

Luciano dos Santos Rodrigues

**CONCEPÇÃO E AVALIAÇÃO DE SISTEMA DE TRATAMENTO COM
REATOR ANAERÓBIO DE MANTA DE LODO (UASB) E LAGOA DE
POLIMENTO PARA ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA**

Tese apresentada à Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Veterinária como requisito parcial para obtenção do grau de Doutor em Ciência Animal.

Área de Concentração: Epidemiologia

Orientador: Prof. Israel José da Silva
Co-Orientador: Prof. Marcos Von Sperling
Co-Orientador: Prof. Paulo Roberto de Oliveira

**Belo Horizonte – MG
Escola de Veterinária da UFMG
2008**

R696c Rodrigues, Luciano dos Santos, 1975-

Concepção e avaliação de sistema de tratamento com reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) e lagoa de polimento para águas residuárias de suinocultura / Luciano dos Santos Rodrigues. - 2008.

151 p. : il.

Orientador: Israel José da Silva

Co-orientadores: Marcos Von Sperling, paulo Roberto de Oliveira

Tese (doutorado) – Universidade Federal de Minas Gerais,

Escola de Veterinária

Inclui bibliografia

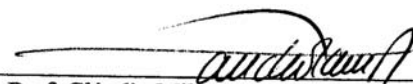
1. Águas residuais – Tratamento biológico – Teses. 2. Água residuais – Purificação – Teses. 3. Suíno – Criação – Teses. I. Silva, Israel José da. II. Sperling, Marcos Von. III. Oliveira, Paulo Roberto de. IV. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Veterinária. V. Título.

CDD – 628.161

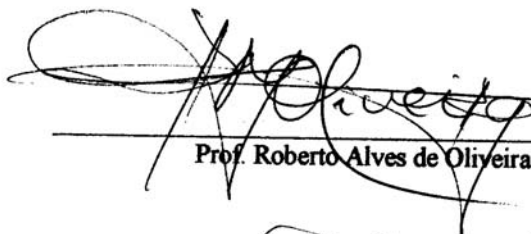
Tese defendida e aprovada no dia 19 de março de 2008, pela Comissão Examinadora constituída por:




Prof. Israel José da Silva
(Orientador)



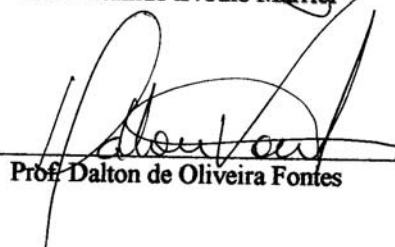
Prof. Cláudio Milton Montenegro Campos



Prof. Roberto Alves de Oliveira



Prof. Ivanildo Evódio Marriel



Prof. Dalton de Oliveira Fontes

A Deus
A meus pais Célio e Clerionice
A meus irmãos Juliano e Lucimara

AGRADECIMENTOS

À meu orientador, professor Dr. Israel José da Silva, pela amizade e confiança a mim depositados.

Aos co-orientadores Marcos Von Sperling e Paulo Roberto de Oliveira.

À Banca Examinadora formada pelos professores: Cláudio Milton Montenegro Campos, Roberto Alves de Oliveira, Ivanildo Evódio Marriel e Dalton de Oliveira Fontes, pelas críticas e sugestões ao trabalho.

À Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG), pela oportunidade de realização deste trabalho.

Aos colegas Manon, Raquel, Débora Papa, Débora Brito e Cristiely.

Aos Laboratórios de Saneamento do Departamento de Medicina Veterinária Preventiva e Nutrição Mineral do Departamento de Zootecnia da Escola de Veterinária da UFMG, e ao Laboratório de Análises Físico-químicas do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Escola de Engenharia da UFMG (DESA/UFMG), por possibilitarem a realização das análises necessárias a execução do trabalho.

À direção e aos funcionários da Fazenda Experimental Professor Hélio Barbosa, por todo apoio dado durante a fase experimental do trabalho.

SU'MÁRIO

	LISTA DE ABREVIATURAS.....	14
	RESUMO	15
	ABSTRACT	15
1.	INTRODUÇÃO	16
2.	OBJETIVOS	18
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	18
3.1	Características dos dejetos de suínos e seus impactos ambientais.....	18
3.2	Fundamentos da digestão anaeróbia.....	20
3.3	Microbiologia da digestão anaeróbia.....	21
3.4	Bioquímica da digestão anaeróbia.....	25
3.5	Aspectos importantes da cinética da digestão anaeróbia.....	26
3.5.1	Cinética do crescimento de microrganismos.....	26
3.6	Fatores que interferem no processo de digestão anaeróbia.....	28
3.6.1	Temperatura.....	28
3.6.2	pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....	29
3.6.3	Materiais tóxicos.....	31
3.6.4	Concentração de sólidos totais e sólidos voláteis.....	31
3.7	Reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB).....	32
3.7.1	Considerações iniciais.....	32
3.7.2	Princípios de Funcionamento.....	32
3.7.3	Configurações típicas.....	33
3.7.4	Materiais de Construção.....	34
3.7.5	Parâmetros de projeto.....	35
3.8	Reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura.....	36
3.9	Pós-tratamento de reatores UASB.....	38
4.	MATERIAL E MÉTODOS	41
4.1	Considerações.....	41
4.2	Caracterização quantitativa das águas residuárias.....	41
4.3	Descrição da estação de tratamento.....	43
4.3.1	Tratamento Preliminar.....	43
4.3.2	Decantador.....	43
4.3.3	Reator UASB.....	47
4.3.4	Leitos de secagem.....	53
4.3.5	Bioesterqueira.....	53
4.3.6	Lagoa de polimento.....	53
4.4	Partida do sistema.....	55
4.5	Programa de monitoramento.....	55
5.	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	61
5.1	Avaliação de desempenho do sistema.....	61
5.1.1	Parâmetros de projeto.....	61
5.1.2	Parâmetros de avaliação da eficiência.....	66
5.1.2.1	DBO.....	70
5.1.2.2	DQO.....	77
5.1.2.3	Relação DQO/DBO.....	85
5.1.2.4	Sólidos.....	85

5.1.2.5	Teores de macronutrientes.....	95
5.1.2.6	Coliformes totais e termotolerantes.....	99
5.1.3	Parâmetros de controle operacional	101
5.1.3.1	Temperatura	104
5.1.3.2	ph.....	107
5.1.3.3	Ácidos voláteis totais (AVT).....	108
5.1.3.4	Alcalinidade	110
5.1.3.5	Oxigênio dissolvido na lagoa de polimento	116
5.1.4	Produção de sólidos no reator UASB.....	117
5.1.4.1	Perfil de sólidos	117
5.1.4.2	Produção de lodo no reator UASB	124
5.1.4.3	Estimativa do balanço de massa para DQO, CH ₄ e SVT.....	125
5.2	Interação dos parâmetros de projeto e operacionais no comportamento do sistema	126
5.2.1	Decantador	126
5.2.2	Reator UASB	130
5.2.3	Lagoa de polimento.....	136
5.3	Determinação de parâmetros cinéticos e estequiométricos no reator UASB ...	140
5.3.1	Determinação dos coeficientes de produção celular Y e de decaimento bacteriano K _d	140
5.3.2	Determinação das taxas de crescimento máximo de microrganismos ($\mu_{\text{máx}}$) e coeficientes de concentração de substrato limitante (K _s)	141
5.4	Determinação dos coeficientes de remoção de matéria orgânica e de decaimento bacteriano na lagoa de polimento.....	142
5.4.1	Coefficientes de remoção de matéria orgânica.....	142
5.4.2	Coefficientes de decaimento bacteriano	142
5.5	Confiabilidade do sistema de tratamento (CDC).....	142
5.5.1	Cálculo do percentual esperado de atendimento às metas de lançamento	143
5.6	Custos de implantação e manutenção do sistema de tratamento	144
6	CONCLUSÕES	145
7	RECOMENDAÇÕES	145
8	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	145

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Produção média diária de dejetos nas diferentes fases produtivas dos suínos	19
Tabela 2	Características físico-químicas dos dejetos de suínos (mg L ⁻¹) produzidos em uma unidade de crescimento e terminação, obtidos no Sistema de Produção de Suínos da EMBRAPA/CNPSA, Concórdia-SC.....	19
Tabela 3	Características do efluente de suínos em função de seu teor de matéria seca (MS).....	20
Tabela 4	Reações comuns na degradação anaeróbia.....	25
Tabela 5	Resultados da aplicação de reatores UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura.....	37
Tabela 6	Dimensões do Decantador.....	47
Tabela 7	Resumo dos principais parâmetros do projeto do reator UASB	47
Tabela 8	Programa de monitoramento.....	58
Tabela 9	Parâmetros hidráulicos e biológicos do sistema de tratamento de efluentes e os seus valores médios calculados e de projeto.....	62
Tabela 10	Estatísticas descritivas básicas dos principais parâmetros de projeto no decantador, reator UASB e lagoa de polimento.....	63

Tabela 11	Estatísticas descritivas dos parâmetros de avaliação de eficiência do afluente e dos efluentes do decantador, reator UASB e da lagoa de polimento.....	67
Tabela 12	Resumo das eficiências médias de remoção de DBO total, filtrada e particulada durante o período experimental.....	74
Tabela 13	Relação entre os valores da DBO _f e DBO _p com a DBO _t , no afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento.....	77
Tabela 14	Resumo das eficiências médias de remoção de DQO total, filtrada e particulada durante o período experimental.....	82
Tabela 15	Relação entre as concentrações da DQO _f e DQO _p com a DQO _t , no afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento.....	84
Tabela 16	Relação entre DBO _t e DQO _t	85
Tabela 17	Resumo das eficiências médias de remoção de ST e STV durante o período experimental.....	88
Tabela 18	Resumo das eficiências médias de remoção de SS e SSV durante o período experimental.....	93
Tabela 19	Resumo das eficiências médias de remoção de NTK, N-am e N-org durante o período experimental.....	97
Tabela 20	Valores médios de número mais provável (NMP/100mL) de coliformes totais e termotolerantes nos afluentes e nos efluentes do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento.....	100
Tabela 21	Eficiência de remoção de coliformes totais no decantador, reator UASB e lagoa de polimento.....	101
Tabela 22	Eficiência de remoção de coliformes termotolerantes no decantador, reator UASB e lagoa de polimento.....	101
Tabela 23	Estatísticas descritivas dos parâmetros de controle operacional do afluente e dos efluentes do decantador, reator UASB e da lagoa de polimento.....	102
Tabela 24	Valores de concentração de ST, STV e STF do lodo do reator UASB.....	118
Tabela 25	Valores de concentração de ST, STV e STF do lodo do reator UASB.....	119
Tabela 26	Relação SVT/ST no lodo do reator UASB.....	120
Tabela 27	Relação SVT/ST no lodo do reator UASB.....	120
Tabela 28	Massa de ST, STV e STF, carga orgânica biológica (COB) aplicada e tempo de retenção de sólidos (TRS) no reator UASB durante o período experimental.....	124
Tabela 29	Carga orgânica volumétrica aplicada de DQO _t , DQO _f e DQO _p afluentes, efluentes e removidas, produções teóricas de metano, produções de lodo, porcentagens de DQO _t afluente e removida convertidas em metano e em lodo e o TRS.....	125
Tabela 30	Valores de mediana da COV, TDH e velocidade ascensional para as condições de subcarga, projeto e sobrecarga para a DQO _t efluente do reator UASB.....	130
Tabela 31	Resultados dos testes estatísticos para DQO _t efluente do reator UASB para os parâmetros COV, TDH e velocidade ascensional.....	130
Tabela 32	Valores médios de coeficiente de remoção de matéria orgânica para a lagoa de polimento.....	142
Tabela 33	Valores de coeficiente de decaimento bacteriano para a lagoa de polimento..	142
Tabela 34	Valores de CDC para DBO, DQO, SS, NTK, P e coliformes para o decantador, reator UASB e lagoa de polimento.....	143
Tabela 35	Concentrações mínimas de DBO _t e DQO _t no efluente para diversas metas de eficiência no reator UASB considerando seus respectivos valores de CDC.....	143
Tabela 36	Percentual de atendimento à algumas metas de lançamento do sistema de tratamento para DBO _t e DQO _t	143

Tabela 37	Custos de Implantação do decantador, reator UASB, bioesterquia e leitos de secagem	144
Tabela 38	Custo de implantação e manutenção (em R\$) do sistema de tratamento em escala real para a granja com capacidade para 45 matrizes e um volume gerado de $5\text{m}^3\text{d}^{-1}$ de efluente.	144

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos no processo de digestão anaeróbia	24
Figura 2	Desenho esquemático do reator UASB	33
Figura 3	Tratamento preliminar (Tela).....	43
Figura 4	Corte esquemático do decantador	45
Figura 5	Vista do decantador.....	45
Figura 6	Corte esquemático do reator UASB	49
Figura 7	Vista do reator UASB	49
Figura 8	Tubulação de descarte do lodo	51
Figura 9	Tubulações de amostragem de lodo	51
Figura 10	Vista do sistema de captação e tratamento do gás	53
Figura 11	Medidor de gás.....	53
Figura 12	Vista da lagoa de polimento em escala experimental.....	55
Figura 13	Layout da ETE	57
Figura 14	Variações diárias da vazão afluyente ao sistema de tratamento.....	64
Figura 15	Vazão afluyente ao decantador e reator UASB durante o período experimental	64
Figura 16	Vazão afluyente a lagoa de polimento durante o período experimental.....	65
Figura 17	Variações da DBOt no afluyente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	70
Figura 18	Variações da DBOt no efluente do reator UASB ao longo do período experimental	70
Figura 19	Variações da DBOt no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental	71
Figura 20	Variações da DBOf no afluyente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	72
Figura 21	Variações da DBOf no efluente do reator UASB ao longo do período experimental	72
Figura 22	Variações da DBOf no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental	72
Figura 23	Variações da DBOp no afluyente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	73
Figura 24	Variações da DBOp no efluente do reator UASB ao longo do período experimental	73
Figura 25	Variações da DBOp no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental	73
Figura 26	Eficiências de remoção de DBOt, DBOf e DBOp durante a fase experimental.....	74
Figura 27	Eficiências de remoção acumulada de DBOt, DBOf e DBOp durante a fase experimental.....	75
Figura 28	Gráfico Box-Whisker para DBOt, DBOf e DBOp durante a fase experimental.....	76
Figura 29	Gráfico Box-Whisker para DQOt, DQOf e DQOp durante a fase experimental.....	78
Figura 30	Variações da DQOt no afluyente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	79
Figura 31	Variações da DQOt no efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	79

Figura 32	Variações da DQOt no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental	80
Figura 33	Variações da DQOf no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	80
Figura 34	Variações da DQOf no efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	80
Figura 35	Variações da DQOf no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental	81
Figura 36	Variações da DQOp no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	81
Figura 37	Variações da DQOp no efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	81
Figura 38	Variações da DQOp no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental	82
Figura 39	Eficiências de remoção de DQOt, DQOf e DQOp durante a fase experimental.....	82
Figura 40	Eficiências de remoção acumulada de DQOt, DQOf e DQOp durante a fase experimental.....	83
Figura 41	Variações de ST no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	86
Figura 42	Variações de ST no efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	86
Figura 43	Variações de ST no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	86
Figura 44	Variações de STV no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	87
Figura 45	Variações de STV no efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	87
Figura 46	Variações de STV no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	87
Figura 47	Eficiências de remoção de ST e STV durante a fase experimental.....	88
Figura 48	Eficiências de remoção acumulada de ST e STV durante a fase experimental.....	89
Figura 49	Gráfico Box-Whisker para ST e STV durante a fase experimental.....	90
Figura 50	Variações de SST no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	91
Figura 51	Variações de SST no efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	91
Figura 52	Variações de SST no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	92
Figura 53	Variações de SSV no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	92
Figura 54	Variações de SSV no efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	92
Figura 55	Variações de SSV no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	93
Figura 56	Eficiências de remoção de SST e SSV durante a fase experimental.....	93
Figura 57	Eficiências de remoção acumulada de SST e SSV durante a fase experimental.....	94
Figura 58	Gráfico Box-Whisker para SST e SSV durante a fase experimental.....	95
Figura 59	Variações de NTK no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	96
Figura 60	Variações de N-am. no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	96

Figura 61	Variações de N-org. no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.	97
Figura 62	Eficiências de remoção de NTK, N-am. e N-org. durante a fase experimental.	98
Figura 63	Variações de Pt no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.	99
Figura 64	Eficiências de remoção de Pt durante a fase experimental.	99
Figura 65	Variações de CT no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.	100
Figura 66	Variações de coliformes termotolerantes no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.	100
Figura 67	Gráfico Box-Whisker das temperaturas do ar durante a fase experimental.	104
Figura 68	Gráfico Box-Whisker das temperaturas do líquido durante a fase experimental.	104
Figura 69	Variações da temperatura do ar durante a fase experimental.	105
Figura 70	Variações da temperatura do afluente durante a fase experimental.	105
Figura 71	Variações da temperatura do efluente do decantador durante a fase experimental.	105
Figura 72	Variações da temperatura do efluente do reator UASB durante a fase experimental.	106
Figura 73	Variações da temperatura do efluente da lagoa de polimento durante a fase experimental.	106
Figura 74	Gráfico de Box-Whisker para o pH do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento durante o período experimental.	107
Figura 75	Variações de pH do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.	107
Figura 76	Variações de pH do efluente do reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.	108
Figura 77	Gráfico de Box-Whisker para AVT do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento durante o período experimental.	109
Figura 78	Variações de AVT do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.	109
Figura 79	Variações de AVT do efluente do reator UASB ao longo do período experimental.	109
Figura 80	Variações de AVT do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.	110
Figura 81	Gráfico Box-Whisker para AT, AP, AI e relação AI/AP do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento ao longo do período experimental.	111
Figura 82	Variações de AT do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.	112
Figura 83	Variações de AT do efluente do reator UASB ao longo do período experimental.	112
Figura 84	Variações de AT do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.	112
Figura 85	Variações de AP do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.	113
Figura 86	Variações de AP do efluente do reator UASB ao longo do período experimental.	113
Figura 87	Variações de AP do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.	113
Figura 88	Variações de AI do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.	114

