este método no capítulo Material e Métodos na pág 89.

4.9. Caracterização do biofilme aderido à brita

Durante a fase II foram coletadas duas das britas que foram colocadas junto ao meio suporte no dia da inoculação do reator. Primeiramente realizou-se a microscopia óptica comum para caracterizar a biomassa aderida e, logo em seguida, foi feita a microscopia eletrônica de varredura (MEV).

As britas retiradas foram colocadas em recipientes de plástico juntamente com o esgoto proveniente do biofiltro e conservadas na geladeira a 4 °C até o dia da análise. As análises foram feitas dois dias após a coleta.

Foi feita microscopia óptica de contraste de fase e de varredura no biofilme formado sobre a brita após 82 dias após a inoculação.

A figura 17a representa um pedaço de brita de aproximadamente 5 cm, a qual foi quebrada em um pedaço menor para ser usada posteriormente nas análises, como pode ser verificado na figura 17b.

(a)

(b)

Figura 17: Ruptura da brita em pedaços menores (a) e pedaço da brita usado na análise(b).

4.9.1. Microscopia óptica

Para acompanhar o desenvolvimento do biofilme formado na brita foi realizado um exame de microscopia óptica de contraste de fase.

Primeiramente a brita foi raspada com uma agulha para retirar uma pequena quantidade do biofilme formado sobre a mesma. Logo em seguida, a lâmina foi preparada com ágar e pingou-se uma gota da amostra com o auxílio de uma pipeta de Pauster sobre a lâmina, sendo, por último, recoberta pela lamínula. Foi utilizado o microscópio “LEICA” DMLB, acoplado à câmera com captura de imagens e software Image -Pro Plus para a visualização das imagens.

4.9.2. Microscopia Eletrônica de Varredura

A observação da brita no microscópio eletrônico de varredura permitiu visualizar a estrutura do biofilme e a sua extensão.

As britas com biofilme foram mergulhadas no glutaraldeído 2,5 % por doze horas (durante uma noite). Na manhã seguinte foram lavadas três vezes com solução tampão fosfato 0,1 M, durante dez minutos cada. Após isso, foram desidratadas por banhos sucessivos em soluções de álcoois cada vez mais concentradas: 50 %, 70 %, 80 %, 90 %, 95 % e 100 %. Para

cada concentração foi dado um banho de 10 minutos nas amostras com exceção da concentração de 100 %, onde foram três banhos de 10 minutos cada.

Em seguida foram levadas para a estufa para que o álcool evaporasse. Após secas, as amostras foram fixadas no suporte para MEV com o auxílio de um esmalte incolor e, finalmente, levadas para a estufa, onde foram deixadas durante 2 horas em temperatura inferior a 40 °C.

Depois foram encaminhadas ao laboratório de microscopia eletrônica do Instituto de Física de São Carlos (IFSC), para serem recobertas com ouro para finalmente serem observadas no microscópio de varredura Zeiss DSM-960.

A preparação da amostra foi feita segundo a metodologia descrita em ARAÚJO (1995) e NATION (1983).

A figura 18 mostra a brita já fixada no suporte de MEV, pronta para receber o banho de ouro.

Figura 18: Pedaco de brita pronto para receber o banho de ouro.

4.10. Análise estatística dos dados de DQO

A avaliação estatística dos dados de DQO foi realizada apenas na segunda fase da pesquisa, com os dados coletados nas segundas e terças-feiras, por serem os dias com maior quantidade de coletas e também por limitações laboratoriais.

Para a realização da comparação entre os dados de DQO foram aplicados os Gráficos de Controle de Shewhart e o teste T de Student.

Os gráficos de controle são utilizados para verificar a presença ou não de pontos fora dos limites de controle. As cartas de Shewhart são construídas plotando os valores da média (LM) num gráfico delimitado por linhas horizontais, denominadas "limites de controle". Se o valor obtido numa ocasião estiver fora dos limites de controle mais externos, há uma grande probabilidade de que o sistema esteja fora de controle. (HIRATA, 2002). Os limites de controle delimitam regiões que têm probabilidade de 99,7 % de conter qualquer valor de DQO lida.

Os limites de controle são calculados de acordo com as seguintes fórmulas:

- Média de uma ocasião, com n repetições:

$$LM = \frac{x_1 + x_2 + \dots + x_n}{n} \quad (\text{Eq.10})$$

onde $x_1, x_2, \dots, x_n$ são os valores obtidos nas n repetições.

- Limites de Controle da Média – Limite Superior de Controle (LSC) e Limite Inferior de Controle (LIC):

$$LC = LM \pm A \times R \quad (\text{Eq.11})$$

onde: A é um coeficiente tabelado em função do número de repetições n; R é a amplitude das amostras.

O teste t é um método que permite decidir se a diferença observada entre as médias de duas amostras pode ser atribuída a uma causa sistemática, ou se pode ser considerada como efeito das flutuações devidas ao acaso. A distribuição dos dados foi considerada como suficientemente aproximada à distribuição normal e a margem de confiança adotada foi de 95 %.

Foram consideradas como diferenças significativas aquelas a partir de 90 % ($p = 0,10$), considerando que por ser uma ETE real, os dados coletados sofrem várias interferências fora de controle.

Este teste foi calculado segundo D'HAINAUT, 1997.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo serão apresentados os resultados e discussões decorrentes do monitoramento do biofiltro. Os dados estão apresentados em tabelas e gráficos para o melhor entendimento. As tabelas com os dados do monitoramento encontram-se em anexo. Nessas tabelas são apresentados os dados relativos aos seguintes parâmetros: pH, alcalinidade parcial, alcalinidade total, DQO bruta e filtrada, DBO bruta e filtrada, COT_F , NTK, N-amoniaco, N-orgânico, nitrito, nitrato, fósforo total e orgânico, sólidos totais, fixos e voláteis e sólidos suspensos totais, fixos e voláteis.

5.1. pH

A figura 19 apresenta a variação do pH afluente e efluente ao longo do tempo para as duas fases de operação.

Figura 19: Variação do pH afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

O comportamento do pH, tanto no afluente como no efluente do biofiltro, não sofreu variações bruscas a ponto de comprometer o desempenho do reator. Os valores de pH foram de 6,70 a 7,70 para o afluente e de 6,70 a 8,0 para o efluente.

Este aumento observado no efluente neste curto período de tempo foi significativo e ocorreu em quase todo o processo, com exceção de quatro pontos (dias 05/04, 26/07, 02/08 e 17/10) nos quais o pH diminuiu.

A queda de pH pode ser atribuída ao consumo de alcalinidade, como pode ser comprovado pelas figuras 20 e 21. Por outro lado, a elevação do pH detectada na maior parte do período pode ter sido causada pelo consumo dos ácidos voláteis vindos do UASB e também pelo consumo de CO_2 pelas bactérias nitrificantes.

Como se pode observar, tanto a entrada quanto a saída do reator apresentaram um pH na faixa de 6,5 a 8,0, indicando condições favoráveis à ocorrência de nitrificação. (EPA, 1993).

5.2. Alcalinidade parcial e total

As figuras 20 e 21 apresentam a variação da alcalinidade parcial e total afluente e efluente ao longo do tempo para as duas fases de operação, respectivamente.

Figura 20: Variação da alcalinidade parcial afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 21: Variação da alcalinidade total afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Na primeira fase a alcalinidade parcial no efluente foi ligeiramente menor que no afluente. No início da segunda fase observou-se queda da alcalinidade, tanto total quanto parcial, gerando valores maiores na saída do que na entrada.

Esta resposta já era esperada, devido ao fato de que o biofilme encontrava-se em formação e a biomassa retida no reator ainda devia ser pequena. No dia 30/10 verificou-se um decréscimo na alcalinidade do efluente, indicando uma possível estabilização do sistema e ocorrência do processo de nitrificação. Este comportamento também pode ser observado no gráfico da alcalinidade total e parcial, porém ressaltando que o consumo da alcalinidade foi uma constante do processo.

Nos gráfico de alcalinidade (figuras 20 e 21) observa-se um pico no dia 12/09, tanto para as alcalinidades parciais quanto totais. Este aumento foi observado provavelmente com a entrada de lodo das fossas, devido à grande quantidade de sólidos dissolvidos presente neste.

5.3. Remoção de matéria orgânica

Nesta pesquisa, a matéria orgânica foi expressa em termos de DBO, DQO e de COT de amostras filtradas. As figuras 22 e 23 mostram a variação da DQO bruta e filtrada afluente e efluente ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 22: Variação da DQO bruta afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 23: Variação da DQO de amostras filtradas afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

O efluente do biofiltro em termos de DQO bruta apresentou um valor médio de 190 mg/ L para a fase I e 260 mg/ L para a fase II. Já as concentrações médias de DQO filtrada para a primeira e segunda fase foram 150 e 200 mg/ L, respectivamente. É importante ressaltar que na

segunda fase as cargas orgânicas volumétricas aplicadas foram maiores se comparadas com as da primeira fase.

De acordo com a figura 23 pode-se observar um pico de DQO_F no dia 12/09. Isto pode ser explicado pela entrada de lodo dos caminhões limpa-fossas oriundo do bairro de chácaras Varjão. Este aumento pode ter sido agravado por outros lançamentos clandestinos ou também pela limpeza da tubulação da TAM, em função dos sólidos retidos na mesma. Nesta ocasião o BAS conseguiu absorver toda a carga orgânica em excesso, não alterando suas condições de saída observadas nos dias onde não foi detectada a entrada de lodo das fossas.

As figuras 24 e 25 mostram a variação da DBO bruta e filtrada afluyente e efluente ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 24: Variação da DBO₅ afluyente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 25: Variação da DBO de amostras filtradas afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para a segunda fase de operação.

A análise de matéria orgânica em termos de DBO apresentou várias medidas incoerentes com as respostas encontradas nas análises de DQO e COT_F . Isto pode ser atribuído à falhas nas análises das amostras, que por possuírem altas concentrações de sólidos em algumas coletas tornaram mais difícil a obtenção de amostras homogêneas para todas as concentrações incubadas. Este fato pode ter sido agravado pela utilização do esgoto bruto e não do esgoto afluente ao biofiltro como semente.

O resultado dos valores da carga orgânica volumétrica aplicada (COV_A) e removida (COV_R) em termos de DQO_B e DBO_5 para as duas fases encontra-se na tabela A10, no apêndice. As tabelas 16 e 17 apresentam um resumo destes dados.

Tabela 16: Valores médios, mínimos e máximos, desvio padrão e número de dados relativos às cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COV_A) e removidas (COV_R) para a primeira fase de operação do BAS.

P.E. (1)	COV_A		COV_R	
	kg DQO _B / m ³ .dia	kg DBO ₅ / m ³ .dia	kg DQO _B / m ³ .dia	kg DBO ₅ / m ³ .dia
Média	3,0	3,0	2,0	2,0
Máximo	3,0	3,0	2,0	2,0
Mínimo	2,0	3,0	1,0	2,0
DP	0,5	0,0	0,5	0,0
n	5	4	5	4

(1) Parâmetro Estatístico.

(2) DP: desvio padrão.

Tabela 17: Valores médios, mínimos e máximos, desvio padrão e número de dados relativos às cargas orgânicas volumétricas aplicadas (COV_A) e removidas (COV_R) para a segunda fase de operação do BAS.

P.E. (2)	COV_A		COV_R	
	kg DQO _B / m ³ .dia	kg DBO ₅ / m ³ .dia	kg DQO _B / m ³ .dia	kg DBO ₅ / m ³ .dia
Média	4,0	3,0	3,0	2,0
Máximo	6,0	5,0	6,0	2,0
Mínimo	3,0	2,0	2,0	1,0
DP	1,0	1,0	1,0	0,5
n	14	10	14	10

(3) Parâmetro Estatístico.

(4) DP: desvio padrão.

Para a fase I, as cargas orgânicas volumétricas aplicadas foram em média de 3 kg DQO_B/ m³.dia e 3 kg DBO₅/ m³.dia, resultando eficiências de remoção média de 40 % para a DQO_B e 30 % para a DQO_F.

Durante a fase II houve um aumento significativo das cargas orgânicas volumétricas aplicadas ao BAS, devido ao aumento da carga orgânica aplicada e da vazão afluente. Nesta fase as cargas orgânicas volumétricas médias aplicadas foram 4 kg DQO_B/ m³.dia e 3 kg DBO₅/ m³.dia, obtendo-se eficiências médias de remoção de 35 % e 46 % para a DQO_B e DQO_F, respectivamente.

