ADALBERTO FRANCISCO CHAGAS

**INFLUÊNCIA DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO DE LODO
NO PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO EM SISTEMA DE
FBAS PRECEDIDO DE REATOR UASB**

São Paulo
2006

ADALBERTO FRANCISCO CHAGAS

**INFLUÊNCIA DA TAXA DE RECIRCULAÇÃO DE LODO
NO PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO EM SISTEMA DE
FBAS PRECEDIDO DE REATOR UASB**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para a obtenção do título de
Mestre em Engenharia

Área de concentração:
Engenharia Hidráulica e Sanitária

Orientador:
Profº Dr. Pedro Alem Sobrinho

São Paulo
2006

Este exemplar foi revisado e alterado em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, de novembro de 2006.

Assinatura do autor _____

Assinatura do orientador _____

FICHA CATALOGRÁFICA

Chagas, Adalberto Francisco

Influência da taxa de recirculação de lodo no processo de nitrificação em sistema de FBAS precedido de reator UASB / A.F. Chagas. -- ed.rev. -- São Paulo, 2006.

133 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária.

1.Pós-tratamento 2.Filtro biológico aerado submerso 3.Nitrificação I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Hidráulica e Sanitária II.t.

À memória de meu Pai, Adalberto Chagas, que me apoiou e deu forças para prosseguir nessa jornada, e a minha mãe, Yara, minha irmã, Rita, e a minha sobrinha, Anna Beatriz.

AGRADECIMENTOS

Ao meu orientador, Profº Dr. Pedro Alem Sobrinho, por sua sábia orientação, pela sua paciência, pela sua compreensão, e por acreditar na realização deste trabalho.

Aos colegas de turma, Moacir, Andréa, Nelson, Rita (*in memorian*), Roseli, Breno, Cláudio, Leandro, Iara, Romário, Cláudia, Ieda, Ricardo, Nelma e Luciana.

Ao Sr. Adhemar Rizoli, pelos préstimos servidos no desenvolvimento deste experimento, pela manutenção prestada na unidade piloto e itens acessórios do sistema, assim como pelas palavras incentivadoras proferidas nos momentos mais difíceis.

Aos professores, Dr. Antonio Eduardo Giansante, Dr. Roque Passos Pivelli, Dra. Dione Mari Morita, Dr. Sidney Seckler Ferreira Filho, Dr. Podalyro Amaral, Dra. Rosana Filomena Vazoller, Dra. Vivian e Dr. René Pete.

A todos os funcionários e colegas do CTH.

Aos funcionários da equipe de manutenção da SABESP, em especial aos srs. Ageu, Ivan e Luiz Fernando.

Aos funcionários do Laboratório de Saneamento da EPUSP, Fábio, Laerte e Ângela, pela ajuda e colaboração.

Aos funcionários do PHD, Iara, Ricardo e Odorico, pela colaboração.

Ao Dr. Hermes Dutra de Toledo Jr., pela confiança depositada em mim.

Aos meus coordenadores na SABESP, Engº Mário Rino José Ferretti e Engº Luiz Henrique Cappellano, que permitiram que pudesse efetuar este trabalho.

Aos colegas Adriana, Ricardo, Mariana, Marcelo, Daniele, Simone, Rui, Lúcia, Luciano, Carlos e Gilberto, pela convivência e pelo auxílio durante toda a fase experimental.

À minha família, fonte de minha inspiração durante toda minha existência.

À Rita Maria Marques, pelas horas subtraídas de nossas vidas.

Ao Tecnólogo Mário Alba Braghiroli, pelo empréstimo de equipamento e pela confiança depositada.

Aos Srs. Milton Nigri e Paulo, da empresa BOMDIJ.

Ao Sr. Cláudio José Rocha, pela ajuda e pelo serviço prestado na confecção deste trabalho.

A todos que direta e indiretamente contribuíram para a realização e idealização deste trabalho.

ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS

LISTA DE TABELAS

LISTA DE ABREVIATURAS

LISTA DE SIMBOLOS

RESUMO

“ABSTRACT”

1	INTRODUÇÃO	1
2	OBJETIVOS.....	4
3	REVISÃO DA LITERATURA	5
3.1	Tratamento biológico	5
3.2	Processos de Digestão Anaeróbia	6
3.2.1	Fundamentos	6
3.2.2	Digestão Anaeróbia: Etapas	8
3.2.2.1	Hidrólise	8
3.2.2.2	Acidogênese	9
3.2.2.3	Acetogênese	9
3.2.2.4	Metanogênese.....	11
3.2.3	O tratamento anaeróbio: Sistemas.....	11
3.2.4	Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (UASB)	13
3.2.4.1	Descrição.....	13
3.2.4.2	Critérios de Dimensionamento.....	15
3.2.4.3	Dados operacionais	17
3.3	Biofilmes: Processos de tratamento de águas residuárias	17
3.3.1	Introdução	17
3.3.2	Classificação dos reatores aeróbios com biofilme	18
3.3.3	Formação estrutura e comportamento de biofilmes na depuração	20
3.3.3.1	Nitrificação e desnitrificação	24
3.3.4	Biofiltros aerados submersos	26
3.3.4.1	Descrição.....	26
3.3.4.2	Material suporte do leito	27
3.3.4.3	Critérios e parâmetros de projeto	29
3.3.4.3.1	Taxa de aplicação de matéria orgânica	29
3.3.4.3.2	Taxa de aplicação hidráulica superficial	30
3.3.4.3.3	Tempo de detenção hidráulica	30
3.3.4.3.4	Produção de lodo e suas características	31
3.3.4.3.5	Sistema de aeração	31
3.3.4.3.6	Critérios e parâmetros de projetos para ETEs associando reatores UASB e FBAS.....	32
3.4	Pós-tratamento de efluentes de reatores UASB	32
3.4.1	Condições gerais	32

3.4.2	Sistemas de pós-tratamento biológico aeróbio.....	33
3.4.3	Estudos realizados.....	34
4	MATERIAL E MÉTODOS.....	40
4.1	Introdução.....	40
4.2	Unidade experimental: Descrição.....	40
4.2.1	Local de implantação e operação do sistema.....	40
4.2.2	Composição da unidade experimental.....	40
4.2.2.1	Estação elevatória de esgoto bruto.....	41
4.2.2.2	Sistema de pré-tratamento.....	42
4.2.2.2.1	Caixa de entrada/gradeamento.....	42
4.2.2.2.2	Caixa de areia.....	42
4.2.2.3	Reator UASB.....	42
4.2.2.4	Filtro biológico aerado submerso (FBAS).....	43
4.2.2.5	Decantador Secundário.....	45
4.3	Procedimentos Experimentais.....	47
4.3.1	Testes preliminares para a determinação do índice de vazios do meio suporte utilizado no FBAS.....	47
4.3.2	Teste preliminar para a determinação da área superficial específica do meio suporte do FBAS.....	48
4.3.3	Procedimentos operacionais da unidade experimental.....	49
4.3.3.1	Início da operação.....	49
4.3.3.2	Regimes de operação.....	50
4.3.3.3	Coleta e manipulação das amostras.....	51
4.3.3.4	Metodologia analítica.....	52
4.3.3.5	Análise de dados.....	54
5	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	55
5.1	Considerações iniciais.....	55
5.2	Resultados.....	55
5.2.1	DQO.....	55
5.2.2	DBO.....	66
5.3	Remoção de sólidos em suspensão.....	77
5.4	Série Nitrogenada.....	87
5.5	pH e alcalinidade.....	107
5.6	Relação A/M	116
5.7	Discussões.....	117
5.7.1	DQO.....	117
5.7.2	DBO.....	118
5.7.3	Sólidos em suspensão.....	119
5.7.4	Série nitrogenada.....	120
5.7.5	pH e Alcalinidade.....	120
6	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	121
	ANEXOS.....	123
	REFERÊNCIAS.....	128

LISTA DE FIGURAS

Figura 3.1	Seqüência de processos na digestão anaeróbia de macro moléculas complexas (os números referem-se a percentagens, expressas como DQO).....	23
Figura 3.2	Representação esquemática de um reator UASB (corte transversal)	28
Figura 3.3	Representação esquemática das camadas de um Reator UASB (Leito de lodo, Manta de lodo e Compartimento de decantação)	30
Figura 3.4	Classificação moderna dos processos mecanizados de tratamento aeróbios, com relação ao estado da biomassa	33
Figura 3.5	Mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação e substratos em biofilmes.....	35
Figura 4.1	Esquema das unidades do sistema de tratamento.....	55
Figura 4.2	Dimensões do material utilizado como meio suporte do filtro biológico aerado submerso.....	58
Figura 4.3	Croqui do filtro biológico aerado submerso (unidade piloto).....	59
Figura 5.1	Série histórica – DQO total e filtrada – Regime 1 de operação	59
Figura 5.2	Série histórica – DQO total e filtrada – Regime 2 de operação	59
Figura 5.3	Série histórica – DQO total e filtrada – Regime 3 de operação.	60
Figura 5.4	Variação na eficiência de remoção de DQO Total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 1 de operação	60
Figura 5.5	Variação na eficiência de remoção da DQO Total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 2 de operação	61
Figura 5.6	Variação na eficiência de remoção da DQO Total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 3 de operação	61
Figura 5.7	Variação da taxa superficial de remoção de DQO Total em função da taxa de aplicação superficial – Regime 1 de operação.....	62
Figura 5.8	Variação da taxa superficial de remoção de DQO Total em função da taxa de aplicação superficial – Regime 2 de operação.....	62

Figura 5.9	Variação da taxa superficial de remoção de DQO Total em função da taxa de aplicação superficial – Regime 3 de operação.....	63
Figura 5.10	Gráfico Box and Whisker – Concentrações da DQO - Regime 1 de operação	63
Figura 5.11	Gráfico Box and Whisker – Concentrações da DQO - Regime 2 de operação	64
Figura 5.12	Gráfico Box and Whisker – Concentrações da DQO - Regime 3 de operação	64
Figura 5.13	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DQO – Regime 1 de operação	65
Figura 5.14	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DQO – Regime 2 de operação	65
Figura 5.15	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DQO – Regime 3 de operação	66
Figura 5.16	Série histórica – DBO total e filtrada – Regime 1 de operação	70
Figura 5.17	Série histórica – DBO total e filtrada – Regime 2 de operação	70
Figura 5.18	Série histórica – DBO total e filtrada – Regime 3 de operação.	71
Figura 5.19	Variação na eficiência de remoção de DBO Total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 1 de operação	71
Figura 5.20	Variação na eficiência de remoção da DBO Total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 2 de operação	72
Figura 5.21	Variação na eficiência de remoção da DBO Total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 3 de operação	72
Figura 5.22	Variação da taxa superficial de remoção de DBO em função da taxa de aplicação superficial – Regime 1 de operação	73
Figura 5.23	Variação da taxa superficial de remoção de DBO em função da taxa de aplicação superficial – Regime 2 de operação	73
Figura 5.24	Variação da taxa superficial de remoção de DBO em função da taxa de aplicação superficial – Regime 3 de operação	74
Figura 5.25	Gráfico Box and Whisker – Concentrações da DBO - Regime 1 de operação	74
Figura 5.26	Gráfico Box and Whisker – Concentrações da DBO - Regime 2 de operação	75

Figura 5.27	Gráfico Box and Whisker – Concentrações da DBO – Regime 3 de operação	75
Figura 5.28	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DBO – Regime 1 de operação.....	76
Figura 5.29	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DBO – Regime 2 de operação.....	76
Figura 5.30	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DBO – Regime 3 de operação.....	77
Figura 5.31	Série histórica – Sólidos em suspensão – Regime 1 de operação	81
Figura 5.32	Série histórica – Sólidos em suspensão – Regime 2 de operação	81
Figura 5.33	Série histórica – Sólidos em suspensão – Regime 3 de operação.	82
Figura 5.34	Variação na eficiência de remoção de SST (afluente FBAS/efluente final) – Regime 1 de operação	82
Figura 5.35	Variação na eficiência de remoção de SST (afluente FBAS/efluente final) – Regime 2 de operação	83
Figura 5.36	Variação na eficiência de remoção de SST (afluente FBAS/efluente final) – Regime 3 de operação	83
Figura 5.37	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de sólidos em suspensão - Regime 1 de operação	84
Figura 5.38	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de sólidos em suspensão - Regime 2 de operação	84
Figura 5.39	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de sólidos em suspensão – Regime 3 de operação.....	85
Figura 5.40	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Sólidos em suspensão – Regime 1 de operação	85
Figura 5.41	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Sólidos em suspensão – Regime 2 de operação	86
Figura 5.42	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Sólidos em suspensão – Regime 3 de operação	86
Figura 5.43	Série histórica – NKT – Regime 1 de operação	91
Figura 5.44	Série histórica – NKT – Regime 2 de operação	91
Figura 5.45	Série histórica – NKT – Regime 3 de operação.	92
Figura 5.46	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de NKT - Regime 1 de operação	92
Figura 5.47	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de NKT - Regime 2 de operação	93

Figura 5.48	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de NKT – Regime 3 de operação	93
Figura 5.49	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – NKT – Regime 1 de operação	94
Figura 5.50	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – NKT – Regime 2 de operação	94
Figura 5.51	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – NKT – Regime 3 de operação	95
Figura 5.52	Série histórica – Nitrogênio amoniacal total – Regime 1 de operação	99
Figura 5.53	Série histórica – Nitrogênio amoniacal total – Regime 2 de operação	99
Figura 5.54	Série histórica – Nitrogênio amoniacal total – Regime 3 de operação	100
Figura 5.55	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrogênio amoniacal total - Regime 1 de operação	100
Figura 5.56	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrogênio amoniacal total - Regime 2 de operação	101
Figura 5.57	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrogênio amoniacal total – Regime 3 de operação	101
Figura 5.58	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Nitrogênio amoniacal total – Regime 1 de operação	102
Figura 5.59	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Nitrogênio amoniacal total – Regime 2 de operação	102
Figura 5.60	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Nitrogênio amoniacal total – Regime 3 de operação	103
Figura 5.61	Série histórica – Nitrato – Regime 1 de operação	105
Figura 5.62	Série histórica – Nitrato – Regime 2 de operação	105
Figura 5.63	Série histórica – Nitrato – Regime 3 de operação	106
Figura 5.64	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrato – Regimes 1, 2 e 3 de operação	106
Figura 5.65	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Nitrato – Regimes 1, 2 e 3 de operação	107
Figura 5.66	Gráfico Box and Whisker – pH - Regime 1 de operação	109
Figura 5.67	Gráfico Box and Whisker – pH - Regime 2 de operação	109
Figura 5.68	Gráfico Box and Whisker – pH - Regime 3 de operação	110
Figura 5.69	Série histórica – alcalinidade – Regime 1 de operação	112
Figura 5.70	Série histórica – alcalinidade – Regime 2 de operação	112

Figura 5.71	Série histórica – alcalinidade – Regime 3 de operação.....	113
Figura 5.72	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de alcalinidade - Regime 1 de operação	113
Figura 5.73	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de alcalinidade - Regime 2 de operação	114
Figura 5.74	Gráfico Box and Whisker – Concentrações de alcalinidade – Regime 3 de operação.....	114
Figura 5.75	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – alcalinidade – Regime 1 de operação.....	115
Figura 5.76	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – alcalinidade – Regime 2 de operação.....	115
Figura 5.77	Distribuição de frequência acumulada de concentrações – alcalinidade – Regime 3 de operação.....	116

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1	Principais características das bactérias anaeróbias.....	7
Tabela 3.2	Resumo dos principais critérios e parâmetros hidráulicos para o projeto de reatores UASB tratando esgotos domésticos.....	16
Tabela 3.3	Dados de operação médio de estudo de reator UASB em escala piloto.....	17
Tabela 3.4	Comparação entre diferentes materiais de enchimento de filtros biológicos.....	28
Tabela 3.5	Materiais suporte: Resultados obtidos na planta piloto.....	30
Tabela 3.6	Parâmetros de dimensionamento de sistemas híbridos (UASB + FBAS) – sem ocorrência de nitrificação.....	32
Tabela 3.7	Concentrações e eficiência de remoção de efluente de biofiltro precedido de reator UASB (escala piloto)	35
Tabela 3.8	Condições operacionais adotadas sobre os reatores UASB e BF	35
Tabela 3.9	Eficiência de remoção de SST e DQO para os sistemas utilizando FBP e FBAS.....	36
Tabela 3.10	Concentrações e eficiência de remoção de DBO e DQO de efluente da ETE Caçador (Cambé).....	37
Tabela 3.11	Eficiência de remoção de matéria orgânica.....	38
Tabela 3.12	Concentrações e eficiência de remoção de DBO, DQO e SS (UASB+FBP).....	38
Tabela 4.1	Resultados experimentais para a determinação do índice de vazios do meio suporte utilizado no FBAS.....	48
Tabela 4.2	Resultados experimentais para a determinação da área superficial específica do meio suporte utilizado no FBAS.....	49
Tabela 4.3	Regimes de operação da Unidade Experimental.....	50
Tabela 4.4	Programa de amostragem da unidade experimental.....	52
Tabela 5.1	DQO total e filtrada – Resultados no regime 1 de operação	56
Tabela 5.2	DQO total e filtrada – Resultados no regime 2 de operação	57
Tabela 5.3	DQO total e filtrada – Resultados no regime 3 de operação	58

Tabela 5.4	DBO total e filtrada – Resultados no regime 1 de operação	67
Tabela 5.5	DBO total e filtrada – Resultados no regime 2 de operação	68
Tabela 5.6	DBO total e filtrada – Resultados no regime 3 de operação	69
Tabela 5.7	SST e SSV – Resultados no regime 1 de operação	78
Tabela 5.8	SST e SSV – Resultados no regime 2 de operação	79
Tabela 5.9	SST e SSV – Resultados no regime 3 de operação	80
Tabela 5.10	NKT – Resultados no regime 1 de operação	88
Tabela 5.11	NKT – Resultados no regime 2 de operação	89
Tabela 5.12	NKT – Resultados no regime 3 de operação	90
Tabela 5.13	Nitrogênio amoniacal total – Resultados no regime 1 de operação	96
Tabela 5.14	Nitrogênio amoniacal total – Resultados no regime 2 de operação	97
Tabela 5.15	Nitrogênio amoniacal total – Resultados no regime 3 de operação	98
Tabela 5.16	Nitrato – Resultados dos 3 regimes de operação	104
Tabela 5.17	pH – Valores nos regimes 1, 2 e 3 de operação	108
Tabela 5.18	Alcalinidade – Resultados nos regimes 1, 2 e 3 de operação	111

LISTA DE ABREVIATURAS

BF	- Biofiltro Aerado Submerso
CTH	- Centro Tecnológico de Hidráulica
CONAMA	- Conselho Nacional do Meio Ambiente
DBO	- Demanda Bioquímica de Oxigênio
DQO	- Demanda Química de Oxigênio
EEE	- Estação Elevatória de Esgotos
ETE	- Estação de Tratamento de Esgotos
FBAS	- Filtro Biológico Aerado Submerso
FBP	- Filtro Biológico Percolador
H	- Hidrogênio
N	- Nitrogênio
NTK	- Nitrogênio Total Kjeldahl
SST	- Sólidos em Suspensão Totais
SSF	- Sólidos em Suspensão Fixos
SSV	- Sólidos em Suspensão Voláteis
UASB	- Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente e Manta de Lodo

LISTA DE SÍMBOLOS

Cs	-	Taxa de aplicação superficial de matéria orgânica ($\text{ML}^{-2}\text{T}^{-1}$)
Cv	-	Taxa de aplicação volumétrica de matéria orgânica ($\text{ML}^{-3}\text{T}^{-1}$)
Qs	-	Taxa de aplicação hidráulica superficial ($\text{L}^3\text{L}^{-2}\text{T}^{-1}$)
TAS	-	Taxa de aplicação superficial ($\text{ML}^{-2}\text{T}^{-1}$)
TRS	-	Taxa de remoção superficial ($\text{ML}^{-2}\text{T}^{-1}$)
τ	-	Tempo de detenção hidráulica (T^{-1})
°C	-	Graus Celsius

RESUMO

Esta pesquisa teve o objetivo de avaliar o pós-tratamento de um Reator **UASB** com **Filtro Biológico Aerado Submerso**, no intuito de verificar sua eficácia na nitrificação, submetendo o mesmo a diferentes taxas de recirculação do lodo do decantador final para a entrada do FBAS.

A necessidade do pós-tratamento, deve-se ao fato do efluente do reator UASB, mesmo tendo uma boa eficiência na remoção de matéria orgânica, seu efluente não atende a Legislação ambiental brasileira, logo, o pós-tratamento tem o principal papel de completar a remoção de matéria orgânica, e também efetuar a remoção de nitrogênio amoniacal, que de acordo com a Resolução CONAMA N° 357, de 17 de março de 2005, o padrão de lançamento é de até 20 mgN/L.

Esse estudo foi desenvolvido em unidade de escala piloto, em três regimes distintos de operação, situada no Centro Tecnológico de Hidráulica – CTH, constituída por um FBAS com um volume útil de 605 L, seguido de decantador, tratando o efluente de um reator UASB de 25 m³.

Os três regimes de operação tiveram tempo de duração de 75, 80 e 54 dias, respectivamente, com vazões de alimentação de 500 L/h nos dois primeiros regimes e 200 L/h no regime 3. As taxas de recirculação foram respectivamente 0,2, 0,4 e 0,8, para os regimes 1, 2 e 3. Esses três regimes de operação apresentaram as seguintes taxas de aplicação superficial, respectivamente: DQO (35, 40 e 16 g DQO/m².dia); DBO (16, 14 e 7 g DBO/m².dia) e NKT (8,8, 8,7 e 3,1 g NKT/m².dia).