Figura 89	Variações de AI do efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	114
Figura 90	Variações de AI do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	114
Figura 91	Variações da relação AI/AP do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental.....	115
Figura 92	Variações da relação AI/AP do efluente do reator UASB ao longo do período experimental.....	115
Figura 93	Variações da relação AI/AP do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental.....	115
Figura 94	Variações de OD na lagoa de polimento ao longo do período experimental....	117
Figura 95	Perfis de sólidos do reator UASB realizados dias 02/04/07, 26/04/2007, 08/05/2007, 19/06/2007, 27/06/2007 e 03/07/2007.....	121
Figura 96	Perfis de sólidos do reator UASB realizados dias 10/07/07, 18/07/2007, 30/07/2007, 31/08/2007, 08/09/2007 e 28/09/2007.....	122
Figura 97	Perfis de sólidos do reator UASB realizados dias 01/10/07, 10/10/2007, 17/10/2007 e 25/10/2007.....	123
Figura 98	Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no decantador.....	126
Figura 99	Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de DBOf e DQOf no decantador.....	127
Figura 100	Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de DBOp e DQOp no decantador.....	128
Figura 101	Gráfico de dispersão das relações entre o TDH com as concentrações efluentes de DBOf e DQOf no decantador.....	128
Figura 102	Gráfico de dispersão das relações entre o TDH com as concentrações efluentes de DBOp e DQOp no decantador.....	129
Figura 103	Gráfico de dispersão das relações entre o TDH, TAH, CS e COV com as concentrações efluentes de SS no decantador.....	129
Figura 104	Gráfico de dispersão das relações entre a CS e COV com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no reator UASB.....	132
Figura 105	Gráfico de dispersão das relações entre a concentração de AVT com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no reator UASB.....	133
Figura 106	Gráfico de dispersão das relações entre as concentrações efluentes de SS com as concentrações efluentes e eficiências de remoção de DBOt e DQOt no reator UASB.....	133
Figura 107	Gráfico de dispersão das relações entre as concentrações efluentes e afluentes de SST com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no reator UASB.....	134
Figura 108	Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de NTK, N-am. e N-org, no reator UASB.....	135
Figura 109	Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de P total no reator UASB.....	136
Figura 110	Gráfico de dispersão das relações entre pH e temperatura, pH e CS e entre OD com CS na lagoa de polimento.....	137
Figura 111	Gráfico de dispersão das relações entre TDH, TAH, CS e COV com as concentrações efluentes de DBOt na lagoa de polimento.....	138
Figura 112	Gráfico de dispersão das relações entre a SST efluente e a DBOp e DQOp efluentes na lagoa de polimento.....	138
Figura 113	Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de NTK, N-am. e N-org, na lagoa de polimento.....	139
Figura 114	Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de P total na lagoa de polimento.....	140
Figura 115	Gráfico de regressão linear dos parâmetros Y e K_d	140
Figura 116	Gráfico de regressão linear dos parâmetros $\mu_{m\acute{a}x}$ e K_s	141

LISTA DE ABREVIATURAS

UASB	Reator Anaeróbio de Manta de Lodo e Fluxo Ascendente
DBOt	Demanda Bioquímica de Oxigênio total
DBOf	Demanda Bioquímica de Oxigênio filtrada
DBOp	Demanda Bioquímica de Oxigênio particulada
DQOt	Demanda Química de Oxigênio total
DQOf	Demanda Química de Oxigênio filtrada
DQOp	Demanda Química de Oxigênio particulada
ST	Sólidos totais
STV	Sólidos totais voláteis
SST	Sólidos suspensos totais
SSV	Sólidos suspensos voláteis
AT	Alcalinidade total
AI	Alcalinidade intermediária
AP	Alcalinidade parcial
AVT	Ácidos voláteis totais
COV	Carga orgânica volumétrica
CS	Carga superficial
TDH	Tempo de detenção hidráulica
TRS	Tempo de retenção de sólidos
CHV	Carga hidráulica volumétrica
TAH	Taxa de aplicação hidráulica superficial

RESUMO

Este trabalho apresenta a concepção, o desenvolvimento e a avaliação de um sistema de tratamento de águas residuárias de suinocultura constituído por um decantador, seguido por um reator anaeróbio de manta de lodo (reator UASB), em escala real, e uma lagoa de polimento em escala de demonstração, em operação durante 10 meses. O sistema contava ainda com uma bioesterqueira, para armazenamento dos dejetos descartados do decantador. O sistema foi confeccionado em alvenaria e concreto armado, e suas tubulações de descarte e amostragem de lodo realizadas em PVC soldável. O sistema foi implantado junto à suinocultura da Fazenda Experimental Professor Hélio Barbosa, situada na cidade de Igarapé/MG. O sistema de tratamento foi monitorado por meio de amostras coletadas nos afluentes e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento. Foram analisados os seguintes parâmetros: temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis totais (AVT), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), demanda bioquímica de oxigênio (DBO), demanda química de oxigênio (DQO), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal e nitrogênio orgânico, fósforo e coliformes, de acordo com métodos estabelecidos pelo Standard Methods (APHA – AWWA – WEF, 1998). Os resultados médios de remoção total de DQOt e de DBOt foram de 94,8 e 97,4%, respectivamente. As concentrações médias de DQOt no efluente final variaram entre 240 e 3110 mg L⁻¹, enquanto as concentrações médias de DBOt variaram de 54 a 1300 mg L⁻¹. As médias globais de SST no efluente final variaram de 30 a 1200 mg L⁻¹. A carga orgânica volumétrica (COV) no reator UASB variou de 1,1 a 17,5 kgDQO m⁻³ d⁻¹. O reator UASB seguido pela lagoa de polimento apresenta-se como uma alternativa promissora para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.

Palavras-chave: reator UASB, lagoa de polimento, águas residuárias de suinocultura.

ABSTRACT

This research presents the conception, the development and the evaluation of a system for treatment of swine wastewaters constituted by an slat settler, followed by an upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB reactor), on a real scale, and a post-treatment pond, on a demonstration scale, in operation for 10 months. The system also comprises a tank with chambers in series, to manure storage pipes the of settler. The system was completely made of masonry and reinforced concrete and its pipes were in PVC. The system was implemented in the Professor Helio Barbosa Experimental Farm swine, situated in the town of Igarapé/MG. The treatment system was monitored by means of samples collected from the influents and effluents from the settler, UASB reactor and post-treatment pond. The following parameters were analyzed: temperature, pH, alkalinity, total volatile acids, total solids (TS), volatile solids (TSV), suspended solids (TSS), volatile suspended solids (VSS), biochemical oxygen demand (BOD), chemical oxygen demand (COD), total Kjeldahl nitrogen (NTK), ammonia nitrogen and organic nitrogen, phosphorus, coliforms, according to the methods established by the Standard Methods (APHA – AWWA – WEF, 1998). The average results of COD and BOD removal were 94,8 and 97,4%, respectively. The average concentrations of COD in the final effluent ranged between 240 and 3110 mg L⁻¹, while the average concentrations of BOD varied from 54 to 1300 mg L⁻¹. The overall averages of TSS in the final effluent varied from 30 to 1200 mg L⁻¹. The organic volumetric load (OVL) in the UASB reactor ranged from 1,1 to 17,5 kg COD m⁻³ d⁻¹. The UASB reactor comes out as a promising alternative for the treatment of swine wastewaters.

Keywords: UASB reactor, post-treatment pond, swine wastewaters.

1. INTRODUÇÃO

A suinocultura constitui-se em uma das cadeias produtivas melhor estruturadas do agronegócio brasileiro compreendendo o terceiro maior rebanho mundial. É, sem dúvida, uma atividade importante do ponto de vista social, econômico e, especialmente, como instrumento de fixação do homem no campo. A suinocultura traz consigo algumas características intrínsecas a este tipo de estruturação e também ao perfil econômico da economia global que é a tendência de intensificação e concentração da produção em áreas confinadas. Estes dois processos possuem vantagens econômicas importantes, principalmente aquelas que afetam a indústria de processamento da matéria prima, mas desvantagens também existem, e uma das principais é a quantidade de resíduos da produção que é gerado em uma área limitada, e por isso, sua exploração é considerada pelos órgãos de controle ambiental, como uma “atividade potencialmente causadora de degradação ambiental”, sendo enquadrada como de grande potencial poluidor (Palhares e Calijuri, 2006).

A suinocultura brasileira passou por profundas alterações tecnológicas nas últimas décadas, visando principalmente o aumento de produtividade e redução dos custos de produção. A produtividade, por animal e por área, aumentou consideravelmente, passando-se a produzir grandes quantidades de dejetos em pequenas extensões de terra. Simultaneamente, iniciaram-se os problemas com o mau cheiro, e com o destino dos efluentes gerados.

O lançamento indiscriminado de dejetos não tratados em rios, lagos e no solo podem provocar doenças (verminoses, alergias, hepatites). Além disso, trazem desconforto à população (proliferação de moscas, borrachudos, maus cheiros) e, ainda, a degradação do meio ambiente (morte de peixes e animais, toxicidade em plantas e eutrofização dos cursos d'água). Constitui-se, dessa forma, um risco para a sustentabilidade e expansão da suinocultura

como atividade econômica (Palhares e Calijuri, 2006).

A nova realidade do mercado consumidor, exigindo produtos de qualidade, preços competitivos e oriundos de sistemas não poluidores do ambiente, passou a exercer pressão para a reciclagem desses resíduos, dentro de padrões aceitáveis sob o ponto de vista sanitário, econômico e ambiental.

A alta geração de resíduos provenientes da suinocultura tem como principal destino, a simples disposição no solo. Esta prática faz com que, em muitas situações, tenha-se excesso de nutrientes, metais e patógenos no solo, tornando difícil a absorção na mesma taxa em que estas substâncias são aplicadas, acarretando lixiviação e/ou percolação destes resíduos para os corpos d'água superficiais e subterrâneos, causando poluição (Perdomo et al., 2003).

Em termos comparativos, a característica dos resíduos da suinocultura com alta concentração de matéria orgânica, quando comparada a demanda bioquímica de oxigênio total (DBOt) dos esgotos domésticos que está na faixa de 300 a 500 mg L⁻¹ a DBO dos dejetos de suínos pode variar de 800 a 52.000 mg L⁻¹, isto é, em torno de 260 vezes superior.

Constitui-se, portanto, um grande desafio tecnológico, o desenvolvimento de sistemas de tratamento para esses tipos de resíduos. Como a implantação de um sistema de tratamento de efluentes gera um aumento do custo de produção, há a necessidade de se procurar alternativas que sejam eficientes na remoção dos poluentes, de baixo custo de implantação e manutenção, e de preferência que possibilitem o aproveitamento econômico de seus subprodutos.

Pela alta complexidade e impacto ambiental dos dejetos de suínos, novas alternativas vem sendo estudadas envolvendo sistemas compactos de tratamento de dejetos. Estes sistemas permitem a estabilização dos dejetos baixando-se os tempos de detenção hidráulica (TDH) de meses para alguns dias.

Entre as principais vantagens destacam-se o maior controle do processo, com aumento de eficiência, e a redução da área necessária para implementação das unidades de tratamento. Estas unidades têm se mostrado muito eficientes na redução de carga orgânica, no entanto alguns desafios ainda precisam ser superados (ex: alta carga de nutrientes), haja vista que muitas tecnologias têm sido adaptadas de unidades de tratamento de esgoto sanitário. Para resolver esta questão grandes esforços de pesquisa têm sido realizados nos últimos anos no sentido de chegar a uma proposta que seja tecnicamente aceitável e economicamente viável (Perdomo et al., 2003).

O reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) representa um grande avanço na aplicação da tecnologia anaeróbia para o tratamento direto de águas residuárias, sejam de natureza simples ou complexa, de baixa ou de alta concentração, solúveis ou com material particulado. Como qualquer reator biológico, ele tem vantagens e desvantagens, no entanto sua utilização tem demonstrado ser o de maior sucesso entre os reatores anaeróbios até o momento (Kato et al., 1999).

A configuração do reator UASB consiste basicamente no regime hidráulico de fluxo ascendente e na incorporação de um dispositivo interno de separação sólidos/gás/líquido, dispensando o uso de um meio suporte para crescimento da biomassa. Isto favorece o desenvolvimento e retenção de uma biomassa concentrada e altamente ativa na zona de digestão, na forma de flocos densos ou lodo granuloso. Conseqüentemente, o reator opera com tempos de retenção celular (TRC) muito altos, mesmo quando submetido a um TDH muito baixo (Foresti e Oliveira, 1995).

Existem diversos trabalhos sobre o reator UASB para tratamento de efluentes de suinocultura no Brasil (Oliveira, 1997;

Pereira, 2003; Santana, 2004; Fernandes, 2004; Ramires 2005; Campos et al., 2005; Lourenço, 2006) mostrando o seu bom desempenho na remoção de matéria orgânica e sólidos, porém a maior parte destes trabalhos foi realizada em escala piloto e operados em fluxo contínuo, sendo que o grande diferencial deste trabalho é a utilização do reator UASB em escala real e operando com fluxo intermitente.

Apesar das suas grandes vantagens, os reatores anaeróbios dificilmente produzem efluentes que atendem aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental. Torna-se de grande importância, portanto, o pós-tratamento dos efluentes dos reatores anaeróbios, como uma forma de adequar o efluente tratado aos requisitos da legislação ambiental e propiciar a proteção dos corpos d'água receptores dos lançamentos dos esgotos (Chernicharo, 2007).

Entre as alternativas de pós-tratamento, uma que se destaca é o uso das lagoas de polimento, pelo fato de se manter em todo o sistema a simplicidade conceitual já assumida para os reatores anaeróbios (Von Sperling, 2002).

Quando se aplica um pré-tratamento anaeróbio eficiente, antes de se descarregar esgoto numa lagoa, as concentrações de matéria orgânica e de sólidos suspensos são reduzidas em grande magnitude, de modo que a remoção destes dois constituintes, em um sistema de lagoas, será muito mais fácil e, por esta razão, pode ser efetivada com um TDH muito inferior (Chernicharo, 2007).

Portanto, tendo em vista o grande impacto causado pelos dejetos de suínos, neste trabalho foi avaliada o desempenho e aplicabilidade do reator UASB, em escala real, seguido por uma lagoa de polimento em escala piloto, no tratamento de águas residuárias de suinocultura.

2. OBJETIVOS

Objetivo Geral

Esta pesquisa teve como principal objetivo à concepção, desenvolvimento e avaliação do comportamento de um reator anaeróbio de fluxo ascendente de manta de lodo denominado reator UASB para tratamento de águas residuárias de suínos.

Objetivos Específicos

- Avaliar o comportamento do sistema em função dos arâmetros de projeto e operacionais;
- Determinar os coeficientes de degradação da matéria orgânica e de decaimento bacteriano na lagoa polimento, levando em consideração o regime hidráulico, bem como a formulação matemática pertinente;
- Quantificar e caracterizar o lodo gerado no reator UASB;
- Comparar e avaliar parâmetros de projeto e operacionais com os parâmetros de eficiência, para otimização do sistema, se possível, e para referência em novos projetos;
- Avaliar o desempenho da lagoa de polimento como pós-tramento do reator UASB;
- Avaliar o custo-benefício do sistema de tratamento de dejetos de suínos.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Características dos dejetos de suínos e seus impactos ambientais

A água pode ser um limitante ao desenvolvimento da cadeia produtiva de suínos, pois é sinônimo da perpetuação deste sistema devido ao alto consumo diário pelos animais e, também, está relacionada à sanidade dos planteis por ser o veículo mais utilizado na higienização das instalações (Palhares e Calijuri, 2006).

O recurso água deve ser utilizado de uma forma racional nas regiões tradicionalmente produtoras e nas que apresentam potencialidade para a produção. Este uso deve ter como ponto de início a unidade produtiva, a qual está inserida em uma bacia hidrográfica que deve ser gerida de forma sistêmica, tendo como ponto final os usos da água, tais como, o abastecimento doméstico, dessedentação de animais, irrigação, geração de energia elétrica, balneabilidade, etc. Somente desta forma o impacto será minimizado e as produções poderão se perpetuar (Palhares e Calijuri, 2006).

As práticas de manejo de suínos utilizam grande quantidade de água para dessedentação dos animais, como também para a adequação da ambiência destes e são fatores essenciais para a produtividade. O desperdício de água que se observa no manejo da maioria das granjas de produção, com descontrolo de uso, vazamentos e escorrimentos contínuos agravam os problemas com dejetos de suínos.

As variações quantitativas e qualitativas dos dejetos produzidos estão basicamente associadas ao sistema de manejo utilizado, no qual o volume de dejetos como sua composição química, dependem de inúmeros fatores (Silva, 1996).

A quantidade total de dejetos líquidos produzidos por um suíno varia de acordo com o seu estágio de desenvolvimento, podendo variar de 8,5% a 4,9% do seu peso vivo por dia, para suínos de peso entre 15 a 100 kg. Um dos componentes que influi na quantidade de dejetos líquidos é a produção de urina que está diretamente ligada à ingestão de água pelo animal (Tab. 1). Loehr (1974), indicou que a quantidade de urina corresponde a 30% do peso total dos excrementos, e encontrou para suínos de 45 kg de peso vivo, uma quantidade de dejetos correspondente a 6% do seu peso vivo. Silva (1973) relatou volume diário de dejetos gerados em torno de 5% do peso vivo em animais de até 100 kg.

A quantidade de água desperdiçada pelos bebedouros e usada na higienização das

instalações também contribui para o aumento do volume diário (Oliveira, 1993). Botelho (1983), avaliando o consumo médio diário de água e volume de efluente residuário de bovinos, suínos e aves, relatou consumo diário para porcas em

lactação e gestação de respectivamente 9,5% e 8,5% do seu peso vivo/dia, e volume de efluente de respectivamente 75% e 79% do total de água consumida (bebida, perdas e lavagem das instalações).

Tabela 1. Produção média diária de dejetos nas diferentes fases produtivas dos suínos

Estádio de desenvolvimento dos animais	Esterco kg d ⁻¹	Esterco + Urina kg d ⁻¹	Dejetos Líquidos L d ⁻¹	Dejetos Líquidos m ³ (animal mês) ⁻¹
25 – 100 kg	2,30	4,90	7,00	0,25
Porcas	3,60	11,00	16,00	0,48
Porcas em lactação	6,40	18,00	27,00	0,81
Macho	3,00	6,00	9,00	0,28
Leitões creche	0,35	0,95	1,40	0,05
Média	2,35	5,80	8,60	0,27

Fonte: Konzen (1980)

As altas cargas orgânicas e de sólidos suspensos implicam na acentuada depleção de oxigênio dissolvido e aumento da turbidez das águas dos mananciais receptores de águas residuárias de suinocultura. O fósforo e o nitrogênio, quando aplicados no solo sem tratamento, ou na forma de fertilizante de forma excessiva, podem ser transportados pela água por meio de escoamento superficial, atingindo corpos d'água e provocando o processo de eutrofização. Elevados teores de nitratos podem ser observados em mananciais superficiais como resultado dos processos de nitrificação, ou em lençóis

subterrâneos devido à lixiviação. Outro aspecto a ser considerado é a disseminação de organismos patogênicos como bactérias, protozoários, helmintos, e vírus com conseqüentes riscos a saúde humana e animal.

Os dejetos de suínos podem apresentar grandes variações em seus componentes, dependendo do sistema de manejo adotado e, principalmente, da quantidade de água e nutrientes em sua composição (Tab. 2 e 3).

Tabela 2. Características físico-químicas dos dejetos de suínos (mg L⁻¹) produzidos em uma unidade de crescimento e terminação, obtidos no Sistema de Produção de Suínos da EMBRAPA/CNPQA, Concórdia-SC.