A figura 26 apresenta a variação do Carbono Orgânico Total de amostras filtradas afluente e efluente ao longo do tempo, para a segunda fase de operação.

Figura 26: Variação do COT de amostras filtradas afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para a segunda fase de operação.

A remoção de matéria orgânica em termos de COT_F para a segunda fase apresentou eficiência de remoção média de 60 %, com valores mínimos de 20 % e máximo de 75 %.

Em relação ao carbono orgânico, o efluente do BAS durante a fase II manteve-se praticamente estável com valor médio de 30 mg/ L, apesar das consideráveis variações no afluente.

Segundo METCALF & EDDY (2003), para amostras brutas a relação DBO/ DQO deve situar-se entre 0,4 e 0,8 e a relação DBO/ COT deve ser de 1,0 a 1,6. A relação encontrada para DBO/ DQO afluente foi em média de 0,8, valor no limite máximo citado pelos autores. No caso da relação entre as leituras de DBO/ COT, estas foram calculadas com as leituras de COT de amostras filtradas e não com as amostras brutas, pois as amostras tinham grande quantidade de

sólidos, não permitindo que estas fossem introduzidas no aparelho de leitura de COT sem antes serem filtradas. Obteve-se para estas amostras média de 5,0, valor muito superior aos limites estabelecidos.

5.4. Análise estatística dos dados de DQO bruta afluente e efluente para segunda e terça-feira em horários distintos.

Os gráficos a seguir (figuras 27 a 32) mostram os resultados da comparação dos gráficos de Shewhart para a média realizada entre os valores de DQO bruta afluente e efluente para segunda e terça-feira em três períodos de horários. O primeiro período considerado foi das 8 às 10 horas, o segundo das 10 às 12 horas e o terceiro das 12 às 13 horas.

Estes dados foram analisados segundo HIRATA, 2002.

As figuras 27, 28 e 29 mostram os dados de DQO para o afluente nos diferentes horários.

Figura 27: Comparação da DQO bruta afluente para 2ª e 3ª feira no período de 8 e 10 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Figura 28: Comparação da DQO bruta afluente para 2ª e 3ª feira no período de 10 e 12 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Figura 29: Comparação da DQO bruta afluente para 2ª e 3ª feira no período de 12 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Pode-se observar que, para o afluente, os três períodos estudados apresentaram somente um único ponto fora do limite de controle, representando somente 11 % do total. Estes pontos acima do limite superior de controle podem ser justificados pelo despejo do lodo das fossas na estação neste dia de coleta, aumentando significativamente a DQO de entrada no reator.

As figuras 30, 31 e 32 mostram os dados de DQO para o efluente nos diferentes horários.

Figura 30: Comparação da DQO bruta efluente para 2ª e 3ª feira no período de 8 e 10 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Figura 31: Comparação da DQO bruta efluente para 2ª e 3ª feira no período de 10 e 12 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Figura 32: Comparação da DQO bruta efluente para 2ª e 3ª feira no período de 12 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Para o efluente, o período das 8 às 10 horas foi o que apresentou uma maior quantidade de pontos fora dos limites de controle, 33 %. Já para os períodos seguintes a variabilidade foi menor, 11 %.

Nas figuras 33 e 34 estão apresentadas as variações da DQO bruta afluente e efluente para as segundas - feiras entre 8 e 13 horas.

Figura 33: Comparação da DQO bruta afluyente para 2ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Figura 34: Comparação da DQO bruta efluyente para 2ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

De acordo com a figura 33, a DQO média de entrada nas segundas-feiras foi de 350 mg/L com um desvio padrão de 31 mg/L. Ainda pode-se inferir desta mesma figura que 47 % dos valores encontram-se fora dos limites de controle, ou seja, o afluyente apresentou grande variação ao longo do dia.

Já a figura 34 apresenta uma DQO média efluente de 280 mg/ L e um desvio padrão de 160 mg/ L. Pode-se concluir então, que apesar do desvio padrão ser bem maior para o efluente do que para o afluente, o afluente teve uma oscilação bem maior no decorrer do dia.

As figuras 35 e 36 mostram as variações da DQO bruta afluente e efluente para as terças-feiras entre 8 e 13 horas.

Figura 35: Comparação da DQO bruta afluente para 3ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Figura 36: Comparação da DQO bruta efluente para 3ª feira entre 8 e 13 horas durante a segunda fase de operação do BAS.

Para as terças-feiras (figuras 35 e 36) observa-se que a média de DQO encontrada foi de 410 mg/ L com um desvio padrão de 77 mg/ L para o afluente, e de 260 mg/ L com 85 mg/ L de desvio padrão para o efluente. A variabilidade no efluente às terças-feiras foi igual a das segundas-feiras (11 %). Já a oscilação para o afluente nas segundas-feiras foi maior (47 %) do que a do afluente às terças-feiras (33 %). É importante relatar que no momento da coleta do efluente o BAS estava com muita espuma, o oxigênio dissolvido igual a zero e o efluente estava com um aspecto leitoso.

O teste T de Student utilizado para a comparação das médias de DQO afluente e efluente mostrou que não existe diferença significativa quando comparados os pares de intervalos das 8 às 10 com das 10 às 12 horas, 8 às 10 com 12 às 13 horas e 10 às 12 com 12 às 13 horas . A diferença entre segunda e terça-feira entre 8 e 13 horas para DQO afluente foi ao nível de significância de 0,01 e para a DQO efluente ao nível de significância de 0,001. Como se trata de uma ETE real só foram consideradas como diferenças significativas aquelas a partir de 90 %

($p = 0,10$), logo não existem diferenças relevantes entre segundas e terças-feiras tanto para o afluente quanto para o efluente.

Vale ressaltar que apesar da grande variação da DQO de entrada tanto na segunda quanto na terça-feira entre os períodos de 8 às 13 horas, os valores de saída se mantiveram dentro dos limites de controle, com exceção do ponto 7, por motivos já explicados anteriormente. Se não considerarmos este evento isolado, poderíamos afirmar que o reator, apesar de ser submetido a excessivas cargas orgânicas, consegue absorvê-las sem ter sua eficiência, apesar de pequena, afetada.

5.5. Remoção de nitrogênio e fósforo

A figura 37 apresenta a variação de NTK afluente e efluente ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 37: Variação de NTK afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

A figura 38 apresenta a variação de N-amoniaco afluente e efluente ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 38: Variação de N-amoniaco afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Para avaliar o desempenho do BAS quanto à nitrificação também foi elaborada a tabela 18, a qual apresenta um resumo das variações das relações DBO/ NTK, DQO/ NTK e DQO/ N-amoniaco do afluente, assim como das cargas aplicadas de N-amoniaco e de NTK, durante o período de operação do reator. A tabela completa encontra-se em anexo.

Tabela 18: Resumo das variações das relações DBO/ NTK, DQO/ NTK e DQO/ N-amoniacoal do afluente, bem como das cargas aplicadas de N-amoniacoal e de NTK, durante o período de operação do reator.

Fases	P.E.	DBO/ NTK	DQO/ NTK	DQO/ N- amoniacoal	COV _A (kg NTK/ m ³ .dia)	COV _A (kg N-NH ₄ ⁺ / m ³ .dia)
I	Média	6	6	6	1,00	0,40
	Mínimo	5	5	5	0,30	0,30
	Máximo	6	8	8	0,50	0,50
	DP	0,5	1	1	0	0
II	Média	5	6	7	1,00	1,50
	Mínimo	3	4	5	0,50	0,50
	Máximo	7	7	9	2,00	1,00
	DP	1	1	1	0	0

P.E: Parâmetro Estatístico.

As cargas volumétricas aplicadas no BAS em termos de N-amoniacoal foram em média de 0,5 kg N-NH₄⁺/ m³.dia para a fase I e 2 kg N-NH₄⁺/ m³.dia para a fase II, e em termos de NTK para a fase I foram de 1 kg NTK/ m³.dia e de 1 kg NTK/ m³.dia para a fase II.

Para essas cargas de nitrogênio aplicadas foram obtidas eficiências médias de conversão de N-amoniacoal para a primeira fase de 12 % e para a segunda fase de 13 %, e para NTK de 8 e 9 %, respectivamente para as fases I e II.

Os valores de NTK e N-amoniacoal efluente tanto na fase I como na fase II apresentaram um ligeiro decréscimo. A eficiência média de remoção de NTK e de N-amoniacoal na primeira e na segunda fase foi de 10 %, não havendo remoção significativa de nitrogênio. Pode-se observar que a partir do dia 17/10 houve um acréscimo na eficiência de remoção de NTK, indicando uma possível nitrificação, hipótese essa que pode ser reforçada pelo consumo de alcalinidade observado neste mesmo dia.

A conversão de N-amoniacoal e NTK a nitrito e a nitrato foram prejudicadas pelo funcionamento ainda não adequado do reator UASB fornecendo um afluente para o BAS com altos valores médios de DQO (400 mg/ L) e também pela deficiência na aeração.

As figuras 39 e 40 mostram, respectivamente, a variação na concentração de nitrito e nitrato afluente e efluente ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 39: Variação na concentração de nitrito no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 40: Variação na concentração de nitrato no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Na primeira fase de operação do BAS não foi verificado nenhum aumento de nitrito na saída, porém, na segunda fase, 15 dias após a inoculação do reator, foi observado um aumento de nitrito no efluente.

O decréscimo abrupto de nitrito na saída do biofiltro possivelmente deve-se ao fato do reator ter ficado sem aeração durante 3 dias, provocado por motivos operacionais (manutenção da estação). Após este dia o BAS começou a se recuperar, e no dia 09/08 voltou a apresentar valores altos de nitrito no efluente.

A partir do dia 30/10 pode-se observar um aumento na concentração de nitrito no efluente, indicando um possível processo parcial de nitrificação.

Verifica-se que o comportamento do nitrato não acompanha o do nitrito, apresentando valores menores no efluente do que no afluente.

Um dos fatores que possivelmente contribuiu para o acúmulo de nitrito no efluente foi a ineficiente transferência de ar do meio líquido para o interior do biofilme, levando ao aparecimento de uma camada anaeróbia, provocando o fenômeno de nitrificação e desnitrificação no interior de um mesmo biofilme.

Isto possivelmente se deve ao fato de que o soprador instalado junto ao BAS, a quantidade e a disposição dos difusores não estão de acordo com os estabelecidos no projeto.

Esta distribuição inadequada de ar no interior do biofiltro pode ser comprovada pelas diferentes concentrações de OD obtidas nos quadrantes do BAS e pela presença de organismos filamentosos do gênero *Beggiatoa*, mostrando que a aeração do sistema foi inadequada para a nitrificação completa.

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

A oxidação de nitrito para nitrato é mais lenta do que a oxidação de nitrogênio amoniacal para nitrito, podendo ser, possivelmente, uma das causas do acúmulo de nitrito no efluente do BAS. (HENZE, 1997).

A alta concentração de nitrito no efluente pode ter ocorrido também devido às altas cargas de N-amoniacal aplicadas no reator durante a fase II, provocando o acúmulo de nitrito. Segundo MENDONÇA (2002), o acúmulo de nitrito é prejudicial para o processo de nitrificação, uma vez que as bactérias oxidadoras de nitrito são sensíveis a concentrações elevadas do seu próprio substrato.

As tabelas 19 e 20 apresentam os valores médios, mínimos e máximos, desvios padrões e número de dados analisados para nitrito, nitrato, NTK consumido e N-oxidado, para as duas fases de operação. A tabela completa A12 encontra-se no apêndice.

Tabela 19: Valores médios, mínimos e máximos, desvios padrões e número de dados analisados para nitrito, nitrato, NTK consumido e N-oxidado, para a primeira fase de operação do BAS.

Parâmetro Estatístico	Nitrito(mg N-NO ₂ ⁻ / L)		Nitrato(mg N-NO ₃ ⁻ / L)		NTKc (mg N/ L)	N- oxidado (mgNO _x / L)
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
Média	0	0	1	1	4	1
Mínimo	0	0	0	1	0	1
Máximo	0	0	3	2	7	2
DP	0	0	1	0	3	0
n	6	6	6	6	6	6

Tabela 20: Valores médios, mínimos e máximos, desvios padrões e número de dados analisados para nitrito, nitrato, NTK consumido e N-oxidado, para a segunda fase de operação do BAS.