Foram realizadas análises de DBO, DQO, sólidos em suspensão, nitrogênio amoniacal e Kjeldahl, nitrito, nitrato e alcalinidade, onde o regime de operação 3 apresentou os melhores resultados, produzindo um efluente final com as seguintes concentrações médias: 78 mg/L (DQO), 28 mg/L (DBO), 27 mg/L (SST), 12 mg/L (NKT), 10 mg/L (NH₃/NH₄⁺) e 23,4 mg/L (NO₃⁻). As eficiências de remoção observadas foram: 68% (DQO), 76% (DBO), 79% (SST), 75% (NKT) e 75% (NH₃/NH₄⁺).

ABSTRACT

This study aimed at to evaluate the post-treatment of UASB reactor with aerated submerged biological filter, with the objective of verifying your effectiveness in the nitrification process, submitting it to different sludge recirculation rates from the final settling tank to the entrance of FBAS.

The necessity of the post-treatment is due to the fact of the UASB reactor effluent, although tends a good efficiency in the removal of organic matter, it doesn't to meet the standards of Brazilian environmental legislation, therefore, the post-treatment has the main paper of completing the organic matter removal, and also to ammonia nitrogen removal, that in agreement with the Resolution CONAMA N. 357, of march 17, 2005, the release pattern for this parameter is 20 mgN/L.

This study was developed in a pilot plant with three different operational regimes, located in “Centro Tecnológico de Hidráulica – CTH”, constituted by a FBAS with an useful volume at 605 L, following by settling tank, treating the effluent from 25 m³ UASB reactor.

The three operation regimes had time of duration of 75, 80 and 54 days, respectively, with feeding flows at 500 L/hour in the first two regimes and 200 L/hour in the regime 3. The sludge recirculation rate were 0,2, 0,4 and 0,8, for the regimes 1, 2 and 3, respectively. The three operation regimes introduced these superficial application rates, respectively: COD (35, 40 and 16 g COD/m².day); BOD (16, 14 and 7 g BOD/m².day) and NKT (8,8, 8,7 and 3,1 g NKT/m².day).

Analyses of parameters were accomplished as BOD, COD, solids in suspension, ammonia nitrogen and total Kjeldahl nitrogen, nitrite, nitrate and alkalinity, where the operation regime 3 presented the best results, producing a final effluent with these average concentrations: 78 mg/L (COD), 28 mg/L (BOD), 27 mg/L (TSS), 12 mg/L (NKT), 10 mg/L (NH₃/NH₄⁺) and 23,4 mg/L (NO₃⁻). The observed efficiency removal were: 68% (COD), 76% (BOD), 79% (TSS), 75% (NKT) and 75% (NH₃/NH₄⁺).

INTRODUÇÃO

Os processos de tratamento de esgotos nada mais são do que os fenômenos que ocorrem na natureza, porém em uma escala reduzida. Hoje em dia, no mundo, inúmeras técnicas de tratamento são conhecidas e praticadas, desde processos mais simplificados e econômicos até os mais sofisticados e de alto custo operacional ou implantação.

Dentre esses processos, o aeróbio prevalecia entre as concepções de plantas, tendo em vista que esse apresenta eficiente remoção de sólidos em suspensão, material orgânico e os nutrientes das águas residuárias. Contudo, envolvem grandes custos de operação, decorrentes do elevado consumo de energia elétrica e produção de lodo, caso característico dos sistemas de lodos ativados. Outro problema é que alguns efluentes apresentam uma relação DQO/DBO muito elevada (da ordem de 10/1), o que caracteriza a baixa biodegradabilidade do mesmo.

A utilização de processos anaeróbios como alternativa para o tratamento de águas residuárias tem sido intensificada face ao baixo custo operacional em relação aos processos aeróbios (RÔLO, 2003).

Tendo em vista essa tecnologia utilizando os processos anaeróbios, podem-se citar como principais tipos de reatores anaeróbios utilizados no tratamento de esgotos as lagoas anaeróbias, decanto-digestores, filtros anaeróbios, reatores anaeróbios de manta de lodo e, mais recentemente, os reatores anaeróbios de leito expandido ou fluidificado (KATO et al, 2001).

Particularmente os reatores UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket digester), notadamente colocam o Brasil numa posição de vanguarda mundial, pois se estimam mais de 300 reatores UASB em operação no Brasil tratando esgotos domésticos. Segundo CHERNICHARO et al (1997) a maioria desses reatores estão localizados nos estados do Paraná e da Bahia, havendo ainda relatos de outros em operação em diversos estados. A Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo (SABESP), nos seus sistemas isolados distribuídos na Região Metropolitana

(RMSP), tem reatores UASB em operação, como exemplo a ETE Cipó e a ETE Ribeirão Pires.

Segundo ALEM SOBRINHO e KATO (1999), embora todas essas vantagens apontadas na utilização de reatores UASB, os seus efluentes não atendem às exigências de vários órgãos estaduais de controle ambiental, necessitando nesses casos um tratamento complementar.

Para essa adequação dos efluentes, visando atender às exigências da legislação ambiental, é que se pensou nas configurações híbridas de sistemas de tratamento, associando processos biológicos anaeróbios a processos biológicos aeróbios e físico-químicos como pós-tratamento, sendo de fundamental importância que essas unidades de pós-tratamento sejam também simples de baixo custo operacional.

Os filtros biológicos são uma alternativa viável para o pós-tratamento, uma vez que são de fácil operação, manutenção, baixo custo e consumo de energia. Segundo RUSTEN (1984) apud RÔLO (2003) as primeiras unidades empregavam pedras, carvão, peças cerâmicas ou de madeira como material de enchimento, e o oxigênio era fornecido sob a forma de ar comprimido que era introduzido no reator através de tubos perfurados posicionados junto à base.

Na segunda metade da década de 60 no Canadá, é que foram desenvolvidos e patenteados os primeiros reatores com a concepção atual, contudo, somente na década de 80 é que houve a intensificação das pesquisas sobre o tema (especialmente Europa e Ásia). Segundo ATKINSON (1981) apud GONÇALVES (1996) o que motivou essas pesquisas foram os avanços alcançados no conhecimento sobre biofilmes e pela necessidade de aprimoramento da eficiência na remoção de matéria carbonácea e de nutrientes para atender a padrões de lançamento cada vez mais restritivos, dispondo de áreas cada vez menores para as novas instalações, especialmente em zonas urbanas.

A remoção de nutrientes, em especial os compostos nitrogenados, é de suma importância para a preservação da qualidade dos corpos receptores de efluentes de tratamento, pois, se lançados em concentrações elevadas, podem causar um

desequilíbrio ecológico no meio aquático. O oxigênio dissolvido do corpo receptor é utilizado para a oxidação do nitrogênio amoniacal, e conseqüentemente leva a produção de nitrato, que, se em elevadas concentrações (acima de 10 mgN-NO₃⁻/L) pode causar uma doença chamada metahemoglobinemia infantil (síndrome do bebê azul), que é letal para crianças, pois o nitrato reduz-se a nitrito na corrente sanguínea, competindo com o oxigênio livre, vindo a tornar a cor do sangue azul.

Pela legislação federal em vigor, a resolução N° 357 do CONAMA, o nitrogênio amoniacal total é padrão de classificação das águas naturais e de emissão de fontes poluentes, e seu padrão de emissão é de até 20 mgN/L. Na resolução N° 20 CONAMA, substituída pela resolução N° 357 citada acima, esse padrão de emissão era de 5 mg/L (Amônia), o que poderia ser difícil para muitos sistemas que recorrem aos processos usuais de tratamento biológico atenderem.

OBJETIVOS

Esta pesquisa tem por objetivo principal, a avaliação do desempenho de um filtro biológico aerado submerso, utilizando material alternativo como meio suporte, no pós-tratamento do efluente proveniente do reator UASB.

Como resultado final, objetiva-se analisar a influência das taxas de recirculação do lodo do decantador final até a entrada do FBAS, verificando o seu comportamento no processo de nitrificação, bem como analisar a eficiência de remoção de matéria orgânica e sólidos em suspensão.

.

REVISÃO DA LITERATURA

1.1 Tratamento biológico

Com o intuito de obter uma melhor remoção de matéria orgânica presente nas águas residuárias, desde o início do século passado vem utilizando os processos de tratamento biológico, envolvendo a utilização de matéria orgânica suspensa e dissolvida, objetivando a síntese celular e formação de gases, posteriormente separados do efluente líquido.

Existe uma interação dos microrganismos, que podem estar presentes tanto no corpo receptor como na própria água residuária, com as substâncias orgânicas, onde essa utilização recebe o nome de metabolismo.

O Metabolismo é o conjunto das transformações bioquímicas responsáveis pela construção e quebra de tecidos e a liberação de energia pelo organismo. É o conjunto dos mecanismos necessários ao organismo para a formação, desenvolvimento e renovação das estruturas celulares, e para a produção da energia necessária às manifestações interiores e exteriores da vida, bem como às reações bioquímicas.

Em se tratando de engenharia sanitária, o metabolismo refere-se à utilização do substrato pelos microrganismos, e está dividido em duas etapas, o catabolismo e o anabolismo, que de acordo com VAN HAANDEL e MARAIS (1999) tem as seguintes definições:

- *Catabolismo* o processo de transformação do material orgânico em produtos finais estáveis, processo esse, acompanhado de liberação de energia.
- *Anabolismo* é o processo de assimilação ou síntese de nova massa celular.

Nos processos aeróbios, ocorre o metabolismo oxidativo (metabolismo de microrganismos heterotróficos em meio aeróbio), no qual a oxidação da matéria orgânica causa o consumo de oxigênio dissolvido na água em que se realiza o metabolismo.

Após estudos, concluiu-se que no metabolismo de um material orgânico num meio aeróbio, uma fração de 67% é sintetizada e uma fração restante de 33% é oxidada.

Têm-se como produtos finais da respiração aeróbia, CO_2 e H_2O , e, uma liberação de energia livre de 3,3 KCal/g.DQO.

Nos processos anaeróbios, ocorre a digestão anaeróbia, que ao contrário da respiração anaeróbia, consiste na transformação e não na destruição do material orgânico.

Com relação à síntese celular, o coeficiente de crescimento (Y) é muito inferior ao do metabolismo oxidativo. ($Y_{\text{anaeróbio}}=0,02 \text{ g SSV/g DQO}$ x $Y_{\text{aeróbio}}=0,45 \text{ g SSV/g DQO}$), logo, no metabolismo anaeróbio, a fração de material orgânico sintetizado é de apenas 3%, e a fração de material digerido que se transforma em metano pelo processo catabólico é de 97%.

Tem-se como produtos finais da digestão anaeróbia, o metano (CH_4), gás carbônico (CO_2), gás sulfídrico (H_2S) e amônia (NH_3), e, uma liberação média de energia livre de 0,3 KCal/g.DQO, e liberação de energia livre na oxidação de metano de 2,98 Kcal/g DQO.

1.2 Processos de Digestão Anaeróbia

Neste item, serão elucidados os fundamentos, etapas e os sistemas de tratamento anaeróbios, em especial, o sistema com reator UASB.

1.2.1 Fundamentos

O processo de digestão anaeróbia caracteriza-se pela estabilização da matéria orgânica em ambiente livre de oxigênio molecular (ANDREOLI, 2001).

Como visto no item 3.1, a digestão anaeróbia consiste na transformação da matéria orgânica, e não na sua destruição que é o caso da respiração aeróbia.

Segundo CHERNICHARO (1997) apud ROLO (2003), o processo da digestão anaeróbia está dividido em quatro etapas:

1. Hidrólise
2. Acidogênese
3. Acetogênese
4. Metanogênese

Os produtos finais da conversão da matéria orgânica, o metano (CH_4), gás carbônico (CO_2), gás sulfídrico (H_2S) e amônia (NH_3), além de novas células bacterianas, são consequência do trabalho interativo de diversos grupos de microrganismos, que podem ser divididos em três importantes grupos de bactérias coexistentes nos digestores anaeróbios, mutuamente dependentes entre si, e são elas:

1. *Bactérias Acidogênicas*: Responsáveis pela conversão de polissacarídeos, celulose, amido, proteínas e gorduras em compostos orgânicos de cadeia mais curta;
2. *Bactérias Acetogênicas*: Produzem ácido acético e hidrogênio gasoso, após o ataque aos ácidos graxos voláteis e outros compostos orgânicos, formados na Acidogênese;
3. *Bactérias Metanogênicas*: São responsáveis pela produção de metano, a partir dos produtos resultantes da fase ácida.

Tabela 3.1 Principais características das bactérias anaeróbias

Parâmetro	Metanogênicas	Acidogênicas e acetogênicas
taxa de crescimento	Lenta	Alta
pH	Alta sensibilidade	Baixa sensibilidade
Temperatura	Alta sensibilidade	Sensibilidade moderada
Agentes tóxicos	Alta sensibilidade	Sensibilidade moderada
Ácidos voláteis	Alta sensibilidade	Baixa sensibilidade
Potencial redox	Alta sensibilidade	Baixa sensibilidade

Fonte: LUDUVIC (2001)

Essas bactérias são sensíveis a uma série de substâncias, que podem ser inibidoras, que dependendo de sua concentração, podem paralisar completamente o processo. São essas substâncias:

Detergentes aniônicos não biodegradáveis: Não são permitidos desde o início da década de 80 no Brasil, porém, muitos países na América Latina, Ásia, e África ainda os utilizam (LUDUVICE, 2001);

Agentes oxidantes: Tem ação inibidora durante a metanogênese, quando parte significativa da matéria orgânica já foi removida, onde esses agentes (íon cúprico, íon férrico e cromo hexavalente) reagem com íons sulfeto, alterando no interior do digestor, o equilíbrio do enxofre.

Cátions inorgânicos: Sódio, potássio, cálcio e magnésio, em elevadas concentrações (acima de 4.500 mg/L), exercem forte inibição do processo.

1.2.2 Digestão Anaeróbia: Etapas

1.2.2.1 Hidrólise

Trata-se da primeira fase no processo de digestão anaeróbia, e consiste na hidrólise de materiais particulados complexos em materiais dissolvidos mais simples e de peso molecular menor, capazes de infiltrar na parede celular das bactérias fermentativas. Essas bactérias fermentativas excretam as chamadas exo-enzimas, cujo sua interferência é necessária para o processo.

Os materiais complexos a serem hidrolisados são dos grupos das proteínas, carboidratos e lipídios, pois a maior parte da composição do material orgânico em águas residuárias são formadas por esses grupos (FORESTI et al, 1999).

Com relação às proteínas, essas são degradadas pela ação dos poli-peptídeos, formando então os aminoácidos.

Com relação aos carboidratos, esses são transformados em açúcares solúveis mono e dissacarídeos.

Com relação aos lipídios, esses são convertidos em ácidos graxos de longa cadeia de carbonos (C₁₅ a C₁₇) e glicerina.

A velocidade de conversão desse material complexo em material simples e também a produção do biogás podem ser limitadas pela velocidade da hidrólise, que é uma etapa lenta e que depende de vários fatores como temperatura, pH, concentração de N-NH_4^+ , etc.

1.2.2.2 Acidogênese

Nesta etapa, os compostos solúveis da hidrólise são absorvidos no interior das células das bactérias fermentativas, e após são excretados novamente como substâncias orgânicas mais simples como ácidos graxos de cadeia curta (AGV), ácido láctico, álcoois e compostos minerais como CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S , etc (FORESTI et al, 1999). Os ácidos graxos voláteis são os principais produtos produzidos pelos organismos fermentativos, portanto designando-os de bactérias fermentativas acidogênicas. (CHERNICHARO, 1997) apud (RÔLO, 2003).

Dentre o grupo diversificado de bactérias que participam da fermentação acidogênica, pode-se dizer que a maioria é de natureza anaeróbia obrigatória, porém, cabe ressaltar que algumas espécies são facultativas, podendo metabolizar material orgânico por via oxidativa (FORESTI et al, 1999).

1.2.2.3 Acetogênese

Nesta etapa os produtos da acidogênese são convertidos em substratos para a produção de metano, e são eles o acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Uma grande quantidade de hidrogênio é formada durante a produção de acetato, diminuindo assim o pH no meio aquoso, dificultando então as reações de produção das acidogênicas e acetogênicas. Esse hidrogênio pode ser consumido através de duas maneiras. A primeira é através das bactérias metanogênicas, que em conjunto com dióxido de carbono, utilizam o hidrogênio para a produção do metano (CH_4). A segunda, através da formação de ácidos orgânicos, que ocorre por meio da reação do hidrogênio com dióxido de carbono e acetato (RÔLO, 2003). Para que a produção subsequente de metano não seja inibida, necessário se faz que o digestor metanogênico seja operado de forma que a pressão parcial de hidrogênio não ultrapasse 10^{-4} atm. Nestas condições passa a ocorrer a degradação de etanol,

propionato e butirato em acetato, liberando energia livre para o meio (CHERNICHARO, 1997).

Figura 3.1 Seqüência de processos na digestão anaeróbia de macro moléculas complexas (os números referem-se a percentagens, expressas como DQO)

Fonte: FORESTI et al, 1999

1.2.2.4 Metanogênese

Nesta última etapa da digestão anaeróbia, os compostos orgânicos são convertidos em metano e dióxido de carbono, pelo intermédio das bactérias metanogênicas, e estas estão divididas em dois grupos principais, sendo o primeiro das *bactérias metanogênicas acetoclásticas* (formam o metano a partir de ácido acético ou metanol), e o segundo das *bactérias metanogênicas hidrogenotróficas* (produzem o metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono).

Como visto na tabela 3.1, as bactérias metanogênicas têm uma taxa lenta de crescimento, o que leva essa a ser limitante em todo o processo de estabilização. As bactérias metanogênicas acetoclásticas são as reais limitantes, por serem responsáveis pela formação de 70% do metano, que a temperatura ideal para a metanogênese situa-se entre 30 e 38°C e que a metanogênese é estreitamente dependente do pH do meio aquoso, atingindo sua atividade máxima com pH na faixa de 6,8 a 7,2 (VAN HAANDEL e LETINGA, 1994 apud RÔLO, 2003). O nitrogênio e o fósforo são nutrientes necessários para a manutenção da atividade das bactérias metanogênicas.

1.2.3 O tratamento anaeróbio: Sistemas

O primeiro tanque séptico foi inventado na França, em 1872 por Jean Louis Mouras, porém só em 1881, após várias experiências e com a colaboração do Abade Moigne é que o invento foi patenteado com o termo “*Eliminador Automático de Excrementos*”. A denominação de “*Tanque Séptico*” surgiu em 1896 na Grã-Bretanha, quando o Engº Donald Cameron patenteou o mesmo. O “*Tanque Imhoff*” foi idealizado por Karl Imhoff em 1905 e consistia em um tanque séptico com câmaras sobrepostas (ANDRADE NETO, 1997).

Com relação à sua eficiência, ficam na faixa de 30 a 50%, que é uma taxa relativamente baixa. Essas unidades eram projetadas para promover a sedimentação dos sólidos e a liberação dos gases formados em sua digestão anaeróbia (RÔLO, 2003). De acordo com VAN HAANDEL e LETINGA (1994) apud RÔLO (2003), o principal motivo para essa baixa eficiência estava na quase total ausência de contato

entre a massa bacteriana e a matéria orgânica dissolvida ou hidrolisada, que na maior parte era descarregada com o efluente sem ter sofrido metabolização.

Na sequência, surgiram as lagoas de estabilização, que atuam transformando as moléculas complexas (orgânicas e instáveis) em moléculas mais simples (minerais e estáveis) consistindo então no processo de estabilização, onde seu fenômeno básico é o da biodegradação ou decomposição bioquímica da matéria orgânica pela ação de bactérias.

As lagoas de estabilização anaeróbia têm uma eficiência na faixa de 50 a 85% na remoção de matéria orgânica e tem uma função primordial de tratamento primário, necessitando assim de um pós-tratamento, geralmente aeróbio.

De acordo com VAN HAANDEL e MARAIS (1999), os sistemas modernos têm duas características que possibilitam um bom desempenho na digestão anaeróbia:

1. *Manter uma grande massa de lodo anaeróbio no sistema;*
2. *Proporcionar um contato intenso entre o material orgânico do afluente e o lodo no processo.*

Os reatores de contato com decantador externo, os leitos de lodo granulado expandido, os reatores anaeróbios de leito fluidizado e os digestores anaeróbios de fluxo ascendente constituem um grupo cuja classificação é aquela que os sistemas em que há separação dos sólidos formados, e que, de alguma maneira, são parcialmente são devolvidos ao reator.

Os filtros anaeróbios de fluxo ascendente ou descendente e os reatores com leito granular fixo ou fluidizado constituem o grupo cuja classificação é para aqueles reatores nos quais a biomassa fica aderida num material suporte inerte.

Falando em filtro anaeróbio, trata-se de um reator cujo seu interior se preenche com material de enchimento inerte estacionário, no qual se forma um leito de lodo biológico fixo, logo o filtro anaeróbio é tipicamente um reator com imobilização de biomassa por aderência em meio suporte fixo, que se mantém estacionário (KATO et al, 2001).

Este tipo de tratamento é indicado para o tratamento de esgotos mais solúveis, uma vez que entre os interstícios do enchimento podem ocorrer entupimento ou colmatação devido a distribuição não uniforme da biomassa ou pelo seu crescimento excessivo.