Parâmetro	Mínimo		Máximo		Média	
	Silva	Medri	Silva	Medri	Silva	Medri
DQO	11530	4300	38448	81200	25543	21647
Sólidos totais	12697	4209	49432	78866	22399	17240
Sólidos totais voláteis	8429	2777	39024	66534	16389	10266
Sólidos totais fixos	4268	1584	10408	56190	6010	6974
Sólidos sedimentáveis	220	-	850	-	429	-
Nitrogênio total	1660	1018	3710	4451	2374	2205
Fósforo total	320	119	1180	2306	578	633
Potássio total	260	-	1140	-	536	-

Fonte: Silva (1996); Medri (1997)

Tabela 3. Características do efluente de suínos em função de seu teor de matéria seca (MS)

Grau de diluição	MS (%)	DBOt (mg L ⁻¹)	N (%)	P ₂ O ₅ (%)	K ₂ O (%)
Concentrado	5-6	40.000	0,49	0,48	0,31
Semi concentrado	4-5	33.000	0,44	0,41	0,28
Semi diluído	3-4	27.000	0,37	0,31	0,23
Diluído	2-3	21.000	0,31	0,23	0,19
Muito diluído	<2	15.000	0,26	0,14	0,16

Fonte: Dartora et al. (1998).

Pode-se observar a partir da tabela 3, ampla faixa de diluição, sendo que, maiores diluições implicam na geração de maiores volumes de efluentes, implicando em sistemas maiores, elevando o custo do tratamento. Outro aspecto importante são as variações da concentração da matéria orgânica devido ao grau de diluição, e que são muito importantes para a concepção e dimensionamento do sistema de tratamento.

As variações do grau de diluição são devidas ao processo de higienização empregado e a frequência com que é realizada, sendo que o manejo da granja é de fundamental importância na concepção do sistema de tratamento.

3.2 Fundamentos da digestão anaeróbia

No processo de oxidação da matéria orgânica em ambientes anaeróbios ocorrem os processos metabólicos de fermentação e respiração. Na fermentação, a oxidação da matéria orgânica é feita na ausência de um aceptor final de elétrons, enquanto na respiração são utilizados aceptores de elétrons inorgânicos, como NO₃⁻ (nitrato), SO₄²⁻ (sulfato), ou CO₂ (gás carbônico). A formação de metano ocorre preferencialmente em ambientes onde o oxigênio, nitrato e sulfato não estejam prontamente disponíveis como aceptores de elétrons. A produção de metano ocorre em diferentes ambientes naturais tais como pântanos, solo, sedimentos de rios, lagos e mares, assim como nos órgãos digestivos de animais ruminantes, onde o potencial redox é da ordem de -300 mV. Estima-se que a digestão anaeróbia, com formação de metano, seja responsável pela completa mineralização de 5 a 10% de toda a matéria orgânica disponível na terra (Chernicharo, 2007).

A digestão anaeróbia representa um sistema ecológico delicadamente balanceado, envolvendo processos metabólicos complexos, que ocorrem em etapas seqüenciais, e que dependem da atividade de, no mínimo, três grupos fisiológicos de microrganismos: a) bactérias fermentativas (ou acidogênicas); b) bactérias sintróficas (ou acetogênicas); e c) microrganismos metanogênicos. No primeiro estágio, um grupo de bactérias fermentativas acidogênicas convertem, por hidrólise e fermentação, os compostos orgânicos complexos (carboidratos, proteínas e lipídios) em outros compostos mais simples, principalmente ácidos orgânicos, além de hidrogênio e dióxido de carbono. Os microrganismos sintróficos acetogênicos convertem compostos orgânicos intermediários, como propionato e butirato, em acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Na fase final, o acetato e o hidrogênio produzidos nas etapas anteriores são convertidos em metano e dióxido de carbono. Esta conversão é efetuada por um grupo especial de microrganismos, denominados de arqueas metanogênicas, os quais são procariotas estritamente anaeróbias. Os microrganismos metanogênicos dependem do substrato fornecido pelas bactérias formadoras de ácidos, configurando, portanto, uma interação sintrófica (Chernicharo, 2007)

Nos sistemas de tratamento anaeróbio procura-se acelerar o processo da digestão, criando-se condições favoráveis. Essas condições se referem tanto ao próprio projeto do sistema de tratamento como as condições operacionais nele existentes. Em relação ao projeto de sistemas de tratamento é preciso garantir que haja uma grande quantidade de microrganismos

ativos atuando no processo de digestão anaeróbia e que ocorra um contato intenso entre o material orgânico presente no afluente e a massa microbiana no sistema. Quanto às condições operacionais, os fatores que mais influem são a temperatura, o pH, a presença de elementos nutrientes e a ausência de materiais tóxicos no afluente (Foresti, 1994).

Os microrganismos metanogênicos desenvolvem duas funções primordiais nos ecossistemas anaeróbios: a) produzem um gás insolúvel (metano), possibilitando a remoção do carbono orgânico contido na fase líquida; e b) são responsáveis pela manutenção da pressão parcial de hidrogênio do meio em níveis suficientemente baixos, permitindo que as bactérias fermentativas e formadoras de ácidos produzam produtos solúveis mais oxidados, a exemplo do ácido acético, que é o substrato direto da metanogênese. Como os microrganismos metanogênicos ocupam uma população final no ambiente anaeróbio, durante a degradação de compostos orgânicos, a sua baixa taxa de crescimento normalmente representa o fator limitante no processo de digestão como um todo (Chernicharo, 2007).

3.3 Microbiologia da digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, composto por várias reações seqüenciais (Fig. 1), cada uma com sua população bacteriana específica. Para a digestão anaeróbia de material orgânico complexo, como proteínas, carboidratos e lipídios, podem-se distinguir quatro etapas diferentes no processo global da conversão (Foresti, 1994).

Na hidrólise ocorre a conversão de materiais particulados complexos (polímeros), em materiais dissolvidos mais simples (monômeros), os quais podem atravessar as paredes celulares das bactérias fermentativas. Esta conversão de materiais particulados em materiais dissolvidos é conseguida através da ação de exoenzimas excretadas pelas bactérias fermentativas hidrolíticas. Na anaerobiose, a hidrólise dos polímeros usualmente ocorre de forma lenta, sendo que vários fatores podem

afetar o grau e a taxa em que o substrato é hidrolisado, tais como: temperatura de operação do reator, tempo de residência do substrato no reator, composição do substrato (ex.: teores de lignina, carboidrato, proteína e gordura), tamanho de partículas, pH, concentração de produtos tóxicos, concentração de produtos da hidrólise (ácidos orgânicos voláteis) (Lettinga et al., 1996, citado por Chernicharo, 2007).

De acordo com Chernicharo (2007), dentre os principais gêneros de bactérias com capacidade hidrolítica no processo de digestão anaeróbia, destacam-se:

- *Clostridium*, *Micrococcus*, que são gêneros produtores de lipases, para degradação de lipídios a ácidos graxos;
- *Bacteróides*, *Butyvirbio*, *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomonas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus* e *Bacillus*, que são gêneros produtores de proteases, para degradação de proteínas a aminoácidos;
- *Clostridium*, *Staphylococcus*, *Acetivibrio*, *Eubacterium*, que são gêneros produtores de amilases, para degradação de polissacarídeos a açúcares menores.

Os produtos solúveis oriundos da fase de hidrólise são metabolizados no interior das células das bactérias fermentativas, sendo convertidos em diversos compostos mais simples, os quais são então excretados pelas células. Os compostos produzidos incluem ácidos graxos voláteis, álcoois, ácido láctico, gás carbônico, hidrogênio, amônia e sulfeto de hidrogênio, além de novas células bacterianas. Os microrganismos fermentativos são os primeiros a atuar na degradação do substrato, e são os que mais se beneficiam energeticamente, por isso, a etapa acidogênica só será limitante do processo se o material a ser degradado não for facilmente hidrolisável. Como os ácidos orgânicos são o principal produto dos organismos fermentativos, estes são usualmente designados de bactérias fermentativas acidogênicas (Chernicharo, 2007).

A acidogênese é efetuada por um grande e diverso grupo de bactérias fermentativas, a exemplo dos gêneros: *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococcus*, *Butyrivacterium*, *Propionibacterium*, *Eubacterium*, *Lactobacillus*, *Streptococcus*, *Pseudomonas*, *Desulfobacter*, *Micrococcus*, *Bacillus* e *Escherichia*. A maioria das bactérias acidogênicas é anaeróbia estrita, mas cerca de 1% consiste de bactérias facultativas que podem oxidar o substrato orgânico por via oxidativa. Isso é particularmente importante, uma vez que as arqueas metanogênicas são protegidas contra a exposição ao oxigênio eventualmente presente no meio (Van Haandel e Lettinga, 1994; Lettinga et al., 1996, citado por Chernicharo 2007).

Alguns produtos da fermentação, especialmente acetato, H₂, CO e outros compostos de um único átomo de carbono podem ser convertidos diretamente pelas arqueas metanogênicas a metano e dióxido de carbono. Para a degradação de outros produtos, como ácidos graxos com mais de dois átomos de carbono, álcoois com mais de um átomo de carbono e ácidos graxos aromáticos e de cadeia ramificada, é necessário um outro grupo de bactérias fermentativas, chamadas de bactérias sintróficas acetogênicas (Schink, 1997, citado por Fernandes, 2004).

As bactérias acetogênicas convertem os produtos gerados na fase acidogênica em acetato, dióxido de carbono, hidrogênio ou formiato, os quais servem de substrato para as arqueas metanogênicas.

A fase acetogênica ocorre em duas etapas: a desidrogenação acetogênica e a hidrogenação acetogênica. Durante a desidrogenação acetogênica atuam as bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, como *Syntrophobacter wolinii* que degrada o propionato, e *Syntrophomonas wolfei* que degrada o butirato, entre outras. As bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio utilizam ácidos de cadeias maiores que o acético para produzir ácido acético, dióxido de carbono e hidrogênio a baixas pressões de hidrogênio (Povinelli, 1994, citado por Fernandes, 2004).

Na hidrogenação acetogênica atuam as bactérias homoacetogênicas, que podem

utilizar hidrogênio e dióxido de carbono e hexoses, como *Clostridium thermoautotrophicum* e *Acetogenium keveei*, além de outras. Essa bactéria produz ácido acético a partir de hidrogênio e dióxido de carbono e a partir de metanol (Fernandes, 2004).

A etapa final no processo global de degradação anaeróbia de compostos orgânicos em metano e dióxido de carbono é efetuada pelos microrganismos metanogênicos, atualmente classificados dentro do domínio *Archaea*, um grupo verdadeiramente reconhecido como distinto das bactérias típicas.

As arqueas metanogênicas estão distribuídas em cinco ordens: Methanobacteriales, Methanococcales, Methanomicrobiales, Methanosarcinales e Methanopyrales, todas dentro do filo Euryarcheota (Vazzoler et al., 1999, citado por Chernicharo, 2007).

A metanogênese pode ser considerada uma forma de respiração anaeróbia, no qual o gás carbônico, ou o grupo metil de compostos C-1, ou o carbono do grupo metil do acetato, é o receptor de elétrons. As arqueas metanogênicas podem formar metano por duas formas principais: uma utilizando o ácido acético ou o metanol (acetoclásticas), e um outro grupo que produz o metano a partir do hidrogênio e dióxido de carbono (hidrogenotróficas) (Chernicharo, 2007).

As arqueas metanogênicas hidrogenotróficas têm por função manter o equilíbrio termodinâmico do hidrogênio no processo de digestão (Van Haandel e Lettinga, 1994 citados por Ramires, 2005). Praticamente todas as espécies de metanogênicas hidrogenotróficas são capazes de produzir metano a partir de hidrogênio e dióxido de carbono. Os gêneros mais frequentemente isolados em reatores anaeróbios são: *Methanobacterium*, *Methanospirillum*, *Methanobrevibacter*, *Methanoculleus*, e *Methanocorpusculum* (Chernicharo, 2007).

As arqueas metanogênicas acetoclásticas são as grandes responsáveis pela produção de metano na digestão anaeróbia, sendo pertencentes a dois gêneros principais:

Methanosarcina e *Methanosaeta*. Os organismos pertencentes ao gênero *Methanosarcina* se desenvolvem na forma de cocos, que se agrupam formando “pacotes”. São considerados os mais versáteis entre as metanogênicas, pois possuem espécies capazes de utilizar também o hidrogênio e as metilaminas. O gênero *Methanosaeta* caracteriza-se por utilizar exclusivamente o acetato. Elas desenvolvem-se na forma de filamentos e tem grande importância na formação da trama bacteriana presente nos grânulos (Soube, 1994 citado por Chernicharo, 2007).

No que diz respeito à formação dos grânulos no lodo, vários pesquisadores têm sugerido que células filamentosas de *Methanosaeta sp.* são as precursoras de grânulos. Esses filamentos podem funcionar como centros de nucleação para posterior desenvolvimento dos agregados (Schmidt e Ahring, 1996, citados por Pereira, 2003).

Macleod et al. (1990), estudando a estrutura de agregados bacterianos, os quais apresentavam três camadas características, sugeriram que a presença de células de *Methanosaeta* no núcleo central dos grânulos indicava que estes microrganismos poderiam funcionar como “centros de nucleação” que iniciariam o desenvolvimento do grânulo.

Oliveira (1997) estudando reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura observou que a distribuição das morfologias microbianas apresentava-se de forma estruturada ao longo da parede e dividida em três camadas. Na camada superficial predominaram populações mistas constituídas de bactérias formadoras de ácidos e bactérias hidrolíticas. Também foram observados bacilos retos com as extremidades retas, morfologia esta associada as arqueas metanogênicas e semelhantes ao gênero *Methanosaeta sp.*

Samson et al. (1990), citado por Pereira (2004) relatam que águas residuárias contendo açúcares e altos teores de ácidos voláteis o desenvolvimento do lodo granular é mais rápido, enquanto que composições com elevadas frações de sólidos em suspensão ou materiais refratários podem não desenvolver grânulos.

Pereira (2004) estudando reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura relatou que nos grânulos de lodo examinados, as arqueas metanogênicas predominantes foram semelhantes a *Methanosaeta* na forma de bacilos curtos aglomerados.

O estágio da metanogênese é considerado limitante de todo o processo de digestão anaeróbia, devido à baixa taxa de crescimento das arqueas. As arqueas metanogênicas acetoclásticas são as reais limitantes por serem responsáveis pelo maior percentual de produção. Desta forma, é importante que sejam oferecidas às condições ideais para o desenvolvimento normal dessa população (Ramires, 2005).

Além dos processos fermentativos que levam à produção de biogás, podem se desenvolver outros processos no reator anaeróbio. Na presença de oxidantes alternativos, como o nitrato e o sulfato ocorrem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. O nitrato pode ser usado como oxidante, sendo reduzidos para nitrogênio molecular no processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido para sulfeto (Foresti et al., 1999).

A produção de sulfetos é um processo no qual o sulfato e outros compostos a base de enxofre são utilizados como aceptores de elétrons durante a oxidação de compostos orgânicos. Durante este processo, sulfato, sulfeto e outros compostos sulfurados são reduzidos a sulfeto, através da ação de um grupo de bactérias anaeróbias estritas, denominadas bactérias redutoras de sulfato (Chernicharo, 2007).

A redução biológica de sulfato em digestores anaeróbios em geral é considerada como um processo indesejável por duas razões: o sulfato oxida material orgânico que deixa de ser transformado em metano e no processo forma-se o gás sulfídrico, que é corrosivo e confere odor muito desagradável tanto a fase líquida como ao biogás, além de poder ser tóxico para o processo de metanogênese (Foresti, 1994).

As bactérias sulforedutoras são consideradas um grupo muito versátil de

microrganismos, capazes de utilizar uma ampla gama de substratos, incluindo toda a cadeia de ácidos graxos voláteis, diversos ácidos aromáticos, hidrogênio, metanol, etanol, glicerol, açúcares, aminoácidos e vários compostos fenólicos. As bactérias sulforedutoras dividem-se em dois grandes

grupos: as bactérias sulforedutoras que oxidam seus substratos de forma incompleta até o acetato e as que oxidam seus substratos de forma completa até o gás carbônico (Visser, 1995 citado por Chernicharo, 2007).

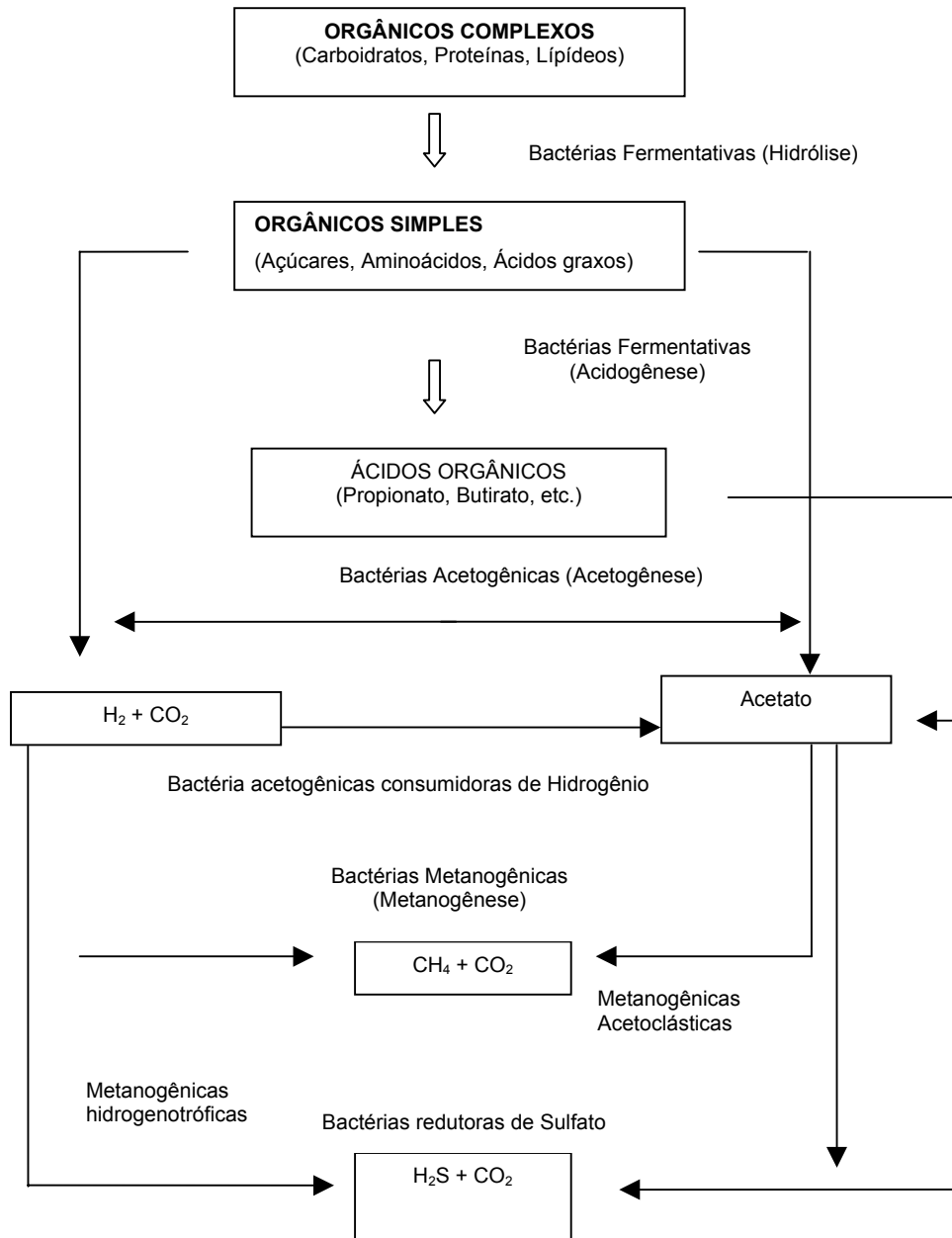


Figura 1. Seqüências metabólicas e grupos microbianos envolvidos no processo de digestão anaeróbia. (Fonte: Chernicharo, 2007).