Parâmetro Estatístico	Nitrito(mg N-NO ₂ ⁻ / L)		Nitrato(mg N-NO ₃ ⁻ / L)		NTKc (mg N/ L)	N- oxidado (mgNO _x / L)
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente		
Média	0	1	3	2	6	4
Mínimo	0	0	1	1	0	1
Máximo	0	5	7	10	12	10
DP	0	2	2	3	4	3
n	13	13	13	13	13	13

As concentrações médias de NTK consumido foram em média de 4,0 e 6,0 mg/ L para as fases I e II, respectivamente, enquanto que as concentrações médias de nitrogênio oxidado (nitrito + nitrato) para as fases I e II foram de 1,0 e 4,0 mg/ L.

Estes valores indicam que apenas uma parte do nitrogênio consumido foi convertida para as formas oxidadas. O restante pode ter sido removido por assimilação biológica e também por um possível processo de nitrificação e desnitrificação ocorrendo em um mesmo biofilme, fenômeno já observado por CAMPOS (1989), LOPES (1999) e SOARES (2003). Isto provavelmente ocorreu devido à dificuldade de penetração de oxigênio dissolvido nas camadas mais interiores do biofilme, gerando a anaerobiose.

Durante a microscopia óptica do biofilme foi detectada a presença de organismos filamentosos do gênero *Beggiatoa*, os quais desenvolvem-se em ambientes de baixa concentração de oxigênio dissolvido e altos níveis de sulfeto, segundo JENKINS *et al.*, (1993).

5.6. Remoção de fósforo

A figura 41 apresenta a variação de fósforo total do afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 41: Variação de fósforo total afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

O biofiltro não apresentou bons resultados quanto à remoção de fósforo tanto na fase I quanto na fase II. Na primeira fase houve remoção de fósforo, mesmo que pequena, com eficiência média de 12 %. Já na fase II, a remoção de fósforo foi em média de 5 %, considerada desprezível.

5.7. Remoção de sólidos

As figuras 42 a 50 apresentam o comportamento das concentrações de sólidos no afluente e efluente do biofiltro ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 42: Variação de sólidos totais no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 43: Variação de sólidos totais fixos no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 44: Variação de sólidos totais voláteis no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 45: Variação de sólidos dissolvidos totais no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 46: Variação de sólidos dissolvidos fixos no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 47: Variação de sólidos dissolvidos voláteis no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 48: Variação de sólidos suspensos totais no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 49: Variação de sólidos suspensos fixos no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Figura 50: Variação de sólidos suspensos voláteis no afluente e efluente do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Os resultados obtidos demonstram a grande variabilidade nas concentrações de sólidos totais, suspensos e dissolvidos no afluente do BAS nas duas fases. Essa amplitude de variação justifica-se pelo fato de ser um sistema real estando sujeito a grandes oscilações no seu afluente.

Os picos de sólidos observados nos gráficos de sólidos totais e dissolvidos totais nos dias 12/09 e 26/09 se referem ao lodo que é jogado esporadicamente na ETE. Nesta ocasião os sólidos dissolvidos totais (SDT) correspondem a 97 % dos sólidos totais (ST) para o afluente.

A figura 51 refere-se à relação entre SDT e ST no afluente do biofiltro.

Figura 51: Relação entre sólidos dissolvidos totais e sólidos totais no afluente do BAS para as duas fases de operação.

De acordo com esta figura, conclui-se que os sólidos dissolvidos totais (SDT) correspondem a aproximadamente 100 % dos sólidos totais (ST) no afluente. Ou seja, os sólidos dissolvidos predominam no afluente ao BAS. Esta mesma relação pode ser observada entre sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos totais (SST) para o afluente, apresentado na figura 52.

Figura 52: Variação temporal da relação SSV/ SST no afluente para as duas fases de operação.

Os valores da relação acima mostram que em média 90 % dos sólidos suspensos totais (SST) são matéria orgânica e não material inerte.

As eficiências médias de remoção de ST foram de 15 % para as duas fases de operação e de STV foram de 25 % e 35 %, para fase I e II, respectivamente.

Quanto aos sólidos suspensos, as remoções médias foram de 35 % (Fase I) e 30 % (Fase II) para SST; 53 % (Fase I) e 46 % (Fase II) para SSF; e 20 % e 25 % para SSV, fases I e II respectivamente. Os valores mais altos observados durante a fase I para os parâmetros SST e SSF podem ser devidos à remoção física pela brita e não necessariamente à remoção biológica.

Em relação aos sólidos dissolvidos às eficiências médias de remoção foram de 15 % para SDT para ambas as fases, e 25 % e 40 % para a primeira e segunda fase, respectivamente, para SDV.

O BAS manteve suas eficiências médias de remoção de sólidos. No entanto, quando submetido à descarga do lodo, o valor efluente foi elevado se comparado aos dias onde não houve

a entrada do lodo. Pode-se observar também que após o impacto desta descarga de lodo o reator aeróbio conseguiu se restabelecer, voltando às condições normais de operação.

5.8. Temperatura e oxigênio dissolvido

A temperatura do afluente e efluente do biofiltro foi medida de hora em hora com o auxílio de um termômetro, nos dias de coleta. Durante a fase I, a temperatura afluente e efluente variou entre 24 e 26 °C, com temperatura média de 23 °C, e durante a fase II, a temperatura afluente e efluente oscilou entre 21 e 28 °C, com valor médio de 26 °C. As variações de temperatura no afluente e efluente do BAS podem ter sido influenciadas pela temperatura ambiente, ocasionada pelas mudanças das estações do ano.

A variação da temperatura média na entrada e saída do BAS, ao longo do tempo, para as duas fases de operação, está apresentada na figura 53.

Figura 53: Variação da temperatura média na entrada e saída do BAS ao longo do tempo, para as duas fases de operação.

Os valores medidos de oxigênio dissolvido (OD) no efluente do BAS variaram de 1 a 3 mg/ L. No interior do biofiltro o OD ficou entre 0 e 5 mg/ L, com valor médio de 2 mg/ L, garantindo condições favoráveis ao desenvolvimento da biomassa aeróbia no reator, conforme DOMINGUES *et al.* (2003).

5.9. Produção de Lodo

A cada lavagem do BAS uma amostra de lodo de lavagem era retirada para a realização de ensaios de sólidos totais, suspensos e sedimentáveis para quantificar a produção de lodo. Durante a fase I a produção do lodo não foi quantificada devido ao fato de que o reator não estaria estabilizado. Já na fase II, o biofilme estava bem formado.

Os valores dos dados analisados dos parâmetros SS, STV/ ST e SSV/ SST do lodo gerado nas lavagens do leito do BAS encontram-se na tabela 21.

Tabela 21: Valores dos parâmetros STV/ ST, SSV/ SST e de SS do lodo gerado nas lavagens do leito do BAS.

Data	Dias de operação	STV/ ST	SSV/ SST	SS (ml/ L)
12/9/2006	178	0,6	0,7	200
26/9/2006	192	0,6	0,7	275
2/10/2006	199	0,8	0,8	280
17/10/2006	214	0,7	0,8	550
30/10/2006	227	0,7	0,7	850

* STV= Sólidos Totais Voláteis, ST = Sólidos Totais, SST= Sólidos Suspensos Totais
SSV= Sólidos Suspensos Voláteis.

A relação SSV/ SST mostrou predominância de 75 % de sólidos suspensos voláteis (material orgânico, biodegradável ou não) no lodo descartado nas lavagens do BAS nos respectivos dias de operação. A parcela volátil de sólidos totais de acordo com a relação STV/ ST foi em média de 70 %, revelando uma grande proporção de sólidos suspensos voláteis presentes no lodo descartado.

A concentração de sólidos sedimentáveis no lodo descartado foi aumentando ao longo do período de operação.

De acordo com GONÇALVES *et al.* (2001), como a relação entre SSV/ SST é de 0,75 e o BAS não apresentou uma nitrificação significativa, o coeficiente de produção de lodo adotado foi 0,9 kg SST/ kg DBO removida.

Dessa maneira, considerando $Y_{OBS} = 0,9$ kg SST/ dia, DBO removida de 100 kg DBO/ dia e considerando 75 % de sólidos voláteis presentes no lodo, a produção de lodo volátil foi de 67,50 kg SSV/ dia.

Segundo este mesmo autor, considerando ainda $\gamma = 1030$ kg/ m³, $C = 2\%$ e $P = 90$ kg SST/ dia, a produção volumétrica de lodo foi de 4,37 m³/ dia.

5.10. Microscopia óptica no inóculo

Este ensaio foi realizado antes da inoculação do biofiltro com o lodo aeróbio da ETE Flores em Rio Claro, com o objetivo de verificar os microrganismos presentes no inóculo.

Figura 54: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 200 x 1,5 - Protozoário pedunculado semelhante a *Vorticella* sp.

Figura 55: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 200 x 1,5 - Protozoário rizópodo semelhante a *Arcella* sp.

Figura 56: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 100 x 1,5 - Protozoário pedunculado semelhante a *Epistylis* sp e flocos dendríticos com "esqueleto" de filamentos.

Figura 57: Fotografia de microscopia óptica comum do lodo aeróbio, aumento de 200 x 1,5 - Protozoário pedunculado semelhante a *Epistylis* sp.

As referências utilizadas para indicar a semelhança das morfologias nas microscopias foram Jenkins *et al.* (1993), Berk & Son (1993) e Black (1993).

5.11. Resultado do ensaio da avaliação da taxa de consumo de oxigênio no reator aeróbio

A tabela 22 mostra o resultado do ensaio de consumo de oxigênio dos microrganismos presentes no biofilme no reator aeróbio.

Tabela 22: Resultado do ensaio da avaliação da taxa de consumo de oxigênio no reator aeróbio (43,7 mL de lodo, T= 33,3 °C, volume do frasco: 303,6 mL).

OD	T (s)	massa de OD (mg)	massa de OD (g)	massa de OD/dia (g/dia)	T (dia)	gOD.dia/gSSV	acumulado
4,5	0	1,37	0,0014	3,90	0,00000	2,60	2,60
2,9	10	0,90	0,0009	2,55	0,00012	1,70	4,30
2,4	20	0,70	0,00070	2,00	0,00023	1,40	5,60
1,8	30	0,55	0,00055	1,60	0,00035	1,00	6,70

OBS: Sólidos Voláteis da amostra: 5 g/ L , massa de SSV: 1,52g SSV.

A massa de oxigênio dissolvido em gramas foi calculada multiplicando a concentração de OD em gramas por litro pelo volume em litros do frasco utilizado no ensaio. Este resultado foi então transformado em g OD/ dia e depois dividido pela quantidade de sólidos suspensos voláteis presentes no frasco (g OD.dia/ gSSV).

Assim sendo, foi feito um gráfico de OD acumulado *versus* tempo em dias, o qual representou a curva da taxa de respiração deste teste (g OD/ g SSV. dia). Como a faixa de operação do biofiltro é de aproximadamente 1,8 a 4,5 mg/ L de OD, a reta foi ajustada nestes 4

primeiros pontos por regressão linear. O coeficiente angular obtido nesta reta equivale à taxa de respiração, que é igual a 1,36 g OD/ g SSV. dia.

A figura 58 mostra a inclinação máxima da curva com 4 pontos, ajustados por regressão linear, e seu correspondente coeficiente angular.

Figura 58: Inclinação máxima da curva e seu coeficiente angular.

5.12. Microscopia óptica no 82º dia de operação

A observação ao microscópio óptico, efetuada na segunda fase do projeto, no 82º dia de operação do BAS após a inoculação, está apresentada nas figuras 59, 60, 61, 62, 63, respectivamente.

Nas figuras 59a e 59b pode-se observar uma grande quantidade de bacilos com dimensões e formas variadas, e também um filamento composto por cadeia de bacilos.

Figura 59: Bacilos com dimensões variadas e formas variadas (a) e (b), aumento de 1500 vezes.

A figura 60 mostra organismos zoogleiais. De acordo com Costa *et al.* (2001) a presença destes organismos indica efluentes com boas condições de aeração.

Figura 60: Organismos zoogleiais, aumento de 1500 vezes.

Nas figuras 61a e 61b verifica-se a presença de *Beggiatoa* sp, justificando o aspecto leitoso esbranquiçado do efluente no dia da coleta.

(a)

(b)

Figura 61: *Beggiatoa* sp, aumento de 1500 vezes.