De acordo com RÔLO (2003), as características favoráveis dos sistemas anaeróbios, em especial os reatores do tipo UASB, que podem operar com elevados tempos de retenção de sólidos e baixos tempos de detenção hidráulica, conferem aos mesmos um grande potencial para sua aplicabilidade em tratamento de águas residuárias diluídas.

Devido ao nosso clima tropical (quente na maioria das localidades do Brasil), baixo custo de operação e implantação, baixa produção de sólidos e simplicidade operacional, esse é o tipo de destaque no tratamento de esgotos.

1.2.4 Reator Anaeróbio de Fluxo Ascendente (UASB)

1.2.4.1 Descrição

Este reator foi desenvolvido na década de 70 por LETTINGA e sua equipe na Universidade de Wageningen, na Holanda, sendo hoje em dia um dos sistemas mais utilizados no tratamento anaeróbio de esgotos a taxa elevada.

Segundo KATO et al (1999), este reator tem certa semelhança com o filtro anaeróbio ascendente, tendo inclusive servido como modelo inicial do desenvolvimento que se seguiu, com a diferença que este não tem material de enchimento e a imobilização dos microrganismos ocorre por meio de auto-adesão, formando grânulos densos em suspensão, que se dispõem em camadas de lodo a partir do fundo do reator.

Dentre as principais vantagens do uso dos reatores UASB, pode-se citar:

- *Baixa demanda de área*
- *Baixo custo de implantação e operação*
- *Baixa produção de lodo*
- *Baixo consumo de energia*
- *Eficiência na remoção de DBO e DQO na ordem de 65% a 75%*

- *Concentração de lodo excedente elevada*
- *Rápido reinício de operação (mesmo após longas paralisações)*

Dentre as desvantagens, citam-se:

- *Emanação de maus odores*
- *Sensibilidade a cargas tóxicas*
- *Necessidade de pós-tratamento*

A fim de promover a trajetória ascendente do esgoto afluyente, sua alimentação é feita pela parte inferior do reator, propiciando dessa forma a separação dos gases das fases sólida e líquida.

O reator UASB desempenha várias funções, e, propriamente dito, ele é simultaneamente, decantador primário, reator biológico, decantador secundário e digestor de lodo, e é constituído basicamente de:

1. Zona de digestão;
2. Zona de sedimentação;
3. Sistema de coleta de gases;
4. Sistema de coleta do efluente final.

Figura 3.2 Representação esquemática de um reator UASB (corte transversal)

Fonte: VAN HAANDEL e MARAIS (1999) apud RÔLO (2003)

Colocado na parte superior do reator, tem-se um dispositivo chamado separador de fases, dividindo em uma parte inferior ou zona de digestão, e uma parte superior ou zona de sedimentação.

No fundo do reator está situado o “*leito do lodo*” (fig. 3.3), região da zona de digestão onde o lodo está bastante concentrado, na faixa de 4% a 10% (40.000 a 100.000 mgST/L). Este lodo tem excelentes características de sedimentação, podendo ocorrer formação de grânulos na faixa de 1 a 5 mm de diâmetro. O esgoto entra por esta região seguindo uma trajetória ascendente, passando então por uma fase onde o lodo está mais disperso, caracterizada como “*manta de lodo*” (fig. 3.3) (concentração de lodo variando entre 1,5% a 3%) e atravessando uma abertura existente no separador de fases e entrando na zona de sedimentação. A produção de biogás e crescimento do lodo são resultados da digestão anaeróbia da matéria orgânica, pois esta quando entra em contato com o lodo anaeróbio na zona de digestão, sofre influência da imensa atividade bacteriana resultante da elevada concentração de microrganismos. A maior parte dos sólidos tende a ficar na zona de digestão, o que implica na necessidade de sucessivos descartes de lodo, e a mistura é auxiliada pela turbulência ocasionada pela ascensão das bolhas de gás produzidas na fermentação.

Numa próxima etapa, o afluyente escoar em direção ascendente, passando pelas aberturas no separador de fases, arrastando os flocos consigo, onde estes na parte superior do reator encontrarão uma zona de decantação onde será possível que a velocidade de sedimentação de uma partícula, se torne maior que a velocidade de arraste do líquido, depositando-se sobre a superfície inclinada do separador de fases (RÔLO, 2003).

1.2.4.2 Critérios de Dimensionamento

Alguns critérios para o dimensionamento e projeto de reatores UASB, estão explícitos na Tabela 3.2 a seguir, cabendo ressaltar que a mesma é voltada para despejos orgânicos de origem doméstica. Quando se tratarem de efluentes industriais, critérios específicos devem ser levados em conta e adotados, em função da natureza do efluente industrial (tipo de processo), em função de sua concentração, da presença

de substâncias tóxicas, presença e quantidades de sólidos inertes e biodegradáveis, etc.

Tabela 3.2 Resumo dos principais critérios e parâmetros hidráulicos para o projeto de reatores UASB tratando esgotos domésticos

Critério/Parâmetro	Faixa de valores em função da vazão		
	Para $Q_{\text{média}}$	Para $Q_{\text{máx}}$	Para Q_{pico}^*
Carga hidráulica volumétrica ($\text{m}^3/\text{m}^3.\text{dia}$)	< 4,0	< 6,0	< 7,0
Tempo de detenção hidráulica (h)**	6 – 9	4 – 6	> 3,5 – 4
Velocidade ascendente do fluxo (m/h)	0,5 – 0,7	0,9 – 1,1	< 1,5
Velocidade nas aberturas para o decantador (m/h)	2,0 – 2,3	< 4,0 – 4,2	< 5,5 – 6,0
Taxa de aplicação superficial no decantador (m/h)	0,6 – 0,8	< 1,2	< 1,6
Tempo de detenção hidráulica no decantador (h)	1,5 – 2,0	> 1,0	> 0,6

* Picos de vazão com duração entre 2 e 4 horas

** Para temperatura do esgoto na faixa de 20° C a 26°C

Fonte: CHERNICHARO et al (1999) apud RÔLO (2003)

Figura 3.3 Representação esquemática das camadas de um reator UASB (leito de lodo, manta de lodo e compartimento de decantação)

Fonte: CHERNICHARO et al (1999)

1.2.4.3 Dados operacionais

Segundo VIEIRA (1996) em seu estudo sobre o tratamento de esgotos domésticos com reatores UASB, o qual levantou mais de 10 anos de dados de operação destes reatores em escala piloto, os dados operacionais alcançados foram os seguintes, mostrados na Tabela 3.3 a seguir:

Tabela 3.3 Dados de operação médio de estudo de reator UASB em escala piloto

Parâmetro	Valor
Tempo de detenção	6 a 7 horas
Eficiência na remoção de DBO	70%
Eficiência na remoção de DQO	60%
Eficiência na remoção de SST	70%
Eficiência na redução do numero de coliformes	70% a 90%
Eficiência na remoção de nutriente (N e P)	Praticamente nula
Produção de sólidos em suspensão	0,20 kgSST/kgDQO _{aplicada}
Produção de gás	0,12 Nm ³ /kgDQO _{aplicada}
Produção de gás	0,15 Nm ³ CH ₄ /kgDQO _{aplicada}

Fonte: VIEIRA (1996) apud RÔLO (2003)

1.3 Biofilmes: Processos de tratamento de águas residuárias

1.3.1 Introdução

Esses sistemas de aeração por contato, como eram conhecidos os Filtros Biológicos Aerados Submersos, tem sido utilizados a mais de 50 anos, contudo, seus materiais de enchimento tratavam-se de pedras, coque, ripas de madeira e material cerâmico entre outros tipos de materiais inertes existentes. Nas duas ultimas décadas, esses processos com biofilme tem se desenvolvido rapidamente, tendo em vista a utilização de materiais plásticos como meio suporte, a extensão de aplicações de processos anaeróbios, os aumentos na demanda por tratamentos biológicos avançados estão entre as razões atribuídas para tal desenvolvimento (RÔLO, 2003)

No início, a aeração nestes sistemas era feita pela introdução de ar comprimido através de tubos perfurados sob o meio de contato, e mais um dos condicionantes para os pesquisadores continuarem cada vez mais interessados no desenvolvimento desse tipo de reator foi o advento dos difusores de ar.

Nos últimos 20 anos, a tendência apontada para o futuro nos grandes centros urbanos, indica a preferência nos sistemas compactos de tratamento, que acarretem num baixo impacto ambiental e numa operação estável, exigindo-se também sistemas com alta capacidade de tratamento, com eficiente remoção de nutrientes e patógenos e uma baixa geração de lodo.

Pode-se dizer que ETE's que utilizam reatores com biofilme de ultima geração:

- São compactas
- Passíveis de inserção no meio urbano
- Baixos impactos ambientais
- Resistentes a choque de carga
- Resistentes a variações bruscas de temperatura
- Resistentes a cargas tóxicas

1.3.2 Classificação dos reatores aeróbios com biofilme

Com base no estado de fixação da biomassa, LAZAROVA e MANEM (1993), desenvolveram uma classificação alternativa para os novos tipos de reatores em estudo. A aparição dos reatores híbridos (mistura de biomassa fixa com biomassa em suspensão, no mesmo reator), é a maior diferença com relação às antigas classificações do gênero. A Figura 3.4 mostra essa classificação moderna.

Em suma, os diversos processos com biomassa em suspensão, são variantes dos sistemas de lodos ativados, merecendo uma breve citação os seguintes sistemas:

- *Deep-shaft (sistemas de lodos ativados com poço profundo)*
- *Reatores biológicos sequenciais em batelada*
- *Sistemas de lodos ativados com clarificação e separação de sólidos por membranas filtrantes*

Figura 3.4 Classificação moderna dos processos mecanizados de tratamento aeróbios, com relação ao estado da biomassa (adaptado de LAZAROVA e MANEM, 1993)

Fonte: GONÇALVES et al (2001)

Num intuito de recuperar antigas ETEs sobrecarregadas, é que surgem os sistemas híbridos, que também são constituintes de uma variação do sistema de lodos ativados, pode ser:

- *Como meio suporte agitado mecanicamente*
- *Com suportes estruturados inseridos no tanque de aeração*

Com relação aos reatores com biofilme, têm-se os seguintes:

- *Filtros percoladores*
- *Biodiscos*
- *Biofiltros aerados submersos*
- *Reatores de leito fluidizado ou expandido*
- *Filtros anaeróbios*

De acordo com GONÇALVES et al (2001) apud RÔLO (2003), os processos com leito móvel apresentam como principal vantagem face aos processos com leito fixo a ausência de colmatação do leito filtrante; suas principais desvantagens são os elevados custos operacionais (especialmente em energia) e os dispositivos sofisticados necessários à adequada distribuição de fluxo e aeração.

1.3.3 Formação estrutura e comportamento de biofilmes na depuração

A fixação dos microrganismos à superfície do material suporte dá início com a formação do biofilme, onde sua melhor aderência será função da rugosidade do material suporte, indicando então esta como uma das características físicas do material suporte contribuinte para tal ocorrência. De acordo com IWAI e KITAO (1994), dados têm sido relatados de que a rugosidade superficial tem uma importante influência na formação inicial do biofilme, uma vez que a aderência sobre superfícies rugosas é maior do que a sobre superfícies lisas, embora não seja significativa na quantidade total de biofilme formado.

A degradação da matéria orgânica, nos processos de tratamento biológico empregando biofilme, se dá através da oxidação bioquímica, onde está remoção e degradação ocorre inicialmente por conversão do material solúvel e coloidal em biofilme, que fica aderido ao material suporte do leito. Dentre a população de microrganismos incluídos nos biofilmes, que removem a matéria orgânica utilizando o oxigênio do processo, podem-se citar as seguintes:

- *Bactérias*
- *Protozoários*
- *Algas*
- *Fungos*
- *Vermes*

Numa primeira etapa, os compostos necessários para a atividade biológica dos microrganismos presentes no biofilme, como matéria orgânica, oxigênio e micro nutrientes, são adsorvidos à superfície. Após a aderência, eles são transportados através do biofilme pelo mecanismo de difusão molecular, e então metabolizados pelos microrganismos do biofilme. No caso de substâncias de maior peso molecular, como a matéria em suspensão ou de natureza coloidal, necessário se faz à hidrólise destas para moléculas menores, antes de seguir juntos com as substâncias de menor peso molecular, pois estes não são capazes de difundir diretamente no biofilme. De acordo com IWAI e KITAO (1994), a transferência para a fase líquida dos produtos

finais do metabolismo, dá-se em movimento contrário ao da direção das substâncias adsorvidas e difundidas.

Figura 3.5 Mecanismos e processos envolvidos com o transporte e a degradação e substratos em biofilmes

Fonte: GONÇALVES et al. (2001) apud RÔLO (2003)

É importante frisar o seguinte, com relação aos reatores com biomassa fixa:

- *Conversão - os processos metabólicos ocorrem no interior do biofilme*
- *Transporte de substratos – Realiza-se através do processo de difusão*
- *Produtos da reação de oxiredução – transportados no sentido inverso ao interior do biofilme*

Para o processamento da reação bioquímica, tanto o substrato doador quanto o receptor de elétrons devem penetrar no biofilme.

A fim de que se possa projetar e dimensionar esse tipo de reator, para que o mesmo tenha uma melhor desempenho, é que se torna de suma importância a quantificação das limitações de transferência de massa, pois, a velocidade global das reações pode ser reduzidas nesses sistemas heterogêneos, se levadas em consideração essas limitações.

De acordo com RÔLO (2003), quando qualquer um dos componentes essenciais aos microrganismos presentes no biofilme não for fornecido, as reações biológicas não se processarão constantemente, logo, se qualquer um desses componentes for esgotado,

para certa profundidade do biofilme, as reações biológicas não ocorrerão naquele ponto. O fator limitante do processo de degradação será assim denominado para a primeira substância que se esgotar. Nutrientes como nitrogênio (N), Fósforo (P) e alguns metais, não são ou não se tornam limitantes do processo, desde que estejam presentes nas águas residuárias em quantidades estequiométricas requeridas e necessárias.

Nos sistemas aeróbios, a velocidade da conversão biológica é determinada pela velocidade de transferência de oxigênio para as células, logo, a disponibilidade de oxigênio é um fator limitante. A solubilidade do oxigênio, a transferência de massa e a velocidade com que o oxigênio dissolvido é utilizado são os fatores que determinam a disponibilidade de oxigênio para os microrganismos. Nos sistemas de pós-tratamento de efluentes anaeróbios com nitrificação, no qual se utilizam reatores com biofilme, os mecanismos de transporte envolvem:

- *Oxigênio (O_2) e nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$);*
- *Nitrito ($N-NO_2^-$) – produto intermediário;*
- *Nitrato ($N-NO_3^-$) – produto final.*

As principais etapas de transferência são as seguintes:

- ***Oxigênio** - da fase gasosa para o meio líquido;*
- ***Oxigênio, nitrogênio amoniacal e nitrato** – da fase líquida para o biofilme;*
- ***Oxigênio, nitrogênio amoniacal e nitrito** – dentro do biofilme;*
- ***Produto intermediário ($N-NO_2^-$) e produto final ($N-NO_3^-$)** – para o meio líquido.*

Segundo GONÇALVES et al. (2001) apud RÔLO (2003), as principais etapas de transporte de oxigênio, nas quais podem ser identificadas oito possíveis estruturas resistivas à transferência de massa em sistemas trifásicos, são as seguintes:

1. *No filme gasoso dentro da bolha, entre o seio do gás na bolha e a interface gás-líquido;*
2. *Na interface gás-líquido;*

3. *No filme líquido, próximo à interface gás-líquido, entre essa interface e o meio líquido;*
4. *No meio líquido;*
5. *No filme líquido, entre o meio líquido e a interface líquido-sólido (resistência externa);*
6. *Na interface líquido-sólido;*
7. *Na fase sólida (resistência interna);*
8. *Nos sítios de reação bioquímica (dentro dos microrganismos).*

A solubilidade do oxigênio, a temperatura, a atividade celular, a composição da solução e os fenômenos interfaciais são os fatores dos quais a magnitude relativa das resistências acima citadas é dependente. Para a determinação da taxa global de degradação no reator, é de fundamental importância verificar a profundidade de penetração do substrato no biofilme, onde uma situação ideal corresponde a penetração total dos substratos no biofilme, onde se resulta numa reação limitada exclusivamente pela taxa máxima da reação bioquímica.

No tratamento de esgotos sanitários, geralmente nota-se que não ocorre essa situação desejada e sim, apenas ocorre a penetração parcial de pelo menos um dos dois substratos em um biofilme espesso, causada por uma grande resistência à difusão no biofilme, associada com uma taxa volumétrica intrínseca de degradação elevada, onde então notar-se-á que apenas numa camada mais fina externa do biofilme, a reação em questão será ativa, restando biomassa inativa em suas camadas mais profundas. A taxa superficial de degradação de degradação global é reduzida, devido a transformação da reação bioquímica que era de ordem zero, para ordem $\frac{1}{2}$.

O fato de a matéria orgânica adsorvida ser metabolizada antes de alcançar a interface entre a superfície do meio suporte e os microrganismos é devido ao crescimento excessivo e aumento de espessura do biofilme, com o conseqüente crescimento endógeno dos microrganismos e perda de capacidade de aderência à superfície do biofilme. Isso ocorre devido à falta de uma fonte externa de alimento para esses microrganismos que estão próximos à superfície do material. De acordo com ALEM SOBRINHO (1998) apud RÔLO (2003), essa porção do biofilme despreendida é arrastada pela água residuária e então se inicia o crescimento de uma nova camada de

biofilme, sendo este fenômeno de perda de camada função das taxas de aplicação orgânica e hidráulica.

1.3.3.1 Nitrificação e desnitrificação

O processo aqui descrito refere-se a sua ocorrência nos sistemas que utilizam o biofilme.

A nitrificação é o processo ao qual o nitrogênio amoniacal é convertido em nitrato pela ação de microrganismos, no qual bactérias aeróbias autotróficas obtêm energia necessária para os seus processos vitais. Algumas bactérias heterotróficas, como actinomicetos e fungos, também são capazes, porém em grau irrisório em relação às bactérias autotróficas. São dois estágios que caracterizam a nitrificação, sendo o primeiro o qual a amônia é convertida em nitrito pela ação das Nitrossomonas e o segundo o qual o nitrito é convertido em nitrato, pela ação das Nitrobacter, sendo que em ambas as reações, o oxigênio dissolvido na água é necessário para tal ocorrência. Essas transformações estão expressas nas equações abaixo:

A soma dessas equações resulta na equação global da nitrificação, exposta abaixo:

Nota-se na equação acima que a nitrificação consome oxigênio livre, o que caracteriza a “demanda nitrogenada de oxigênio”, ocorrendo também a liberação de íons H^+ , reduzindo o pH do meio e consumindo alcalinidade.

Os microrganismos nitrificantes, em relação os heterotróficos que oxidam matéria orgânica, tem uma baixa taxa de crescimento celular. Em baixas concentrações de oxigênio nota-se a sensibilidade dessas bactérias nitrificantes, fazendo-se então a necessária manutenção para que o oxigênio dissolvido dentro do reator apresente concentrações superiores a 2,0 mgO₂/L. Na presença de substâncias tóxicas (metais,

fenóis, etc) essas bactérias sofrem inibição em suas atividades. Sua faixa de temperatura ideal para crescimento está entre 28 e 36°C.

A relação crítica entre O_2 e $N-NH_4^+$, determinantes do substrato limitante em sistemas com nitrificação, está entre 0,3 e 0,4, fazendo com que o substrato limitante seja o oxigênio na maioria dos casos. Quando se tem oxidação de matéria orgânica e nitrificação ao mesmo tempo, competição entre microrganismos heterotróficos (oxidantes de matéria orgânica) e microrganismos autotróficos (oxidantes de $N-NH_4^+$) é o que vai determinar a estrutura do compartimento aeróbio do biofilme. De acordo com GÖNENC e HARREMÖES (1985) apud GONÇALVES et al. (2001), o compartimento aeróbio será inteiramente dominado pelas bactérias heterotróficas e a nitrificação não ocorrerá no biofilme, quando relação O_2/DQO for muito pequena.

Com relação o pH do meio, a faixa ideal para ocorrência de nitrificação fica com pH na faixa de 7 a 8.

A desnitrificação é o processo ao qual o nitrato é reduzido até o nitrogênio gasoso, sendo realizada em condições anóxicas. Pode ser assimilatória ou dissimilatória, onde, na assimilatória o nitrato é reduzido a amônia, sendo esta consumida como fonte de energia para os microrganismos em sua síntese celular. A desnitrificação dissimilatória, os microrganismos desnitrificadores reduzem o nitrato (NO_3^-) a óxido nitroso (N_2O) a óxido nítrico (NO), e, principalmente a nitrogênio gasoso (N_2).

De acordo com VON SPERLING (1996) apud RÔLO (2003), o nitrato é utilizado pelos organismos desnitrificadores em condições anóxicas como aceptores de elétrons em lugar do oxigênio, onde a reação pode ser expressa com a seguinte equação simplificada abaixo:

Como visto na equação acima, existem acréscimos na alcalinidade do meio, tendo em vista que a mesma consome íons H^+ , e conseqüente aumento do pH. Diversos pesquisadores determinaram que o pH ideal para a desnitrificação é de 7 a 8, e que a produção de alcalinidade é em torno de 2,9 a 3,0 $mgCaCO_3/mgN_{-reduzido}$.

1.3.4 Biofiltros aerados submersos

1.3.4.1 Descrição

Os biofiltros aerados submersos (BF) são reatores trifásicos que são constituídos por um tanque que é preenchido com material poroso e inerte, com ar e esgoto fluindo permanentemente.