3.4 Bioquímica da digestão anaeróbia

No processo de digestão anaeróbia de compostos orgânicos existe um consórcio entre microrganismos acidogênicos, acetogênicos e metanogênicos. O equilíbrio desse consórcio pode ser verificado pela análise de ácidos graxos voláteis, pois tais ácidos são os principais substratos e produtos dos microrganismos que participam desse consórcio (Chernicharo, 2007).

Quando as populações de bactérias acetogênicas e de arqueas metanogênicas se encontram presentes em quantidades suficientes, e as condições ambientais no interior do sistema de tratamento são favoráveis, estes utilizam os ácidos intermediários, tão rapidamente quanto estes são formados. Como resultado, os ácidos não se acumulam além da capacidade neutralizadora da alcalinidade naturalmente presente no meio, o pH permanece numa faixa favorável as metanogênicas e o sistema anaeróbio é considerado em equilíbrio. Entretanto, se as bactérias acetogênicas e as arqueas metanogênicas não estiverem presentes em número suficiente, ou se estiverem expostas a condições ambientais desfavoráveis, estas não serão capazes de utilizar os ácidos intermediários, na mesma taxa em que são

produzidos pelas bactérias acidogênicas, resultando numa acumulação de ácidos no sistema. Nestas condições, a alcalinidade é consumida rapidamente e os ácidos livres, não neutralizados, provocam a queda do pH. Esta situação é normalmente referenciada como a de um reator azedo (Chernicharo, 2007).

Nas águas residuárias há uma grande variedade de compostos orgânicos que pode ser degradada nos reatores anaeróbios por um uma população bacteriana muito diversificada. A conversão desses compostos em metano pode, seguir inúmeros caminhos catabólicos. Para que isso ocorra é necessário que seja produzida energia livre em cada um dos processos de conversão. Quando ocorre a liberação de energia, o processo é denominado exergônio e a energia livre padrão (ΔG_0) é menor que zero. Quando as reações consomem energia são denominadas endergônicas e a energia livre apresenta valores positivos (Foresti et al., 1999).

Na tabela 4 são apresentadas algumas reações comuns na degradação anaeróbia. A energia livre em condições padrão (temperatura de 25°C, pH = 7, pressão de 1atm, e o líquido sendo água pura) de todos os compostos presentes na solução apresentam uma atividade de 1 mol kg⁻¹.

Tabela 4. Reações comuns na degradação anaeróbia

Acidogênese		ΔG_0 (kJ/reação)
Glicose \Rightarrow Acetato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \Rightarrow 2CH_3COO^- + 2H^+ + 4H_2$	-206
Glicose \Rightarrow Propionato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \Rightarrow 2CH_3CH_2COO^- + 2H_2O + 2H^+$	-358
Glicose \Rightarrow Butirato	$C_6H_{12}O_6 \Rightarrow CH_3CH_2CH_2COO^- + 2CO_2 + H^+ + 2H_2$	-255
Acetogênese		
Bicarbonato \Rightarrow Acetato	$2HCO_3^- + 4H_2 + H^+ \Rightarrow CH_3COO^- + 4H_2O$	-104,6
Propionato \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2COO^- + 3H_2O \Rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2$	+76,1
Propionato \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2COO^- + 2HCO_3^- \Rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 3HCOO^-$	+72,2
Butirato \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2CH_2COO^- + 2H_2O \Rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+48,1
Etanol \Rightarrow Acetato	$CH_3CH_2OH + H_2O \Rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$	+9,6
Lactato \Rightarrow Acetato	$CH_3CHOHCOO^- + 2H_2O \Rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 2H_2$	-4,2
Metanogênese e Sulfetogênese		
Acetato \Rightarrow Metano	$CH_3COO^- + H_2O \Rightarrow CH_4 + HCO_3^-$	-31,0
Hidrogênio \Rightarrow Metano	$H_2 + \frac{1}{4}HCO_3^- + \frac{1}{4}H^+ \Rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{3}{4}H_2O$	-33,9
Formiato \Rightarrow Metano	$HCOO^- + \frac{1}{4}H_2O + \frac{1}{4}H^+ \Rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{3}{4}HCO_3^-$	-32,6
Bicarbonato \Rightarrow Metano	$HCO_3^- + 4H_2 + H^+ \Rightarrow CH_4 + 3H_2O$	-135,6
Sulfato \Rightarrow Sulfeto	$SO_4^{2-} + 4H_2 + H^+ \Rightarrow HS^- + 4H_2O$	-151,9

FONTE: Adaptado de Chernicharo (2007)

A etapa da acetogênese é termodinamicamente desfavorável, ou seja, não ocorre espontaneamente no sentido da formação de acetato e H₂, a menos que essas espécies químicas sejam removidas do meio, deslocando, assim, o equilíbrio da reação no sentido da formação desses produtos (Foresti et al., 1999).

Os cálculos associados às reações acetogênicas permitem determinar que essas reações só são termodinamicamente favoráveis quando a pressão parcial de H₂ no meio é muito baixa (10⁻⁴ atm para a conversão de propionato e 10⁻³ atm para butirato). Em um digestor metanogênico, operando de forma apropriada, a pressão parcial de H₂ não excede a 10⁻⁴ atm, sendo que, usualmente, esta se encontra próxima a 10⁻⁶ atm. Nestas condições de baixa pressão parcial de hidrogênio, passa a ocorrer então a degradação do propionato, butirato e etanol, liberando energia livre para o meio. Portanto, uma vez formados os ácidos propiônico e butírico como produtos intermediários, a conversão em acetato só será possível mediante a existência de populações capazes de remover, de forma rápida e eficiente, o H₂ formado nas reações acetogênicas. Isso é conseguido graças à ação dos microrganismos que removem H₂ do meio, quais sejam, as arqueas metanogênicas hidrogenotróficas e as bactérias redutoras de sulfato (Foresti et al., 1999; Lettinga et al., 1996, citado por Chernicharo 2007).

A acumulação de ácidos orgânicos em reatores anaeróbios, principalmente acetato, propionato e butirato, podem ocorrer como resultado da não observância das condições ideais de crescimento microbiano ou da não observância de limitações cinéticas e termodinâmicas. A presença de ácidos orgânicos no efluente do reator reflete uma condição de instabilidade, ao invés de uma deficiência inerente a tecnologia anaeróbia. A acumulação de acetato, propionato e butirato não devem ser encaradas como inevitável, mas sim como um sintoma de que uma ou mais etapas do consórcio anaeróbio está sendo prejudicada (Chernicharo, 2007).

3.5 Aspectos importantes da cinética da digestão anaeróbia

A cinética bioquímica estuda as velocidades de crescimento dos microrganismos, as velocidades de consumo de substrato e de formação de produtos. Tais velocidades podem ser expressas em termos matemáticos por modelos que representem adequadamente a dinâmica desses processos. Existe uma grande dificuldade em se descrever matematicamente essas cinéticas de conversão, devido à complexidade dos substratos e ao envolvimento de diversas populações bacterianas. Porém, modelos matemáticos complexos não são desejáveis, especialmente se eles não conseguem descrever com propriedade as reações do processo envolvidas (Foresti et al., 1999; Chernicharo, 2007).

Duas variáveis principais formam a base de todos os modelos biológicos: a) a concentração de substrato; e b) a concentração de microrganismos.

3.5.1 Cinética do crescimento de microrganismos

Crescimento bruto específico

O crescimento bacteriano pode ser expresso em função da própria concentração de bactérias em um dado instante no reator. A taxa de crescimento líquido é igual à taxa de crescimento bruto menos a taxa de mortalidade das bactérias. A taxa de crescimento bruto de uma população bacteriana é função do seu número, massa ou concentração em um dado instante (Von Sperling, 1996).

Matematicamente, tal relação pode ser expressa como:

$$dX / dt = \mu * X \quad (1)$$

Onde:

X = concentração de microrganismos no reator, SST ou SSV (g m⁻³);

μ = taxa de crescimento específico (d⁻¹);

t = tempo (d)

De acordo com Von Sperling (1996) a taxa de crescimento é para crescimento sem limitação de substrato, porém, o crescimento bacteriano é função da disponibilidade de substrato no meio, por isso, a taxa de crescimento específico deve ser expressa, em função da concentração de substrato. Monod, em seus estudos com culturas bacterianas, apresentou a seguinte fórmula empírica:

$$\mu = \mu_{\text{máx}} * (S / K_s + S) \quad (2)$$

Onde:

$\mu_{\text{máx}}$ = taxa de crescimento específico máxima (d^{-1});

S = concentração do substrato ou nutriente limitante ($g\ m^{-3}$);

K_s = constante de saturação, a qual é definida como a concentração do substrato para a qual $\mu = \mu_{\text{máx}} / 2$ ($g\ m^{-3}$).

Decaimento bacteriano

O crescimento bruto da biomassa, não leva em consideração a redução de microrganismos, devido ao metabolismo endógeno. Isto implica que parte do material celular seja destruída por alguns dos mecanismos atuantes na etapa de respiração endógena. A taxa de decaimento bacteriano pode ser expressa como uma reação de primeira ordem:

$$dX / dt = K_d * X \quad (3)$$

Onde:

K_d = coeficiente de respiração endógena (d^{-1})

Crescimento líquido

A taxa de crescimento líquido de microrganismos é obtida ao se incluir na taxa de decaimento bacteriano a expressão de crescimento bruto:

$$dX / dt = \mu * X - K_d * X \quad (4)$$

Produção de sólidos

Produção bruta

O crescimento bacteriano pode ser expresso também em função do substrato utilizado. Quanto maior a taxa de assimilação de substrato, maior a taxa de crescimento bacteriano (Von Sperling, 1996).

$$dX / dt = Y * dS / dt \quad (5)$$

Onde:

X = concentração de microrganismos, SS ou SSV ($g\ m^{-3}$);

Y = coeficiente de produção celular (biomassa – SS ou SSV – produzidos por unidade de massa de substrato removida – DBO ou DQO) ($g\ g^{-1}$);

S = concentração de DBO ou DQO no reator ($g\ m^{-3}$);

t = tempo (d).

Taxa de utilização de substrato

A taxa de utilização de substrato expressa a capacidade de conversão de substrato pela biomassa, por unidade de tempo, sendo representada através da seguinte expressão:

$$dS / dt = 1 / Y * dS / dt \quad (6)$$

Tempo de detenção hidráulica

O tempo de detenção hidráulica representa o tempo médio que o líquido permanece no sistema de tratamento:

$$t = \text{volume} / \text{vazão} = V / Q \quad (7)$$

Onde:

t = tempo de detenção hidráulico (h);

V = volume do reator (m^3);

Q = vazão de líquido ($m^3\ h^{-1}$).

Tempo de residência celular

O parâmetro tempo de residência celular, ou idade do lodo, pode ser calculado a partir da quantidade total de biomassa presente no reator e da quantidade de biomassa que deixa o reator. Nos reatores anaeróbios que possuem mecanismos de retenção de biomassa, é possível controlar o tempo de residência celular no sistema, até certos limites, independentemente do tempo de detenção hidráulica (Chernicharo, 2007).

O tempo de residência celular representa o tempo médio de permanência dos sólidos biológicos no sistema de tratamento:

$$\theta_c = \text{massa de SST no sistema} / \text{massa de SST retirada do sistema, por unidade de tempo} \quad (8)$$

Onde:

θ_c = tempo de residência celular, ou idade do lodo (d).

3.6 Fatores que interferem no processo de digestão anaeróbia

Diversos fatores podem afetar o processo de digestão anaeróbia, intensificando ou inibindo parâmetros como velocidade de crescimento e declínio, a produção do biogás, a utilização de substrato, partida do reator entre outros. A temperatura, pH, alcalinidade, ácidos voláteis, teor de sólidos, presença de nutrientes, sobrecargas orgânicas e hidráulicas, são alguns dos fatores que devem ser considerados no tratamento anaeróbio (Ramires, 2005).

Tanto fatores físicos como químicos do ambiente influenciam o crescimento microbiano. Os fatores físicos atuam como agente seletivo, enquanto que os fatores químicos podem ou não ser seletivos (Chernicharo, 2007).

Por se tratar de um processo biológico, é essencial que os grupos de microrganismos encontrem condições ambientais adequadas ao seu desenvolvimento para que possam realizar a conversão da matéria orgânica de forma eficiente.

3.6.1 Temperatura

Dos fatores físicos que afetam o crescimento microbiano, a temperatura é um dos mais importantes na seleção das espécies. Os microrganismos não possuem meios de controlar a sua temperatura interna, deste modo a temperatura no interior da célula é determinada pela temperatura ambiente externa (Chernicharo, 2007).

Ao crescimento microbiano, geralmente estão associadas três faixas de temperatura onde o crescimento é possível: faixa psicrófila (entre 0 e 20°C), faixa mesófila (entre 20 e 45°C) e a termófila (entre 45 e 70°C). E em cada uma dessas faixas são associados três valores de temperatura para caracterização do crescimento dos microrganismos: temperaturas máximas e mínimas que definem os limites da faixa de temperatura em que o crescimento é possível e a temperatura ótima onde o crescimento é máximo. A taxa de crescimento microbiano em temperaturas próximas à mínima é tipicamente baixa, mas aumenta exponencialmente com o acréscimo da temperatura, atingindo o máximo próximo à temperatura ótima, e caindo abruptamente com um aumento de alguns poucos graus (Chernicharo, 2007).

A taxa de crescimento específica máxima da população microbiana cresce com o aumento da temperatura, o que faz com que se deseje elevadas temperaturas no reator anaeróbio, porém seja preferível a manutenção de uma temperatura uniforme dentro do reator, uma vez que o processo anaeróbio é considerado muito sensível a mudanças bruscas de temperatura, podendo provocar um desbalanceamento entre as duas maiores populações microbianas e a conseqüente falha do processo (Chernicharo, 2007).

A operação na faixa termofílica produz maior quantidade de biogás, resultando em tempos de detenção hidráulica mais curtos, implicando em reatores menores, e conseqüentemente, com menores custos (Lucas Jr, 1994). O aquecimento do reator anaeróbio para o aumento da eficiência do

processo está comprovado, porém os custos adicionais requeridos no reator termofílico devem ser considerados, o que faz com que a tendência seja preferir os reatores mesofílicos, a não ser para resíduos que já apresentem temperaturas relativamente elevadas na sua geração.

De acordo com Chernicharo (2007), para valores de temperatura entre 30°C e 40°C têm-se uma taxa máxima de crescimento bacteriano, que decresce 11% a cada °C para digestores operados a temperaturas abaixo de 30°C. A digestão anaeróbia pode ocorrer a baixas temperaturas, no entanto, a fração de sólidos orgânicos que pode ser metabolizada no processo é reduzida. Dessa forma o tratamento anaeróbio de esgotos torna-se bem mais atrativo para os países de clima tropical e subtropical (Fernandes, 2004).

Zhang et al. (1994) estudaram o comportamento do processo anaeróbio na estabilização de resíduos orgânicos de suínos em um reator ASBR (Reator Anaeróbio Sequencial de Batelada), operado à temperatura de 25°C e TDH de dois, três e seis dias. Constatou-se uma boa performance na remoção de sólidos voláteis e DBO para todos os TDH, mas com destaque para o reator operado com TDH de três dias.

Ndon (1997) e Banik (1998), estudando o efeito da temperatura e TDH no tratamento de águas residuárias domésticas em reator ASBR, observaram que para baixas temperaturas e baixos TDH a eficiência de remoção de matéria orgânica foi baixa, enquanto que para altas temperaturas a eficiência foi alta.

Viraraghavan (1996), estudando os efeitos da temperatura na eficiência do tratamento de águas residuárias no processo de filtro anaeróbio com efluentes provenientes de tanque séptico, laticínio, matadouro, fábricas de processamento de batata, constatou que houve maior eficiência de remoção de DBO e DQO nos filtros anaeróbios operados nas temperaturas maiores e os efeitos da temperatura não foram pronunciados a altos TDH. Para os filtros anaeróbios operados a

baixas temperaturas, a variação do TDH afetou a eficiência do filtro.

Hardoim (1999), estudando os efeitos da temperatura no tratamento anaeróbio dos dejetos de bovinos de leite em biodigestores com TDH variando entre dez e trinta dias, observou uma tendência de redução na eficiência de remoção dos sólidos voláteis à medida que se reduzia o TDH e também quando se reduzia a temperatura. Também constatou que com altos valores de TDH, quanto maior a temperatura, maior a redução. Contudo, para baixos valores de TDH as temperaturas intermediárias foram as mais eficientes na redução de sólidos voláteis.

3.6.2 pH, alcalinidade e ácidos voláteis

O pH, alcalinidade e os ácidos voláteis são outros fatores ambientais interferentes no desempenho do processo anaeróbio, sendo que estes três fatores estão intimamente relacionados.

O pH interfere no processo anaeróbio diretamente ao afetar a atividade enzimática, e indiretamente ao afetar a toxicidade de inúmeros compostos, tais como a amônia e o sulfeto.

As arqueas metanogênicas têm crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4, embora se possa conseguir estabilidade na formação de metano numa faixa mais ampla de pH, entre 6,0 e 8,0. Valores de pH abaixo de 6,0 e acima de 8,3 devem ser evitados, uma vez que estes valores podem inibir por completo as arqueas metanogênicas. O pH ótimo depende do tipo de microrganismo envolvido no processo de digestão, como também do tipo de substrato. A operação de um reator anaeróbio com o pH constantemente abaixo de 6,5 ou acima de 8,0 pode ocasionar uma diminuição significativa da taxa de produção de metano. Também a ocorrência de mudanças bruscas de pH pode afetar negativamente o processo (Chernicharo, 2007).

A alcalinidade de um sistema é a capacidade de uma solução em neutralizarem ácidos, impedindo as variações de pH quando há acréscimo da concentração de ácidos ou bases (Van Haandel e Lettinga, 1994).

No monitoramento de reatores anaeróbios a verificação sistemática da alcalinidade torna-se mais importante do que a avaliação do pH. Isso se deve ao fato dos valores de pH variar em escala logarítmica, significando que pequenos abaixamentos de pH implicam no consumo de elevada quantidade de alcalinidade, diminuindo a capacidade de tamponamento do meio (Chernicharo, 2007).