Na figura 62 observa-se a presença de protozoários ciliados pedunculados coloniais semelhantes a *Vorticella* sp, os quais sobrevivem em baixas concentrações de oxigênio. Estes protozoários são um indicador de uma correta eficiência depuradora e, de modo geral, o comprimento do pedúnculo está relacionado ao grau de tratamento, isto é, quanto mais longo, melhor é o tratamento.(CANLER *et al.*, 1999).

Figura 62: Protozoários ciliados pedunculados coloniais semelhantes a *Vorticella* sp - aumento de 150 vezes.

As figuras 63a e 63b mostram ovos de nematóides e também protozoários ciliados pedunculados, semelhantes a *Vorticella* sp.

Figura 63: Ovos de nematóides e protozoários ciliados pedunculados (a) e (b), semelhantes a *Vorticella* sp - aumento de 150 vezes.

5.13. Microscopia eletrônica de varredura (MEV)

A observação do meio suporte no microscópio eletrônico de varredura permitiu visualizar um biofilme bem denso, com a presença de milhares de bacilos por mm^2 . Pode-se perceber ainda que o biofilme já está em avançado desenvolvimento, pela quantidade de microrganismos presentes e também pela ausência de espaços vazios no meio suporte. O biofilme foi constantemente renovado, mantendo-se fino e coeso. Esta amostragem foi feita na segunda fase de operação, no dia 02/10.

Na figura 64a verifica-se um biofilme denso composto de bacilos de diversas dimensões. A figura 64b ilustra a vista panorâmica da formação do biofilme.

Figura 64: Biofilme denso com milhares de bacilos (a), e formação do biofilme com rachaduras (b) - aumento de 3000 e 50 vezes, respectivamente.

Nas figuras 65a e 65b pode-se observar a presença de colônias de protozoários ciliados pedunculados.

Figura 65: Colônias de protozoários ciliados pedunculados (a) e (b) - aumento de 5000 e 500 vezes, respectivamente.

Nas figuras 66a e 66b verifica-se a presença de grande quantidade de bacilos dos mais variados tipos, formas e tamanhos.

(a)

(b)

Figura 66: Bacilos coloniais (a) e (b) – aumento de 5000 vezes.

Nas figuras 67a e 67b observa-se à presença de nematóides de diferentes tamanhos.

(a)

(b)

Figura 67: Nematóides(a) e (b) - aumento de 200 e 300 vezes, respectivamente.

(a)

(b)

Figura 68: Cadeia de bacilos formando filamentos (a) e arranjo de filamentos (b), respectivamente - aumento de 3000 e 5000 vezes.

6. PROBLEMAS OPERACIONAIS

O sistema de gradeamento da ETE foi instalado de maneira incorreta; a grade foi posicionada abaixo da barra transversal na qual esta deveria estar apoiada, impossibilitando que fosse rotacionada para facilitar sua limpeza. Isto tornou necessária a limpeza da grade, na maioria das vezes, em dias alternados, exceto nos fins de semana, e fazendo com que o operador entrasse dentro dela e retirasse os sólidos retidos com a auxílio de uma pá, oferecendo risco de saúde ao operador pelo contato direto com o esgoto bruto.

Durante o monitoramento da estação observou-se a presença de um sedimento de coloração negra na caixa de areia, o que exigiu que ela fosse limpa com maior frequência. Este sedimento provavelmente vinha da indústria de artefatos de cimento ou das indústrias de fabricação de peças metálicas localizadas no distrito de Água Vermelha ou ainda dos lançamentos indevidos das fossas do Varjão. Vale ressaltar que a TAM realizava uma vez por semana a limpeza da tubulação que levava o seu esgoto até a estação, conforme combinado com o responsável da empresa.

No projeto, esta unidade, dividida em dois compartimentos, deveria ser utilizada com apenas um compartimento e o outro deveria ser usado apenas nos momentos de limpeza. Porém, isto não ocorreu. Desde o início de operação da ETE utilizaram-se os dois compartimentos em decorrência dos picos de vazão observados provocando o aumento da velocidade do esgoto e o aumento na altura da lâmina na caixa, dificultando a sedimentação dos sólidos em suspensão.

Com este aumento de vazão a bomba era ligada várias vezes ao dia por curtos períodos de tempo, de 2 a 3 minutos, onde a vazão acumulada na caixa distribuidora de vazão não conseguia

escoar completamente antes que a bomba fosse acionada novamente, sendo suficiente para provocar o extravasamento das caixas de distribuição do BAS ou até mesmo a saída, sem tratamento, do esgoto afluente.

Este problema pode ter sido agravado pelo fato de que o diâmetro da tubulação de descida do afluente até a base do BAS (100 mm) era menor do que o especificado no projeto (150 mm). Além disto, as 4 caixas de distribuição tinham diâmetros diferentes, eram tortas e desniveladas, provocando o transbordamento de somente duas delas.

Acredita-se também que este aumento de vazão no biofiltro também seja agravado pela parte da vazão que fica armazenada no tanque pulmão, a qual é recalçada para o reator nos momentos em que a vazão afluente à ETE diminui, provocando uma diferença entre a vazão afluente ao reator e a da entrada da estação.

A estação elevatória possuía uma cota de fundo acima da cota do poço pulmão, fazendo com que o esgoto não retornasse sozinho para a elevatória. Era necessária a abertura manual de um registro de fundo, o qual liga a EE com o tanque pulmão, para que o esgoto retornasse para a elevatória. O acúmulo desta vazão no fundo do tanque favorecia a proliferação de algas, podendo prejudicar o funcionamento das unidades seguintes. Este registro tinha que ser aberto pelo menos três vezes por semana para evitar a ocorrência de algas, evitar o mau cheiro provocado pela possível oxidação da matéria orgânica e também para impedir o transbordamento.

O compressor que injetava ar na base do reator não foi o mesmo especificado no projeto. O que foi instalado tinha uma capacidade menor de vazão e menor potência do que o recomendado no projeto, o que pode ter contribuído significativamente para a deficiência na aeração. O que pode ter também contribuído com este problema foi à forma com que os barriletes de ar foram arranjados espacialmente, causando uma diferença de distribuição de ar nos quadrantes do BAS.

7. CONCLUSÕES

Na fase II, apesar das cargas orgânicas volumétricas aplicadas serem mais altas do que as da primeira fase, o BAS teve uma eficiência maior com remoção média de 46 % para a DQO_F , ao contrário da DQO_B , que teve sua eficiência de remoção diminuída.

De acordo com as baixas eficiências obtidas em termos de DBO em comparação com as eficiências de DQO e COT_F , pode-se afirmar que a DBO não se mostrou um parâmetro eficiente na avaliação de remoção de matéria orgânica.

Constatou-se que, apesar do aumento da carga aplicada de nitrogênio amoniacal, as eficiências de remoção de nitrogênio amoniacal se mantiveram constantes nas duas fases.

Na primeira fase, sem a adição do inóculo, não foi observado nenhum processo de nitrificação. Já na segunda fase, com a inoculação do biofiltro, foi verificado já no início um aumento abrupto de nitrito no efluente, que por motivos de manutenção da estação caiu rapidamente. No fim da segunda fase também se observou um aumento de nitrito no efluente, indicando um possível processo parcial de nitrificação.

A não ocorrência de nitrificação completa também pode ser explicada pela alta relação DBO_5/NTK , que, em algumas situações foi superior a 6, ou pelo acúmulo de nitrito, que é prejudicial ao processo de nitrificação. Outra ocorrência que, possivelmente, tenha prejudicado este processo foi o sistema deficiente de aeração.

Os valores de nitrogênio consumido foram maiores que os valores de nitrogênio oxidado nas duas fases, permitindo supor que tenham ocorrido nitrificação e desnitrificação no mesmo biofilme.

O BAS manteve suas eficiências médias de remoção de sólidos mesmo quando submetido à descarga do lodo do bairro Varjão.

As sobrecargas hidráulicas e orgânicas provocadas pela não estabilização do UASB e pela variação da vazão afluente ao biofiltro prejudicaram o desempenho do reator. O *by-pass* não foi uma alternativa eficiente para o controle da vazão.

As cargas orgânicas aplicadas ao BAS foram na ordem de 6 a 10 kg/ m³.dia em termos de DQO e de DBO, valores altos se comparados com o valor usual (1 kg/ m³.dia), para uma eficiência de remoção de 80% em termos de DQO.

A bomba instalada diferente da especificada no projeto, o desnivelamento das caixas de distribuição de vazão, o acúmulo de vazão no tanque pulmão foram fatores determinantes para a sobrecarga hidráulica sofrida pelo reator.

Estações de tratamento em todo País, como a ETE Água Vermelha, estão sujeitas a fatores de interferências que afetam seu bom funcionamento, por se tratar de um sistema onde não se tem o controle de interferências externas, como de natureza hidráulica, sendo submetidas a vazões desconhecidas ou até mesmo a lançamentos clandestinos na rede coletora.

Com o exame microscópico e a MEV observou-se que, mesmo com as sobrecargas hidráulicas sofridas nas duas fases, ocorreu a formação de um biofilme bem denso, fino e já em estado avançado de desenvolvimento, constatado pela colonização diversificada de biomassa aeróbia e também pela ausência de espaços vazios no meio suporte.

8. SUGESTÕES

Com base na avaliação dos resultados e na experiência adquirida durante o monitoramento do biofiltro, propõe-se algumas sugestões para futuras pesquisas:

- Colocar um medidor de vazão na entrada do biofiltro;
- Colocar um *by-pass* ligando o biofiltro ao Córrego Araras para uso em caso de manutenção da ETE, evitando a passagem pelo sistema UV;
- Substituir a bomba de recalque por uma de menor vazão;
- Colocar uma comporta em cada caixa distribuidora de vazão para facilitar a lavagem do biofiltro;
- Realização de ensaios hidrodinâmicos com o objetivo de detectar a ocorrência de curtos-circuitos e de zonas mortas;
- Trocar o sistema de aeração por um sistema mais eficiente na transferência de oxigênio do meio líquido para o interior do biofilme;
- Colocar um dispositivo de medição de vazão de ar na entrada e no interior do BAS;
- Monitoramento e coleta de amostras em todos os dias da semana para verificar a sua interferência ou não nos resultados obtidos;
- Utilizar o poço pulmão como regulador de vazão;
- Ter como objetivo principal a nitrificação após a estabilização do reator UASB;
- Quantificar o consumo de energia pelo sistema de pós-tratamento;
- Estudar a cinética de remoção de matéria orgânica e de nitrificação para melhor entender os processos que ocorrem no biofiltro.

9. DIFICULDADES ENCONTRADAS

- Controlar e medir a vazão afluyente ao BAS;
- Controlar a vazão de ar na entrada do BAS;
- Realizar coletas em todos os dias da semana, em função dos horários do laboratório;
- Falta de recursos disponíveis para a contratação de um operador de ETE;
- Lançamentos indevidos de lodos de caminhões limpa-fossa que acontecem na rede;
- A não existência de um laboratório simples na estação para medições imediatas de algumas variáveis.

10. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABREU, L.M. (1994). Aspectos microbiológicos de los procesos de nitrificación denitrificación. In: *3º Taller y Seminario Latino-americano de Tratamiento Anaeróbico de Águas Residuales*. Montevideo, Uruguay. p. 55 - 63.
- ABUFAYED, A.A. & SCHROEDER, E.D. (1986). Performance of SBR/denitrification with a primary sludge carbon source. *Journal Water Pollution Control Federation*, nº 5, v.58, p. 387 -397.
- AKUNNA, J.C.; BIZEAU, C.; MOLETTA, R. (1992). Denitrification in anaerobic digesters: possibilities and influence of wastewater COD/N-NOx ratio. *Environmental Technology*. v.13, p. 825 -836.
- AISSE, MM. & ALÉM, P. (2001). *Avaliação do sistema reator UASB e filtro biológico aerado submerso para o tratamento de esgoto sanitário*. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de Trabalhos Técnicos, PROSAB, vol 2, p. 131-140.
- AISSE, M.M.; LOBATO, M.B.; BONA, A.; GARBOSSA, L.H.P.; JÜRGENSEN, D.; ALÉM, P.(2001b). Avaliação do sistema reator UASB e filtro biológico aerado submerso para o tratamento de esgoto sanitário. *21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. João Pessoa. Anais. Rio de janeiro, ABES. 8p. II-052.

APHA, AWWA; WPCF. (1999). *Standard methods for examination of water and wastewater*.

20th ed., American Public Health Association, American Water Works Association, Water Pollution Control Federation, Washington DC, USA.