Como dito acima é um reator trifásico são compostos por uma *fase sólida*, *fase líquida* e *fase gasosa*. A fase sólida é aquela que é constituída pelo meio suporte e pelas colônias de microrganismos desenvolvidas nele, recebendo o nome de biofilme. A fase líquida é composta pelo líquido, que está em permanente escoamento, através do meio poroso. A fase gasosa, oriunda de aeração artificial e pelos gases dos subprodutos da atividade biológica.

Os biofiltros aerados submersos com meio granular (Biofiltros) realizam a remoção de compostos orgânicos e partículas em suspensão presentes nos esgotos sanitários no mesmo reator, além desse meio granular ser um excelente meio filtrante. Neste tipo de processo, o acúmulo de biomassa pode aumentar as perdas de carga hidráulica através do meio, necessitando assim de periódicas retro lavagens.

Os biofiltros aerados submerso com leito estruturado (Filtros Biológicos Aerados Submersos), de acordo com RÔLO (2003), caracterizam-se pelo enchimento do mesmo tipo utilizado para os filtros biológicos percoladores (FBP). Este necessita de decantador secundários, pois, seu enchimento não retém a biomassa em suspensão pela ação da filtração. A alimentação do FBAS é semelhante a do BF, e o fluxo podem ser ascendentes ou descendentes. Seu fornecimento de ar se dá pela distribuição de difusores de ar de bolhas grossas, instalados na parte inferior desses reatores. De acordo com GONÇALVES et al. (2001) apud RÔLO (2003), quando são operados sem recirculação de lodo, respondem de maneira próxima ao FBP, submetidos às mesmas taxas de aplicação orgânica por unidade de área superficial de enchimento, ou por unidade de volume de enchimento do filtro.

1.3.4.2 Material suporte do leito

O material suporte é de suma importância, pois ele será a base para a fixação de microrganismos e o desenvolvimento do biofilme, onde o ar passará pelos seus vazios, fornecendo oxigênio para as reações aeróbias de degradação da matéria orgânica e nitrificação.

De acordo com GONÇALVES et al. (2001) apud RÔLO (2003), destacam-se as seguintes características que um material de enchimento ideal para um FBAS deve 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 mais o peso da biomassa que cresce aderida à sua superfície;*
- *Suficientemente leve para permitir reduções significativas no custo das obras civis;*
- *Ser biologicamente inerte, não sendo atacado pelos microrganismos do processo e nem ser tóxico a eles;*
- *Ser quimicamente estável;*
- *Apresentar menor custo possível por unidade de matéria orgânica removida, quando utilizado em tratamento em nível secundário;*
- *Apresentar alta superfície específica e rugosidade.*

Na prática, visto na ótica de alguns autores, o enchimento de FBP e FBAS é feito com alguns tipos de pedras como exemplo:

- *Brita 4 (diâmetros variando entre 5 a 8cm)*
- *Pedregulho*
- *Escória Granulada de alto forno*

Esses materiais têm áreas superficiais específicas com certa limitação, pois ficam na faixa de 55 a 80 m²/m³. O índice de vazios fica na faixa de 55 a 60%, que é um limitador para o crescimento da biomassa e da circulação de ar, bem como o problema com colmatção do meio (quando operados com alta carga orgânica).

Outros materiais para enchimento dos filtros, como módulos de plástico corrugado, tablados de ripas e anéis de plástico são uma excelente opção nos casos em que os

sistemas requererem pequenas áreas de implantação, além do que tem área superficial específica bem superior, na faixa de 100 a 150 m²/m³. Com relação ao índice de vazios, estes permitem maior quantidade de biomassa aderida, uma vez que sua taxa varia de 90 a 97% de vazios. Esses materiais são muito mais leves que as rochas citadas acima, possibilitando a construção de filtros mais altos, sem tantos problemas estruturais, como no primeiro caso. Para finalizar, esse enchimento permite taxas de aplicação de matéria orgânica por unidade de volume de filtro bem superiores às utilizadas em filtros com enchimento de pedras.

ALEM SOBRINHO (1998) apud RÔLO (2003), apresenta uma comparação entre diferentes materiais de enchimento de filtros biológicos, mostrados na Tabela 3.4:

Tabela 3.4 Comparação entre diferentes materiais de enchimento de filtros biológicos.

COMPARATIVO ENTRE DIFERENTES MATERIAIS DE ENCHIMENTO DE FILTROS BIOLÓGICOS			
MATERIAL DE ENCHIMENTO	Área superficial específica (m²/m³)	Índice de vazios (%)	Material
Enchimento de tubos verticais			
Cloisonyle	220	94	PVC
Enchimento em forma de placas			
ICI – Flocor E	90	95	PVC
ICI – Flocor M	135	95	PVC
Munters Plasdek B-27060	100	95	PVC
Munters Plasdek B-19060	140	95	PVC
Munters Plasdek B-12060	230	95	PVC
Surfpac	92	94	PVC
Enchimento com peças não ordenadas			
Norton Actifil – 90E	101	95	Polipropileno
Norton Actifil – 50E	124	92	Polipropileno
Norton Actifil – 75	160	92	Polipropileno
M.T. Filterpak 1127	120	93	Polipropileno
M.T. Filterpak 1130	190	93	Polipropileno
M.T. N° 2 Mini Ring	118	93	Polipropileno
M.T. N° 3 Mini Ring	79	94	Polipropileno
ICI – Flocor R	250	97	Polipropileno
Pedras (25,4 mm)	60-80	53,8	Pedra
Pedras (63,0 mm)	50-70	57	Pedra
Agregado leve de lodo de esgoto	142	58	

Fonte: ALEM SOBRINHO (1998) apud RÔLO (2003)

1.3.4.3 Critérios e parâmetros de projeto

De acordo com GONÇALVES et al. (2001) apud RÔLO (2003), o dimensionamento de FBAS é basicamente mediante a utilização de dados empíricos, obtidos através de experimentação em escala piloto ou em escala natural.

1.3.4.3.1 Taxa de aplicação de matéria orgânica

A taxa de aplicação volumétrica de matéria orgânica é um parâmetro empregado no dimensionamento de filtros biológicos aerados submersos, e é expressa pela equação abaixo:

$$C_v = \frac{Q \times S}{V}$$

Onde:

- C_v = Carga orgânica volumétrica (kgDBO/m³.dia ou kgDQO/m³.dia)
- Q = Vazão média afluyente (m³/dia)
- S = concentração do substrato no afluyente (kgDBO/m³ ou kgDQO/m³)
- V = Volume ocupado pelo meio suporte no reator (m³)

Com o propósito de se determinar um tipo mais adequado de material suporte, LESSEL (1994) realizou uma experiência em um reator de leito submerso de 25 m³ e testou três tipos diferentes. Os tipos de materiais testados são os seguintes:

- ***Bionet*** – material plástico
- ***Linpor*** – pequenos cubos de espuma
- ***Ring Lace*** – fios de PVC entrelaçados

Nos dois primeiros casos (*Bionet* e *Linpor*), ocorreu deposição de lodo no fundo do reator, e o tipo *Ring Lace* foi o que apresentou melhor desempenho. A tabela 3.5 apresenta os resultados dessa pesquisa.

Tabela 3.5 Materiais suporte: Resultados obtidos na planta piloto

Tipo de Suporte	eficiência de remoção de DQO (%)	eficiência de remoção de N-NH ₄ ⁺ (%)	Carga Volumétrica Aplicada (kgDQO/m ³ .dia)
Bionet	85	94	0,52
Linpor	84	96	1,12
Ring-Lace	87	95	0,95
Sem suporte	86	16	0,85

Fonte: LESSEL (1994) apud RÔLO (2003)

1.3.4.3.2 Taxa de aplicação hidráulica superficial

A medida do volume do afluente aplicado sobre a área da seção transversal do filtro biológico aerado submerso por unidade de tempo, expressa pela equação abaixo:

$$q_s = \frac{Q}{A}$$

Onde:

q_s = taxa de aplicação hidráulica superficial (m³/m².dia)

Q = Vazão média afluente (m³/dia)

A = Área da seção transversal do FBAS

1.3.4.3.3 Tempo de detenção hidráulica

A equação abaixo expressa o tempo de detenção hidráulica, que nada mais é do que o tempo médio de permanência da fase líquida dentro do reator.

$$\tau = \frac{V}{Q}$$

Onde:

τ = Tempo de detenção hidráulica (dia ou hora ou mim)

V = Volume do líquido no reator (m^3)

Q = Vazão média afluyente (m^3/dia ou m^3/h ou m^3/min)

1.3.4.3.4 Produção de lodo e suas características

A quantidade de sólidos suspensos em relação à quantidade de matéria orgânica removida é por definição a produção específica de lodo. Suas unidades de medida são em $kgSST/kgDQO_{removida}$ ou $kgSST/kgDBO_{removida}$, e sua estimativa de produção pode ser expressa através da equação abaixo:

$$P_{lodo} = YxDBO_{REMOVIDA}$$

Onde:

P_{lodo} = Produção de lodo no FBAS ($kg SST/dia$)

Y = Coeficiente de produção de lodo no FBAS ($kg SST/kg DBO_{removida}$)

$DBO_{REMOVIDA}$ = Massa de DBO removida no FBAS ($kg DBO/dia$)

1.3.4.3.5 Sistema de aeração

Nos sistemas com FBP's, devido a limitação de oxigênio como fator principal, recomenda-se que o afluyente tenha DBO um pouco abaixo de $100mgO_2/L$. Em FBAS's, não há necessidade dessa limitação da DBO afluyente. De acordo com GONÇALVES et al. (2001) apud RÔLO (2003), o fornecimento de ar para atender às necessidades de oxigênio do processo aeróbio, para se ter um efluente com DBO na faixa de 20 a $30 mgO_2/L$, não nitrificado, é de cerca de 35 a $40 m^3 ar/kgDBO_{aplicada}$.

1.3.4.3.6 Critérios e parâmetros de projetos para ETEs associando reatores UASB e FBAS

De acordo com GONÇALVES et al. (2001), a tabela 3.6 abaixo, trás um resumo dos principais critérios e parâmetros utilizados para o dimensionamento de estações de tratamento que utilizam FBAS como pós-tratamento de reatores UASB, não ocorrendo nitrificação no sistema.

Tabela 3.6 Parâmetros de dimensionamento de sistemas híbridos (UASB + FBAS) – sem ocorrência de nitrificação

Parâmetro	UASB	FBAS	UASB+FBAS
Carga orgânica volumétrica (kg DBO/m ³ .dia)	0,85 a 1,2	3,0 a 4,0	-
Carga orgânica superficial (g DQO/m ² .dia)	15,0 a 18,0	55 a 80	-
Eficiência de remoção de DBO (%)	65 a 75	60 a 75	85 a 95
Eficiência de remoção de SS (%)	65 a 75	60 a 75	85 a 95
Eficiência de remoção de DQO (%)	60 a 70	55 a 65	80 a 90
taxa de aeração (Nm ³ /kgDBO _{removida})	-	25 a 40	-
Produção de lodo (kgST/kgDQO _{removida})	0,15 a 0,20	0,25 a 0,40	-
Teor de SV no lodo (% SV/ST)	0,50 a 0,60	0,55 a 0,80	-
Eficiência de digestão do lodo aeróbio no UASB (% SV)	0,15 a 0,25	-	-

Fonte: GONÇALVES et al. (2001)

1.4 Pós-tratamento de efluentes de reatores UASB

1.4.1 Condições gerais

Conforme dito anteriormente, a tendência do uso de reatores anaeróbio como tratamento principal dos esgotos sanitários deve-se a constatação das características favoráveis como, baixo custo de operação, baixa produção de lodo, etc. Contudo, os efluentes desse tratamento necessitam de um polimento, tendo em vista que os mesmos, na maioria dos casos, não atendem aos limites impostos pela legislação ambiental, ocasionando efeitos deletérios ao meio ambiente e conseqüente degradação do mesmo. O pós-tratamento então, tem a finalidade de remover o

remanescente da matéria orgânica e outros constituintes pouco ou quase nada afetados na unidade anaeróbia (ex: nutriente N e P; patógenos).

Esse é um dos principais motivos para o desenvolvimento e estudo da combinação de processos anaeróbios sucedidos de processos aeróbios, onde essa combinação tem-se mostrado como uma opção que pode reduzir ainda mais os custos de implantação e operação desses sistemas.

Cabe ressaltar ainda importância desse tipo de configuração de sistema, pois, pode funcionar como alternativa em casos de sistemas convencionais com capacidade esgotada, ou em casos que se deseja reduzir os custos operacionais.

Segundo CHERNICHARO et al. (2001), as principais configurações híbridas, que utilizam um reator UASB como a primeira fase do tratamento, tem como unidade de pós-tratamento os seguintes processos:

- *Filtro biológico percolador;*
- *Filtro biológico aerado submerso;*
- *Biofiltro aerado submerso, com material de enchimento granular;*
- *Lodos ativados;*
- *Filtro anaeróbio;*
- *Reator anaeróbio de leito expandido;*
- *Lagoa de sedimentação;*
- *Lagoa facultativa;*
- *Lagoa de maturação;*
- *Tratamento físico-químico*
- *Tratamento físico-químico com flotação;*
- *aplicação no solo.*

1.4.2 Sistemas de pós-tratamento biológico aeróbio

Economia de energia elétrica, redução da produção de lodo, recebimento do lodo aeróbio em excesso, são geralmente os resultados da implantação de reatores anaeróbios precedendo sistemas aeróbios, além de obter-se um efluente final com características equivalentes a sistemas exclusivamente aeróbios.

Uma ETE convencional (os lodos primário e secundário são encaminhados para adensadores e em seguida para digestores) é composta por:

- *Decantador primário;*
- *Reator aeróbio;*
- *Decantador secundário.*

Segundo ALEM SOBRINHO e KATO (1999), uma ETE constituída por reator UASB, seguida pelo mesmo tratamento aeróbio acima, com o lodo secundário encaminhado ao reator UASB para que seja digerido e na seqüência desidratado, pode obter as vantagens abaixo citadas:

- Os reatores UASB dispensam a utilização de decantadores primários, adensadores e digestores anaeróbios, pois o próprio UASB passa a cumprir tanto a função de tratamento da fase líquida, quanto o tratamento da fase sólida (lodo aeróbio), sem a necessidade de qualquer volume adicional.
- O volume dos reatores biológicos aeróbios pode ter seu volume reduzido cerca de metade de sua capacidade necessária em ETEs convencionais, uma vez que os reatores UASB removem cerca do dobro da DBO removida em decantadores primários;
- Em se tratando de lodos ativados, a energia necessária para aeração cairá cerca de 45% a 55% em relação a uma ETE convencional, isso se não houver necessidade de nitrificação. Quando houver necessidade de nitrificação, a queda de consumo é na faixa de 65% a 70%;
- Com relação ao custo de implantação de uma ETE com reator tipo UASB seguido de tratamento biológico aeróbio, esse será no máximo até 80% daquele para um sistema convencional, sem considerar o menor custo operacional, devido a sua maior simplicidade de operação.

1.4.3 Estudos realizados

GONÇALVES et al. (1998) efetuaram estudos em biofiltros aerados submersos como pós-tratamento de reator UASB. Os biofiltros utilizavam como enchimento

material granular, composto por esferas de poliestileno do tipo S5, e apresentando superfície específica de $1200 \text{ m}^2/\text{m}^3$. O reator UASB tinha 46 litros de volume, sendo submetido a diferentes condições operacionais, onde, em 5 fases experimentais, variou-se o tempo de detenção hidráulico (tdh) de 16 a 4 horas. O biofiltro tinha um volume útil de 6,3 litros, sendo submetido a tempos de detenção hidráulica variando de 0,46 a 0,11 horas. As alimentações desses reatores foram com esgoto, predominantemente domésticas. Ao longo de toda pesquisa foram observados ótimos desempenhos nas remoções de SS e DQO, onde o efluente final apresentou concentrações conforme Tabela 3.7 abaixo:

Tabela 3.7 Concentrações e eficiência de remoção de efluente de biofiltro precedido de reator UASB (escala piloto)

Parâmetro	concentração (mg/L)	eficiência remoção (%)
Sólidos em suspensão	10	95
DBO5	10	95
DQO	50	88

Fonte: Adaptado de GONÇALVES et al. (1998)

O experimento ocorreu num período de 322 dias e as cargas hidráulica e orgânica foram incrementadas aos poucos.

As condições operacionais adotadas para os reatores estudados estão elucidadas na Tabela 3.8 a seguir:

Tabela 3.8 Condições operacionais adotadas sobre os reatores UASB e BF

Etapas	Tdh (horas)		Vazão (l/h)	Carga hidráulica UASB e BF ($\text{m}^3/\text{m}^2.\text{h}$)	Duração (dias)
	UASB	BF			
1	16	0,46	2,8	0,36	64
2	10	0,28	4,6	0,58	74
3	8	0,23	5,7	0,73	30
4	6	0,17	7,6	0,97	33
5	4	0,11	11,4	1,45	45

Fonte: GONÇALVES et al. (1998) apud RÔLO (2003)

AISSE et al. (2000) elaboram um estudo de pós-tratamento de um reator UASB em um Filtro biológico percolador (FBP) e um Filtro biológico aerado submerso (FBAS), ambos em escala piloto. O filtro biológico percolador era precedido de um tanque de pré-aeração ao filtro e seguido de decantador, com o lodo sedimentado sendo encaminhado ao fundo do reator UASB, tinha as seguintes características:

- **Material construtivo:** tubos de concreto com 60 cm de diâmetro
- **Altura:** 4,0 metros
- **Enchimento:** constituído por pedras

O Filtro biológico aerado submerso era seguido de um decantador, com lodo biológico aeróbio sedimentado sendo encaminhado ao fundo do reator UASB, e, tinha as seguintes características:

- **Material construtivo:** alvenaria estrutural
- **Seção filtro:** quadrada, com 60 cm de largura
- **Altura:** um total de 3,5 metros
- **Enchimento:** material plástico, tipo colméia, com superfície específica superior a $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$.
- **Aeração:** difusores de ar instalados no fundo da unidade.

Essas unidades piloto foram instaladas no sistema de esgotos sanitários da ETE Belém (SANEPAR). O esgoto bruto afluente apresentava uma DQO de 490 ± 160 mg/L, e, com relação à eficiência, os sistemas apresentaram os seguintes valores, conforme Tabela 3.9 abaixo:

Tabela 3.9 Eficiência de remoção de SST e DQO para os sistemas utilizando FBP e FBAS

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)	
	FBP	FBAS
SST	64,3	75,9
DQO	71,6	78,1

Fonte: Adaptado de AISSE et al. (2000)

Na ETE Caçadores (Cambe), MANGIERI (2001) avaliou o desempenho do sistema de tratamento, que era constituído por um reator UASB, sob a denominação de RALF (Reator anaeróbio de leito fluidizado), seguido de um filtro biológico convencional e decantador. O reator UASB tinha as seguintes características:

- **Volume útil:** $1.917,2 \text{ m}^3$
- **Tempo de detenção hidráulica:** 12 horas
- **Carga orgânica volumétrica:** $1,10 \text{ kgDQO/m}^3.\text{dia}$ ($0,97 \text{ kgDBO/m}^3.\text{dia}$)

O filtro biológico tinha uma taxa de aplicação superficial de projeto de $12,5 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$, porém, 88% do tempo ele trabalhou com taxa de aplicação média inferior, igual $11,6 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$. O decantador secundário operou com taxa de escoamento superficial de $134,3 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{dia}$. A Tabela 3.10 abaixo expressa as eficiências de remoção de matéria orgânica no sistema, cabendo lembrar que com relação aos nutrientes, o mesmo não apresentou resultados significativos:

Tabela 3.10 Concentrações e eficiência de remoção de DBO e DQO de efluente da ETE Caçador (Cambé)

Parâmetro	Conc. efluente final (mg/L)	eficiência de remoção (%)
DBO	31	91
DQO	110	81

Fonte: Adaptado de MANGIERI (2001)

Em sua dissertação de Mestrado, HIRAKAWA (2000) efetuou o estudo de um biofiltro aerado submerso de fluxo descendente, como pós-tratamento de um reator UASB, ambos em escala piloto. O reator UASB tinha as seguintes características:

- **Volume útil:** 604 litros
- **Tempo de detenção hidráulica:** 6,5 horas (média)

O biofiltro tinha as seguintes características:

- **Volume aparente:** 32,7 litros
- **Enchimento:** composto de argila expandida granulada pré-selecionada

As eficiências resultantes nesse sistema estão apresentadas na Tabela 3.11 a seguir (os valores apresentados são valores médios):

Tabela 3.11 Eficiência de remoção de matéria orgânica

Parâmetro	Eficiência de remoção (%)		
	UASB	FBAS	Sistema
DBO	57	80	92
DQO*	59	63	85

Fonte: Adaptado de HIRAKAWA (2000)

Em um sistema composto do reator UASB e Filtro biológico percolador, NASCIMENTO et al. (2001) efetuaram o monitoramento e análise da eficiência do conjunto anaeróbio/aeróbio por um período de 16 meses. O reator UASB tinha as seguintes características:

- **Volume:** 416 litros
- **Tempo de detenção hidráulica:** 4 horas

O filtro biológico percolador tinha as seguintes características:

- **Volume:** 60 litros
- **Enchimento:** escória de alto forno

As taxas de aplicação superficial de carga orgânica variavam de 0,3 a 3,9 kgDQO/m².dia. As taxas de aplicação hidráulica variavam de 3,6 a 30,6 m³/m².dia.