As arqueas metanogênicas, quando em número suficiente e em condições ambientais favoráveis, utilizam ácidos intermediários tão rapidamente quanto estes são formados. Assim, os ácidos não se acumulam além da capacidade neutralizadora da alcalinidade naturalmente presente no meio, o pH permanece numa faixa favorável as bactérias metanogênicas e o sistema anaeróbio é considerado em equilíbrio. Entretanto, se as arqueas metanogênicas não estiverem presentes em número suficiente, ou se estiverem expostas às condições ambientais desfavoráveis, estas não são capazes de utilizar os ácidos voláteis na mesma faixa em que são produzidos pelas bactérias acidogênicas, resultando numa acumulação de ácidos no sistema. Nestas condições, a alcalinidade é consumida rapidamente e os ácidos livres, não neutralizados, provocam a queda do pH. Esta situação é normalmente referenciada como a de um reator azedo (Chernicharo, 2007).

A determinação separada da alcalinidade bicarbonato e de alcalinidade de ácidos voláteis é realizada a partir de metodologia proposta por Ripley et al. (1986), em que se faz titulação até pH 5,75, obtendo-se a alcalinidade parcial (AP), equivalente a alcalinidade bicarbonato, e em um segundo estágio titula-se até pH 4,3 obtendo se alcalinidade intermediária (AI), equivalente à alcalinidade de ácidos voláteis.

A determinação da alcalinidade em dois estágios tem um importante aspecto, que se refere ao significado da relação AI/AP. De acordo com Ripley et al. (1986), valores de AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia (Foresti, 1994, citado por Chernicharo, 2007)

Iamamoto et al. (2002) monitoraram dois reatores anaeróbios UASB, tratando águas residuárias de suinocultura, instalados em série, utilizando as medidas de alcalinidade e a relação AI/AP, concluindo ser estes parâmetros úteis no diagnóstico de possíveis instabilidades no reator. No reator 1, a relação AI/AP ficou acima de 0,3, associando-se a eficiências de remoção de DQO negativas ou inferiores a 20%, decréscimo na produção de metano e valores de alcalinidade intermediária superiores a 200 mg L^{-1} , e no reator 2, a relação AI/AP acima de 0,3 ocorreu concomitantemente a eficiências de remoção de DQO abaixo de 50%.

Outro parâmetro de fundamental importância no controle do processo de digestão anaeróbia são os ácidos voláteis, que fornecem, juntamente com a medida do volume de gases produzidos, a indicação mais imediata do funcionamento do processo (Vieira e Souza, 1981).

Os ácidos voláteis podem se acumular nos reatores anaeróbios devido a sobrecargas orgânicas e hidráulicas, sobrecarga tóxica, variações de temperatura, ou outras condições operacionais, resultando na acumulação de ácidos voláteis.

A acumulação de ácidos voláteis acima de 150 mg L^{-1} no reator é uma primeira indicação que o sistema não está operando em condições ótimas. As sobrecargas orgânicas e hidráulicas, sobrecarga tóxica, flutuações na temperatura, ou outras condições operacionais podem causar um desequilíbrio no processo, que pode resultar na acumulação de ácidos orgânicos voláteis, especialmente propiônico, butírico, e alcóois (Langenhoff et al., 2000).

3.6.3. Materiais tóxicos

Existem diversas substâncias que provocam um efeito tóxico no processo de tratamento anaeróbio. A magnitude desse efeito depende da concentração do material em digestão, podendo ter, em alguns casos, um efeito benéfico quando há baixas concentrações (Oliveira, 1993).

Os principais agentes tóxicos da digestão anaeróbia são: amônia, sulfatos/sulfetos, metais pesados, metais alcalinos e alcalinos terrosos, e oxigênio.

Normalmente a presença do bicarbonato de amônia, resultante da digestão de esgotos ricos em compostos protéicos ou uréia, é benéfica ao digestor, como fonte de nitrogênio e como tampão para as mudanças de pH. Porém, tanto o íon amônio (NH_4^+) quanto à amônia livre (NH_3) podem se tornar inibidores, quando presentes em elevadas concentrações. Valores de pH elevados tem o predomínio da amônia livre que pode se tornar um agente inibidor. Estudos demonstraram que concentrações de amônia livre acima de 150 mg L^{-1} são tóxicas aos microrganismos metanogênicos, enquanto que o limite máximo de segurança para o íon amônia é da ordem de 3000 mg L^{-1} (Chernicharo, 2007).

Os sulfetos em baixas concentrações é um nutriente fundamental para a atividade metanogênica, por participar de um grande número de enzimas vitais. No entanto, a partir de concentrações em torno de 150 a 200 mg L^{-1} , mas podem ser tolerados, até estas concentrações se a operação do sistema for contínua e se alguma aclimatação for propiciada à biomassa (Chernicharo, 2007).

O aumento dessas substâncias pode levar à inatividade dos microrganismos anaeróbios, que é rapidamente detectada pela redução na produção de gases e pelo aumento dos ácidos voláteis no processo. Caso o aumento da concentração de substâncias tóxicas for lenta e bem controlada pode-se adaptar o processo a concentrações

elevadas de elementos tóxicos (Oliveira, 1993).

A sensibilidade dos processos anaeróbios a cargas tóxicas depende, significativamente, do parâmetro operacional tempo de retenção celular ou idade do lodo. Quanto maior o tempo de retenção celular, maior é a capacidade do reator de assimilar cargas tóxicas (Foresti, 1999).

3.6.4. Concentração de sólidos totais e sólidos voláteis

O controle do processo de digestão anaeróbia depende, entre outros fatores, da carga orgânica presente. Este acompanhamento é feito através da medida dos sólidos totais e voláteis. Um dos objetivos da digestão anaeróbia é reduzir o volume de matéria orgânica através de liquefação, gaseificação, adensamento e separação sólido-líquido para dispor o resíduo mais facilmente (Oliveira, 1993).

O rendimento do processo, em termos de produção de gás ou de remoção de matéria orgânica, depende, entre outros fatores, do conteúdo volátil dos sólidos do substrato. Assim, quanto maior o conteúdo volátil, maior será o rendimento do processo (Oliveira, 1993).

A concentração de sólidos suspensos no afluente pode afetar o desempenho do processo anaeróbio, podendo limitar a utilização de várias configurações de reatores anaeróbios. Lettinga et al. (1980) e Souza (1986) recomendaram concentração afluente de sólidos suspensos totais menores que 1000 mg L^{-1} , enquanto Stronach et al. (1986) recomendaram valores de concentração menores que 500 mg L^{-1} . Lettinga et al. (1991) recomendam concentrações de SST afluentes de até 6000 mg L^{-1} .

Fernandes (2004) avaliou o efeito do afluente com concentrações de SST em torno de 5000 mg L^{-1} no processo anaeróbio em dois estágios compostos por reator ABR e UASB instalados em série, tratando águas residuárias de suinocultura, alcançando

eficiências superiores a 85% na remoção de DQOt e SST.

Santana (2004) pesquisando o emprego de dois reatores UASB em série, no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com concentrações afluentes de SST variando de 2216 a 7131 mg L⁻¹ também obteve eficiências de remoção de matéria orgânica acima de 85%.

3.7 Reatores anaeróbios de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)

3.7.1 Considerações iniciais

O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) foi desenvolvido na década de 70 por Gatzke Lettinga da Universidade Wageningen, Holanda (Van Haandel e Lettinga, 1994).

O reator UASB tem sido amplamente estudado devido à sua vantagem de combinar construção e operação simplificada com capacidade de acomodar altas cargas orgânicas e hidráulicas (Lettinga et al., 1980). A configuração de um UASB é baseada no regime hidráulico de fluxo ascendente e na incorporação de um dispositivo interno de separação sólido/gás/líquido, dispensando o uso de um meio suporte para crescimento da biomassa. Isto favorece o desenvolvimento e retenção de uma biomassa concentrada e altamente ativa na zona de reação, na forma de flocos densos ou lodo granuloso. Conseqüentemente, o reator opera com tempos de retenção celular (TRC) muito altos, mesmo quando submetido a tempos de detenção hidráulica (TDH) muito baixos. Portanto, devido à estabilidade e o bom desempenho dos reatores anaeróbios estarem associadas a altos valores de TRC, essas características podem ser

constatadas na maior parte dos reatores UASB tratando uma grande variedade de águas residuárias (Foresti e Oliveira, 1995).

3.7.2 Princípios de Funcionamento

O processo de funcionamento do reator UASB consiste em se ter um fluxo ascendente de águas residuárias através de um leito de lodo denso de elevada atividade. O perfil de sólidos no reator varia de muito denso e com partículas granulares de elevada capacidade de sedimentação, próximas ao fundo (leito de lodo), até um lodo mais disperso e leve, próximo ao topo do reator (manta de lodo) (Chernicharo, 2007).

A estabilização da matéria orgânica ocorre em todas as zonas de reação, sendo a mistura do sistema promovida pelo fluxo ascensional das águas residuárias e das bolhas de gás. As águas residuárias entram pelo fundo do reator e o efluente deixa o reator, por meio de um decantador interno localizado na parte superior do reator. Um dispositivo de separação de gases e sólidos localizados abaixo do decantador, garante as condições ótimas de sedimentação das partículas que se desgarram da manta de lodo, permitindo que estas retornem à câmara de digestão, ao invés de serem arrastados para fora do sistema. Embora parte das partículas mais leves serem perdidas juntamente com o efluente, o tempo médio de residência de sólidos no reator é mantido suficientemente elevado para manter o crescimento de uma massa densa de microrganismos formadores de metano, apesar do reduzido tempo de detenção hidráulica (Chernicharo, 2007).

A figura 2 mostra uma representação esquemática do funcionamento do reator UASB.

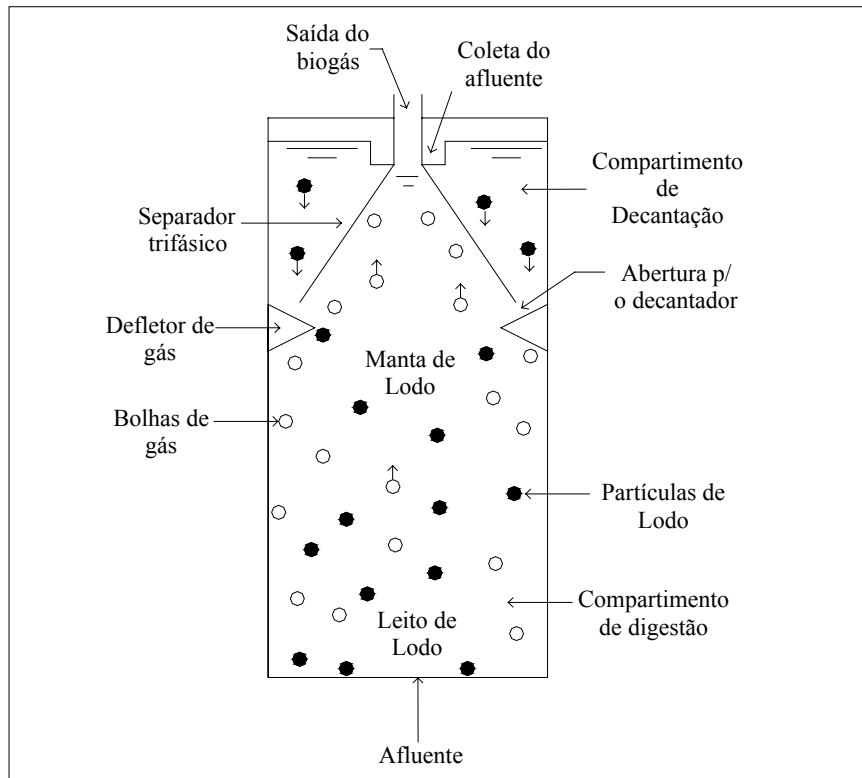


Figura 2. Desenho esquemático do Reator UASB

O reator UASB é capaz de suportar altas taxas de carga orgânica e a grande diferença em comparação com outros reatores é a simplicidade construtiva e os baixos custos operacionais. Os princípios mais importantes que governam a operação de um reator UASB são os seguintes (Foresti et al., 1999):

- As características do fluxo ascendente devem assegurar o máximo contato entre biomassa e o substrato;
- Os curto-circuitos devem ser evitados, de forma a garantir tempo suficiente para degradação da matéria orgânica;
- O sistema deve ter um dispositivo de separação de fases bem projetado, capaz de separar de forma adequada o biogás, o líquido e os sólidos, liberando os dois primeiros e permitindo a retenção do último;

- O lodo na região da manta deve ser bem adaptado, com alta atividade metanogênica específica (AME) e excelente sedimentabilidade. Em relação a sedimentabilidade, o lodo granulado apresenta características bem melhores que a do lodo floculento.

3.7.3 Configurações típicas

Os reatores UASB concebidos para o tratamento de efluentes industriais são estruturas cilíndricas ou prismático-retangulares, nos quais as áreas dos compartimentos de digestão e de decantação são iguais, configurando-se reatores de paredes verticais (Fernandes, 2004).

Nos reatores tratando efluentes industriais, a distribuição do afluente é usualmente feita a partir da base do reator, e também se prevê a implantação de uma unidade de

equalização, a montante do reator UASB, propiciando que sua operação seja feita dentro de faixas de vazão e de carga orgânicas mais uniformes (Chernicharo, 2007).

Os reatores de seção circular são mais econômicos do ponto de vista estrutural, sendo mais utilizados para atendimento a pequenas populações, enquanto, para populações maiores, onde há necessidade de fazer modulação, os reatores de seção retangulares são mais indicados.

3.7.4. Materiais de Construção

Sabendo-se que a degradação anaeróbia de determinados compostos pode provocar a formação de subprodutos altamente agressivos, aliados às características inerentes às águas residuárias, os materiais utilizados na construção de reatores anaeróbios devem preencher o requisito de resistir à corrosão.

Por questões construtivas e de custo, o concreto tem sido o material mais empregado na construção de reatores anaeróbios, sendo necessário receber algum tipo de revestimento interno para proteção anticorrosiva, principalmente nas paredes e lajes que ficam acima do nível do líquido. Materiais não corrosivos ou menos volumosos, como o PVC, plástico e fibra de vidro são os mais indicados neste caso. O concreto tem apresentado problemas como vazamento de gases, corrosão e dificuldades de estruturação e montagem (Van Haandel e Lettinga, 1994).

O plástico reforçado com fibra de vidro (PRFV) e outros materiais compósitos apresentam-se como alternativa versátil para a construção de estações de tratamento. O PRFV é considerado um material compósito de matriz polimérica e podem apresentar arranjos variados para se obter diferentes propriedades. Basicamente o PRFV é composto de resina, fibra de vidro e alguns aditivos. A tendência mundial do uso de pequenas estações de tratamento de esgoto vem ampliando a utilização destes materiais na confecção de sistemas

compactos (Okada, 1987 citado por Frade, 2003).

Uma alternativa ao concreto armado é a argamassa armada, ou ferrocimento. O ferrocimento é um material constituído de uma argamassa de cimento e de areia envolvendo um armado de vergalhões finos e telas. Na prática, as características do ferrocimento são parecidas com as do concreto armado. A argamassa, assim como o concreto, é mole nas primeiras horas e depois endurece, portanto, também é moldável, e o armado do ferrocimento faz às vezes da armadura do concreto armado. A grande diferença é que as peças do ferrocimento são bem mais finas (1,5cm a 3,5cm) que as de concreto armado, mas exigem formatos arredondados para ficar resistentes. Existem diversas unidades de reatores UASB já construídas ou em implantação utilizando o ferrocimento, tendo apresentado como principais vantagens, serem estruturas de simples execução e de baixo custo de implantação.

Um outro aspecto da construção de reatores anaeróbios é a proteção anticorrosiva, que pode ser intrínseca ao próprio material (PVC, fibra de vidro, aço inoxidável, etc) ou pode ser conferida ao mesmo, por meio de aditivos e revestimentos especiais (concreto, aço, etc). No caso do aço como material de construção de reatores, os cuidados para evitar corrosão devem ser ainda maiores, incluindo utilização de aços especiais e o controle rigoroso dos revestimentos empregados (Chernicharo, 2007).

Fortunato et al. (2001), citado por Chernicharo (2007), recomendam como possíveis soluções de revestimento de reatores a pintura com borracha clorada ou epóxi betuminosa, pois, estes materiais funcionam como barreiras químicas para as superfícies de concreto expostas a ambientes de média e alta agressividade.

3.7.5 Parâmetros de projeto

Carga hidráulica volumétrica (CHV) e tempo de detenção hidráulica (TDH)

A CHV é o volume de esgotos aplicados diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo. O tempo de detenção hidráulica é o inverso da carga hidráulica volumétrica:

$$CHV = Q / V \quad (9)$$

Onde:

CHV = carga hidráulica volumétrica ($m^3 m^{-3} d^{-1}$);

Q = vazão ($m^3 d^{-1}$);

V = volume total do reator (m^3).

$$t = 1 / CHV \text{ ou } t = V / Q \quad (10)$$

Onde:

t = tempo de detenção hidráulica (d)

O projeto de reatores com valores altos de carga hidráulica volumétrica pode atrapalhar o funcionamento do sistema em relação aos seguintes aspectos:

- Perda excessiva de biomassa do sistema, devido ao arraste do lodo com o efluente;
- Redução do tempo de residência celular, e conseqüente diminuição do grau de estabilização de sólidos;
- Possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no sistema pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

Carga orgânica volumétrica (COV)

A COV é definida como sendo a quantidade (massa) de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator, por unidade de volume do mesmo:

$$COV = (Q * S_0) / V \quad (11)$$

onde:

COV = carga orgânica volumétrica ($kgDQO m^{-3} d^{-1}$);

Q = vazão ($m^3 d^{-1}$);

S_0 = concentração de substrato afluente ($kgDQO m^{-3}$);

V = volume total do reator (m^3).

Conhecendo-se a vazão e a concentração do esgoto afluente, e admitindo-se uma determinada carga orgânica volumétrica de projeto, o volume do reator pode ser calculado da seguinte forma:

$$V = (Q * S_0) / COV \quad (12)$$

Em efluentes industriais de elevada concentração de matéria orgânica, a literatura reporta cargas orgânicas extremamente elevadas aplicadas com sucesso em instalações piloto (da ordem de $45 kgDQO m^{-3} d^{-1}$), embora as cargas orgânicas adotadas nos projetos de estações em escala plena têm sido inferiores a $15 kgDQO m^{-3} d^{-1}$. Para estes tipos de efluentes, a carga orgânica volumétrica a ser aplicada é que define o volume do reator (Chernicharo, 2007).

Carga biológica (COB)

A COB ou carga de lodo refere-se à quantidade (massa) de matéria orgânica aplicada diariamente ao reator, por unidade de biomassa presente no mesmo.

$$COB = (Q * S_0) / M \quad (13)$$

Onde:

COB = carga biológica ou carga de lodo ($kgDQO kgSTV^{-1} d^{-1}$);

Q = vazão ($m^3 d^{-1}$);

S_0 = concentração de substrato afluente ($kgDQO m^{-3}$);

M = massa de microrganismos presentes no reator = volume * concentração de STV ($kgSTV$).