ARAÚJO, J.C. (1995) *Caracterização e evolução de biofilme em reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com esgoto sanitário sintético*. Dissertação (Mestrado).

São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, EESC/USP. 158p.

ARAÚJO, V.L. (1997). *Estudo da associação em série de um reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo e um biofiltro aerado submerso para o tratamento de esgoto sanitário*. Dissertação (Mestrado) – Programa de Mestrado em Engenharia Ambiental, Universidade Federal do Espírito Santo, Vitória, 134 p.

ATKINSON, B. (1981). Immobilized biomass - a basis for process development in wastewater treatment. In: COOPER & ATKINSON (Eds.). *Biological fluidized bed treatment of water and wastewater*. Capítulo 1, Grã-Bretanha: Ellis Horwood Limited Pub.

BARNES, D. & BLISS, P. (1983). *Biological control of nitrogen in wastewater treatment*. London, E&F.N. Spon.

BEG, S.A.; SIDDIQI, R. H.; ILIAS, S. (1980). Effect of toxicants on biological nitrification for treatment of fertilizer industry wastewater. In: *35th industrial waste conference*. Illinois, Purdue University. Proceedings. Ann Arbor Science, p. 826 -834.

- BERK, S.G. & SON, J.H.G. (1993). *Wastewater organisms – A Color Atlas*. Lewis Publishers.
- BISHOP, P. (1997). Biofilm structure and kinetics. *Water Science and Technology*, 36 (1) p. 287- 294.
- BHATTACHARYYA, A. & MIDDLETON, A.C. (1980). Enhanced biological treatment system for coke plant wastewater achieving complete nitrification. In: *35th industrial waste conference*, Illinois, Purdue University. Proceedings. Ann Arbor Science, p. 356 - 372.
- BLACK, J.G. (1993). *Microbiology, principles and applications*. 2 ed. New Jersey: Paramount Communications, 777 p.
- BOF, V. S.; CASTRO, M. S. M.; GONÇALVES, R. F. (1999). ETE UASB + biofiltro aerado submerso: Desempenho operacional com retorno do lodo aeróbio para o UASB. In: *Anais do 20º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Rio de Janeiro, p.487-97.
- BOF, V.S.; SANT'ANA, T.D.; WANKE, R; SILVA, G.M.; SALIM, F.P.C.; NARDOTO, J.I.O.; NETTO, E.S.; PEGORETTI, J.M. (2001). ETes compactas associando reatores anaeróbios e aeróbios ampliam a cobertura do saneamento no estado do Espírito Santo – *Anais do XXVII Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental* – ABES, João Pessoa (PB).

- BREED, R.S.; MURRAY, E.G.D.; SMITH, N.R. (1994). *Bergey's manual of determinative bacteriology*. Baltimore: Williams and Williams Co., 627 p.
- CAMPOS, J.R. (1989). *Remoção de DQO e de nitrogênio em um sistema de três reatores biológicos de filme fixo em série*. Dissertação (Livre-Docência). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- CAMPOS, J.R. (coord). (1999). *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro: ABES – Projeto PROSAB, 464p.
- CANLER, J.P.; PERRET, J. M. (1993). Biofiltres aérys: évaluation du procédé sur 12 unités industrielles – *Anais 2nd International Conf. Specialize on Biofilm Reactors*, Paris, France, p. 27 – 37.
- CANLER, J.P.; PERRET, J.M.; DUCHERE, P.; COTTEUX, E. (1999). *Aide ou diagnostic des stations d'epuration par l'observation microscopique des boues activées*. Edition CEMAGREF, 155p.
- CARRAND, G.; CAPON, B.; RASCONI, A.; BRENNER, R. (1990). Elimination of carbonaceous and nitrogenous pollutants by a twin –stage fixed growth process – *Water Sci. & Technol.*, vol. 22, nº 1/ 2, p.261-272.
- CARVALHO, O. (2004). *Aprimoramento de um biofiltro aerado submerso empregado no pós-tratamento do efluente de reator Anaeróbio compartimentado*. Dissertação

(Mestrado). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
103 p.

CHARACKLIS, W. G (1990). Biofilm processes. In Characklis, Marshall, K.C. (Eds),
Biofilms. Wiley, New York.

CHARACKLIS, W.G.; MARSHALL, K.C. (1989). *Biofilms*. John Wiley & Sons, INC.

CHERNICHARO, C.A.L. (1997). *Reatores Anaeróbios*. Coleção “Princípios do tratamento
biológico de águas residuárias”, volume 5, Depto. de Eng. Sanitária e Ambiental (DESA)
UFMG. 246p.

CHERNICHARO, C.A.L. & MACHADO, R.M.G. (1998). Feasibility of the UASB/ AF
system for domestic sewage treatment in developing countries. *Water Science and
Technology*, 38, 8-9, p. 325-332.

CHERNICHARO, C.A.L.; PORTO, M.T.R.; PONTES, P.P.; BEJAR, D.O. (2001).
*Influência da altura do meio suporte na eficiência de um filtro biológico percolador
utilizado para pós-tratamento de efluentes de um reator UASB*. Pós-tratamento de
efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de Trabalhos Técnicos, PROSAB, vol 2,
p. 119-130.

CHERNICHARO, C.A.L. (2001). *Pós-tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios*.
Programa de Pesquisas em Saneamento Básico – PROSAB, Belo Horizonte, 544p.

- CHISTI, M.Y.; FUJIMOTO, K.; MOO-YOUNG, M. (1989). *Biotechnology process – scale-up and mixing*, Editado por Ho, C.S. & Oldshue, J.Y.; Aiche, New York.
- COSTA, R.H.R.; CAMPOS, R.H.C.; WOLF, D.B.; HOFFMAN, H.; LAVINA, C.; BELLI, P. (2001). *Pós-Tratamento de efluente anaeróbio utilizando leito fluidizado trifásico aeróbio*. Coletânea de Trabalhos Técnicos: Pós-Tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, v.2, p. 153-164.
- DOMINGUES, L.G.; SECO, E.L.V.; NOUR, E.A.A. (2003). Partida de um sistema combinado filtro anaeróbio - biofiltro aerado submerso tratando esgoto sanitário. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária Ambiental. ABES, Joinville-Santa Catarina.
- DRTIL, M.; NÉMETH, P.; KUCMAN, K.; BODÍK, I.; KASPEREK, V. (1995). Acidobasic balances in the course of heterotrophic denitrification. *Water Research*, nº 5, v.29, p. 1353-1360.
- DURÁN, J.; GOMEZ, C.; LOPOLITO, M.F. (1993). Tratamiento anaeróbico/ aeróbico a temperatura ambiente de efluentes poco concentrados. In: *5a Reunión Técnica de desarrollo tecnológico y tecnologías para el saneamiento y medio ambiente*, Mar del Plata.
- DURÁN, J. (1997). Remoção biológica de nutrientes. In: *III Curso de tratamento biológico de resíduos*. Santa Catarina, Florianópolis: UFSC.

- D'HAINAUT, LOUIS. (1997) *Conceitos e métodos da estatística*. 2. ed. Lisboa: FUNDAÇÃO CALOUSTE GULBENKIAN. vol. 1, 362p.
- EPA, UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. (1993). *Manual Nitrogen Control. Technology Transfer*. Cincinnati, 311 p.
- FIGUEROA, L. A. & SILVERSTEIN, J. (1992). The effect of particulate organic matter on biofilm nitrification. *Water Environment Research*, nº 5, v.64, p. 728 -733.
- FORESTI, E. (1997). Sistemas de tratamento anaeróbio. In: *III Curso de tratamento biológico de resíduos*. Santa Catarina, Florianópolis: UFSC.
- FURTADO, A.A.L.; ALBUQUERQUE, R. T.; LEITE, S.G.F.; PEÇANHA, R.P. (1998). Effect of hydraulic retention time on nitrification in an airlift biological reactor. *Bras. J. of Chem. Eng.* v. 15 (3).
- GARRIDO, J.M.; VAN BENTHUM, W.A.J.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; HEIJEN, J.J. (1997). Influence of dissolved oxygen concentration on nitrite accumulation in a biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, v.53, p. 168-178.
- GIESEKE, A.; ARNZ, P.; AMANN, R.; SCHRAMM, A. (2002). Simultaneous P and N removal in a sequencing batch biofilm reactor: insights from reactor and microscale investigations. *Water Research*, v.36, p. 501-509.

- GIJZEN, H.J. (1997). Anaerobic wastewater treatment an important step in rational reuse strategies of nutrients and energy. In: *Proceedings of the 8th international conference on anaerobic digestion*. Sendai International Center, Sendai, Japan, v.3, p. 537 -548.
- GILLES, P. (1990). Industrial scale applications of fixed biomass on the Mediterranean seaboard. Design, operating results – *Water Sci. & Technol.*, vol. 22, nº 1/ 2, p. 281-292.
- GONÇALVES, R.F.; SAMMUT, F.; ROGALLA, F. (1992). High rate biofilters: simultaneous phosphorus precipitation and nitrogen removal. *Chemical Water and Wastewater Treatment II – Proceedings of the 5th Gothenburg Symposium*. R. Klute and H. H. Hahn Eds. – ISBN 3-540-55982-2 Springer Verlag Berlin Heidelberg New York, p. 357-372.
- GONÇALVES, R.F. (1993). *Elimination biologique du phosphore des eaux résiduaires urbaines par des biofiltres immergés*. Tese de Doutorado, INSA – Toulouse, França, p.169.
- GONÇALVES, R.F.; ZEGHAL, S.; SAMMUT, F.; ROGALLA, F. (1993). Remoção de nutrientes de águas residuárias através de biofiltros submersos de altas taxas. In: *Anais do 17º Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Natal – RN, p.3-20.
- GONÇALVES, R. F.; CHARLIER, A. N.; SAMMUT, F. (1994). Primary fermentation of soluble and particulate organic matter for wastewater treatment. *Wat. Sci. & Technology*, v. 30 nº 6, p. 53 – 62.

GONÇALVES, R.F. (1995). Biofiltros aerados submersos para remoção de nitrogênio de águas residuárias sob diversas temperaturas. In: *Anais do XXIV Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental (AIDIS)*. Buenos Aires-Argentina.

GONÇALVES, R.F.; ARAUJO, V.L.; CHERNICHARO, C.A.L. (1997). Tratamento secundário de esgoto sanitário através da associação em série de reatores UASB e biofiltros aerados submersos. In: *Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES, Foz do Iguaçu-PR, p. 450-459.

GONÇALVES, R.F.; ARAUJO, V.L.; CHERNICHARO, C.A.L. (1998). Association of a UASB reactor and a submerged aerated biofilter for domestic sewage treatment. *Water Science and Technology*, v.38, n. 8-9, p. 189-195.

GONÇALVES, R.F.; PASSAMANI, F.R.F.; SALIM, F.P.; SILVA, ^a L. B. MARTINELI, G.; BAUER, D.G. (2000). *Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para o tratamento de esgoto sanitário*. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios; Coletânea de Trabalhos Técnicos. Carlos Augusto Lemos Chernicharo (Coordenador). Belo Horizonte, p. 119-134.

GONÇALVES, R.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; ANDRADE, C.O.; ALEM, P.; KATO, M.T.; COSTA, R.H.R.; AISSE, M.M.; ZAIAT, M. (2001). Pós – tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C.A.L. (Coord). *Pós – Tratamento de Efluentes de Reatores Anaeróbios*. Belo Horizonte, 1ª ed, p.171-278.

- GONENÇ, I.E. & HARREMÖES, P. (1985). Nitrification in rotating disc systems – I: Criteria for transition from oxygen to ammonia rate limitation. *Water Research*, nº 19, p. 119-127.
- GONENÇ, I.E. & HARREMÖES, P. (1990). Nitrification in rotating disc systems – II: Criteria for simultaneous mineralization and nitrification. *Water Research*, nº 24, p. 499-505.
- GRADY, C.P.L. & LINN, H. C. (1980). *Biological wastewater treatment – Theory and application* – Serie pollution engineering and technology. New York: Marcel Dekker Incorporation.
- HAMED, T.A.; EMINE, B.; MEHMETO, T.; MEHMETO, Ü (2003). Substrate interactions during the biodegradation of benzene, toluene and phenol mixtures. *Process Biochemistry*, v.39, p.27-35.
- HÄNEL, K. (1988). *Ellis Horwood series in water and wastewater technology biological treatment of sewage by the activated sludge process*. New York: Ellis Horwood Limited.
- HARREMÖES, P. (1982). Criteria for nitrification in fixed film reactor - *Water Sci & Technol.*, v. 14, p.167-187.
- HEIJNEN, J.J. (1984). *Biological industrial wastewater treatment minimizing biomass production and maximizing biomass concentration*. Ph.D. Thesis, Delft University of Technology, Delft.