Abaixo, segue a tabela 3.12 com os resultados médios de eficiência do sistema:

Tabela 3.12 Concentrações e eficiência de remoção de DBO, DQO e SS (UASB+FBP)

Parâmetro	eficiência remoção (%)	Conc. Efl. Final (mg/L)
DBO	80 a 94	< 60
DQO	74 a 88	60 a 120
SS		< 40

Fonte: Adaptado de NASCIMENTO et al. (2001)

De acordo com ALEM SOBRINHO e JORDÃO (2001), os efluentes de sistemas de pós-tratamento de reator UASB, tem deficiência com relação a remoção de patógenos (termotolerantes), necessitando de uma etapa de desinfecção desse efluente final para atendimento da legislação ambiental em vigor.

A produção de maus odores, e, os efeitos da corrosão ocorrida em reatores UASB caracterizam alguns dos grandes problemas envolvendo a utilização de reatores anaeróbios seguidos de pós-tratamento. De acordo com ALEM SOBRINHO e JORDÃO (2001) apud RÔLO (2003), negligenciar esses aspectos pode desgastar, de maneira até irreparável, concepções de tratamento de esgotos sanitários que vem se mostrando eficientes e mais econômicas que os sistemas clássicos de depuração de esgotos.

MATERIAL E MÉTODOS.

1.5 Introdução.

A seguir, será descrita a fase experimental objeto desta pesquisa, elucidando os principais itens constituintes do sistema de tratamento, que é composto por um reator UASB seguido de um filtro biológico aerado submerso (FBAS), assim como os procedimentos, materiais e métodos utilizados.

1.6 Unidade experimental: Descrição.

1.6.1 Local de implantação e operação do sistema.

A unidade experimental está instalada nas dependências do Centro Tecnológico de Hidráulica – CTH, situado na Avenida Professor Lúcio Martins Rodrigues, na cidade Universitária, no campus da Universidade de São Paulo – USP.

A alimentação dessa unidade é proveniente de uma derivação dos esgotos gerados no Conjunto residencial da USP – CRUSP (apartamentos e restaurante), que são recalcados pela estação elevatória de esgotos COSEAS (Anexo A1 – Foto 1) até o CTH, aonde foi construído um reator UASB (Anexo A2 – Foto 3) que é responsável pelo tratamento biológico anaeróbio das águas residuárias afluentes ao sistema.

O efluente do reator UASB é enviado a dois reservatórios de distribuição (Anexo A3 – Foto 5), responsável pela alimentação de outras unidades experimentais situadas também no CTH, e que vem sendo fonte e objeto de estudos de pesquisadores, em especial, os oriundos da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, onde numa dessas unidades experimentais encontra-se o FBAS (Anexo A3 – Foto 6), elemento principal do presente trabalho.

1.6.2 Composição da unidade experimental.

A unidade experimental é composta por:

- *Reator UASB*
- *Filtro biológico aerado submerso (FBAS) de leito fixo*

- *Decantador secundário*

A Figura 4.1 abaixo nos mostra o esquema do sistema de tratamento:

Figura 4.1 Esquema das unidades do sistema de tratamento

1.6.2.1 Estação elevatória de esgoto bruto

Conforme dito no item 4.2.1, a EEE COSEAS que abastece o reator UASB situado no CTH, está implantada nas proximidades do Conjunto Residencial da USP – CRUSP, residência dos estudantes situado na Avenida Professor Mello Moraes. Existem registros de manobra para permitir a utilização do esgoto do antigo poço (construído pela SABESP ao lado de uma de suas elevatórias localizada em frente ao CTH), caso ocorram problemas técnicos e/ou operacionais com a EEE COSEAS, garantindo assim o abastecimento contínuo das unidades experimentais.

1.6.2.2 Sistema de pré-tratamento

1.6.2.2.1 Caixa de entrada/gradeamento

O esgoto proveniente da linha de recalque é lançado numa caixa de entrada dotada de extravasor, seguida por um sistema de gradeamento composto por uma grade fina de limpeza mecanizada, com espaçamento entre barras de 1,5 cm (Anexo A1 –Foto 2).

1.6.2.2.2 Caixa de areia

O sistema de desarenação é constituído por dois canais com operação de limpeza manual, que é realizada num dos canais enquanto o outro está em funcionamento, passando logo após, por uma calha Parshall (Anexo A1 – Foto 2), sendo descarregado em um reservatório, com capacidade de 500 litros. Desse reservatório, o efluente é lançado num poço de sucção do qual é recalcado para o reator UASB por uma bomba de deslocamento positivo, marca NETZSCH, modelo NEMO NE50A, através de uma tubulação de ferro fundido de 50cm de diâmetro.

1.6.2.3 Reator UASB

O reator UASB tem as seguintes características:

- *Altura total* - 6,0 m
- *Altura útil* - 5,0 m
- *Material* - Aço
- *Diâmetro* - 2,5 m
- *Volume útil* - 24,54 m³
- *Pontos amostragem* - 8 pontos (espaçados de 50 em 50 cm)
- *Vazão alimentação* - 3 m³/h (constante)
- *TDH* - 8 horas

Segundo RÔLO (2003), a partida deste reator foi realizada com a inoculação de 5m³ de lodo anaeróbio proveniente de um reator UASB da ETE de Rio Grande da Serra, operada pela SABESP.

1.6.2.4 Filtro biológico aerado submerso (FBAS)

O Filtro em estudo tem as seguintes características:

• <i>Material</i>	- <i>Acrílico</i>
• <i>Formato</i>	- <i>Prismático</i>
• <i>Largura Seção Transversal</i>	- <i>32 cm</i>
• <i>Comprimento Seção Transversal</i>	- <i>98 cm</i>
• <i>Altura Total</i>	- <i>2,00 m</i>
• <i>Altura Útil</i>	- <i>1,93 m</i>
• <i>Borda Livre</i>	- <i>6 cm</i>
• <i>Espessura da Base</i>	- <i>1 cm</i>
• <i>Volume Útil</i>	- <i>605 litros</i>
• <i>Volume do Enchimento</i>	- <i>502 litros</i>

Sua alimentação dá-se pela base do filtro, garantindo o fluxo ascendente, passando por um orifício de 25cm situado na parede lateral, junto ao fundo do mesmo, estando conectado por uma mangueira a um tubo de PVC de 75cm instalado verticalmente, com sua extremidade superior sujeita a pressão atmosférica e acima do nível máximo atingido pelo líquido dentro do reator. Entre a mangueira de conexão e o tubo de PVC de 75cm foi instalado um registro tipo esfera, conectado a um Tê, por sua vez conectado a outro registro para a realização da amostragem do afluente do reator.

O suprimento de ar é fornecido por um compressor, o qual foi instalado um filtro para remoção de água, uma válvula de controle de pressão e um rotâmetro para o monitoramento da vazão de ar fornecida. A distribuição de ar dentro do reator se deu através de um sistema constituído por dois tubos de PVC de ½ “, perfurados diametralmente com orifícios de 2mm de diâmetro a cada 10cm, instalados horizontalmente imediatamente acima do ponto de alimentação de esgoto”.

O material utilizado para enchimento do Filtro, foi gentilmente cedido pela empresa Yakult. Trata-se de copinhos de Yakult que haviam sido rejeitados pelo controle de qualidade da empresa. Os copinhos tiveram seu fundo removido, apresentando então, forma de uma espécie de anel, cujas dimensões estão apresentadas na Figura 4.2.

A altura total do leito fixo é de 1,60m, sendo que o início do leito está a 30cm do fundo do reator, onde foi instalada uma grade feita em acrílico para sustentação do leito acima do ponto onde estão as entradas de ar e de esgoto. O volume total do enchimento ocupa 502 litros. A garantia da estabilidade do material de enchimento foi a instalação de uma grade fixa na parte superior do filtro.

O reator possui um outro orifício de 25cm de diâmetro na mesma linha do orifício de alimentação, porém na parede oposta, para eventuais operações de drenagem que possam vir a ser necessária.

Figura 4.2 Dimensões do material utilizado como meio suporte do filtro biológico aerado submerso

O esquema do filtro é mostrado na figura 4.3.

Figura 4.3 Croqui do filtro biológico aerado submerso (unidade piloto)

Fonte: RÔLO (2003)

1.6.2.5 Decantador Secundário

Neste experimento foram utilizados dois decantadores secundários sendo o primeiro retangular, sem limpeza mecanizada (utilizado nos regimes 1 e 2 de operação) e o segundo, um decantador cilíndrico com fundo cônico, dotado de raspador mecanizado.

O decantador secundário utilizado nos regimes 1 e 2 tem as seguintes características (Anexo A4 – Foto 7):

• <i>Seção transversal</i>	- <i>Retangular</i>
• <i>Largura</i>	- <i>80 cm</i>
• <i>Comprimento</i>	- <i>94 cm</i>
• <i>Área útil</i>	- <i>0,75 m²</i>
• <i>Qtde. de poços (prisma piramidal)</i>	- <i>4 unidades</i>
• <i>Largura poços</i>	- <i>39 cm</i>
• <i>Comprimento poços</i>	- <i>46 cm</i>
• <i>Altura útil poços</i>	- <i>31 cm</i>
• <i>Volume total decantador</i>	- <i>420 litros</i>
• <i>Taxa de aplicação hidráulica</i>	- <i>16 m³/m².dia</i>

Cada um dos quatro poços possui um registro de 25cm para a drenagem periódica do lodo acumulado.

Este decantador, utilizado nos regimes 1 e 2 de operação, demonstrou-se muito ineficiente, devido a falta de limpeza mecanizada, o que despendia de inúmeras paradas no sistema para limpeza do mesmo. Outro fator condicionante era a perda excessiva de sólidos, o que tornara difícil o controle da idade do lodo (θ_c) para se obter nitrificação.

O decantador secundário utilizado no regime 3 de operação tem as seguintes características (Anexo A5 – Foto 8):

• <i>Seção transversal</i>	- <i>Circular</i>
• <i>Diâmetro</i>	- <i>1,00 m</i>
• <i>Altura Total Decantador</i>	<i>2,32 m</i>
• <i>Área Útil</i>	- <i>0,79 m²</i>
• <i>Qtde. de poços (Cônico)</i>	- <i>1 unidade</i>
• <i>Altura Útil Poço</i>	- <i>80 cm</i>
• <i>Volume total Decantador</i>	- <i>1,56 m³</i>
• <i>Taxa de aplicação hidráulica</i>	- <i>6,1 m³/m².dia</i>

1.7 Procedimentos Experimentais

Cabe fazer uma pequena ressalva para os testes abaixo:

- *Testes preliminares para a determinação do índice de vazios do meio suporte utilizado no FBAS*
- *Teste preliminar para a determinação de área superficial específica do meio suporte do FBAS*

Esses testes foram efetuados por RÔLO (2003), no ano de 2001.

1.7.1 Testes preliminares para a determinação do índice de vazios do meio suporte utilizado no FBAS

Para a determinação do índice de vazios, foram efetuados três ensaios com o auxílio de um tanque de acrílico que foi preenchido com água, monitorando-se o volume de água necessária para atingir sua capacidade máxima possibilitando então a aferição de seu volume real. Nos três ensaios, preencheu-se o tanque com o material de enchimento de forma aleatória e não ordenada, preenchendo então logo em seguida o tanque com água, até sua capacidade máxima.

Uma vez conhecidos os volumes de líquido comportado pelo tanque sem o enchimento e com o enchimento, possível foi determinar o índice de vazios do meio através da seguinte equação (4.1):

$$\text{Índice de vazios} = \frac{\text{Volume_do_liquido_com_enchimento}}{\text{Volume_do_liquido_sem_enchimento}} \times (100\%) \quad (4.1)$$

Os resultados obtidos por RÔLO (2003) estão apresentados na Tabela 4.1 a seguir:

Tabela 4.1 Resultados experimentais para a determinação do índice de vazios do meio suporte utilizado no FBAS

ENSAIO	Volume de líquido com o enchimento (Litros)	Volume de líquido sem o enchimento (Litros)	Índice de vazios (%)
1	100,300	103,750	96,67
2	100,250	103,750	96,63
3	100,280	103,750	96,66
Média	100,277	103,750	96,65

Fonte: RÔLO (2003)

A confirmação para verificar se esse índice seria o que permaneceria no leito fixo do FBAS se deu por um ensaio no próprio reator antes que o mesmo entrasse em operação. O leito fixo foi preenchido de forma aleatória e sem ordenação com o material de enchimento, assegurando-se que o mesmo permanecesse imóvel com a colocação de uma grade acrílica fixa na extremidade superior do filtro, completando-se o volume do mesmo com água. Essa água foi drenada para que se pudesse efetuar a medição do seu volume, resultando em 487 litros. Portanto, aplicando-se a equação

(4.1), resultou em um índice de vazios na ordem 97,01%. $\left[\left(\frac{487}{502} \right) \times 100\% \right]$.

1.7.2 Teste preliminar para a determinação da área superficial específica do meio suporte do FBAS

Para esta determinação, RÔLO (2003) selecionou ao acaso dez unidades do material utilizado como enchimento e mensurou suas dimensões com o auxílio de um instrumento de medição, chamado paquímetro. Após efetuar tais medições, apurou-se as dimensões médias e calculou-se a área superficial de uma unidade, resultando em 0,0195 m².

Constam no FBAS, 3.774 unidades de “copinhos de Yakult”, utilizados como enchimento. No tanque que foi utilizado para efetuar os ensaios constantes do item 4.3.1, foram utilizados 782 unidades.

RÔLO (2003), determinou a área superficial específica do meio através da seguinte expressão:

$$\text{Área superficial específica} = \frac{n^{\circ} \text{unidades} \times \text{área}_{\text{unitária}}}{\text{Volume}_{\text{tanque}}} \quad (4.2)$$

Os resultados dos ensaios estão apresentados na Tabela 4.2 abaixo:

Tabela 4.2 Resultados experimentais para a determinação da área superficial específica do meio suporte utilizado no FBAS

Ensaio	Volume do tanque (m ³)	Número de peças (un.)	Área superficial unitária (m ²)	Área superficial específica (m ² /m ³)
1	0,10375	782	0,0195	146,98
2	0,10375	782	0,0195	146,98
3	0,10375	782	0,0195	146,98
FBAS	0,5020	3.774	0,0195	146,60

Fonte: RÔLO (2003)

Considerou então o valor de 147 m²/m³ para a área superficial específica do material utilizado como meio suporte do FBAS, e a área disponível para aderência dos microrganismos proporcionada por esse enchimento no FBAS é de 73,76 m².

1.7.3 Procedimentos operacionais da unidade experimental

1.7.3.1 Início da operação

O início da operação para este estudo deu-se em 03/09/2004 e, no intuito de que o sistema continuasse apresentando uma DBO na faixa de 90 a 100 mgO₂/L, utilizou-se uma taxa de aplicação de matéria orgânica de 15 g DBO/m².dia, adotando-se uma vazão de alimentação de 500 L/h.

1.7.3.2 Regimes de operação

A Tabela 4.3 mostra os 3 regimes de operação adotados para unidade experimental, com a seguinte vazão de alimentação e suas vazões de recirculação:

Tabela 4.3 Regimes de operação da Unidade Experimental

	Regimes		
	1	2	3
Vazões	(L/h)	(L/h)	(L/h)
Alimentação (Q)	500	500	200
Recirculação (Qr)	100	200	160
Relação Qr/Q	0,2	0,4	0,8

Carga orgânica superficial (gDBO/m ² .dia)	16,3	16,3	6,5
Carga orgânica volumétrica (kgDBO/m ³ .dia)	2,4	2,4	1,0
TDH (minutos)	72,6	72,6	181,7
Duração (dias)	75	80	54

Durante os três regimes de operação, o sistema de tratamento deparou-se com inúmeros problemas técnicos e operacionais. Podem-se destacar os seguintes fatores:

- **EEE Coseas:** foram necessárias inúmeras intervenções dos funcionários da SABESP, uma vez que a Estação Elevatória de Esgotos apresentou problemas como entupimento do conjunto Moto-Bomba submersível, entupimento da rede de chegada no poço da elevatória, troca e manutenção do conjunto moto-bomba submersível e limpeza do poço da estação elevatória;
- **Reator UASB:** diversos problemas como fluxo de esgoto afluentes deste reator, devido a paralisação do sistema em função de problemas técnicos da bomba de recalque de deslocamento positivo; entupimento do sistema de recalque; operações para troca de peças e manutenção (correias, gaxetas, estator, etc),

sendo que numa dessas paralisações, no retorno da operação, ocorreu a perda da manta de lodo do reator (vazão de alimentação excessiva);

- FBAS: problemas com o fluxo de esgoto afluente, devido inúmeras paralisações da unidade experimental em função de problemas técnicos com a bomba de recalque modelo diafragma; entupimento freqüente da tubulação de sucção, necessidade de limpeza do poço de sucção, bem como de toda a rede interna ao CTH.

Para cada regime de operação foi fornecida uma vazão de ar suficiente para que a concentração de oxigênio dissolvido no interior do FBAS fosse sempre superior a 2,0 mgO₂/L, no intuito de garantir que o fator limitante do processo fosse o fornecimento de oxigênio. Para garantir esse fornecimento, eram feitas leituras periódicas do OD do interior do FBAS, onde no regime 3 de operação, apresentou sempre valores superiores a 3,2 mgO₂/L.

Com relação ao descarte do lodo nos regimes 1 e 2 de operação, o descarte era feito à medida que se constatava visualmente o seu acúmulo nos poços do decantador retangular. Com base nas baixas ocorrências de nitrificação, constatadas nos regimes 1 e 2 de operação, e, na perda excessiva de sólidos suspensos, foi efetuada a troca desse decantador retangular por um cilíndrico com raspador mecanizado e suspenso o descarte de lodo. Porém, logo após a implantação desse decantador, o conjunto moto-redutor apresentou problemas técnicos, bem como o conjunto reserva (no primeiro caso, problemas no motor elétrico e no redutor; no segundo caso, problemas no motor elétrico). Outro problema apresentado foi na bomba responsável pela recirculação do lodo até o FBAS, pois a mesma apresentou sérios problemas de vazamentos no eixo central, causando a perda excessiva de sólidos na linha de retorno.

1.7.3.3 Coleta e manipulação das amostras

O monitoramento do desempenho do FBAS foi realizado através de análises laboratoriais de amostras coletadas nos seguintes pontos do sistema:

- *Esgoto bruto*

- *Entrada do FBAS*
- *Saída do FBAS*
- *Saída do decantador*
- *Linha de recirculação de lodo*

O plano de análises e frequências encontram-se apresentadas na tabela 4.4.

Tabela 4.4 Programa de amostragem da unidade experimental

Parâmetro analisado	Frequências (semanais)				
	Esgoto Bruto	Entrada FBAS	Saída FBAS	Linha Recirculação	Saída Decantador
DQO _{Total}	2x	2x	-	-	2x
DQO _{Filtrada}	2x	2x	2x	-	2x
DBO _{Total}	1x	1x	-	-	1x
DBO _{Filtrada}	1x	1x	-	-	1x
SST	2x	2x	2x	2x	2x
SSV	2x	2x	2x	2x	2x
N-NKT	2x	2x	-	-	2x
N-NH ₃ /NH ₄ ⁺	-	2x	-	-	2x
N-NO ₂ ⁻	-	2x	-	-	2x
N-NO ₃ ⁻	-	-	-	-	2x
pH	2x	2x	-	-	2x
alcalinidade	-	2x	2x	-	2x

1.7.3.4 Metodologia analítica

As análises laboratoriais foram realizadas no Laboratório de Saneamento do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Faculdade de Engenharia Civil da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, onde essas análises foram desenvolvidas de acordo com o preconizado no “Standard Methods for Examination of Water and Wastewater” 19ª ed., da AWWA e WEF (1995). A seguir, um breve resumo da metodologia analítica desenvolvida:

1 - Demanda química de oxigênio (DQO)

O processo consiste basicamente na oxidação da matéria orgânica pelo dicromato de potássio, na titulação do excesso de dicromato de potássio com sulfato ferroso amoniacal e na eliminação da interferência de cloretos com sulfato de mercúrio.

2 - Demanda bioquímica de oxigênio (DBO)

Para determinar-se a DBO, é necessário fazer-se a medição do oxigênio dissolvido inicial (ODi) de uma amostra, e a medição do oxigênio dissolvido final (ODf) dessa mesma amostra, que pode ser diluída ou não, após um período de incubação de cinco dias, mantida a uma temperatura de 20°C.

Para a elaboração dessas medições de OD, utilizou-se o método Eletrométrico, que consiste na utilização de medidores de OD, constituintes de uma sonda eletrodo que fica em contato com o líquido. Esta sonda precisa ser calibrada para reconhecer o OD zero, e, esta calibração consiste em preparar uma solução de sulfito de sódio e cloreto de cobalto.

3 - Sólidos em suspensão totais (SST) e Sólidos em suspensão voláteis (SSV)

Em saneamento, os resíduos remanescentes de processos de incineração, evaporação e calcinação, são denominados sólidos.

A classificação dos sólidos, que foram analisados são as seguintes:

Sólidos em suspensão: ficam retidos numa membrana com diâmetro de poro de 1,2 μm .²⁷

Sólidos voláteis (SVT, SVS e SVD): sólidos perdidos após ignição ou calcinação da amostra a 550°C

Nesse experimento, para a determinação do teor de sólidos suspensos totais e voláteis, foi utilizada a filtração a vácuo da amostra e secagem em estufa a 104°C, seguido de calcinação em forno mufla a 550/600°C.

4 - Nitrogênio orgânico e amoniacal

A operação analítica fundamental utilizada neste experimento é a destilação da amônia, mediante tamponamento da amostra a pH 9,5, empregando-se hidróxido de sódio. A amônia destilada será medida titulometricamente, onde o destilado é recolhido em solução de ácido bórico introduzido num erlenmeyer conectado ao conjunto de destilação. Logo após, efetua-se a titulação da amônia destilada com ácido sulfúrico.