Velocidade ascensional

A velocidade superficial do fluxo é calculada a partir da relação entre a vazão afluyente e a seção transversal do reator:

$$v = Q / A \quad (14)$$

Onde:

v = velocidade ascensional (m h⁻¹);

Q = vazão (m³ h⁻¹);

A = área da seção transversal do reator (m²)

A velocidade ascensional máxima no reator depende do tipo de lodo presente e das cargas aplicadas. Para reatores operando com lodo tipo floculento e com cargas orgânicas de até 5 a 6 kgDQO m⁻³ d⁻¹, as velocidades ascensionais médias devem ser da ordem de 0,5 a 0,7 m h⁻¹, sendo tolerados picos temporários, durante 2 a 4 horas, de até 1,5 a 2 m h⁻¹. Para reatores operando com lodo tipo granular, as velocidades superficiais podem ser significativamente maiores, até mesmo da ordem de 10 m h⁻¹ (Chernicharo, 2007).

3.8 Reator UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura

Na suinocultura, com a modernização da exploração, adotando sistemas de confinamento intensivo, houve aumento crescente no uso de água para higienização, resultando efluentes com concentrações de sólidos de 0,1% a 3% (Oliveira, 1997).

O aumento na quantidade de dejetos de suínos e na sua diluição colocou aos produtores o problema de disposição, pois os métodos tradicionais de tratamento com disposição final no solo não são possíveis na maior parte das situações. Já para digestores anaeróbios, normalmente utilizados no tratamento de resíduos de suinocultura semi-sólidos, os dejetos apresentam concentrações de sólidos totais em torno de 6%, praticamente o dobro dos valores máximos observados para os dejetos de suínos diluídos pela água de higienização. Além disso, como o tempo de detenção hidráulica é o principal parâmetro

de determinação do volume do reator, fica claro que os digestores anaeróbios não são os mais adequados para resíduos diluídos, visto que operam com TDH muito elevado (Oliveira, 1997).

A busca por sistemas apropriados de manejo para resíduos diluídos de suinocultura tem considerado o uso de reatores anaeróbios UASB para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de matéria orgânica e sólidos suspensos. Ao contrário dos digestores anaeróbios convencionais, esta nova configuração de reator anaeróbio é projetada para operar com baixo TDH. Contudo, os altos consumos de água por animal podem não ser suficientes para produzir águas residuárias compatíveis com os reatores não convencionais. Os resíduos diluídos de suínos podem ter altas concentrações de sólidos suspensos, tornando-se um importante parâmetro restritivo para o projeto de tais reatores (Oliveira, 1997).

No Brasil, Oliveira (1997), Oliveira e Foresti (1994, 1998), Foresti e Oliveira (1995), Oliveira et al. (1995, 1996), Oliveira et al. (1997) apresentaram resultados de desempenho e características do lodo de reatores UASB de bancada operados com águas residuárias de suinocultura com concentrações de sólidos suspensos na faixa de 500 a 2000 mg L⁻¹, correspondendo a valores médios de DQO na faixa de 1000 a 4000 mg L⁻¹, sob diferentes COV, distintos TDH e diferentes temperaturas. Lucas Jr. et al. (1996) e Toledo (1996) apresentaram resultados de desempenho de sistema de tratamento contendo dois reatores UASB (volume de 705 L cada) operados em série, com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de ST de 444 e 754 mg L⁻¹, e STV de 351 e 611 mg L⁻¹, correspondendo a valores de DQOt de 949 e 1518 mg L⁻¹, respectivamente, sob diferentes COV e TDH. Estes trabalhos visaram à obtenção de diretrizes para o projeto desta unidade anaeróbia (Oliveira e Foresti, 1998).

No que diz respeito ao desempenho dos reatores UASB tratando águas residuárias

de suinocultura, Oliveira e Foresti (1994), Foresti e Oliveira (1995) e Oliveira et al. (1995) observaram eficiências de remoção de DQOt e SST, predominantemente, na faixa de 90 a 95% para TDH de 30 h e concentração de SST no afluente variando de 500 a 2000 mg L⁻¹.

Lucas Jr. et al. (1996) verificaram que as eficiências de remoção de DQOt, ST e STV no sistema de tratamento com TDH de 20,6 h, foram em torno de 76 a 79%.

Oliveira (1997), e Foresti e Oliveira (1995) concluíram que o principal parâmetro de projeto para o reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST variando de 1000 a 2000 mg L⁻¹ é a COV e não a concentração de SST do afluente ou o TDH. Para concentrações de SST do afluente menores que 1000 mg L⁻¹, o parâmetro de projeto limitante pareceu ser o TDH, o qual deve ser no mínimo 8 h para permitir eficiências de remoção de DQOt e SST da ordem de 85%. Para COV em torno de 5 kgDQO m⁻³ d⁻¹, nas condições de temperatura ambiente, pode-se obter eficiências de remoção de DQOt e SST acima de 85%.

Oliveira (1997) e Oliveira e Foresti (1998) observaram a tendência de ocorrência de

valores máximos de produção específica de metano, em torno de 0,14 L CH₄ (g DQOt removida)⁻¹, para COV na faixa de 4 a 5 kgDQO m⁻³ d⁻¹, e concentrações médias de metano no biogás na faixa de 78 a 84%.

Os bons resultados de desempenho do reator UASB, no que diz respeito às tendências de remoção de DQO, SS e produção de metano, estiveram relacionados à acumulação de lodo na manta e à sua característica de lodo granulado, a qual otimiza o fluxo de substrato e produtos nos diferentes passos da degradação anaeróbia (hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese). A presença deste lodo granulado bem estruturado permitiu considerar o reator UASB como apropriado para tratamento de águas residuárias de suinocultura nas condições operacionais apresentadas (Oliveira et al., 1997).

Na tabela 5, estão apresentados os resultados de alguns estudos da aplicação de reatores UASB, tratando águas residuárias de suinocultura, todos em escala piloto para que se possa comparar com o sistema proposto por este trabalho que foi realizado em escala real.

Tabela 5. Resultados da aplicação de reatores UASB no tratamento de águas residuárias de suinocultura.

Referência	Volume (m ³)	COV (kgDQO m ⁻³ d ⁻¹)	TDH (h)	Concentração afluente		Eficiência de remoção (%)	
				DQOt	SST	DQOt	SST
Pereira (2003)	0,039	4,50	-	12306	5000	79	93
Santana (2004)	0,705	4,37	48	8818	2216	80,3	72,8
		8,38	24	9625	2803	87,7	81,4
		6,87	48	13844	4300	89,6	80,1
		19,04	24	18717	7131	74,0	73,4
Fernandes (2004)	0,530	5,05	56	11640	5626	87,5	74,8
		7,81	28	9198	6206	71,1	68,0
		10,12	18	7557	5645	79,1	77,0
Ramires (2005)	0,908	5,50	36	8390	4940	80	92
		14,40	18	10914	5175	55	84
		13,22	36	19917	12788	85	82
		34,40	18	26025	12860	73	67
Campos et al. (2005)	0,012	1,42	30	1755	-	78	-
Lourenço (2006)	0,012	0,11 a 2,11	11 a 55	783	-	83,3	-

Em relação ao efeito da temperatura no desempenho de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura, Oliveira (1997); Oliveira et al. (1997) e Oliveira et al. (1996) verificaram que o aumento e controle da temperatura de operação, a 25°C e 30°C, propiciou melhoria da remoção de DQOt, SST e N-org, produção de metano, e acumulação de lodo. O efeito foi mais acentuado no reator alimentado com águas residuárias de suinocultura com maiores concentrações de SST no afluente (2000 mg L⁻¹).

O aumento e controle da temperatura de operação, a 25°C e 30°C, foi essencial para a acomodação de COV maiores que 5 kgDQO m⁻³ d⁻¹ e obtenção de eficiências de remoção de DQOt e SST iguais ou superiores a 85%, permitindo a obtenção de bom desempenho mesmo com COV de até 9 kgDQO m⁻³ d⁻¹ (Oliveira, 1997; Oliveira et al., 1997). A produção específica de metano atingiu valores de 0,18 a 0,21 L CH₄ (gDQO removida)⁻¹ com maior estabilidade que durante a operação a temperatura ambiente (Oliveira, 1997; Oliveira e Foresti, 1998). Considerando-se a relação custo-benefício, o controle da temperatura a 25°C pareceu ser mais favorável (Oliveira, 1997; Oliveira et al., 1997).

3.9 Pós-tratamento de reatores UASB

Os reatores anaeróbios atingem uma boa eficiência na remoção de matéria orgânica, considerando-se os baixos tempos de detenção hidráulica, a simplicidade do processo e a inexistência de equipamentos, como aeradores. Porém, esta eficiência é na maior parte das vezes insuficiente, o que leva a necessidade de pós-tratamento para o efluente anaeróbio (Von Sperling, 2002). O pós-tratamento têm os seguintes objetivos:

- Remoção adicional de matéria orgânica;
- Remoção de nutrientes;
- Remoção de organismos patogênicos.

Uma alternativa de pós-tratamento é representada pelas lagoas de estabilização, pelo fato de se manter em todo o sistema a simplicidade conceitual já assumida para os reatores anaeróbios. As lagoas não mecanizadas que recebem o efluente de reatores anaeróbios têm sido designadas de lagoas de polimento, para diferenciar das concepções clássicas das lagoas facultativas e de maturação (Von Sperling, 2002).

Quando se tem um pré-tratamento eficiente, como é o caso do reator UASB, o afluente às lagoas de polimento apresenta uma baixa concentração de material orgânico, o que reduz substancialmente a demanda de oxigênio. Tem-se ainda uma elevada remoção de partículas coloidais promovidas pelo reator UASB, o que resulta em um efluente com baixa turbidez, permitindo maior penetração da luz solar na lagoa, que por sua vez favorece a realização da fotossíntese pelas algas, com a conseqüente elevação da produção de oxigênio dissolvido por área de lagoa (Cavalcanti et al. 2001, citado por Chiatti, 2004).

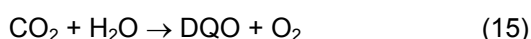
Nas lagoas de polimento predomina um ambiente aeróbio, devido à combinação de uma menor demanda de oxigênio com uma maior produção de oxigênio, o que leva à prevalência da fotossíntese sobre a oxidação bacteriana.

Remoção de matéria orgânica e sólidos suspensos

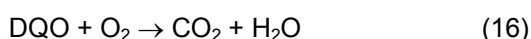
De acordo com Cavalcanti et al. (2001), os processos biológicos mais importantes que ocorrem em lagoas de polimento, relacionados com a remoção de matéria orgânica são:

- Fotossíntese;
- Oxidação da matéria orgânica pelas bactérias que usam oxigênio;
- Fermentação da matéria orgânica durante a digestão anaeróbia.

Na fotossíntese as algas usam energia do sol para reduzir o dióxido de carbono, transformando-o em material orgânico celular. A taxa de desenvolvimento da fotossíntese é determinada, principalmente, pelas condições de transparência, irradiação solar, oxigênio dissolvido, temperatura e profundidade da lagoa (Cavalcanti et al., 2001). De forma simplificada, este processo é representado pela seguinte equação:



No processo de oxidação aeróbia bacteriana, a taxa é determinada, principalmente, pela temperatura e pela concentração do material orgânico biodegradável. A equação que representa o processo é a seguinte:



Os processos de fotossíntese e oxidação bacteriana são complementares, uma vez que os produtos de um processo são os reagentes do outro. A ação combinada de fotossíntese e oxidação pode resultar em remoção de material orgânico da fase líquida por outros mecanismos. O resultado dos dois processos é a transformação de material orgânico fecal em massa de algas. Essa massa de algas pode formar flocos, por meio da floculação espontânea, e estes flocos podem sedimentar e passar a fazer parte do lodo do fundo da lagoa, onde podem ser digeridos ou então se acumular com massa orgânica não biodegradável (Cavalcanti et al., 2001).

Já no processo de digestão anaeróbia, que se desenvolve no fundo da lagoa, onde se observa ausência de oxigênio, promove uma transformação do material orgânico em gás metano que se desprende, havendo assim uma remoção física do material orgânico, como mostra a equação seguinte:



Em uma lagoa de polimento observa-se, uma grande diminuição da carga orgânica, depois de um pré-tratamento anaeróbio

eficiente em reator UASB, que naturalmente irá reduzir a demanda de oxigênio. A transparência do esgoto digerido é boa, porque o reator UASB remove grande parte das partículas coloidais, que são a causa principal da turbidez do esgoto bruto. Por isso, a luz solar vai poder penetrar mais profundamente na lagoa de polimento, com isso, haverá mais fotossíntese, produzindo mais oxigênio por unidade de área de lagoa. A combinação de uma menor demanda de oxigênio com uma maior produção de oxigênio resultará no estabelecimento de um ambiente predominantemente aeróbio, semelhante aquele de uma lagoa de maturação (Cavalcanti et al., 2001).

Remoção de Organismos Patogênicos

Devido aos baixos tempos de detenção nos reatores anaeróbios, a remoção de organismos patogênicos é baixa nestas unidades. Neste sentido, as lagoas de estabilização, e principalmente as lagoas de maturação, podem contribuir substancialmente para uma elevada remoção. No contexto do pós-tratamento de efluentes anaeróbios, as lagoas de polimento exercem bem este papel, sendo esta uma de suas principais finalidades (Von Sperling, 2002).

Os principais organismos indicadores de qualidade microbiológica dos esgotos são: coliformes termotolerantes e os ovos de helmintos. A remoção de ovos de helmintos e de coliformes se dá por mecanismos inteiramente diferentes. A remoção de ovos de helmintos se dá por uma remoção física, resultando da adsorção em flocos de lodo ou sedimentação simples, em virtude dos ovos apresentarem maior densidade que a água. Já a redução dos coliformes, por se tratar de um processo biológico, resultante do metabolismo de decaimento (morte) das bactérias, a redução da concentração de coliformes é lenta, sendo assim o principal fator determinante do tempo de detenção hidráulica em lagoas (Cavalcanti et al., 2001).

De acordo com Von Sperling (2002), os principais fatores presentes nas lagoas de

polimento que contribuem para a remoção dos coliformes são:

- Temperatura;
- Insolação;
- pH;
- Escassez de alimento;
- Organismos predadores;
- Competição;
- Compostos tóxicos.

Remoção de Nutrientes

Os sistemas de tratamento anaeróbio praticamente não removem nutrientes. No entanto, as lagoas de polimento podem cumprir bem este papel adicional, possibilitando principalmente a volatilização da amônia e a precipitação de fosfatos (Von Sperling, 2002).

A remoção de amônia e fosfatos é maior em lagoas de polimento com baixas profundidades. Nestas lagoas, a massa líquida tende a se apresentar com elevados valores de pH, em decorrência da fotossíntese intensa que ocorre em todo o volume da lagoa. Os elevados valores de pH propiciam a volatilização da amônia e a precipitação dos fosfatos (Von Sperling, 2002).

Uma situação de pH elevado permite a remoção de nutrientes por processos físicos e químicos. O nitrogênio pode ser removido fisicamente da fase líquida por dessorção, por meio do desprendimento de gás amônia, NH_3 , que é a forma nitrogenada predominante em valores elevados de pH. Uma remoção significativa de fósforo só é possível mediante a precipitação de sais insolúveis de fosfato, tais como apatita e a estrutiva (Cavalcanti et al., 2001).

De acordo com Arceivala (1981); EPA (1983); Soares et al. (1995), citados por Von Sperling (2002), os possíveis mecanismos de remoção de nitrogênio em lagoas de polimento são:

- Nitrificação –desnitrificação;
- Assimilação dos nitratos pelas algas;
- Assimilação da amônia pelas algas;
- Sedimentação do nitrogênio orgânico particulado;
- Volatilização da amônia.

De acordo com Von Sperling (2002) de todos estes mecanismos, o mais importante é da volatilização da amônia. No meio líquido, a amônia apresenta-se segundo a seguinte reação de equilíbrio:



A amônia livre (NH_3) é passível de volatilização, ao passo que a amônia ionizada não pode ser removida por volatilização. Com a elevação do pH, o equilíbrio da reação se desloca para a esquerda, favorecendo a maior presença de NH_3 (Von Sperling, 2002).

A fotossíntese que pode ocorrer nas lagoas facultativas e de maturação contribui para a elevação do pH, por retirar do meio líquido o CO_2 , ou seja, a acidez carbônica. Em condições de elevada atividade fotossintética, o pH pode subir a valores superiores a 9,0, proporcionando condições para a volatilização do NH_3 . Em condições de alta taxa de fotossíntese, a elevada produção algal contribui com o consumo direto de NH_3 pelas algas (Arceivala, 1981 citado por Von Sperling, 2002).

No caso do fósforo, os principais mecanismos de remoção em lagoas de estabilização são (Arceivala, 1981; Van Haandel e Lettinga, 1984, citados por Von Sperling, 2002):

- Retirada do fósforo orgânico contido nas algas e bactérias por meio da saída com o efluente final;
- Precipitação de fosfatos em condições de elevado pH.

As remoções de fósforo mais significativas podem ocorrer através da precipitação dos fosfatos em condições de elevado pH. No caso da remoção de fósforo, a dependência de altos valores de pH é maior que no caso do nitrogênio: o pH deve ser no mínimo 9,0 para que haja uma precipitação significativa de fósforo (Von Sperling, 2002).

Mascarenhas et al. (2003), avaliaram o desempenho de duas lagoas de polimento rasas (0,6 e 0,4 m de profundidade), em série, tratando efluentes de um reator UASB tratando esgotos. As lagoas apresentaram um excelente desempenho, produzindo um efluente final com concentração média de 30 mg L⁻¹ de DBO_t, 1,83 x 10² NMP 100mL⁻¹ de *E. coli* e 2 mg L⁻¹ de amônia.

Duda (2006) avaliou o desempenho de duas lagoas de polimento no pós-tratamento de reatores RSBA, obtendo eficiências de remoção variando de 63,3% a 85,7% para a DQO_t, 55,9% a 90,6% para SST, e de 85,45% a 98,20% para coliformes termotolerantes.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1 Considerações iniciais

O trabalho foi realizado na suinocultura da Fazenda Experimental Professor Hélio Barbosa em Igarapé/MG. A região possui clima tropical úmido, seco no inverno e chuvoso no verão, com precipitação média anual de 1400mm e temperatura média anual de 22,2°C, no inverno a temperatura média é de 18,5°C e no verão de 22,4°C, e é identificado como Aw pela classificação de KOPPEN (Normas Climatológicas, 1992).

4.2 Caracterização Quantitativa das Águas Residuárias

De acordo com Perdomo et al. (2003), em uma mesma granja, o volume varia ao longo do tempo, no entanto, três componentes são considerados fundamentais para a estimativa mais efetiva do volume de efluentes, quais sejam:

- a) a demanda de água para consumo dos animais;
- b) a limpeza e higiene de instalações, equipamentos e animais;
- c) as perdas existentes.

Para a determinação diária da vazão afluente ao sistema de tratamento, foi realizado monitoramento da vazão antes do início de funcionamento do sistema, levando em consideração os três componentes: higienização, volume de urina gerado e vazamentos de bebedouros.

A higienização na granja era realizada duas vezes ao dia, nos períodos da manhã (07:30 às 09:30 hs) e tarde (13:30 as 15:00 hs). O volume gerado na higienização no período da tarde foi em média 60% do volume gerado no período da manhã. O sistema operou em fluxo intermitente, pois, não houve equalização da vazão e nem da carga.