- HEIJNEN, J.J.; VAN LOOSDRECHT, M.C.M.; MULDER, R.; WELTEVREDE, R.; MULDER, A. (1993). Development and scale-up of an aerobic biofilm air-lift suspension reactor. *Wat. Sci. Tech.*, v. 27(5–6), p. 253-261.
- HENZE, M. (1997). *Basic biological processes. Wastewater treatment: biological and chemical processes*. 2ª ed, Springer, Berlim, cap.3, p.55-112.
- HIRAKAWA, C.; PIVELI, R. P.; ALÉM, P. (2001). Biofiltro aerado submerso aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator UASB – Estudo em escala piloto com esgoto sanitário. In: *Anais do 21º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. ABES.
- HIRATA, Y.S. (2002). *Gráficos de controle para laboratórios de ensaios*. São Paulo, v. 64, n. 2, p.183-185, jul./dez.
- IBGE (2002). PESQUISA NACIONAL DE SANEAMENTO BÁSICO. <http://www.ibge.gov.br/>. Acesso em 10/12/2006.
- ISOLDI, L.A. & KOETZ, P. R. (2004). Tratamentos biológicos para remoção de matéria carbonada e nitrogenada. *Rev. eletrônica Mestr. Educ. Ambient*, v. 12, janeiro a junho de 2004.
- IWAI, S. & KITAO, T. (1994). *Wastewater treatment with microbial films*. Lancaster, USA, Technomic Publishing Company, Inc.

- JEPSEN, S.E.; LAURSEN, K.; JANSEN, J.L.C.; HARREMÖES, P. (1992). Denitrification in submerged filters of nitrified wastewater and chemical precipitated water – *Chemical Water and Wastewater Treatment II* – Hahn, H.H. et Klute, R. (Eds) – Springer-Verlag Berlin Heidelberg, p. 371-387.
- JENKINS, D.; RICHARD, M.G.; DORIGGER, G.T. (1993). *Manual on the causes and control of activated sludge bulking, foaming and other solids separation problems*. Lewis Publishers, 3^a ed. 272p.
- LACAMP, B.; HANSEN, F.; PENILLARD, P.; ROGALLA, F. (1992). Wastewater nutrient removal with advanced biofilm reactors. *Water Sci & Technol.*, v. 27, nº 5/ 6, p. 263 – 276.
- LAZAROVA, V. & MANEM, J. (1995). Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 29 (10): 2227- 45.
- LETTINGA, G., VAN NELSEN, A.F.M., HOBMA, S.W., DE ZEEUW, W.; KLAPWIJK, A. (1980). Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnology and Bioengineering* v. 22, p. 699-734.
- LIMA, A.B.B.V.; GADOTTI, R.F.; DANIEL, L.A. (2005). Pós-Tratamento de efluentes de reator anaeróbio em sistema combinado constituído de ozonização e filtro biológico aeróbio submerso. *23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental (ABES)*, João Pessoa.

- LOPES, D.D. (1999). *Tratamento de esgoto sanitário empregando reatores compartimentados anaeróbio/ aeróbio em série*. Dissertação (Mestrado)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos. 272 p.
- MACHDAR, I.; HARADA, H.; OHASHI, A.; SEKIGUCHI, Y.; OKUI, H.; UEKI, K. (1997). A novel and cost-effective sewage treatment system consisting of UASB pre-treatment for developing countries. *Water Sci & Tech*. vol.36, nº 12, p. 189-197.
- MENDONÇA, L.C. (2002). *Microbiologia e cinética de sistema de lodos ativados como pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de leito expandido*. São Carlos. Tese (Doutorado). Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 219p.
- METCALF & EDDY, Inc (1991) *Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse*. 3^a ed. New York: McGraw-Hill, 1334 p.
- METCALF & EDDY, Inc. (2003). *Wastewater engineering: treatment, disposal, reuse*. 4^a ed. New York: McGraw - Hill Book. 1815 p.
- MOTTA, S.L. (1995). *Tratamento de esgoto doméstico em bio-reator aeróbio de leito fixo submerso*. Rio de Janeiro. Dissertação (Mestrado). Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, 117p.
- NATION, J. L. (1983). A new method using hexamethyldisilazane for preparation of soft tissues for scanning electron microscopy. *Stain Tecnology*. Vol. 58. p. 347-351.

- PESSÔA, E.P.; JORDÃO, C.A. (2005). *Tratamento de esgotos domésticos*. 4ª edição - Rio de Janeiro, 932p.
- PUJOL, R.; CANLER, J.P.; IWEMA, A. (1992). Biological aerated filters: an attractive and alternative biological process. *Water Sci. & Technol.*, vol. 26, nº 3/ 4, p. 693 - 702.
- PUJOL, R.; LEMMEL, H.; GOUSAILLES, M. (1998). A keypoint of nitrification in an upflow biofiltration reactor. *Water Science and Technology*, v.38, nº 3, p.43-49.
- RAMALHO, R.S. (1983). *Introduction to wastewater treatment processes*. 2ª ed. New York: Academic Press, 483 p.
- RAVARINI, P.; COUTELLE, J.; DAMEZ, F. (1988). *Le traitement d'eau potable à Dennemont – Dénitrification et nitrification biologiques à grande échelle* – TSM L'Eau, vol.83, p. 235-239.
- RICHARD, Y. & CYR, R. (1990). Les possibilités de traitement par cultures fixées aérobies – T.S.M. *L' Eau*, vol. 85, nº 7-8, p. 389-393.
- RYHINER, G., BIROU, B. and GROS, H. (1992). The use of submerged structure packings in biofilm reactors for wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 26 (3-4): 723-31.
- ROGALLA, F.; ROUDON, G.; SIBONY, J.; BLONDEAU, F. (1992). Minimising nuisances by covering compact sewage plants. *Water Sci. & Technol.*, vol 25, nº 4/ 5, p. 363-374.

RÔLO, M.C. (2003). *Pós - Tratamento de reator UASB utilizando filtro biológico aerado submerso*. Dissertação (Mestrado). São Paulo: Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, Universidade de São Paulo. 200p.

ROUXHET, P.G. & MOZES, N. (1990). Physical chemistry of the interface between attached micro-organisms and their support. *Water Research*, 22 (1/2), p. 1-16.

SAAE – São Carlos (2003). *Projeto básico para ampliação e reforma da ETE de Água Vermelha. Serviço Autônomo de Água e Esgoto – SAAE, São Carlos.*

SAEZ, P.B.; CHANG, H.T.; RITTMANN, B.E. (1988). Modeling steady-state substrate inhibited biofilms - *Inte. Conference on Physicochemical and Biological Detoxification of Hazardous Wastes*.

SANEVIX ENGENHARIA LTDA. (2000). *Manual de operação de ETEs do tipo UASB + BFs* – Vitória (ES). 88p.

SANEVIX ENGENHARIA LTDA. (2003). *Manual de operação de ETEs do tipo UASB + BFs* – Vitória (ES).

SAUNDERS, F.J. (1986). A new approach to the development and control of nitrification. *Water & Waste Treatment*, p. 33-39.

- SIBONY, J. (1983). Applications industrielles des cultures fixées en épuration d'eaux résiduares – Anais da 5ème Journée Scientifique: Léau, la recherche et l'environnement, 25 - 27 outubro, Lille - França, p. 387 – 397.
- SILVA, P. C. (1996). *Avaliação do sistema filtro anaeróbio - biofiltro aerado para tratamento de efluentes líquidos de curtumes*. Dissertação (Mestrado) – Saneamento de Meio Ambiente, Universidade Federal de Minas Gerais, 117 p.
- SILVA, G. M.; WANKE, R.; GONÇALVES, R. F., (2002). Pequenas estações “anaeróbio – aeróbio” para tratamento secundário de esgoto sanitário no Brasil. In: *Congresso Internacional de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Cancun- México: AIDIS. Anais em CD-ROM, 9 p.
- SITÔNIO, C.P. (2001). *Pós - tratamento de efluentes de reatores anaeróbios utilizando biofiltro aerado submerso*. Dissertação (Mestrado). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 105p.
- SOARES, L.V. (2003). *Pós-tratamento de esgoto sanitário em reator anaeróbio compartimentado utilizando biofiltro aerado submerso*. Dissertação (Mestrado). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. 181p.
- STENSEL, H.D.; BRENNER, R.C.; LEE, K.M.; MELLER, H.; RAKNESS, K. (1988). Biological aerated filter evaluation – *Journal of Environm. Engineer.*, vol.114, nº 3, p. 655-671.

- STROHMEIER, A. & SCHROETER, I. (1993). Experiences with biological filtration in advanced wastewater treatment – Anais do *Congresso Europeu sobre Filtração de água*, Fed. Européia de Eng^a. Química, 15 – 17 março, Oostende – Bélgica, p. 3.39 – 3.50.
- TSCHUI, M.; BOLLER, M.; GUJER, W.; EUGSTER, J.; MÄDER, C.; STENGEL, C. (1993). Tertiary nitrification in aerated pilot biofilters – Anais *2nd International Conf. Specialize on Biofilm Reactors*, Paris, France, p. 109 - 116.
- VAN HAANDEL, A. C. & LETTINGA, G. (1994). *Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate*. John Wiley and Sons, 222 p.
- VICTORIA, J.A.R. (1993). *Nitrificação de efluente de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em filtro aeróbio*. Dissertação (Mestrado). São Carlos, Universidade de São Paulo. 117p.
- VON SPERLING, M. (1996). *Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos*. 2^a ed, Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais. v.2, 211p.
- VON SPERLING, M. (1997). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias - lodos ativados*. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Minas Gerais. v.4, Belo Horizonte - MG, 416p.

ZAIAT, M. (1996). *Desenvolvimento de reator anaeróbio horizontal de leito fixo para tratamento de águas residuárias*. Tese (Doutorado). São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

**ANEXO A – Resultados dos parâmetros
analisados nas duas fases de operação do
Biofiltro.**

Tabela A 1: Variação da Temperatura, pH, Alcalinidade Parcial e Total para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	T (°C)		pH		AP (mg CaCO ₃ / L)		AT (mg CaCO ₃ / L)	
			A	E	A	E	A	E	A	E
I	22/3/2006	7	25	25	6,84	7,23	77	44	120	164
	29/3/2006	14	24	25	7,13	7,35	147	168	226	224
	5/4/2006	21	25	25	7,26	7,21	203	173	282	221
	10/4/2006	28	25	26	7,54	7,61	229	233	334	298
	19/4/2006	35	24	24	7,24	7,41	219	198	298	249
	26/4/2006	42	26	26	7,51	7,6	268	243	382	298
II	18/7/2006	122	21	21	6,8	7,4	195	154	292	197
	26/7/2006	129	23	24	6,86	6,72	155	163	216	272
	2/8/2006	136	21	22	7,74	7,28	196	181	284	261
	9/8/2006	143	23	22	7,05	7,75	172	214	296	275
	15/8/2006	150	25	24	6,87	7,49	189	234	316	293
	22/8/2006	157	23	22	7,15	7,94	176	210	266	266
	4/9/2006	171	24	23	6,74	7,27	144	202	260	266
	12/9/2006	178	26	26	7,29	7,62	286	296	451	386
	26/9/2006	192	25	25	7,08	7,54	239	245	395	319
	2/10/2006	199	26	25	6,9	7,41	216	239	322	324
	17/10/2006	214	26	26	7,33	7,09	280	201	421	296
	30/10/2006	227	27	27	6,99	7,18	206	183	347	269
	6/11/2006	234	27	27	7,15	7,25	247	181	439	269
	13/11/2006	241	24	24	7,1	7,4	295	190	458	290

Tabela A 2: Variação da DQO bruta, DQO filtrada, DBO₅ e da DBO filtrada para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	DQO _B			DQO _F			DBO ₅			DBO _F		
			A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)
I	22/3/2006	7	178	229										
	29/3/2006	14	236	113	52				277	196	29			
	5/4/2006	21	231	157	32	153	147	4	296	189	36			
	10/4/2006	28	383	239	38	271	154	43						
	19/4/2006	35	254	191	25	193	126	35	288	214	26			
	26/4/2006	42	401	218	46	265	152	43	257	214	17			
II	18/7/2006	122	285	165	42	186	91	51	192	196		159	147	8
	26/7/2006	129	487	217	55	344	139	60	365	239	35	318	129	59
	2/8/2006	136	377	315	17	238	171	28	359	388		205	294	
	9/8/2006	143	429	202	53	276	106	62						
	15/8/2006	150	344	217	37	254	74	71	271	105	61	175	59	66
	22/8/2006	157	413	259	37	239	149	37	351	215	39	265	227	14
	4/9/2006	171	378	254	33	292	144	51	265	198	25			
	12/9/2006	178	512	306	40	510	165	68	220	161	27	134	65	51
	26/9/2006	192	378	308	18	384	140	63	276	327		384	249	35
	2/10/2006	199	412	472		236	195	18						
	17/10/2006	214	374	250	33	239	116	52	218	141	35	174	73	58

Continuação Tabela A2: Variação da DQO bruta, DQO filtrada, DBO₅ e da DBO filtrada para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

30/10/2006	227	345	249	28	170	114	33						
6/11/2006	234	328	209	36	135	43	68	464	145	69	173	100	42
13/11/2006	241	320	204	36	205	111	46						

Tabela A 3: Variação de Carbono Orgânico Total das amostras filtradas para a segunda fase de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	COT _F		
			A	E	Ef (%)
II	18/7/2006	122	49	29	40
	26/7/2006	129	99	34	66
	2/8/2006	136	59	27	55
	9/8/2006	143	105	47	55
	15/8/2006	150	85	26	69
	22/8/2006	157	66	22	67
	4/9/2006	164	63	18	71
	12/9/2006	178	105	32	69
	26/9/2006	185	99	26	74
	2/10/2006	199	68	32	53
	17/10/2006	206	44	19	57
	30/10/2006	221	25	19	22
	6/11/2006	234	32	20	38

Ef (%) = Eficiência de remoção de COT_F.