5- Nitrito

A análise do nitrito é desenvolvida através da colorimetria. O nitrito reage com a sulfanilamida e o dicloridrato de n-(1-naftil) etilenodiamina, formando um complexo rosa, que obedece a lei fundamental da colorimetria.

6 - Nitrato

É utilizado o método potenciométrico, com sua leitura feita através de eletrodo sensível de íons.

8 - pH

É utilizado o método potenciométrico, com sua leitura feita através de eletrodo seletivo.

9 – Alcalinidade

Para esta análise, é utilizado o método de titulação com ácido sulfúrico (0,02N).

1.7.3.5 Análise de dados

Nesta pesquisa, os dados foram analisados de maneira a definir as eficiências do FBAS em relação à remoção de sólidos em suspensão (SST e SSV), à remoção de Matéria Orgânica (DBO e DQO) e em especial a remoção de Nutrientes, verificando a influência das taxas de recirculação de lodo secundário na nitrificação do processo. Na sequência, os dados foram comparados os diferentes regimes de operação estudados.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

1.8 Considerações iniciais

A Unidade experimental foi operada por um período superior a 200 dias, permitindo o estudo de três regimes operacionais com as seguintes durações:

- Regime 1: duração de 75 dias (03/09/2004 a 16/11/2004);
- Regime 2: duração de 80 dias (13/09/2005 a 01/12/2005);
- Regime 3: duração de 54 dias (17/03/2006 a 09/05/2006).

Os resultados obtidos no decorrer de toda a fase experimental são apresentados sob a forma de tabelas e gráficos.

1.9 Resultados

1.9.1 DQO

Para a avaliação da quantidade de matéria orgânica presente no afluente e no efluente dessa unidade piloto, foi adotado a demanda química de oxigênio (DQO). De acordo com a Resolução CONAMA Nº 357, a DBO é parâmetro legal para o controle da poluição das águas. Neste estudo, ela foi utilizada para estabelecimento de termo de comparação com os valores definidos nas legislações ambientais.

Os resultados das análises laboratoriais dos parâmetros DQO total e filtrada realizadas durante o regime 1, regime 2 e regime 3 estão apresentadas respectivamente nas tabelas 5.1, 5.2 e 5.3.

As figuras 5.1 a 5.3, 5.10 a 5.15, apresentam os gráficos para os devidos pontos de amostragem em cada um dos regimes de operação.

As figuras 5.4 a 5.6 apresentam os gráficos das eficiências de remoção da DQO total e as figuras 5.7 a 5.9 apresentam as correspondentes entre taxas superficiais aplicadas e taxas superficiais de remoção.

Tabela 5.1. DQO total e filtrada – Resultados no regime 1 de operação

Data	Esgoto Bruto		Entrada FBAS		FBAS	Efluente final		Carga DQO	Taxa Aplic. Sup. Cs	Taxa Rem. Sup. TRS	Eficiência de remoção (FBAS)
	DQO	DQO _{filtr}	DQO	DQO _{filtr}	DQO _{filtr}	DQO	DQO _{filtr}				
	mgO ₂ /L							gDQO/dia	gDQO/m ² .dia	gDQO/m ² .dia	(%)
3/9/2004	702	195	320	68	59	105	52	3840	52	35	67
10/9/2004	423	178	161	58	44	62	37	1932	26	16	61
14/9/2004	373	87	186	75	38	50	37	2232	30	22	73
17/9/2004	342	82	134	80	33	48	28	1608	22	14	64
21/9/2004	524	215	209	148	57	82	55	2508	34	21	61
24/9/2004	295	173	120	94	29	45	31	1440	20	13	63
28/9/2004	491	211	201	81	49	71	50	2412	33	21	65
1/10/2004	306	110	133	70	31	45	26	1596	22	15	66
5/10/2004	332	238	141	124	40	52	32	1692	23	15	63
19/10/2004	467	313	185	150	43	60	47	2220	30	20	68
22/10/2004	458	273	205	62	53	72	50	2460	33	21	65
26/10/2004	682	363	350	132	77	101	79	4200	57	41	71
29/10/2004	589	217	270	88	71	110	64	3240	44	26	59
9/11/2004	394	111	215	120	52	75	49	2580	35	23	65
12/11/2004	345	148	201	131	65	79	60	2412	33	20	61
16/11/2004	601	310	403	190	78	115	74	4836	66	47	71
Média	458	202	215	104	51	73	48	2576	35	23	65
Máximo	682	363	403	190	78	115	79	4836	66	47	71
Mínimo	295	110	120	62	29	45	26	1440	20	13	59
Desvio Padrão	131	85	89	38	17	25	17	1066	14	10	4
Variância	17082	7159	7889	1461	301	610	297	1136081	209	96	14

Tabela 5.2. DQO total e filtrada – Resultados no regime 2 de operação

Data	Esgoto Bruto		Entrada FBAS		FBAS	Efluente final		Carga DQO	Taxa Aplic. Sup. Cs	Taxa Rem. Sup. TRS	Eficiência de remoção (FBAS)
	DQO	DQO _{filtr}	DQO	DQO _{filtr}	DQO _{filtr}	DQO	DQO _{filtr}				
	mgO ₂ /L							gDQO/dia	gDQO/m ² .dia	gDQO/m ² .dia	(%)
13/9/2005	810	258	422	128	39	84	31	5064	69	55	80
15/9/2005	660	351	317	259	45	79	37	3804	52	39	75
21/9/2005	420	104	223	91	59	83	56	2676	36	22	63
18/10/2005	388	145	159	56	38	43	22	1908	26	19	73
19/10/2005	475	246	261	146	56	91	48	3132	42	27	65
25/10/2005	590	401	307	106	51	68	45	3684	50	39	78
27/10/2005	321	148	173	74	31	62	32	2076	28	18	64
1/11/2005	432	209	203	144	42	77	36	2436	33	20	62
3/11/2005	751	528	300	405	78	120	62	3600	49	29	60
8/11/2005	386	263	216	178	56	73	41	2592	35	23	66
9/11/2005	503	344	257	90	55	100	52	3084	42	26	61
10/11/2005	282	204	127	95	47	55	35	1524	21	12	57
17/11/2005	358	143	143	71	29	57	25	1716	23	14	60
22/11/2005	487	193	189	145	41	73	39	2268	31	19	61
24/11/2005	403	250	246	195	50	69	44	2952	40	29	72
1/12/2005	580	273	342	201	64	118	60	4104	56	37	65
Média	490	254	243	149	49	78	42	2914	40	27	66
Máximo	751	528	342	405	78	120	62	4104	56	39	78
Mínimo	282	143	127	71	29	55	25	1524	21	12	57
Desvio Padrão	138	116	70	95	14	23	11	834	11	9	6
Variância	18938	13466	4832	9081	199	529	131	695876	130	77	37

Tabela 5.3. DQO total e filtrada – Resultados no regime 3 de operação

Data	Esgoto Bruto		Entrada FBAS		FBAS	Efluente final		Carga DQO	Taxa Aplic. Sup. Cs	Taxa Rem. Sup. TRS	Eficiência de remoção (FBAS)
	DQO	DQO _{filtr}	DQO	DQO _{filtr}	DQO _{filtr}	DQO	DQO _{filtr}				
	mgO ₂ /L							gDQO/dia	gDQO/m ² .dia	gDQO/m ² .dia	(%)
21/3/2006	602	200	225	100	40	76	34	1080	15	10	66
29/3/2006	592	218	297	157	66	90	63	1426	19	13	70
31/3/2006	758	356	365	189	57	82	55	1752	24	19	78
4/4/2006	552	222	204	125	53	75	49	979	13	8	63
11/4/2006	901	412	306	197	71	90	62	1469	20	14	71
24/4/2006	606	255	219	132	50	66	45	1051	14	10	70
26/4/2006	552	270	199	115	49	60	41	955	13	9	70
28/4/2006	358	190	134	79	42	59	40	643	9	5	56
2/5/2006	1257	502	251	148	80	93	76	1205	16	10	63
3/5/2006	805	450	225	121	58	74	54	1080	15	10	67
4/5/2006	611	332	240	132	65	83	62	1152	16	11	65
8/5/2006	1142	676	338	183	69	85	66	1622	22	16	75
9/5/2006	751	393	256	149	55	79	51	1229	17	12	69
Média	730	344	251	141	58	78	54	1203	16	11	68
Máximo	1257	676	338	183	80	93	76	1622	22	16	75
Mínimo	358	190	134	79	42	59	40	643	9	5	56
Desvio Padrão	304	157	57	30	12	12	13	276	4	3	6
Variância	92261	24800	3306	909	152	152	164	76169	14	9	32

Figura 5.1 Série histórica – DQO total e filtrada – Regime 1 de operação

Figura 5.2 Série histórica – DQO total e filtrada – Regime 2 de operação

Figura 5.3 Série histórica – DQO total e filtrada – Regime 3 de operação.

Figura 5.4. Variação na eficiência de remoção de DQO total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 1 de operação

Figura 5.5. Variação na eficiência de remoção da DQO total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 2 de operação

Figura 5.6. Variação na eficiência de remoção da DQO total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 3 de operação

Figura 5.7. Variação da taxa superficial de remoção de DQO total em função da taxa de aplicação superficial – Regime 1 de operação

Figura 5.8. Variação da taxa superficial de remoção de DQO total em função da taxa de aplicação superficial – Regime 2 de operação

Figura 5.9. Variação da taxa superficial de remoção de DQO total em função da taxa de aplicação superficial – Regime 3 de operação

Figura 5.10. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de DQO - Regime 1 de operação

Figura 5.11. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de DQO - Regime 2 de operação

Figura 5.12. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de DQO – Regime 3 de operação

Figura 5.13. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DQO – Regime 1 de operação

Figura 5.14. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DQO – Regime 2 de operação

Figura 5.15. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DQO – Regime 3 de operação

1.9.2 DBO

Os resultados das análises laboratoriais dos parâmetros DBO total e filtrada realizadas durante o regime 1, regime 2 e regime 3 estão apresentadas respectivamente nas tabelas 5.4, 5.5 e 5.6.

As figuras 5.16 a 5.18, 5.25 a 5.30, apresentam seus gráficos para os devidos pontos de amostragem em cada um dos regimes de operação.

As figuras 5.19 a 5.21, apresentam os gráficos das eficiências de remoção da DBO total (afluente FBAS/efluente final) e as figuras 5.22 a 5.24 apresentam as correspondentes entre taxas superficiais aplicadas e taxas superficiais de remoção.

Tabela 5.4. DBO total e filtrada – Resultados no regime 1 de operação

Data	Esgoto Bruto		Entrada FBAS		Efluente final		Carga DBO	Taxa Aplic. Sup. . Cs	Taxa Rem. Sup. TRS	Eficiência de remoção (FBAS)
	DBO	DBO _{filtr}	DBO	DBO _{filtr}	DBO	DBOfiltr				
	mgO ₂ /L						gDBO/dia	gDBO/m ² .dia	gDBO/m ² .dia	(%)
3/9/2004	198	78	85	51	29	15	1020	13,8	9,1	66
17/9/2004	238	93	101	63	24	9	1212	16,4	12,5	76
24/9/2004	152	86	75	36	29	12	900	12,2	7,5	61
1/10/2004	274	158	95	65	30	6	1140	15,5	10,6	68
22/10/2004	287	81	106	71	29	15	1272	17,2	12,5	73
29/10/2004	206	53	102	94	37	16	1224	16,6	10,6	64
12/11/2004	231	96	115	56	35	11	1380	18,7	13	70
Média	227	92	97	62	30	12	1164	15,8	10,8	68
Máximo	287	158	115	94	37	16	1380	18,7	13	76
Mínimo	152	53	75	36	24	6	900	12,2	7,5	61
Desvio Padrão	46	32	13	18	4	4	161	2	2	5
Variância	2142	1041	180	325	19	13	25872	5	4	27

Tabela 5.5. DBO total e filtrada – Resultados no regime 2 de operação

Data	Esgoto Bruto		Entrada FBAS		Efluente final		Carga DBO	Taxa Aplic. Sup. Cs	Taxa Rem. Sup. TRS	Eficiência de remoção (FBAS)
	DBO	DBO _{filtr}	DBO	DBO _{filtr}	DBO	DBO _{filtr}				
	mgO ₂ /L						gDBO/dia	gDBO/m ² .dia	gDBO/m ² .dia	(%)
15/9/2005	342	104	103	62	28	12	1236	16,8	12,2	73
27/10/2005	180	69	70	45	22	8	840	11,4	7,8	69
3/11/2005	236	142	68	36	20	14	816	11,1	7,8	71
10/11/2005	200	120	80	51	17	9	960	13	10,2	79
17/11/2005	340	101	105	76	31	15	1260	17,1	12,1	70
24/11/2005	241	69	92	87	25	11	1104	15	10,9	73
1/12/2005	163	71	62	38	16	7	744	10,1	7,5	74
Média	243	97	83	56	23	11	994	13,5	9,8	73
Máximo	342	142	105	87	31	15	1260	17,1	12,2	79
Mínimo	163	69	62	36	16	7	744	10,1	7,5	69
Desvio Padrão	72	28	17	19	6	3	208	3	2	3
Variância	5247	810	301	378	31	9	43413	8	4	11

Tabela 5.6. DBO total e filtrada – Resultados no regime 3 de operação

Data	Esgoto Bruto		Entrada FBAS		Efluente final		Carga DBO	Taxa Aplic. Sup. Cs	Taxa Rem. Sup. TRS	Eficiência de remoção (FBAS)
	DBO	DBO _{filtr}	DBO	DBO _{filtr}	DBO	DBO _{filtr}				
	mgO ₂ /L						gDBO/dia	gDBO/m ² .dia	gDBO/m ² .dia	(%)
17/3/2006	325	160	137	84	39	13	658	8,9	6,4	72
29/3/2006	186	81	95	59	20	7	456	6,2	4,9	79
3/4/2006	254	130	125	77	29	14	600	8,1	6,2	77
24/4/2006	197	95	110	63	35	11	528	7,2	4,9	68
4/5/2006	221	90	99	60	22	10	475	6,4	5	78
8/5/2006	283	121	97	72	20	8	466	6,3	5	79
Média	244	113	111	69	28	11	531	7,2	5,4	76
Máximo	325	160	137	84	39	14	658	8,9	6,4	79
Mínimo	186	81	95	59	20	7	456	6,2	4,9	68
Desvio Padrão	53	30	17	10	8	3	82	1	1	5
Variância	2857	888	294	103	67	8	6777	1	0	20

Figura 5.16 Série histórica – DBO total e filtrada – Regime 1 de operação

Figura 5.17 Série histórica – DBO total e filtrada – Regime 2 de operação

Figura 5.18 Série histórica – DBO total e filtrada – Regime 3 de operação.

Figura 5.19. Variação na eficiência de remoção de DBO total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 1 de operação

Figura 5.20. Variação na eficiência de remoção da DBO total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 2 de operação

Figura 5.21. Variação na eficiência de remoção da DBO total (afluente FBAS/efluente final) – Regime 3 de operação

Figura 5.22. Variação da taxa superficial de remoção de DBO em função da taxa de aplicação superficial – Regime 1 de operação

Figura 5.23. Variação da taxa superficial de remoção de DBO em função da taxa de aplicação superficial – Regime 2 de operação

Figura 5.24. Variação da taxa superficial de remoção de DBO em função da taxa de aplicação superficial – Regime 3 de operação

Figura 5.25. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de DBO - Regime 1 de operação

Figura 5.26. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de DBO - Regime 2 de operação

Figura 5.27. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de DBO – Regime 3 de operação

Figura 5.28. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DBO – Regime 1 de operação

Figura 5.29. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DBO – Regime 2 de operação

Figura 5.30. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – DBO – Regime 3 de operação

1.10 Remoção de sólidos em suspensão

Foram realizadas determinações regulares de sólidos em suspensão totais (SST) e de sólidos em suspensão fixos, no intuito de obter os sólidos em suspensão voláteis. Os pontos de amostragem foram esgoto bruto, efluente UASB, efluente FBAS, lodo de retorno e efluente final.

Os resultados das análises laboratoriais realizadas durante o regime 1, regime 2 e regime 3 estão apresentadas respectivamente nas tabelas 5.7, 5.8 e 5.9.

As figuras 5.31 a 5.33, 5.37 a 5.42, apresentam os gráficos para os devidos pontos de amostragem em cada um dos regimes de operação.

As figuras 5.34 a 5.36, apresentam os gráficos das eficiências de remoção dos sólidos em suspensão (afluente FBAS/efluente final), para cada regime de operação.

Tabela 5.7. SST e SSV – Resultados no regime 1 de operação

Data	Esgoto Bruto			Entrada FBAS			Efluente final			Eficiência de remoção (FBAS) (%)
	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	
	mg/L			mg/L			mg/L			
3/9/2004	446	370	0,83	228	182	0,80	16	13	0,81	93
10/9/2004	297	238	0,80	146	110	0,75	14	12	0,86	90
14/9/2004	239	189	0,79	129	98	0,76	6	5	0,83	95
17/9/2004	194	159	0,82	81	64	0,79	7	6	0,86	91
21/9/2004	228	182	0,80	124	93	0,75	10	8	0,80	92
24/9/2004	236	186	0,79	126	93	0,74	16	12	0,75	87
28/9/2004	147	119	0,81	78	60	0,77	13	11	0,85	83
1/10/2004	250	202	0,81	115	87	0,76	10	8	0,80	91
5/10/2004	227	186	0,82	168	126	0,75	16	13	0,81	90
19/10/2004	197	158	0,80	108	88	0,81	7	6	0,86	94
22/10/2004	226	190	0,84	121	92	0,76	19	16	0,84	84
26/10/2004	121	96	0,79	57	43	0,75	8	6	0,75	86
29/10/2004	158	130	0,82	60	46	0,77	4	3	0,75	93
9/11/2004	224	175	0,78	85	66	0,78	17	15	0,88	80
12/11/2004	190	146	0,77	113	88	0,78	9	7	0,78	92
16/11/2004	302	251	0,83	174	139	0,80	11	9	0,82	94
Média	230	186	0,81	120	92	0,77	11	9	0,82	90
Máximo	446	370	0,84	228	182	0,81	19	16	0,88	95
Mínimo	121	96	0,77	57	43	0,74	4	3	0,75	80
Desvio Padrão	75	63	0,02	45	35	0,02	5	4	0,04	4
Variância	5657	4003	0	1999	1259	0,000	20	15	0,002	20

Tabela 5.8. SST e SSV – Resultados no regime 2 de operação

Data	Esgoto Bruto			Entrada FBAS			Efluente final			Eficiência de remoção (FBAS) (%)
	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	
	mg/L			mg/L			mg/L			
13/9/2005	348	276	0,79	170	134	0,79	15	12	0,80	91
15/9/2005	210	168	0,80	107	81	0,76	12	10	0,83	89
21/9/2005	170	141	0,83	78	59	0,76	4	3	0,75	95
18/10/2005	195	149	0,76	114	86	0,75	12	10	0,83	89
19/10/2005	271	208	0,77	124	93	0,75	12	10	0,83	90
25/10/2005	151	122	0,81	70	53	0,76	13	11	0,85	81
27/10/2005	245	196	0,80	115	86	0,75	24	19	0,79	79
1/11/2005	160	131	0,82	86	69	0,80	9	7	0,78	90
3/11/2005	174	138	0,79	45	34	0,76	6	5	0,83	87
8/11/2005	238	195	0,82	108	82	0,76	8	6	0,75	93
9/11/2005	239	201	0,84	111	87	0,78	23	18	0,78	79
10/11/2005	344	256	0,74	182	131	0,72	29	22	0,76	84
17/11/2005	301	251	0,83	187	141	0,75	16	13	0,81	91
22/11/2005	198	159	0,80	123	97	0,79	28	23	0,82	77
24/11/2005	182	152	0,84	74	56	0,76	7	6	0,86	91
1/12/2005	306	262	0,86	130	101	0,78	10	8	0,80	92
Média	233	188	0,81	114	87	0,76	14	11	0,80	87
Máximo	348	276	0,86	187	141	0,8	29	23	0,86	95
Mínimo	151	122	0,74	45	34	0,72	4	3	0,75	77
Desvio Padrão	65	51	0,03	40	30	0,02	8	6	0,03	6
Variância	4163	2591	0	1600	899	0	61	37	0	31

Tabela 5.9. SST e SSV – Resultados no regime 3 de operação

Data	Esgoto Bruto			Entrada FBAS			Saída FBAS			Lodo Retorno			Efluente final			Eficiência de remoção (FBAS) (%)
	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	SST	SSV	SSV/SST	
	mg/L			mg/L			mg/L			mg/L			mg/L			
21/3/2006	295	235	0,80	195	150	0,77	861	637	0,74	1740	1250	0,72	25	18	0,72	87
29/3/2006	210	173	0,82	132	105	0,80	1070	824	0,77	2685	2050	0,76	40	29	0,73	70
31/3/2006	321	255	0,79	250	191	0,76	1425	1069	0,75	3028	2099	0,69	30	20	0,67	88
4/4/2006	200	162	0,81	103	82	0,80	1358	1073	0,79	2947	2218	0,75	35	25	0,71	66
11/4/2006	327	248	0,76	149	107	0,72	1181	850	0,72	2773	1913	0,69	40	25	0,63	73
24/4/2006	290	245	0,84	128	101	0,79	971	738	0,76	2125	1645	0,77	25	18	0,72	80
26/4/2006	280	220	0,79	90	75	0,83	1105	796	0,72	2540	1910	0,75	40	27	0,68	56
28/4/2006	220	190	0,86	130	100	0,77	940	696	0,74	1984	1520	0,77	30	22	0,73	77
2/5/2006	386	308	0,80	120	95	0,79	892	669	0,75	1877	1465	0,78	10	7	0,70	92
3/5/2006	305	250	0,82	125	97	0,78	907	662	0,73	2050	1355	0,66	15	10	0,67	88
4/5/2006	251	192	0,76	99	74	0,75	964	713	0,74	2104	1670	0,79	20	13	0,65	80
8/5/2006	375	311	0,83	122	99	0,81	985	768	0,78	2090	1687	0,81	10	8	0,80	92
9/5/2006	244	201	0,82	91	69	0,76	996	727	0,73	2206	1592	0,72	25	19	0,76	73
Média	285	230	0,81	133	103	0,78	1050	786	0,75	2319	1721	0,74	27	19	0,71	79
Máximo	386	311	0,86	250	191	0,83	1425	1073	0,79	3028	2218	0,81	40	29	0,8	92
Mínimo	200	162	0,76	90	69	0,72	861	637	0,72	1740	1250	0,66	10	7	0,63	56
Desvio Padrão	59	47	0,03	45	33	0,03	176	141	0,02	423	297	0,04	11	7	0,05	11
Variância	3485	2175	0	1987	1110	0	30840	19908	0	179187	88219	0	114	52	0	118

Figura 5.31 Série histórica – Sólidos em suspensão – Regime 1 de operação

Figura 5.32 Série histórica – Sólidos em suspensão – Regime 2 de operação

Figura 5.33 Série histórica – Sólidos em suspensão – Regime 3 de operação.