Para a quantificação da vazão estabeleu-se uma equação para cálculo da vazão levando em consideração os três componentes:

$$Q = q + (0,6 * q) + 0,25 + 0,60 \quad (19)$$

Sendo:

Q = vazão total afluente (m³ d⁻¹);

q = vazão da higienização do período da manhã (m³ d⁻¹);

0,6*q = vazão de higienização do período da tarde, correspondente a 60 % da vazão de higienização do período da manhã (m³ d⁻¹);

0,25 = vazão de água desperdiçada pelos bebedouros (m³ d⁻¹).

0,60 = corresponde à vazão de urina gerada, (m³ d⁻¹);

As medições da vazão eram realizadas durante todo período de higienização da manhã em intervalos de 15 minutos, por meio de provetas de 1000 mL e cronômetro, obtendo-se o valor q da equação.

4.3 Descrição da Estação de Tratamento

As etapas de concepção, dimensionamento, construção e operação da estação de tratamento (ETE) foram realizadas como parte desta pesquisa.

O sistema em escala plena constitui-se de tratamento preliminar (tela), primário (decantador), e secundário (reator UASB), leitos de secagem, bioesterqueira, e uma lagoa de polimento em escala piloto.

A ETE em escala plena foi projetada para atender os setores de creche, recria e terminação da suinocultura com capacidade para um plantel de 400 animais.

4.3.1 Tratamento Preliminar

O tratamento preliminar foi composto simplesmente de uma tela (Fig. 3) para retenção de sólidos grosseiros (fezes, maravalha). A tela possuía as seguintes características:

- Seção dos furos 5 mm x 25 mm
- Espaçamento entre os furos 30 mm
- Largura do canal da grade 30 cm
- Inclinação em relação à horizontal 45°



Figura 3. Tratamento Preliminar (Tela)

4.3.2 Decantador

Foi utilizado um decantador de fluxo ascendente, dimensionado de forma a atender as seguintes funções: separação de fases e pré-acidificação do esgoto. O objetivo da pré-acidificação no decantador é para favorecer o processo de formação de metano e melhorar a eficiência do reator UASB.

Na figura 4 é mostrado o layout, e na figura 5 o decantador em operação. As dimensões do decantador estão descritas na tabela. 6.

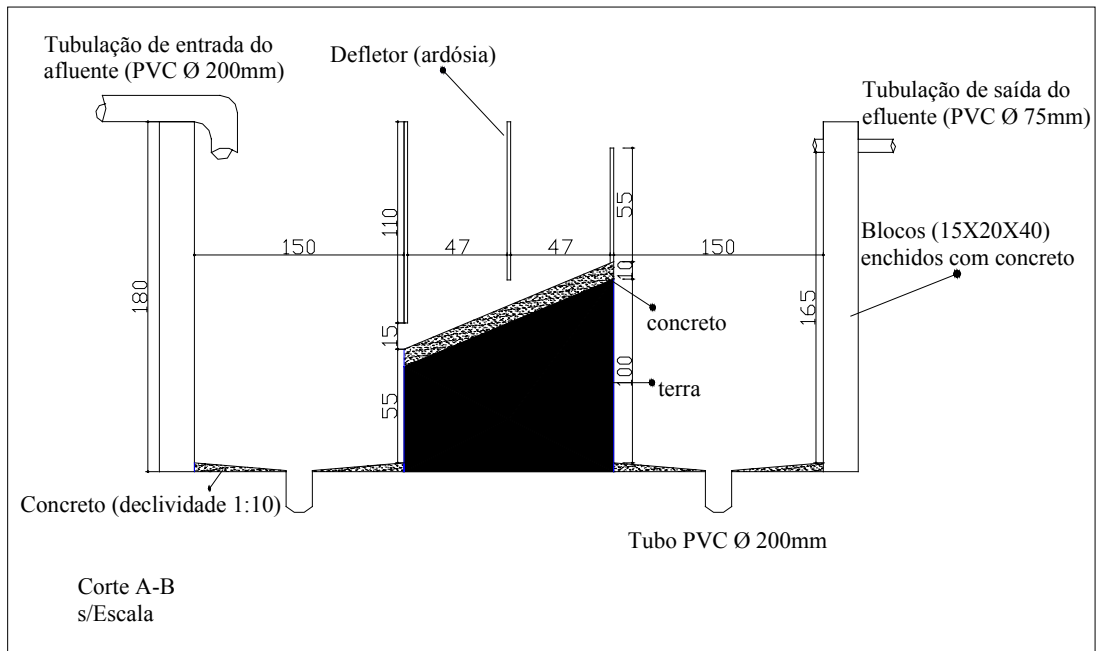


Figura 4. Corte esquemático do decantador.



Figura 5. Vista do decantador

Tabela 6. Dimensões do Decantador

Dimensões	1° Compartimento	Câmara defletora	2° Compartimento	Total
Comprimento	1,50 m	1,00 m	1,50 m	4,00 m
Largura	1,20 m	1,20 m	1,20 m	1,20 m
Profundidade	1,80 m	0,55 a 1,25 m	1,65 m	-
Área superficial	1,80 m ²	1,20 m ²	1,8 m ²	4,80 m ²
Volume	3,24 m ³	1,17 m ³	2,97 m ³	7,38 m ³

4.3.3 Reator UASB

O reator UASB foi projetado como principal unidade de tratamento das águas residuárias da suinocultura, com ênfase na remoção de matéria orgânica. No projeto buscou-se conciliar alta eficiência, simplicidade operacional e custo de implantação e manutenção.

O dimensionamento do reator foi baseado na carga orgânica aplicada, devido à característica da matéria orgânica ser de

alta concentração, e utilizou-se como dados alguns trabalhos em escala piloto como referência (Oliveira, 1997; Toledo, 1996; Lucas Jr. et al, 1996), pois não há muitos trabalhos relacionando o emprego do reator UASB tratando este tipo de água residuária em escala plena.

Na tabela 7 são mostrados os principais parâmetros de dimensionamento do reator UASB.

Tabela 7. Resumo dos principais parâmetros do projeto do reator UASB

Características	Valores adotados
Volume compartimento de digestão (m ³)	8,06
Volume compartimento de decantação (m ³)	3,46
Volume total (m ³)	11,52
Altura compartimento de digestão (m)	2,80
Altura compartimento de decantação (m)	1,20
Altura útil total (m)	4,00
Altura total (m)	4,65
Seção (m)	1,20 x 2,40
Área superficial (m ²)	2,88
Vazão de projeto (m ³)	4,05
Carga orgânica volumétrica de projeto (kgDQO m ³ d ⁻¹)	4,75
Tempo de detenção hidráulica (dias)	3,05
Velocidade ascensional de fluxo de projeto (m h ⁻¹)	0,18

Construção civil

O reator UASB foi construído no período de outubro/05 a junho/06. Posteriormente devido a problemas de infiltração e vazamentos foi necessário ser reparado, o que ocorreu no final de janeiro/07. A estrutura do tanque foi executada com blocos de concreto de 0,20 m de espessura enchida com concreto de traço forte e em cada fileira uma barra de ferro 5 mm. Também foram colocados quatro pilares (nos cantos) e três vigas (na base, no centro e no topo do tanque) de concreto armado.

Recobriram-se as faces internas e externas do tanque com argamassa de espessura de 0,025 m, totalizando uma espessura de parede de 0,25 m, estando parte da estrutura do tanque enterrada.

Os defletores foram executados em concreto armado, enquanto a parte inclinada do separador trifásico foi feita com lona sintética.

Na figura 6 é mostrado um corte esquemático e na figura 7 a vista do reator UASB.

Distribuição do afluente

A distribuição das águas residuárias afluentes ao reator foi realizada por meio de uma canaleta localizada em uma das laterais, com transporte ao fundo do reator por meio de tubo PVC 75 mm com redução para 50 mm, com o objetivo de aumentar a velocidade do afluente próximo à saída do tubo, localizada a 30 cm do fundo do tanque.

Coleta do efluente

O efluente do reator UASB foi coletado por meio de vertedores. No projeto do reator optou-se por não utilizar retentores de espuma.

Tubulações de descarte e amostragem de lodo

No reator UASB foram instaladas tubulações para descarte e amostragem de lodo construídas como tubos de PVC soldável com diâmetros de 75 mm e 50 mm, respectivamente. Os registros para descarte e amostragem de lodo foram do tipo de esfera em PVC soldável de diâmetro 75 mm e 50 mm, respectivamente. As tubulações de descarte do lodo (Fig. 8) foram direcionadas para a área central do tanque, tendo um tubo de descarte localizado a 50 cm e o outro a 150 cm do fundo do tanque, possibilitando duas opções para o descarte do lodo. As tubulações de descarte do lodo seguiram enterradas, até os leitos de secagem, por meio de tubos de PVC de 200 mm.



Figura 8. Tubulação de descarte do lodo

As tubulações de amostragem de lodo (Fig. 9) foram projetadas em diferentes profundidades, dentro do compartimento de digestão. Estas tubulações foram dispostas a 20cm, 60 cm, 100 cm, 140 cm, 180 cm, 220 cm e 260 cm de altura, com o objetivo de determinar o perfil de sólidos dentro do reator UASB. A saída da tubulação foi colocada a uma determinada altura do solo para facilitar a coleta do lodo por meio de baldes.



Figura 9. Tubulações de amostragem de lodo

Captação e medição do biogás

O biogás gerado no reator foi coletado na parte superior do separador trifásico por meio de uma tubulação em PVC soldável, com 25 mm de diâmetro foi encaminhado para o sistema de tratamento do gás (Fig. 10). O biogás passava por um selo hidráulico com aproximadamente 30 cm de carga hidráulica, posteriormente por um filtro de gás sulfídrico, composto de limalha de ferro, e por último, o biogás passava por um medidor de gás (Fig. 11) e depois então queimado. Mas devido a um vazamento na parte superior da coifa, houve grande perda de biogás para a atmosfera durante todo o período experimental.



Figura 10. Vista do sistema de captação e tratamento do gás



Figura 11. Medidor de gás

4.3.4 Leitões de secagem

Para receber o lodo descartado do reator UASB, foram construídos dois leitões de secagem, com dimensões de 2,50 x 5,00 m. A profundidade útil dos leitões de secagem foi de 0,30 m, perfazendo uma capacidade volumétrica total de 7,5 m³ de lodo a ser desidratado. Durante todo período experimental não houve necessidade de descarte do lodo.

4.3.5 Bioesterqueira

Para receber o lodo primário gerado no decantador (0,35 m³ d⁻¹) foi construída uma bioesterqueira com dimensões de 2,50 x 8,00 m com profundidade útil de 1,80 m, perfazendo o volume total de 36 m³. O lodo descartado enviado para a bioesterqueira ficava retido por um tempo médio de 120 dias e posteriormente era captado por meio de uma chorumeira e aplicado ao solo. Os descartes foram feitos 2 vezes por semana no primeiro compartimento do decantador.

4.3.6 Lagoa de polimento

Para avaliar o efeito de uma lagoa de polimento (Fig. 12) como pós-tratamento do efluente do reator UASB foi construída uma lagoa em escala experimental, utilizando-se uma caixa d'água de amianto de capacidade 1000 litros. As dimensões da lagoa foram de 1,10 x 1,30 m, e profundidade de 0,65 m. A lagoa foi dimensionada como sendo uma lagoa de polimento, devido ao efluente do reator UASB apresentar ainda alta concentração de matéria orgânica e sólidos. Para atender o TDH e a carga superficial aplicada de DBO de projeto que foram de 46,5 d e 195 kg ha⁻¹ d⁻¹ respectivamente, eram coletados 20 L d⁻¹ do efluente do reator UASB por meio de baldes e colocados durante o período de higienização da manhã na lagoa por meio de uma caixa de inspeção simulando as entradas e saídas de uma lagoa em escala plena de forma a evitar curtos circuitos e zonas mortas.



Figura 12. Vista da lagoa de polimento em escala experimental

4.4 Partida do sistema

No início do mês de fevereiro/07, com a conclusão das obras de implantação do decantador e, reator UASB, foi dada a partida, seguindo metodologia sugerida por Chernicharo (2007). Foi utilizado como inóculo lodo de uma lagoa anaeróbia empregada anteriormente no tratamento das águas residuárias da suinocultura. A carga biológica inicial foi da ordem $0,37 \text{ kgDQO kgSTV}^{-1} \text{ d}^{-1}$.

O processo de inoculação foi realizado por meio de uma chorumeira, que captou $6,5 \text{ m}^3$ de lodo no fundo da lagoa anaeróbia e bombeou para o fundo do reator UASB. Após a inoculação, a biomassa permaneceu em repouso por um período de 24 horas. Após o período de repouso foi iniciada a alimentação com esgotos, utilizando uma carga de 30% da carga de projeto, que depois foi aumentada gradativamente até chegar à carga plena. O período de partida durou 15 dias, sendo utilizado como parâmetros de monitoramento do desempenho do reator UASB a temperatura,

pH, alcalinidade, relação AI/AP, AVT, DBO e DQO.

4.5 Programa de monitoramento

Afluente

O sistema de tratamento era alimentado diariamente, com as águas residuárias das instalações suinícolas dos setores creche, recria e terminação do sistema de produção de suínos, que eram captados por canaletas e transportados por gravidade até o sistema de tratamento. Após passar pela tela, os efluentes seguiam até o decantador, e, daí, por meio de tubos de PVC de diâmetro 75 mm para o reator UASB. O efluente final do reator UASB era depositado sobre o solo. As descargas de lodo primário do decantador e lodo secundário do reator UASB eram transportados por gravidade através de tubos de PVC 200 mm para a bioesterqueira, no caso do lodo primário, e para os leitos de secagem no caso do lodo secundário.

Vazões

As vazões eram medidas por meio de proveta graduada e cronômetro em intervalos de tempo pré-determinados durante toda a higienização do período da manhã, que ocorria entre as 07:30 e 9:30 horas.

Amostragem

Os pontos de amostragem foram: esgoto bruto (após passa pela tela), efluente do decantador, efluente do reator UASB e

efluente da lagoa de polimento. Também foram realizadas amostras de lodo ao longo do reator UASB, para análise de perfil de sólidos. Na figura 13 é apresentado o layout da estação de tratamentos de efluentes (ETE), e os pontos de coleta de amostras.

As coletas das amostras foram realizadas no período da manhã, durante todo o período de higienização da suinocultura. Foram realizadas amostras compostas em frascos de vidro previamente identificados a partir das amostras simples coletadas a cada 15 minutos.

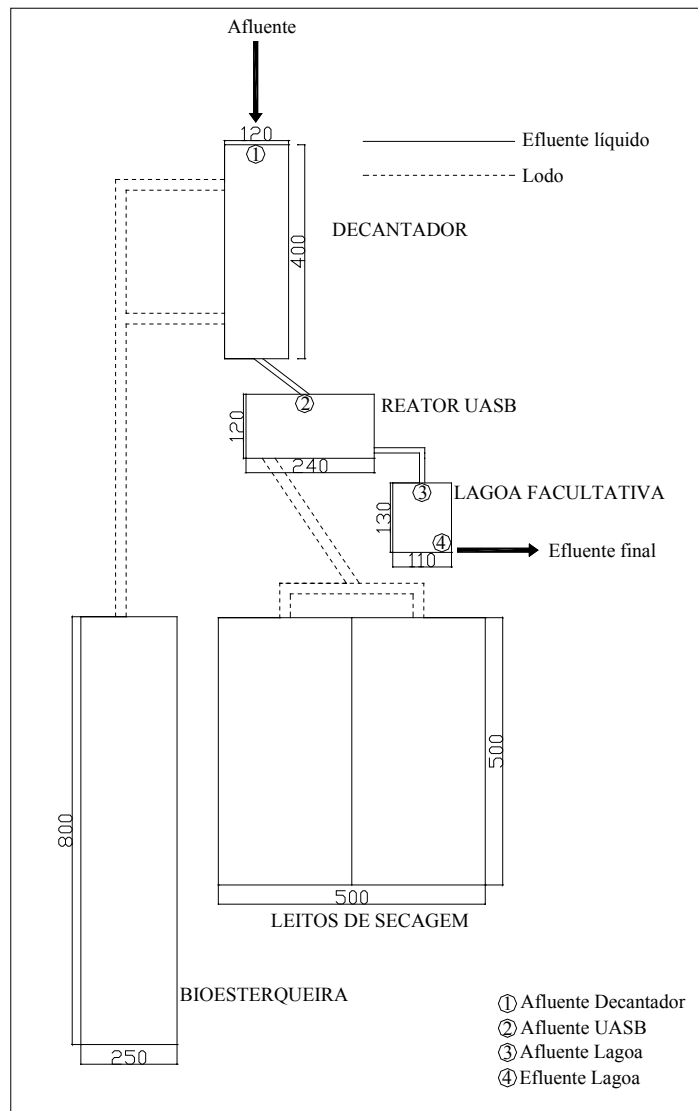


Figura 13. Layout da ETE

Monitoramento

O monitoramento do processo foi realizado por meio de análise físico-químicas e bacteriológicas. Os parâmetros avaliados foram: temperatura do ar e do líquido, pH, alcalinidade total, intermediária e parcial, ácidos voláteis, DBO total, filtrada e

particulada, DQO total, filtrada e particulada, sólidos totais, sólidos totais voláteis, sólidos suspensos, sólidos suspensos voláteis, nitrogênio total, nitrogênio amoniacal, nitrogênio orgânico, fósforo total, coliformes totais e coliformes termotolerantes. As frequências de análise estão descritas na tabela 8.

Tabela 8. Programa de monitoramento

Parâmetro	Frequência de amostragem				
	Esgoto bruto	Efluente Decantador	Reator UASB	Efluente Reator UASB	Efluente Lagoa de polimento
Vazão	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
Temperatura	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
pH	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
AT	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
Alcalinidade intermediária	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
Alcalinidade parcial	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
Ácidos voláteis	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
DBO total	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
DBO filtrada	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
DQO total	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
DQO filtrada	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
Sólidos totais	3 x semana	3 x semana	Quinzenal	3 x semana	3 x semana
Sólidos totais voláteis	3 x semana	3 x semana	Quinzenal	3 x semana	3 x semana
Sólidos suspensos	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
Sólidos suspensos voláteis	3 x semana	3 x semana	-	3 x semana	3 x semana
Nitrogênio total	Quinzenal	Quinzenal	-	Quinzenal	Quinzenal
Nitrogênio Amoniacal	Quinzenal	Quinzenal	-	Quinzenal	Quinzenal
Nitrogênio orgânico	Quinzenal	Quinzenal	-	Quinzenal	Quinzenal
Fósforo total	Quinzenal	Quinzenal	-	Quinzenal	Quinzenal
Coliformes totais	Semanal	Semanal	-	Semanal	Semanal
Coliformes termotolerantes	Semanal	Semanal	-	Semanal	Semanal

As análises físico-químicas de rotina foram realizadas conforme descrito no Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (AWWA/APHA/WEF, 1998), exceto as análises de ácidos voláteis totais que foram realizadas de acordo com Dillalo e Albertson (1961) e das alcalinidades intermediárias e parciais de acordo com Jenkins et al. (1983) e Ripley et al. (1986).