Tabela A 4: Variação de NTK, N-amoniaco e N-orgânico para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	NTK (mg N/ L)			N-amoniaco (mg N/ L)			N-orgânico (mg N/ L)		
			A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)
I	22/3/2006	7	36	29	19	26	21	20	10	8	15
	29/3/2006	14	46	39	15	37	34	9	9	5	40
	5/4/2006	21	48	46	4	44	40	8	4	6	
	10/4/2006	28	54	51	5	52	48	7	2	2	
	19/4/2006	35	49	49	0	48	42	12	1	6	
	26/4/2006	42	51	48	6	50	43	14	1	4	
II	26/7/2006	129	68	61	11	69	40	42	0	21	
	2/8/2006	136	57	52	9	44	41	5	13	11	21
	9/8/2006	143	72	63	13	60	50	15	13	13	2
	15/8/2006	150	59	53	10	52	43	18	7	10	
	22/8/2006	157	64	59	8	54	47	14	9	12	
	4/9/2006	171	61	57	7	52	47	9	9	9	
	12/9/2006	178	81	81	0	64	61	5	18	21	
	26/9/2006	192	64	60	7	57	49	15	7	12	
	2/10/2006	199	61	76	0	53	51	4	8	24	
	17/10/2006	214	55	48	12	49	45	8	6	3	45
	30/10/2006	227	69	59	14	49	47	4	19	12	37
	6/11/2006	234	63	51	19	52	39	25	12	12	
	13/11/2006	241	72	68	6	68	61	10	5	7	

Tabela A 5: Variação de Fósforo Total para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	Fósforo Total (mg P/ L)		
			A	E	Ef (%)
I	22/3/2006	7	3	2	34
	29/3/2006	14	4	3	5
	5/4/2006	21	4	4	
	10/4/2006	28	4	3	23
	19/4/2006	35	3	3	7
	26/4/2006	42	3	3	
II	26/7/2006	129	3	2	11
	2/8/2006	136	3	2	11
	9/8/2006	143	2	2	4
	15/8/2006	150	2	2	
	22/8/2006	157	2	2	0
	4/9/2006	171	3	3	0
	12/9/2006	178	3	2	9
	26/9/2006	192	2	2	7
	2/10/2006	199	2	2	1
	17/10/2006	214	2	2	5
	30/10/2006	227	2	2	6
	6/11/2006	234	2	2	0

Tabela A 6: Variação de nitrito e nitrato para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	Nitrito (mg N/ L)		Nitrato (mg N/ L)	
			A	E	A	E
I	22/3/2006	7	0,004	0,002	1,0	1,0
	29/3/2006	14	0,004	0,004	1,0	1,0
	5/4/2006	21	0,003	0,003	2,0	1,0
	10/4/2006	28	0,003	0,004	3,0	1,0
	19/4/2006	35	0,004	0,003	2,0	1,0
	26/4/2006	42	0,008	0,007	0,0	2,0
II	26/7/2006	129	0,006	3,0	1,0	2,0
	2/8/2006	136	0,005	0,0	2,0	1,0
	9/8/2006	143	0,004	2,0	2,0	1,0
	15/8/2006	150	0,004	0,0	3,0	3,0
	22/8/2006	157	0,009	0,0	2,0	1,0
	4/9/2006	171	0,003	0,0	2,0	1,0
	12/9/2006	178	0,005	0,004	5,0	3,0
	26/9/2006	192	0,003	0,002	7,0	2,0
	2/10/2006	199	0,005	0,007	2,0	2,0
	17/10/2006	214	0,005	0,002	4,0	10,0
	30/10/2006	227	0,015	2,0	2,0	1,0
	6/11/2006	234	0,016	4,0	4,0	2,0
	13/11/2006	241	0,009	5,0	3,0	2,0

Tabela A 7: Variação de Sólidos Totais para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	ST (mg/ L)			STF (mg/ L)			STV (mg/ L)		
			A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)
I	22/3/2006	7	150	335							
	29/3/2006	14	95	396							
	5/4/2006	21	563	457	19	100	100		463	357	23
	10/4/2006	28	917	693	24	365	240	34	552	453	18
	26/4/2006	42	965	925	4	458	600		507	325	36
II	18/7/2006	122	409	380	7	105	138		304	243	20
	2/8/2006	136	667	549	18	80	184		587	364	38
	9/8/2006	143	506	491	3	224	296		282	195	31
	15/8/2006	150	789	658	17	337	375		453	283	38
	22/8/2006	157	426	427		154	273		271	153	43
	4/9/2006	171	471	400	15	60	66		411	334	19
	12/9/2006	178	2714	1958	28	2163	1597	26	551	361	35
	26/9/2006	192	1459	1154	21	863	502	42	596	652	
	2/10/2006	199	812	715	12	201	304		611	411	33
	17/10/2006	214	772	648	16	493	515		280	133	53
	30/10/2006	227	556	568		123	365		434	203	53
	6/11/2006	234	793	741	6	498	293	41	295	449	
	13/11/2006	241	666	688		318	430		349	258	26

Tabela A 8: Variação de Sólidos Dissolvidos Totais para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	SDT (mg/ L)			SDF (mg/ L)			SDV (mg/ L)		
			A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)
I	29/3/2006	14	57	378							
	5/4/2006	21	518	425	18	83	96		435		
	10/4/2006	28	847	642	24	353	232	34	494	410	17
	26/4/2006	42	870	868	0	435	588		436	280	36
II	18/7/2006	122	353	343	3	96	133		257	211	18
	2/8/2006	136	590	472	20	80	180		510	291	43
	9/8/2006	143	466	446	4	219	290		247	156	37
	15/8/2006	150	750	597	20	337	345		414	252	39
	22/8/2006	157	358	371		154	273		203	97	52
	4/9/2006	171	394	321	19	60	66		334	255	24
	12/9/2006	178	2655	1894	29	2151	1582	26	504	312	38
	26/9/2006	192	1412	1102	22	863	500	42	549	602	
	2/10/2006	199	726	583	20	194	283		531	300	44
	17/10/2006	214	687	569	17	481	505		206	64	69
	30/10/2006	227	477	513		118	358		359	155	57
	6/11/2006	234	673	674	0	466	286	39	207	389	
	13/11/2006	241	577	626		316	420		262	206	21

Tabela A 9: Variação de Sólidos Suspensos Totais para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fase	Data	Dias de operação	SST (mg/ L)			SSF (mg/ L)			SSV (mg/ L)		
			A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)	A	E	Ef (%)
I	29/3/2006	14	38	19	50						
	5/4/2006	21	45	32	29	17	4	76	28	28	0
	10/4/2006	28	70	51	27	12	8	33	58	43	26
	26/4/2006	42	95	57	40	24	12	50	71	45	37
II	18/7/2006	122	56	37	34	9	5	44	47	32	32
	2/8/2006	136	76	77		0	4		76	73	4
	9/8/2006	143	40	45		5	6		35	39	
	15/8/2006	150	39	61		0	30		39	31	21
	22/8/2006	157	68	56	18	0	0		68	56	18
	4/9/2006	171	77	79		0	0		77	79	
	12/9/2006	178	59	64		12	15		47	49	
	26/9/2006	192	47	52		0	2		47	50	
	2/10/2006	199	87	132		7	21		80	111	
	17/10/2006	214	86	79	8	12	10	17	74	69	7
	30/10/2006	227	80	55	31	5	7		75	48	36
	6/11/2006	234	120	67	44	32	7	78	88	60	32
	13/11/2006	241	89	62	30	2	10		87	52	40

Tabela A 10: Valores de carga orgânica volumétrica aplicada (COV_A) e removida (COV_R) em termos de DQO_B e DBO_5 para as duas fases, durante a operação do Biofiltro.

Fases	Dias de operação	COV_A		COV_R	
		kg DQO_B / m ³ .dia	kg DBO_5 / m ³ .dia	kg DQO_B / m ³ .dia	kg DBO_5 / m ³ .dia
I	7				
	14	2,0	3,0	1,0	2,0
	21	2,0	3,0	1,0	2,0
	28	3,0		2,0	
	35	2,0	3,0	2,0	2,0
	42	3,0	3,0	2,0	2,0
II	Média	2,4	3,0	1,6	2,0
	Máximo	3,0	3,0	2,0	2,0
	Mínimo	2,0	3,0	1,0	2,0
	DP	0,5	0,0	0,5	0,0
	122	3,0	2,0	2,0	2,0
	129	6,0	4,0	2,0	2,0
	136	4,0		3,0	
	143	5,0		2,0	
	150	4,0	3,0	2,0	1,0
	157	4,0	4,0	3,0	2,0
	171	4,0	3,0	3,0	2,0
	178	6,0	2,0	3,0	2,0
	192	3,0		6,0	
	199				
	214	4,0	2,0	3,0	2,0
	227	4,0		3,0	

234	4,0	5,0	2,0	2,0
241	3,0		2,0	
Média	4,0	3,0	3,0	2,0
Máximo	6,0	5,0	6,0	2,0
Mínimo	3,0	2,0	2,0	1,0
DP	1,0	1,0	1,0	0,5

Tabela A 11: Valores das relações DBO_5/NTK , DQO_B/NTK e DQO_B/N -amoniacoal para o afluente do Biofiltro, da carga volumétrica aplicada de N-amoniacoal e NTK (COV_A), durante a operação do BAS, para as duas fases.

Fase	Dias de operação	$DBO_5/$ NTK	DQO_B/NTK	DQO_B/N - amoniacoal	COV_A (kg NTK/ m^3 .dia)	COV_A (kg $N-NH_4^+/$ m^3 .dia)
I	7		5,00	7,00	0,30	0,25
	14	6,00	5,00	6,00	0,50	0,40
	21	6,00	5,00	5,00	0,50	0,40
	28		7,00	7,00	0,50	0,50
	35	6,00	5,00	5,00	0,50	0,50
	42	5,00	8,00	8,00	0,50	0,50
	Média	6,00	6,00	6,00	1,00	0,43
	Mínimo	5,00	5,00	5,00	0,30	0,25
	Máximo	6,00	8,00	8,00	0,50	0,50
	DP	0,50	1,00	1,00	0,00	0,10
II	122					
	129	5,00	7,00	7,00	1,00	1,00
	136	6,00	7,00	9,00	1,00	0,50
	143		6,00	7,00	1,00	1,00
	150	5,00	6,00	7,00	1,00	0,50
	157	6,00	7,00	8,00	1,00	0,50
	171	4,00	6,00	7,00	1,00	0,50
	178	3,00	6,00	8,00	2,00	1,00
	192	4,00	6,00	7,00	1,00	1,00
	199		7,00	8,00	1,00	0,50
	214	4,00	7,00	8,00	0,50	0,50
	227		5,00	7,00	1,00	0,50
	234	7,00	5,00	6,00	1,00	0,50
	241		4,00	5,00	1,00	1,00
	Média	5,00	6,00	7,00	1,04	1,50
	Mínimo	3,00	4,00	5,00	0,50	0,50
	Máximo	7,00	7,00	9,00	2,00	1,00
	DP	1	1	1	0,30	0,25

Tabela A 12: Valores de nitrito e nitrato, de NTK consumido e N-oxidado (nitrito + nitrato), para as duas fases de operação do Biofiltro Aerado Submerso.