Figura 5.34. Variação na eficiência de remoção de SST (afluente FBAS/efluente final) – Regime 1 de operação

Figura 5.35. Variação na eficiência de remoção de SST (afluente FBAS/efluente final) – Regime 2 de operação

Figura 5.36. Variação na eficiência de remoção de SST (afluente FBAS/efluente final) – Regime 3 de operação

Figura 5.37. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de sólidos em suspensão - Regime 1 de operação

Figura 5.38. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de sólidos em suspensão - Regime 2 de operação

Figura 5.39. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de sólidos em suspensão – Regime 3 de operação

Figura 5.40. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Sólidos em suspensão – Regime 1 de operação

Figura 5.41. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Sólidos em suspensão – Regime 2 de operação

Figura 5.42. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Sólidos em suspensão – Regime 3 de operação

1.11 Série Nitrogenada

O intuito desse trabalho foi justamente a verificação das taxas de recirculação de lodo, visando a verificação de ocorrência de nitrificação no FBAS, uma vez que a literatura reporta sua possibilidade de ocorrência nesses sistemas de tratamento. Para estudar as transformações no material nitrogenado, foram realizadas análises de nitrogênio amoniacal total, nitrogênio total Kjeldahl, nitrito e nitrato, tanto em pontos afluentes quanto do efluente da unidade experimental.

Os resultados das análises de nitrogênio total Kjeldahl são apresentados nas Tabelas 5.10 a 5.12.

As figuras 5.43 a 5.51 apresentam os gráficos para cada ponto de amostragem em cada um dos regimes de operação.

Os resultados das análises de nitrogênio amoniacal são apresentados nas Tabelas 5.13 a 5.15.

As figuras 5.52 a 5.60 apresentam os gráficos para cada ponto de amostragem em cada um dos regimes de operação.

Os resultados das análises de nitrato nos três regimes são apresentados na Tabela 5.16.

As figuras 5.61 a 5.63 apresentam os gráficos para cada ponto de amostragem em cada um dos regimes de operação.

Os resultados das análises laboratoriais de nitrito, realizadas durante o regime 1, regime 2 e regime 3, não foram apresentados, tendo em vista que durante os 3 regimes, seus valores foram desprezíveis.

Tabela 5.10. NKT – Resultados no regime 1 de operação

Data	Esgoto Bruto	Efluente UASB	Efluente final	Carga N-NKT	Taxa Aplic. Sup. Cs	Eficiência de remoção (FBAS)
	N-NKT	N-NKT	N-NKT			
	mgN-NKT/L			gN-NKT/dia	gN-NKT/m².dia	(%)
3/9/2004	56,7	48,1	39,0	577	7,8	19
10/9/2004	77,3	63,3	55,1	760	10,3	13
14/9/2004	63,2	51,1	38,8	613	8,3	24
17/9/2004	65,9	57,3	37,6	688	9,3	34
21/9/2004	71,1	57,6	41,9	691	9,4	27
24/9/2004	61,4	48,4	32,9	581	7,9	32
28/9/2004	64,2	55,8	44,1	670	9,1	21
1/10/2004	77,1	64,3	48,2	772	10,5	25
5/10/2004	76,2	64,0	39,9	768	10,4	38
19/10/2004	55,3	44,8	30,2	538	7,3	33
22/10/2004	75,2	58,3	45,2	700	9,5	22
26/10/2004	48,2	39,5	24,9	474	6,4	37
29/10/2004	71,6	58,7	35,1	704	9,5	40
9/11/2004	63,8	51,6	42,3	619	8,4	18
12/11/2004	52,3	39,2	27,8	470	6,4	29
16/11/2004	79,2	63,4	48,7	761	10,3	23
Média	66,2	54,1	39,5	649	8,80	27
Máximo	79,2	64,3	55,1	771,6	10,5	40
Mínimo	48,2	39,2	24,9	470,4	6,4	13
Desvio Padrão	10,0	8,0	8,0	100,0	1,4	8
Variância	94	70	65	10010	1,84	62

Tabela 5.11. NKT – Resultados no regime 2 de operação

Data	Esgoto Bruto	Efluente UASB	Efluente final	Carga N- NKT	Taxa Aplic. Sup. Cs	Eficiência de remoção (FBAS)
	N-NKT	N-NKT	N-NKT			
	mgN-NKT/L			gN-NKT/dia	gN-NKT/m².dia	(%)
13/9/2005	70,0	56,6	36,9	679	9,2	35
15/9/2005	61,6	50,4	33,1	605	8,2	34
21/9/2005	62,2	49,3	33,6	592	8	32
18/10/2005	51,0	45,4	34,0	545	7,4	25
19/10/2005	73,4	62,7	34,2	752	10,2	45
25/10/2005	71,1	63,3	36,4	760	10,3	42
27/10/2005	55,4	42,0	29,7	504	6,8	29
1/11/2005	65,5	62,2	32,5	746	10,1	48
3/11/2005	58,2	47,6	30,8	571	7,7	35
8/11/2005	67,8	54,3	39,8	652	8,8	27
9/11/2005	69,4	57,7	33,0	692	9,4	43
10/11/2005	72,2	63,3	44,8	760	10,3	29
17/11/2005	71,7	61,2	37,5	734	10	39
22/11/2005	61,6	44,2	26,0	530	7,2	41
24/11/2005	68,3	53,8	36,0	646	8,8	33
1/12/2005	54,3	43,7	28,6	524	7,1	35
Média	64,6	53,6	34,2	643	8,7	36
Máximo	73,4	63,3	44,8	759,6	10,3	48
Mínimo	51,0	42,0	26,0	504,0	6,8	25
Desvio Padrão	7,0	8,0	5,0	92,0	1,3	7
Variância	50	59	20	8467	1,6	45

Tabela 5.12. NKT – Resultados no regime 3 de operação

Data	Esgoto Bruto	Efluente UASB	Efluente final	Carga N- NKT	Taxa Aplic. Sup. Cs	Eficiência de remoção (FBAS)
	N-NKT	N-NKT	N-NKT			
	mgN-NKT/L			gN-NKT/dia	gN-NKT/m².dia	(%)
21/3/2006	65,5	56,8	14,2	273	3,7	75
29/3/2006	61,6	45,4	9,5	218	3	79
31/3/2006	57,1	48,1	10,6	231	3,1	78
4/4/2006	56,0	44,8	15,1	215	2,9	66
11/4/2006	67,7	53,7	16,2	258	3,5	70
24/4/2006	62,2	46,9	11,2	225	3,1	76
26/4/2006	58,7	42,1	11,5	202	2,7	73
28/4/2006	56,8	45,2	10,5	217	2,9	77
2/5/2006	60,5	53,2	12,9	255	3,5	76
3/5/2006	55,4	43,8	10,6	210	2,9	76
4/5/2006	59,9	47,6	11,8	228	3,1	75
8/5/2006	61,6	49,8	9,5	239	3,2	81
9/5/2006	56,6	43,1	12,3	207	2,8	71
Média	60,0	47,7	12,0	229	3,11	75
Máximo	67,7	56,8	16,2	272,6	3,7	81
Mínimo	55,4	42,1	9,5	202,1	2,7	66
Desvio Padrão	4,0	4,0	2,0	22,0	0,3	4
Variância	14	20	4	465	0,09	16

Figura 5.43 Série histórica – NKT – Regime 1 de operação

Figura 5.44 Série histórica – NKT – Regime 2 de operação

Figura 5.45 Série histórica – NKT – Regime 3 de operação.

Figura 5.46. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de NKT - Regime 1 de operação

Figura 5.47. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de NKT - Regime 2 de operação

Figura 5.48. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de NKT – Regime 3 de operação

Figura 5.49. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – NKT – Regime 1 de operação

Figura 5.50. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – NKT – Regime 2 de operação

Figura 5.51. Distribuição de freqüência acumulada de concentrações – NKT – Regime 3 de operação

Tabela 5.13. Nitrogênio amoniacal total – Resultados no regime 1 de operação

Data	Efluente UASB	Efluente final	Eficiência (FBAS) (%)
	N-NH ₃ /NH ₄ ⁺	N-NH ₃ /NH ₄ ⁺	
	mg(N-NH ₃ /NH ₄ ⁺)/L		
3/9/2004	36,4	30,8	15
10/9/2004	48,7	42,6	13
14/9/2004	43,1	32,5	25
17/9/2004	42,6	29,1	32
21/9/2004	46,5	31,9	31
24/9/2004	35,3	22,1	37
28/9/2004	43,7	32,5	26
1/10/2004	48,2	40,3	16
5/10/2004	49,8	34,2	31
19/10/2004	35,8	22,4	37
22/10/2004	45,4	35,8	21
26/10/2004	29,7	17,9	40
29/10/2004	45,9	24,6	46
9/11/2004	41,4	35,8	14
12/11/2004	30,8	20,2	34
16/11/2004	52,6	45,4	14
Média	42,2	31,1	27,0
Máximo	52,6	45,4	46,0
Mínimo	29,7	17,9	13,0
Desvio Padrão	7,0	8,0	11,0
Variância	47	65	112

Tabela 5.14. Nitrogênio amoniacal total – Resultados no regime 2 de operação

Data	Efluente UASB	Efluente final	Eficiência (FBAS) (%)
	N-NH ₃ /NH ₄ ⁺	N-NH ₃ /NH ₄ ⁺	
	mg(N-NH ₃ /NH ₄ ⁺)/L		
13/9/2005	42,6	28,6	33
15/9/2005	43,7	28,0	36
21/9/2005	42,0	29,1	31
18/10/2005	33,6	22,4	33
19/10/2005	56,6	30,2	47
25/10/2005	54,9	29,1	47
27/10/2005	31,4	21,3	32
1/11/2005	53,2	25,8	52
3/11/2005	42,0	26,3	37
8/11/2005	43,1	29,1	32
9/11/2005	47,0	24,6	48
10/11/2005	44,0	26,9	39
17/11/2005	44,8	26,3	41
22/11/2005	36,4	18,5	49
24/11/2005	35,8	19,6	45
1/12/2005	34,7	20,2	42
Média	42,9	25,4	40,0
Máximo	53,2	29,1	52,0
Mínimo	31,4	18,5	31,0
Desvio Padrão	7,0	4,0	7,0
Variância	44	13	50

Tabela 5.15. Nitrogênio amoniacal total – Resultados no regime 3 de operação

Data	Efluente UASB	Efluente final	Eficiência (FBAS) (%)
	N-NH ₃ /NH ₄ ⁺	N-NH ₃ /NH ₄ ⁺	
	mg(N-NH ₃ /NH ₄ ⁺)/L		
21/3/2006	48,7	11,2	77
29/3/2006	42,6	7,3	83
31/3/2006	44,2	7,8	82
4/4/2006	41,4	11,8	71
11/4/2006	43,1	12,3	71
24/4/2006	40,5	10,1	75
26/4/2006	32,0	9,0	72
28/4/2006	39,5	9,5	76
2/5/2006	40,9	11,8	71
3/5/2006	37,0	9,5	74
4/5/2006	40,1	11,2	72
8/5/2006	44,8	9,0	80
9/5/2006	38,1	10,1	73
Média	41,0	10,0	75,0
Máximo	44,8	11,8	80,0
Mínimo	32,0	9,0	71,0
Desvio Padrão	4,0	1,0	3,0
Variância	14	1	8

Figura 5.52. Série histórica – Nitrogênio amoniacal total – Regime 1 de operação

Figura 5.53. Série histórica – Nitrogênio amoniacal total – Regime 2 de operação

Figura 5.54. Série histórica – Nitrogênio amoniacal total – Regime 3 de operação.

Figura 5.55. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrogênio amoniacal total - Regime 1 de operação

Figura 5.56. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrogênio amoniacal total - Regime 2 de operação

Figura 5.57. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrogênio amoniacal total – Regime 3 de operação

Figura 5.58. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Nitrogênio amoniacal total – Regime 1 de operação

Figura 5.59. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Nitrogênio amoniacal total – Regime 2 de operação

Figura 5.60. Distribuição de freqüência acumulada de concentrações – Nitrogênio amoniacal total – Regime 3 de operação

Tabela 5.16. Nitrato – Resultados dos 3 regimes de operação

Regime 1 de operação	
Data	Efluente final
	N-NO ₃ ⁻
	mg(N-NO ₃ ⁻)/L
03/09/2004	5,2
10/09/2004	3,9
14/09/2004	4,6
17/09/2004	3,1
21/09/2004	6,3
24/09/2004	6,9
28/09/2004	3,5
01/10/2004	6,8
05/10/2004	6,4
19/10/2004	9,0
22/10/2004	7,1
26/10/2004	2,0
29/10/2004	12,0
09/11/2004	3,2
12/11/2004	5,2
16/11/2004	4,1
Média	5,6
Máximo	12,0
Mínimo	2,0
Desvio Padrão	3
Variância	6

Regime 2 de operação	
Data	Efluente final
	N-NO ₃ ⁻
	mg(N-NO ₃ ⁻)/L
13/09/2005	10,8
15/09/2005	9,8
21/09/2005	6,3
18/10/2005	5,4
19/10/2005	7,1
25/10/2005	7,5
27/10/2005	11,0
01/11/2005	5,6
03/11/2005	5,7
08/11/2005	7,2
09/11/2005	8,2
10/11/2005	7,1
17/11/2005	5,2
22/11/2005	5,2
24/11/2005	6,4
01/12/2005	9,2
Média	7,4
Máximo	11,0
Mínimo	5,2
Desvio Padrão	1,91
Variância	4

Regime 3 de operação	
Data	Efluente final
	N-NO ₃ ⁻
	mg(N-NO ₃ ⁻)/L
21/03/2006	27,9
29/03/2006	26,3
31/03/2006	28,4
04/04/2006	20,1
11/04/2006	27,2
24/04/2006	23,8
26/04/2006	16,9
28/04/2006	20,7
02/05/2006	25,2
03/05/2006	18,1
04/05/2006	22,5
08/05/2006	23,4
09/05/2006	24,2
Média	23,4
Máximo	25,2
Mínimo	16,9
Desvio Padrão	3,01
Variância	9

Figura 5.61. Série histórica – Nitrato – Regime 1 de operação

Figura 5.62. Série histórica – Nitrato – Regime 2 de operação

Figura 5.63. Série histórica – Nitrato – Regime 3 de operação.

Figura 5.64. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de nitrato – Regimes 1, 2 e 3 de operação

Figura 5.65. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – Nitrato – Regimes 1, 2 e 3 de operação

1.12 pH e alcalinidade

Os resultados das análises laboratoriais dos parâmetros pH e alcalinidade realizados durante o regime 1, 2 e 3 estão apresentados na Tabela 5.17 e 5.18 respectivamente. Para o pH, as figuras 5.66 a 5.68 apresentam os gráficos desse parâmetro para cada ponto de amostragem em cada um dos regimes de operação. Para a alcalinidade, as figuras 5.69 a 5.77 apresentam os gráficos desse parâmetro para cada ponto de amostragem em cada um dos regimes de operação.

Tabela 5.17. pH – Valores nos regimes 1, 2 e 3 de operação

pH - Regime 1			
Data	Esg. Bruto	Entrada FBAS	Efl. Final
03/09/2004	7,39	7,48	7,12
10/09/2004	6,16	6,49	6,37
14/09/2004	6,05	6,25	6,26
17/09/2004	6,52	6,59	6,68
21/09/2004	6,13	6,09	5,81
24/09/2004	6,35	6,49	6,51
28/09/2004	6,54	7,25	7,01
01/10/2004	6,47	6,85	6,89
05/10/2004	6,49	6,87	6,94
19/10/2004	6,35	6,43	6,75
22/10/2004	6,38	6,64	7,02
26/10/2004	6,50	6,67	6,74
29/10/2004	7,06	7,12	7,25
09/11/2004	7,01	7,05	7,20
12/11/2004	6,85	6,91	7,03
16/11/2004	6,83	6,45	6,90
Média	6,57	6,73	6,78
Máximo	7,39	7,48	7,25
Mínimo	6,05	6,09	5,81
Desvio Padrão	0,369	0,375	0,383
Variância	0,1361	0,1406	0,1469

pH - Regime 2			
Data	Esg. Bruto	Entrada FBAS	Efl. Final
13/09/2005	6,87	7,23	7,25
15/09/2005	7,11	7,07	7,20
21/09/2005	6,53	6,75	6,79
18/10/2005	6,20	6,15	6,18
19/10/2005	6,46	6,50	6,39
25/10/2005	7,01	7,05	7,10
27/10/2005	6,49	6,74	6,81
01/11/2005	6,75	7,06	7,09
03/11/2005	6,84	7,01	6,95
08/11/2005	7,06	6,49	7,08
09/11/2005	6,28	6,39	6,47
10/11/2005	6,61	6,60	6,94
17/11/2005	6,92	6,98	7,40
22/11/2005	6,13	6,21	6,50
24/11/2005	6,41	6,63	7,03
01/12/2005	7,02	7,14	7,05
Média	6,67	6,75	6,89
Máximo	7,11	7,23	7,40
Mínimo	6,13	6,15	6,18
Desvio Padrão	0,322	0,34	0,34
Variância	0,1036	0,1155	0,1165

pH - Regime 3			
Data	Esg. Bruto	Entrada FBAS	Efl. Final
21/03/2006	6,87	6,72	6,43
29/03/2006	7,18	6,84	6,91
31/03/2006	6,12	6,06	6,36
04/04/2006	6,94	6,86	7,01
11/04/2006	6,73	6,81	6,49
24/04/2006	7,21	7,06	7,25
26/04/2006	7,42	6,61	7,17
28/04/2006	6,99	6,75	7,12
02/05/2006	6,73	6,37	6,45
03/05/2006	7,14	7,05	7,19
04/05/2006	6,96	6,78	7,02
08/05/2006	7,05	6,25	6,79
09/05/2006	6,61	5,70	5,60
Média	6,92	6,60	6,75
Máximo	7,42	7,06	7,25
Mínimo	6,12	5,70	5,60
Desvio Padrão	0,327	0,40	0,47
Variância	0,1071	0,1608	0,2216

Figura 5.66. Gráfico Box and Whisker – pH - Regime 1 de operação

Figura 5.67. Gráfico Box and Whisker – pH - Regime 2 de operação

Figura 5.68. Gráfico Box and Whisker – pH - Regime 3 de operação

Tabela 5.18. Alcalinidade – Resultados nos regimes 1, 2 e 3 de operação

Regime 1 de operação			
Data	Entrada FBAS	Saída FBAS	Efl. Final
	mgCaCO ₃ /L		
03/09/2004	225	195	201
10/09/2004	187	162	164
14/09/2004	199	167	172
17/09/2004	168	150	148
21/09/2004	201	161	162
24/09/2004	175	134	139
28/09/2004	174	152	161
01/10/2004	204	159	154
05/10/2004	198	153	149
19/10/2004	184	127	133
22/10/2004	196	148	150
26/10/2004	245	232	229
29/10/2004	205	124	125
09/11/2004	187	169	173
12/11/2004	154	121	128
16/11/2004	163	139	134
Média	192	156	158
Máximo	245	232	229
Mínimo	154	121	125
Desvio Padrão	23	28	27
Variância	532	776	745

Regime 2 de operação			
Data	Entrada FBAS	Saída FBAS	Efl. Final
	mgCaCO ₃ /L		
13/09/2005	194	120	125
15/09/2005	168	101	106
21/09/2005	179	136	144
18/10/2005	193	159	167
19/10/2005	201	148	152
25/10/2005	224	170	176
27/10/2005	249	166	162
01/11/2005	198	164	175
03/11/2005	187	149	147
08/11/2005	155	106	114
09/11/2005	167	112	120
10/11/2005	181	123	127
17/11/2005	197	165	176
22/11/2005	208	174	181
24/11/2005	179	138	145
01/12/2005	176	111	119
Média	191	140	146
Máximo	249	174	181
Mínimo	155	101	106
Desvio Padrão	23	25	25
Variância	531	630	629

Regime 3 de operação			
Data	Entrada FBAS	Saída FBAS	Efl. Final
	mgCaCO ₃ /L		
21/03/2006	175	4	6
29/03/2006	228	38	37
31/03/2006	205	6	8
04/04/2006	179	32	30
11/04/2006	196	7	8
24/04/2006	237	51	55
26/04/2006	192	69	66
28/04/2006	184	26	25
02/05/2006	166	15	14
03/05/2006	177	39	40
04/05/2006	250	76	74
08/05/2006	208	30	29
09/05/2006	248	64	61
Média	203	35,2	34,9
Máximo	250	76	74
Mínimo	166	4	6
Desvio Padrão	29	24	23
Variância	831	588	541

Figura 5.69. Série histórica – alcalinidade – Regime 1 de operação

Figura 5.70. Série histórica – alcalinidade – Regime 2 de operação

Figura 5.71. Série histórica – alcalinidade – Regime 3 de operação.

Figura 5.72. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de alcalinidade - Regime 1 de operação

Figura 5.73. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de alcalinidade - Regime 2 de operação

Figura 5.74. Gráfico Box and Whisker – Concentrações de alcalinidade – Regime 3 de operação

Figura 5.75. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – alcalinidade – Regime 1 de operação

Figura 5.76. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – alcalinidade – Regime 2 de operação

Figura 5.77. Distribuição de frequência acumulada de concentrações – alcalinidade – Regime 3 de operação

1.13 Relação A/M

De acordo com VAN HAANDEL e MARAIS (1999), a relação A/M (alimento/microrganismo) é um parâmetro que procura expressar a quantidade de material orgânico (alimento, (A) ou “food” (F) em inglês) que o sistema recebe por dia e por unidade de massa de lodo (microrganismos (M)). É geralmente expressa em kg DQO/kg SSV.dia ou em kg DBO/kg SSV.dia.

RÔLO (2003) mediu a biomassa aderida no FBAS, cujo valor aproximado é de 1,2 KgSSVTA/m³ de material suporte de biomassa. Baseado nesse valor, foi estimada a relação A/M (alimento/microrganismo) no regime 3 de operação, para uma temperatura média de 26°C, conforme descrito a seguir:

$$\frac{A}{M} = \frac{DBO \frac{Kg}{m^3} \times Q_{AFL} \frac{m^3}{dia}}{SSV_{EM_SUSPENSÃO} + SSV_{ADERIDO}} \quad (5.1)$$

$$SSV_{EM_SUSPENSÃO} = SSV_{SAÍDA_FBAS} \left(\frac{kg}{m^3} \right) \times V_{FBAS} (m^3) = 0,786 \times 0,605 = 0,476 kgSSV \quad (5.2)$$

$$SSV_{ADERIDO} = 1,2 \left(\frac{kg}{m^3} \right) \times V_{FBAS_ÚTIL} (m^3) = 1,2 \times 0,502 = 0,602 kgSSV \quad (5.3)$$

$\frac{A}{M} = \frac{0,111 \frac{Kg}{m^3} \times 4,8 \frac{m^3}{dia}}{0,476 + 0,602} = \frac{0,532}{1,078} = 0,49 \frac{kgDBO}{kgSSVTA.dia}$
--

1.14 Discussões

1.14.1 DQO

Nessa análise pode-se observar que as taxas de aplicação superficial de matéria orgânica variaram no regime 1 de 20 a 66 gDQO/m².dia, com valor médio de 35 gDQO/m².dia; no regime 2 de 21 a 56 gDQO/m².dia, com valor médio de 40 gDQO/m².dia e no regime 3 de 9 a 22 gDQO/m².dia, com valor médio de 16 gDQO/m².dia. Cabe ressaltar que os regimes 1 e 2 operaram com vazão de alimentação de 500 L/h e no regime 3, essa vazão foi reduzida para 200 L/h.

Com relação a eficiência na remoção de DQO total, o FBAS, apresentou um grau satisfatório nos três regimes estudados, alcançando, respectivamente, as eficiências médias de remoção de 65%, 66% e 68%, correspondentes a manutenção do efluente final com concentrações médias de DQO total de 73mgO₂/L, 78mgO₂/L e 78mgO₂/L.

Os valores de R² nas figuras 5.7 a 5.9 (taxa superficial de remoção x taxa de aplicação superficial) mostram que os pontos dos gráficos apresentam elevado grau de aderência às respectivas curvas representativas. Os mesmos são válidos para estas faixas operacionais, na qual a curva se mostra próxima de uma reta.

RÔLO (2003) operando um FBAS, objeto desta pesquisa, por um período de dois anos e com 605 litros de volume total, em escala piloto com material de enchimento plástico, com superfície específica de 147 m²/m³, tratando o efluente de reator UASB, obteve eficiência na remoção de DQO de 69% para uma taxa de aplicação orgânica de 14gDQO/m².dia, 77% para uma taxa de aplicação orgânica de 21gDQO/m².dia e 76% para uma taxa de aplicação orgânica de 28gDQO/m².dia.

RUSTEN (1984) apud RÔLO (2003), trabalhando com dois FBAS de 48 litros cada, com dois materiais de enchimento distintos (material plástico PLASdek S19 e PLASdeck S12, com superfícies específicas de 140 m²/m³ e 230 m²/m³

respectivamente), alimentados com esgoto pré-decantado, obteve eficiências na remoção de DQO de 73% para uma taxa de aplicação orgânica de 11gDQO/m².dia, 71% para taxas de aplicação orgânica de 18 gDQO/m².dia e de 68% para uma taxa de aplicação orgânica de 27 gDQO/m².dia.

MOTA (1995) apud RÔLO (2003), operando por oito meses um FBAS de 840 litros em escala piloto com material corrugado BIODER 19060, próprio para filtros biológicos percoladores, com área superficial específica de 138 m²/m³, tratando esgotos domésticos decantado, obteve-se eficiência na remoção de DQO de 85% para uma taxa de aplicação orgânica de 18gDQO/m².dia e de 65% para taxas de aplicação orgânica de 33 gDQO/m².dia.

Segundo VON SPERLING (2005), um sistema de tratamento composto por UASB+FBAS, atinge concentrações médias de DQO no efluente final na faixa de 60 a 150mg/L, para eficiência global variando de 75% a 88%.

As eficiências apresentadas acima são próximas das eficiências obtidas nessa pesquisa.

1.14.2 DBO

Nessa análise pode-se observar que as taxas de aplicação superficial de matéria orgânica variaram no regime 1 de 12 a 19 gDBO/m².dia, com valor médio de 16 gDBO/m².dia; no regime 2 de 10 a 17 gDBO/m².dia, com valor médio de 14 gDBO/m².dia e no regime 3 de 6 a 9 gDBO/m².dia, com valor médio de 7 gDBO/m².dia.

Com relação a eficiência na remoção de DBO total, o FBAS, apresentou um grau satisfatório nos três regimes estudados, alcançando, respectivamente, as eficiências médias de remoção de 68%, 73% e 76%, correspondentes a manutenção do efluente final com concentrações médias de DQO total de 30mgO₂/L, 23mgO₂/L e 28mgO₂/L, atendendo ao limite de lançamento estabelecido na Resolução CONAMA Nº 357/2005, que é de até 60 mg/L.

Segundo VON SPERLING (2005), um sistema de tratamento composto por UASB+FBAS, atinge concentrações médias de DBO no efluente final na faixa de 20 a 50mg/L, para eficiência global variando de 83% a 93%.

Os valores de R^2 nas figuras 5.22 a 5.24 (taxa superficial de remoção x taxa de aplicação superficial) mostram que os pontos dos gráficos apresentam elevado grau de aderência às respectivas curvas representativas. Os mesmos são válidos para estas faixas operacionais, na qual a curva se mostra próxima de uma reta.

1.14.3 Sólidos em suspensão

O FBAS operou os dois primeiros regimes com um tempo de detenção hidráulica de aproximadamente 73 minutos e o decantador operou com um tempo de detenção hidráulica de aproximadamente 42 minutos, desconsiderando o volume dos poços destinados ao acúmulo de lodo. O regime 3 operou com um tempo de detenção hidráulica de aproximadamente de 181 minutos e o decantador operou com um tempo de detenção hidráulica de 144 minutos.

Nos regimes 1 e 2, por problemas na coleta nos pontos de amostragem da Saída do FBAS e na Linha de retorno, não foi possível efetuar-se a análise de SST e SSV nos devidos pontos, problema este sanado no regime 3.

A unidade experimental promoveu a remoção dos sólidos em suspensão em grau satisfatório nos três regimes avaliados, alcançando as eficiências médias de remoção de SST de 90%, 87% e 79%, correspondente à manutenção do efluente final com médias de concentração de 11 mg/L, 14 mg/L e 27 mg/L.

Segundo VON SPERLING (2005), a concentração média de sólidos em suspensão num sistema de tratamento composto por UASB+FBAS varia de 20 a 40 mg/L, para eficiência de remoção variando de 87% a 93%.

Nos regime 1 e 2, as coletas de amostras no efluente final, os quais apresentaram bons resultados de DBO, DQO e sólidos suspensos, eram feitas após limpezas no decantador retangular. Todavia, antes das limpezas observava-se elevadas perdas de sólidos suspensos, acarretando na deterioração do efluente e o descarte involuntário de sólidos, gerando dificuldades em se manter a biomassa suficiente no sistema para se chegar à nitrificação.

1.14.4 Série nitrogenada

Os gráficos e tabelas de resultados obtidos nas análises de nitrogênio amoniacal, nitrogênio total Kjeldahl e nitrato mostram, nos regimes 1 e 2 uma pequena ocorrência de Nitrificação no FBAS, não tendo uma diferença significativa entre esses dois regimes. Eis um dos motivos pelo qual foram alteradas as características operacionais no regime 3, com a redução da vazão de alimentação e a suspensão do descarte do lodo e troca do decantador.

Com a troca do decantador, o regime 3 apresentou uma boa nitrificação e considerável redução do nitrogênio amoniacal no efluente final.

As eficiências médias de remoção de nitrogênio total Kjeldahl obtidas foram de 27%, 36% e 75%, para afluente apresentando concentrações médias de 54,1 mg/L, 53,6 mg/L e 47,7 mg/L e um efluente com 39,5 mg/L, 34,2 mg/L e 12 mg/L, para os regimes 1, 2 e 3 respectivamente.

O nitrato formado apresentou concentrações médias de 5,6 mg/L, 7,4 mg/L e 23,4 mg/L, para os regimes 1, 2 e 3 respectivamente.

1.14.5 pH e Alcalinidade

Como se pode observar, tanto no Esgoto bruto, afluente FBAS e efluente final, apresentaram uma faixa de variação, em média, de pH entre 6,5 e 6,9.

As concentrações médias de alcalinidade no afluente do FBAS foram de 192 mg/L, 191 mg/L e 203 mg/L e no efluente final, as concentrações médias foram de 158 mg/L, 146 mg/L e 34,9 mg/L, todos respectivamente no regime 1, regime 2 e regime 3.

Como pode-se observar, as análises demonstram o consumo de médio nos regimes 1 e 2, e um consumo significativo no regime 3, mais uma vez comprovando a ocorrência de nitrificação no FBAS.

CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Nos regimes 1 e 2, as coletas eram feitas após a limpeza do decantador final, logo, apresentavam os bons resultados de DQO, DBO e sólidos em suspensão, porém, antes de efetuar-se essa limpeza, era visível a perda excessiva de sólidos no sistema. Esse fator impediu a retenção de biomassa no sistema necessária para a nitrificação.

Tendo em vista os expostos, no regime 3 foi efetuada a troca do decantador retangular com poço de lodo por um decantador cilíndrico com raspador mecanizado, que apresentou problemas no conjunto moto-redutor com dois dias de operação. Além da paralisação, outro problema foi o vazamento detectado no eixo da bomba utilizada na recirculação do lodo para o FBAS. Tais problemas ocasionaram também uma perda de sólidos no sistema, porém, atingindo um equilíbrio de operação, com concentrações de biomassa em suspensão no FBAS superiores às conseguidas nos regimes 1 e 2.

Dos regimes operacionais avaliados, o regime 3, no qual foi realizada a recirculação do lodo do decantador à entrada do FBAS, com coeficiente de recirculação (Q_r/Q) de 0,8, foi o que apresentou o melhor desempenho com relação a nitrificação e remoção de matéria orgânica. Mesmo com uma perda de sólidos em suspensão, conseguiu-se manter uma relação A/M estimada de aproximadamente $0,49 \text{ kgDBO/kgSSVTA.dia}$, que foi suficiente para se obter boa nitrificação para temperaturas médias de aproximadamente 26°C .

O sistema de tratamento UASB+FBAS com recirculação de lodo apresentou um desempenho satisfatório e se mostrou factível para se atingir remoção de DBO e DQO superior a 90% e nitrificação de modo a atender o padrão de efluentes estabelecido na Resolução CONAMA N° 357/2005, que limita o nitrogênio amoniacal total em até 20 mgN/L .

Sugere-se a continuidade dessa linha de pesquisa, com o controle efetivo de descarte de excesso de lodo do FBAS, de modo a se obter dados efetivos para projeto,

levando-se em conta também sua operação em temperaturas mais baixas que 26°C, observada no regime operacional com os melhores resultados e que sejam característicos para as condições de inverno.

ANEXO A1

Foto 1 – Vista a EEE COSEAS

Foto 2 – Vista do gradeamento e caixa de areia

ANEXO A2

Foto 3 – Vista do Reator UASB

Foto 4 – Vista do poço de sucção do efluente do reator UASB

ANEXO A3

Foto 5 – Vista dos reservatórios de distribuição

Foto 6 – Vista do filtro biológico aerado submerso, em operação

ANEXO A4

Foto 7 – Vista do decantador retangular utilizado nos regimes 1 e 2 de operação

ANEXO A5

Foto 8 – Vista do decantador cilíndrico utilizado no regime 3 de operação

REFERÊNCIAS

AISSE, M.M.; NOLASCO, M.A; ANDREOLI, F.D.N; LOBATO, M.B.; SAVELLI, C.S.; JURGENSEN, D.; ALEM SOBRINHO, P. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios tipo UASB. In: **Anais da VI Oficina e Seminário Latino-Americano de digestão anaeróbia**. Recife: UFPE, USP, UFMG, UFRN, UFPB, UFES, UFRGS, UFSC, PUC-PR; 2000. v.I, p.321-327

ALEM SOBRINHO, P. **Fundamentos teóricos dos reatores biológicos e sua aplicação no tratamento de águas residuárias**. In: IV CURSO INTERNACIONAL SOBRE CONTROLE DA POLUIÇÃO DAS ÁGUAS. São Paulo: CETESB, 1998.

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

ALEM SOBRINHO. Tratamento de esgoto e geração de lodo. In: TSUTIYA, M.T.; COMPARINI, J.B.; ALEM SOBRINHO, P.; HESPANHOL, I.; CARVALHO, P.C.T.; MELFI, A.J.; MELO W.J.; MARQUES, M.O. (Ed). **Biossólidos na agricultura**. São Paulo: SABESP, 2001. cap. 2, p.7-40.

ALEM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E.P. Pós-tratamento de efluentes anaeróbios – uma análise crítica. In: CHERNICHARO, C.A.L., coordenador. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. PROSAB 2. Belo Horizonte: Segrac Ed., 2001. p.491-513.

ALEM SOBRINHO, P.; **Notas de aula da Disciplina Tratamento de Águas**

Residuárias II. EPUSP. São Paulo, 2003.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION; AMERICAN WATER WORKS PUBLIC ASSOCIATION; WATER ENVIRONMENTAL FEDERATION. **Standard methods for examination of water and wastewater.** 19^a ed., Washington, APHA/AWWA/WEF, 1995

ANDRADE NETO, C.O.; CAMPOS, J.R.; ALEM SOBRINHO, P; CHERNICHARO, C.A.L.; NOUR, E.A. Filtros anaeróbios. In: CAMPOS, J.R., coordenador. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** PROSAB. Rio de Janeiro: ABES; 1999. p. 139-154

ATKINSON, B. Immobilised biomass – a basis for process development in wastewater treatment. In: COOPER, P.F.; ATKINSON, B., editor. **Biological fluidized bed treatment of water and wastewater.** London: Ellis Horwood Limited Pub.; 1981.

BACQUET, G.; JORET, J.C.; ROGALLA, F.; BOURBIGOT, M.M.A. **Biofilm start up and control in aerated biofilter.** Environmental Technology; 1991, v.12, p. 171-192.

BRANCO, S.M.; ROCHA, A.A. **Elementos de Ciências do Ambiente.** 2^a ed. São Paulo: CETESB/ASCETESB, 1987, 206p

CANLER, J.P.; PERRET, J.M. **Parameters affecting nitrifying biofilm reactors.** Water Science and Technology, 1994, v.29, p.1-11

CARVALHO, B.A. **Ecologia aplicada ao saneamento ambiental.** Rio de Janeiro: ABES, BNH, FEEMA; 1980, 368p.

CHERNICHARO, C.A.L. Reatores anaeróbios. **Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: DESA/UFMG; 1997, v.5, 245p

CHERNICHARO, C.A.L.; VAN HAANDEL, A.; AISSE, M.M.; CAVALCANTI, P.F.F. Reatores anaeróbios de manta de lodo. In: CAMPOS, J.R. coordenador. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo**. PROSAB. Rio de Janeiro: ABES; 1999. p-155-198.

CHERNICHARO, C.A.L.; VAN HAANDEL, A.; FORESTI, E.; CYBIS, L.F. Introdução. In: CHERNICHARO, C.A.L., coordenador. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. PROSAB 2. Belo Horizonte: Segrac Ed., 2001. p.19-34.

GONÇALVES, R.F.; ZEGHAL, S.; SAMMUT, F.; ROGALLA, F. remoção de nutrientes de águas residuárias através de biofiltros submersos de alta taxa. In: **Anais do 17º Congresso de Engenharia Sanitária e Ambiental – ABES**. Natal: 1993. v.1, p.3-20.

GONÇALVES, R.F. Aspectos teóricos e práticos do tratamento de esgoto sanitário em biofiltros aerados com leito granular submerso. In: **Anais do Seminário Internacional “Tendências no tratamento simplificado de águas residuárias domésticas e industriais”**. Belo Horizonte: DESA/UFMG; 1996. p.128-143.

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

GONÇALVES, R.F.; PASSAMANI, F.R.F.; SALIM, F.P. Associação de um reator UASB e biofiltros aerados submersos para tratamento de esgoto sanitário. **Tratamento de esgotos sanitários**. PROSAB 1, Belo Horizonte: 2000. 589p.

GONÇALVES, R.F. et al. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme. In: CHERNICHARO, C.A.L., coordenador. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. PROSAB 2. Belo Horizonte: Segrac Ed., 2001. p. 171-278

HALLACK, P.L.I. **Contribuição ao entendimento dos processos de remoção e transformação do nitrogênio amoniacal; utilização de torres de nitrificação**. São Paulo, 1989. 300p. Dissertação de Mestrado – Escola Politécnica – Universidade de São Paulo.

HIRAKAWA, C. **Filtro biológico aerado de leito submerso aplicado ao pós-tratamento de efluente de reator UASB – Estudo em escala piloto com esgoto sanitário**. São Paulo: 200. 136 p. Dissertação de Mestrado – Faculdade de Saúde Pública da Universidade de São Paulo.

IWAI, S; KITAO, T. **Wastewater treatment with microbial films**. Lancaster, USA, Technomic Publishing Company, Inc., 1994

METCALF & EDDY, Inc. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse**. 3rd ed. Singapore, McGraw-Hill Book Co, 1991.

MORITA, D.M.; PIVELI, R.P. **Nutrientes**. Apostila de Caracterização de Águas Residuárias. São Paulo, 1996. Departamento de Hidráulica e Saneamento da Universidade de São Paulo.

MOTTA, S.L. **Tratamento de esgoto doméstico em bio-reator aeróbio de leito fixo submerso**. Rio de Janeiro, 1995. 117 p. Dissertação de Mestrado – COPPE – Universidade Federal do Rio de Janeiro.

NASCIMENTO, M.C.P.; CHERNICHARO, C.A.L.; BEJAR, D.O. Filtros biológicos aplicados ao pós-tratamento de efluentes de reatores UASB. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. PROSAB 2, Belo Horizonte, 2001. 544p.

RÔLO, M.C. **Pós-tratamento de reator UASB utilizando filtro biológico aerado submerso**. São Paulo, 2003. 200p. Dissertação de Mestrado – Escola Politécnica – Universidade de São Paulo.

RUSTEN, B. **Wastewater treatment with aerated submerged biological filters**. J. Water Pollution Control Federation, 1984; 56(5): 424-431.

SMITH, A.J., EDWARDS, W. Operating experiences with submerged aerated filters in the UK. In: **67th Water Environment Federation Annual Conference & Exposition**. Chicago, 1994. Proceedings. Alexandria, Water environment Federation, 1994. p. 737-748.

VAN HAANDEL, A; LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with hot climate**. Campina Grande, Universidade Federal da Paraíba; 1994.

VAN HAANDEL, A; MARAIS, G. **O comportamento do sistema de lodo ativado**. Campina Grande, Universidade Federal da Paraíba; 1999.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte,

DESA/UFMG; 1996. v. 2.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte, DESA/UFMG; 2005. v. 1.

VIEIRA, S.M.M. **Tratamento de esgotos domésticos por reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo – Reator UASB**. São Paulo; 1996. 135p., Tese de Doutorado – Faculdade de Saúde Pública da Universidade de São Paulo.