Fases	Dias de operação	Nitrito ****		Nitrato ***		NTKc **	N- oxidado *
		Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	(mg N/ L)	(mgNO _x / L)
I	7	0	0	1	1	7	1
	14	0	0	1	1	7	1
	21	0	0	2	1	2	1
	28	0	0	3	1	3	1
	35	0	0	2	1	0	1
	42	0	0	0	2	3	2
Média		0	0	1	1	4	1
Mínimo		0	0	0	1	0	1
Máximo		0	0	3	2	7	2
DP		0	0	1	0	3	0
II	129	0	3	1	2	8	5
	136	0	0	2	1	5	1
	143	0	2	2	1	9	3
	150	0	0	3	3	6	3
	157	0	0	2	1	5	1
	171	0	0	2	1	4	1
	178	0	0	5	3	0	3
	192	0	0	7	2	4	2
	199	0	0	2	2	0	2
	214	0	0	4	10	7	10
	227	0	2	2	1	10	3
	234	0	4	4	2	12	6
	241	0	5	3	2	4	7
Média		0	1	3	2	6	4
Mínimo		0	0	1	1	0	1
Máximo		0	5	7	10	12	10
DP		0	2	2	3	4	3

(1)- Desvio padrão das amostras.

* expresso em mg N-NO_x/ L;

** expresso em mg N-NH₄⁺/ L;

*** expresso em mg N-NO₃/ L;

**** expresso em mg N-NO₂/ L.

**ANEXO B - Cálculos estatísticos do Teste
T de Student para as médias de DQO
bruta entre segunda e terça-feira.**

Tabela B 1: Comparação entre os valores de DQO_B entre segunda e terça-feira para o afluente do Biofiltro Aerado Submerso, para as duas fases de operação.

Nº de amostras	3ª	2ª	(3ª) ²	(2ª) ²
1	370	376	136.900	141.380
2	490	377	236.200	142.130
3	350	323	124.600	104.330
4	380	331	139.900	109.560
5	350	300	117.650	90.000
6	550	360	293.800	129.600
7	380	390	142.900	150.550
8	360	350	125.300	112.900
9	380	350	145.160	119.000
10	550	295	304.700	86.450
11	450	390	198.025	149.000
12	350	370	122.500	133.225
13		330	-	106.300
14		350	-	120.400
15		300		93.025
Σ	5.000	5.159	2.087.584	1.787.827
média	411	344		
DP	76,20		DP	31
variância	5.802		variância	963
(Σ1X)2	24.285.184		(Σ2X)2	26.615.281
Q1	63.818		Q2	13.475
(s1) ²	6,0		(s2) ²	963
s1	76		s2	31
F	6			
L	11		L'	14
s1>s2	L = N1 - 1			
	L' = N2 -1			
F*14,11	2,60			
		são		
como	F<F*14,13	homogêneas	t = 3,00	
	t'	1,70		
	t*	2,0		
	t'*	2,5		
	t**	2,8		
	t***	3,7		
t' "> t, diferença significativa ao nível de 0,01.				

Tabela B 2: Comparação entre os valores de DQO_B entre segunda e terça-feira para o efluente do Biofiltro Aerado Submerso, para as duas fases de operação.

Nº de amostras	3ª	2ª	(3ª) ²	(2ª) ²
1	200	200	39.200	42.000
2	206	350	42.440	122.500
3	200	250	40.000	61.000
4	255	340	65.000	117.650
5	212	160	45.000	25.280
6	272	240	74.000	56.200
7	500	800	246.016	640.000
8	300	230	90.000	52.000
9	225	160	51.000	26.000
10	280	200	80.000	42.000
11	250	284	62.500	81.000
12	180	390	32.000	153.000
13		230		52.900
14		180		33.000
15		180		32.400
Σ	3.075	4.200	866.265	1.536.161
média	256	280		
DP	84		DP	160
variância	7.118		variância	25.686
(Σ1X)2	9.455.625		(Σ2X)2	17.648.401
Q1	78.296		Q2	359.601
(s1) ²	7.118		(s2) ²	25.686
s1	84		s2	160
F	3,61			
L	14		L'	11
s2>s1	L = N2 - 1 L' = N1 -1			
F*14,11	2,8	5 % de erro são		
como	F<F*14,13	homogêneas	T = 22	
	t'	1,71		
	t*	2,06		
	t'	2,5		
	t**	2,8		
	t***	3,7		
t > t***, diferença MUITO significativa, ao nível de 0,001.				

Tabela B 3: Comparação das médias de DQO_B afluentes para o período de 8-10 e 10-12 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).

Nº de amostras	8 as 10	10 as 12	(8 as 10) ²	(10 as 12) ²
1	376	360	141.376	129.600
2	380	390	142.129	150.544
3	320	336	104.329	112.896
4	330	345	109.561	119.025
5	300	295	90.000	86.436
6	370	340	136.900	117.649
7	490	540	236.196	293.764
8	350	380	124.609	142.884
9	370	355	139.876	125.316
Σ	3.290	3.340	1.224.976	1.278.114
média	370	370		
DP	53		DP	69
variância	2.787		variância	4.825
(Σ ₁ X) ²	108.24.100		(Σ ₂ X) ²	11.155.600
Q1	22.298		Q2	38.603
(s1) ²	2.787		(s2) ²	4.825
s1	53		s2	69
F	1,73			
L	8		L'	8
s2>s1	L = N2 - 1			
	L' = N1 - 1			
F*8,8	3,44			
		são		
como	F<F*8,8	homogêneas	t = 0,19	
	t'	1,75		
	t*	2,10		
	t'*	2,6		
	t**	2,9		
	t***	4,0		
	t' > t, diferença não significativa			

Tabela B 4: Comparação das médias de DQO_B efluente para o período de 8-10 e 10-12 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2^a e 3^a feira agrupados).

Nº de amostras	8 as 10	10 as 12	(8 as 10) ²	(10 as 12) ²
1	200	237	42.025	56.169
2	350	800	122.500	640.000
3	250	228	61.009	51.984
4	340	161	117.649	25.921
5	160	205	25.281	42.025
6	200	212	39.204	44.944
7	206	272	42.436	73.984
8	200	496	40.000	246.016
9	255	299	65.025	89.401
Σ	2.163	2.910	555.129	1.270.444
média	240	323		
DP	66		DP	203
variância	4.411		variância	41.190
(Σ ₁ X) ²	4.678.569		(Σ ₂ X) ²	8.468.100
Q1	35.288		Q2	329.544
(s1) ²	4.411		(s2) ²	41.193
s1	66		s2	203
F	9,34			
L	8		L'	8
s2>s1	L = N2 - 1			
	L' = N1 - 1			
F*8,8	3,44			
como	F<F*8,8	são homogêneas	t = 1,17	
	t'	1,8		
	t*	2,0		
	t'	2,6		
	t**	3,0		
	t***	4,0		
	t'>t,	diferença não significativa		

Tabela B 5: Comparação das médias de DQO_B afluentes para o período de 8-10 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).

Nº de amostras	8 as 10	12 as 13	$(8 \text{ as } 10)^2$	$(12 \text{ as } 13)^2$
1	380	390	141.376	148.996
2	380	370	142.129	133.225
3	320	330	104.329	106.276
4	330	350	109.561	120.409
5	300	300	90.000	93.025
6	370	380	136.900	145.161
7	490	550	236.196	304.704
8	350	450	124.609	198.025
9	380	350	139.876	122.500
Σ	3.290	3.457	1.224.976	1.372.321
média	366	384		
DP	53		DP	75
variância	2.787		variância	5.556
$(\Sigma_1 X)^2$	10.824.100		$(\Sigma_2 X)^2$	11.950.850
Q1	22.299		Q2	44.449
$(s1)^2$	2.787		$(s2)^2$	5.556
s1	53		s2	75
F	2,0			
L	8		L'	8
s2>s1	L = N2 - 1			
	L' = N1 - 1			
F*8,8	3,5			
		são		
como	F<F*8,8	homogêneas	t = 0,61	
	t'	1,75		
	t*	2,0		
	t'*	2,6		
	t**	3,0		
	t***	4,0		
	t' > t, diferença não significativa			

Tabela B 6: Comparação das médias de DQO_B efluente para o período de 8-10 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).

Nº de amostras	8 as 10	12 as 13	(8 as 10) ²	(12 as 13) ²
1	200	290	42.025	80.656
2	350	390	122.500	152.881
3	250	230	61.009	52.900
4	340	180	117.649	32.761
5	160	180	25.281	32.400
6	200	225	39.204	50.625
7	200	280	42.436	80.089
8	200	250	40.000	62.500
9	255	180	65.025	32.041
Σ	2.163	2.203	555.129	576.853
média	240	245		
DP	66		DP	69
variância	4.411		variância	4.700
(Σ ₁ X) ²	4.678.569		(Σ ₂ X) ²	4.853.209
Q1	35.288		Q2	37.608
(s1) ²	4.411		(s2) ²	4.700
s1	66		s2	69
F	1,07			
L	8		L'	8
s2>s1	L = N2 - 1			
	L' = N1 - 1			
F*8,8	3,44			
como	F<F*8,8	são homogêneas	t = 0,14	
	t'	1,75		
	t*	2,0		
	t**	2,6		
	t**	3,0		
	t***	4,0		
	t' > t, diferença não significativa			

Tabela B 7: Comparação das médias de DQO_B afluentes para o período de 10-12 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).

nº de amostras	10 as 12	12 as 13	(10 as 12) ²	(12 as 13) ²
1	360	390	129.600	152.100
2	390	365	152.100	133.225
3	340	330	115.600	108.900
4	345	350	119.025	122.500
5	300	300	90.000	90.000
6	340	380	115.600	144.400
7	540	550	291.600	302.500
8	380	450	144.400	202.500
9	350	350	122.500	122.500
Σ	3.345	3.465	1.280.425	1.378.625
média	370	390		
DP	70		DP	75
variância	4.650		variância	5.575
(Σ ₁ X) ²	11.189.025		(Σ ₂ X) ²	12.006.225
Q1	37.200		Q2	44.600
(s1) ²	4.650		(s2) ²	5.575
s1	68		s2	75
F	1,20			
L	8		L'	8
s2>s1	L = N2 - 1			
	L' = N1 - 1			
F*8,8	3,44			
		são		
como	F<F*8,8	homogêneas	t = 0,40	
	t'	1,75		
	t*	2,0		
	t'	2,6		
	t**	3,0		
	t***	4,0		
	t' > t, diferença não significativa			

Tabela B 8: Comparação das médias de DQO_B efluente para o período de 10-12 e 12-13 horas para as duas fases de operação do reator (dados de 2ª e 3ª feira agrupados).

Nº de amostras	10 as 12	12 as 13	(10 as 12) ²	(12 as 13) ²
1	240	290	57.600	84.100
2	800	390	640.000	152.100
3	230	230	52.900	52.900
4	160	180	25.600	32.400
5	200	180	40.000	32.400
6	210	225	44.100	50.625
7	270	280	72.900	78.400
8	500	250	250.000	62.500
9	300	180	90.000	32.400
Σ	2.910	2.205	1.273.100	577.825
média	320	245		
DP	204		DP	70
variância	41.525		variância	4.700
(Σ ₁ X) ²	8.468.100		(Σ ₂ X) ²	4.862.025
Q1	332.200		Q2	37.600
(s1) ²	41.525		(s2) ²	4.700
s1	204		s2	69
F	8,8			
L	8		L'	8
s1>s2	L = N1 - 1 L' = N2 - 1			
F*8,8	3,44			
como	F>F*8,8	são diferentes	t = 1,10	os graus de liberdade são iguais=8 (L=8)
	t'	2,0		
	t*	2,3		
	t'*	3,0		
	t**	3,4		
	t***	5,0		
	t' > t, diferença não significativa			