As médias de temperatura do ar foram realizadas no período da manhã por meio de um termohigrômetro instalado junto a ETE. A temperatura do líquido e pH foram medidas in loco, enquanto as análises de alcalinidade, ácidos voláteis, oxigênio

dissolvido e DBO foram realizados imediatamente após a coleta, no laboratório na própria Fazenda.

As demais análises eram preservadas conforme descrito no Standard Methods for Examination of Water and Wastewater (AWWA/APHA/WEF, 1998) e processadas no laboratório de Saneamento da Escola de Veterinária da UFMG.

Avaliação de desempenho

Os parâmetros de projeto, operação e eficiência foram caracterizados por meio das estatísticas descritivas básicas utilizando-se

o software Estatística 6.0 (Statsoft, 2001), e pelos gráficos de linhas, colunas e Box-whisker realizados na planilha eletrônica Excell.

Avaliação do comportamento do sistema

Para avaliar o efeito dos diversos parâmetros de projeto (TDH, TAH, COV, CS), e de operação (pH, AVT), no desempenho do decantador, reator UASB e da lagoa de polimento, utilizaram-se gráficos de dispersão por meio da planilha eletrônica Excell.

Procurou-se verificar também uma possível existência de melhores resultados de desempenho do reator UASB quando ele trabalhou numa faixa recomendada para a carga orgânica volumétrica, tempo de detenção hidráulica e velocidade ascensional.

Foram estabelecidas como sendo as condições de projeto valores medidos próximos dos valores utilizados no dimensionamento do reator UASB. As faixas de valores inferiores e superiores aos de projeto foram considerados como sendo valores de subcarga e sobrecarga para cada um dos parâmetros analisados em função da concentração efluente e eficiência de remoção de DQOt.

Para a comparação qualitativa das condições de carga dos parâmetros, primeiramente foi necessário caracterizar a distribuição de probabilidade do constituinte DQOt.

Os dados da DQOt se comportaram como uma distribuição assimétrica positiva o que tornou a distribuição lognormal a mais indicada para caracterização destes dados.

Para a comparação dos grupos foi efetuado o teste não paramétrico de Kruskal-Wallis para verificar se havia diferença nas medianas das concentrações efluentes de DQOt para subcarga, faixa de projeto e sobrecarga e o teste de Friedman para indentificar as diferenças significativas entre os grupos. Estas análises foram realizadas

no software estatístico Estatística 6.0 (Statsoft, 2001).

Determinação de parâmetros cinéticos e estequiométricos no reator UASB

Determinação dos coeficientes de produção celular (Y) e de decaimento bacteriano (K_d)

A partir das equações de balanço de massa (20), equação de Monod (22) e de crescimento celular (23), chegou-se à equação linear (25), no qual foram extraídos os parâmetros cinéticos Y e K_d por meio de regressão linear pelo método dos mínimos quadrados, utilizando o software Estatística 6.0 (Statsoft, 2001).

$$dS / dt * V = Q * S_0 - Q * S - V * (K * S / K_s + S) \quad (20)$$

Onde:

- K = $\mu_{\text{máx}} / Y$ (21)
- S₀ = concentração afluente de DQO total (mg L⁻¹);
- S = concentração efluente de DQO filtrada (mg L⁻¹);
- Q = vazão (m³ d⁻¹)
- t = tempo de detenção (d)
- V = volume do reator (m³)
- K_s = concentração de substrato correspondente à metade da taxa de crescimento;
- $\mu_{\text{máx}}$ = taxa máxima de crescimento celular (d⁻¹);
- Y = coeficiente de produção celular (mgSVT mgDQO⁻¹ d⁻¹).

$$- Q * (S_0 - S) / (V * X) = - 1 / Y * [(\mu_{\text{máx}} * S) / (K_s + S)] \quad (22)$$

Onde:

X = concentração SS no reator (mg L⁻¹)

$$- Q * (S_0 - S) / (V * X) = - 1 / Y * \mu \quad (23)$$

Onde:

μ = taxa de crescimento específica (d⁻¹).

$$Q * (S_0 - S) / (V * X) = 1 / (Y * TRS) + k_d / Y \quad (24)$$

Onde as componentes da equação linear são:

$$y = Q * (S_0 - S) / (V * X); a = 1 / Y; x = 1 / TRS; b = k_d / Y \quad (25)$$

Onde:

TRS = tempo de retenção de celular (d)

Foi considerado o volume do compartimento de digestão como sendo de mistura completa. As equações citadas não consideraram a concentração de sólidos afluentes ao reator.

Determinação das taxas de crescimento máximo de microrganismos ($\mu_{\text{máx}}$) e coeficientes de concentração de substrato limitante (K_s)

Utilizando-se das equações de tempo de retenção celular (26) e da equação de Monod (27), chegou-se à equação linear (28), no qual foram extraídos os parâmetros cinéticos $\mu_{\text{máx}}$ e K_s por meio de regressão linear pelo método dos mínimos quadrados, utilizando-se o software Statística 6.0 (Statsoft, 2001).

$$TRS = X_r * V / (Q * X_e) \quad (26)$$

$$\mu = \mu_{\text{máx}} * S_e / K_s + S_e \quad (27)$$

$$y = 1 / (1 / TRS) + K_d; a = K_s / \mu_{\text{máx}}; x = 1 / S_e; b = 1 / \mu_{\text{máx}} \quad (28)$$

Determinação dos coeficientes de remoção de matéria orgânica e de decaimento bacteriano na lagoa de polimento

Coefficientes de remoção de matéria orgânica

Determinaram-se os coeficientes de remoção de matéria orgânica na lagoa de polimento segundo os regimes de mistura completa e fluxo disperso, conforme equações 29, 30 e 31, considerando uma reação de primeira ordem. Para a correção da temperatura usou-se a equação 32 e

para a estimação do número de dispersão d utilizou a equação 33 proposta por Von Sperling (1999). Os coeficientes de temperatura adotados foram $\theta = 1,05$ para mistura completa e $\theta = 1,07$ para o fluxo disperso.

$$C = C_0 / (1 + K * t), \quad (29)$$

Onde:

C = concentração efluente de DBO ou DQO (mg L^{-1});

C_0 = concentração afluente de DBO ou DQO (mg L^{-1});

K = coeficiente de remoção de DBO ou DQO (d^{-1});

t = tempo de detenção (d)

$$C = C_0 (4 * a * e^{1/2d}) / [(1 + a)^2 * e^{a/2d} - (1 - a)^2 * e^{-a/2d}] \quad (30)$$

Onde:

d = número de dispersão (adimensional)

$$a = \sqrt{1 + 4 * K * t * d} \quad (31)$$

$$K_T = K_{20} * \theta^{(T - 20)} \quad (32)$$

Onde:

K_T = coeficiente de remoção de DBO ou DQO em uma temperatura do líquido qualquer (d^{-1});

K_{20} = coeficiente de remoção de DBO ou DQO em uma temperatura do líquido de 20°C (d^{-1});

θ = coeficiente de temperatura (adimensional);

T = temperatura ($^\circ\text{C}$).

$$d = 1 / (L / B) \quad (33)$$

Onde:

L = comprimento da lagoa (m);

B = largura da lagoa (m).

Coefficientes de decaimento bacteriano

Foram determinados os coeficientes de decaimento bacteriano de coliformes na lagoa de polimento para condições estacionárias, segundo o regime de mistura completa e fluxo disperso. Para o regime de

fluxo disperso utilizaram-se as equações 30 e 31, enquanto para o regime de mistura completa usou a equação 34. Para a correção da temperatura usou a equação 32 e para a estimação do número de dispersão d utilizou a equação 33 proposta por Von Sperling (1999). O coeficiente de temperatura adotado para o fluxo disperso foi $\theta = 1,07$.

$$K_{d_{1,4145}}^{mista} / K_{disp.} = 1,0 + [0,0020 * (K_{disp.} * t)^{3,0137} * t] \quad (34)$$

Onde:

$K_{disp.}$ = coeficiente de decaimento bacteriano segundo o regime de fluxo disperso (d^{-1});
 K_{mista} = coeficiente de decaimento bacteriano segundo o regime mistura completa (d^{-1});

Confiabilidade do sistema de tratamento

O cálculo do coeficiente de confiabilidade (CDC) foi obtido a partir da equação 35, proposta por Niku et al. (1979) citados por Oliveira (2006).

$$CDC = \sqrt{cv^2 + 1} * \exp\left[-Z_{1-\alpha} * \sqrt{\ln(cv^2 + 1)}\right] \quad (35)$$

Onde:

CDC = coeficiente de confiabilidade
 cv = coeficiente de variação (desvio padrão dividido pela média)
 $Z_{1-\alpha}$ = variável normal central reduzida correspondente à probabilidade de não excedência ($1 - \alpha$).

Cálculo do percentual esperado de atendimento às metas de lançamento

A partir das concentrações nos efluentes e dos coeficientes de variação dos constituintes DBOt e DQOt, foi calculado o percentual esperado de atendimento de acordo com diversas metas de lançamento. Foi utilizada a equação (36), e para os valores de $(1 - \alpha)$ resultantes, foram obtidos os valores correspondentes à probabilidade cumulativa da distribuição normal padronizada de Z , por meio da função DIST.NORMP da planilha eletrônica Excell, mas que também poderiam ser obtidos na

tabelas da curva normal padronizada. Estes valores correspondem à área subentendida pela curva normal central reduzida, e são equivalentes ao percentual de atendimento alcançado.

$$Z_{1-\alpha} = \frac{\ln X_s - \left[\ln \mu_x - \frac{1}{2} \ln(1 + cv^2 x) \right]}{\sqrt{\ln(1 + cv^2 x)}} \quad (36)$$

Onde:

X_s = meta de lançamento pré-estabelecida;
 μ_x = média

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

Este capítulo foi estruturado nas seguintes partes:

- Avaliação de desempenho do sistema;
- Avaliação do comportamento do sistema;
- Determinação de coeficientes cinéticos e estequiométricos no reator UASB;
- Determinação de coeficientes de remoção de matéria orgânica e decaimento bacteriano na lagoa de polimento;
- Determinação do coeficiente de confiabilidade da ETE;
- Custos de Implantação e Manutenção da ETE.

5.1 Avaliação de desempenho do sistema

Os dados de avaliação de desempenho do sistema foram divididos em três partes:

- Parâmetros de projeto;
- Parâmetros de avaliação da eficiência;
- Parâmetros de controle operacional.

5.1.1 Parâmetros de projeto

Na tabela 9 são apresentados os principais parâmetros hidráulicos e biológicos do decantador, reator UASB e lagoa de polimento no período de março a dezembro de 2007. Para efeito de comparação,

também são apresentados os valores adotados no projeto. Já na tabela 10 são apresentadas as principais estatísticas descritivas dos parâmetros de projeto: TDH,

TAH, CHV, CS e COV aplicada de DBO e DQO, para o decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

Tabela 9. Parâmetros hidráulicos e biológicos do sistema de tratamento de efluentes e os seus valores médios calculados e de projeto

Parâmetros	Unidade	Valor médio calculado	Valor de projeto
Decantador			
Vazão média afluente	$m^3 d^{-1}$	4,4	4,1
Vazão média afluente*	$m^3 h^{-1}$	1,3	0,5
Tempo de detenção	d	1,5	2,7
Taxa de aplicação hidráulica superficial	$m^3 m^{-2} d$	0,9	0,8
Carga Hidráulica Volumétrica	$m^3 m^{-3} d$	0,7	0,6
Carga afluente de DBO	$kgDBO d^{-1}$	62,250	48,6
Carga orgânica superficial de DBO	$kgDBO m^{-2} d^{-1}$	10,0	10,1
Carga orgânica volumétrica de DBO	$kg DBO m^{-3} d^{-1}$	7,7	6,8
Carga afluente de DQO	$kgDQO d^{-1}$	178,75	81
Carga orgânica superficial de DQO	$kgDQO m^{-2} d^{-1}$	28,6	16,9
Carga orgânica volumétrica de DQO	$kg DQO m^{-3} d^{-1}$	22,0	11,3
Reator UASB			
Vazão média afluente	$m^3 d^{-1}$	4,40	4,10
Vazão média afluente*	$m^3 h^{-1}$	1,30	0,50
Tempo de detenção	d	2,70	3,00
Taxa de aplicação hidráulica superficial	$m^3 m^{-2} d$	1,50	1,40
Carga hidráulica volumétrica	$m^3 m^3 d$	0,40	0,30
Carga afluente de DBO	$kgDBO d^{-1}$	27,90	28,00
Carga orgânica superficial de DBO	$kgDBO m^{-2} d^{-1}$	9,70	9,80
Carga orgânica volumétrica de DBO	$kg DBO m^{-3} d^{-1}$	2,40	2,30
Carga afluente de DQO	$kgDQO d^{-1}$	65,00	61,60
Carga orgânica superficial de DQO	$kgDQO m^{-2} d^{-1}$	22,60	2150
Carga orgânica volumétrica de DQO	$kg DQO m^{-3} d^{-1}$	5,70	5,00
Velocidade ascensional média	$m h^{-1}$	0,17	0,20
Velocidade ascensional máxima	$m h^{-1}$	0,45	-
Velocidade nas aberturas do decantador	$m h^{-1}$	1,80	0,70
Taxa de aplicação superficial média decantador	$m h^{-1}$	0,20	0,20
Taxa de aplicação superficial máx. no decantador	$m h^{-1}$	0,60	-
Tempo de detenção médio no decantador	h	3,16	3,60
Tempo de detenção mínimo no decantador	h	1,22	2,10
Lagoa de Polimento			
Vazão média afluente	$m^3 d^{-1}$	0,02	0,02
Tempo de detenção	d	46,50	42,30
Carga afluente de DBO	$kgDBO d^{-1}$	0,02	0,03
Carga orgânica superficial de DBO	$kgDBO ha d^{-1}$	76	195
Carga orgânica volumétrica de DBO	$kg DBO m^{-3} d^{-1}$	0,02	0,03
Carga afluente de DQO	$kgDQO d^{-1}$	0,06	0,08
Carga orgânica superficial de DQO	$kgDQO há d^{-1}$	216	530
Carga orgânica volumétrica de DQO	$kg DQO m^{-3} d^{-1}$	0,03	0,08
Carga hidráulica volumétrica	$m^3 m^{-3} d$	0,02	0,02
Taxa de aplicação hidráulica superficial	$m^3 m^{-2} d$	0,01	0,01

* Calculada para 3,5 horas, pois o sistema operou em fluxo intermitente.

Tabela 10. Estatísticas descritivas básicas dos principais parâmetros de projeto no decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados		
		Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento
TDH (d)	Número de dados	100	100	66
	Média	1,50	2,70	46,50
	Mínimo	0,90	1,70	46,50
	Máximo	2,20	4,10	46,50
	Mediana	1,50	2,70	46,50
	Desvio padrão	0,30	0,50	0,00
	CV (%)	18	18	0
TAH ($m^3 m^{-2} d^{-1}$)	Número de dados	100	100	66
	Média	0,90	1,50	0,014
	Mínimo	0,60	1,00	0,014
	Máximo	1,40	2,30	0,014
	Mediana	0,90	1,50	0,014
	Desvio padrão	0,20	0,30	0,000
	CV (%)	18	18	0
CHV ($m^3 m^3 d^{-1}$)	Número de dados	100	100	66
	Média	0,70	0,38	0,0215
	Mínimo	0,45	0,24	0,0215
	Máximo	1,06	0,58	0,0215
	Mediana	0,68	0,37	0,0215
	Desvio padrão	0,13	0,07	0,00
	CV (%)	18	18	0
CS DBO ($kg m^{-2} d^{-1}$)	Número de dados	100	100	66
	Média	10,0	9,7	0,008
	Mínimo	2,5	3,8	0,002
	Máximo	19,4	21,3	0,017
	Mediana	9,60	9,60	0,007
	Desvio padrão	3,80	3,60	0,003
	CV (%)	38	37	40
CS DQO ($kg m^{-2} d^{-1}$)	Número de dados	100	100	66
	Média	28,60	22,60	0,022
	Mínimo	3,80	4,30	0,004
	Máximo	62,70	70,10	0,066
	Mediana	27,10	19,90	0,020
	Desvio padrão	11,80	12,90	0,010
	CV (%)	41	57	50
COV DBO ($kg m^{-3} d^{-1}$)	Número de dados	100	100	66
	Média	7,70	2,40	0,012
	Mínimo	1,90	1,00	0,003
	Máximo	14,90	5,30	0,025
	Mediana	7,40	2,40	0,010
	Desvio padrão	2,90	0,90	0,005
	CV (%)	38	37	40
COV DQO ($kg m^3 d^{-1}$)	Número de dados	100	100	66
	Média	22,00	5,70	0,033
	Mínimo	2,90	1,10	0,006
	Máximo	48,10	17,50	0,101
	Mediana	20,80	5,00	0,030
	Desvio padrão	9,10	3,20	0,017
	CV (%)	41	57	50

O sistema operou em fluxo intermitente, sendo que a maior parcela de vazão afluente ao sistema se deu em um período de 3,5 horas (higienização da manhã e tarde), sendo que nos outros períodos a vazão afluente foi devido às nos bebedouros e tubulações e na geração de

urina. Na figura 14 é apresentada a variação da vazão no período de um dia. Já na figura 15 está apresentada a série temporal das variações de vazão de águas residuárias afluente ao decantador e reator UASB no período de março a dezembro de 2007.

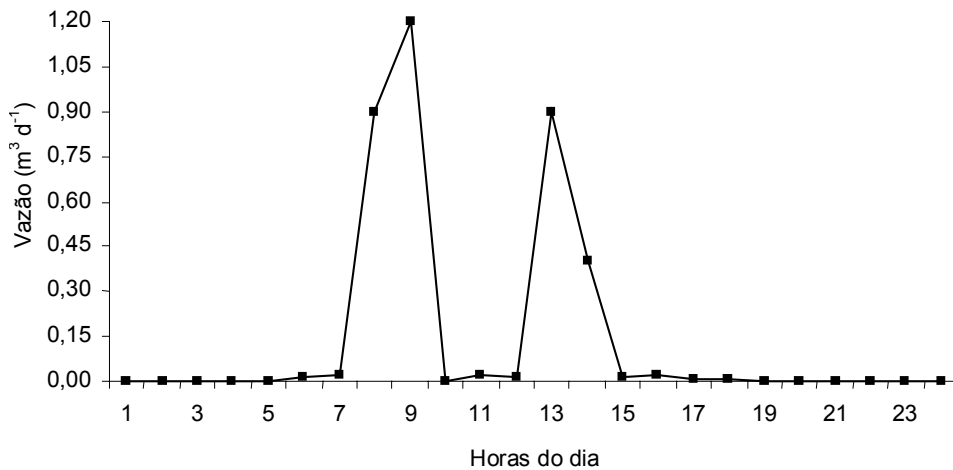


Figura 14. Variações diárias da vazão afluente ao sistema de tratamento

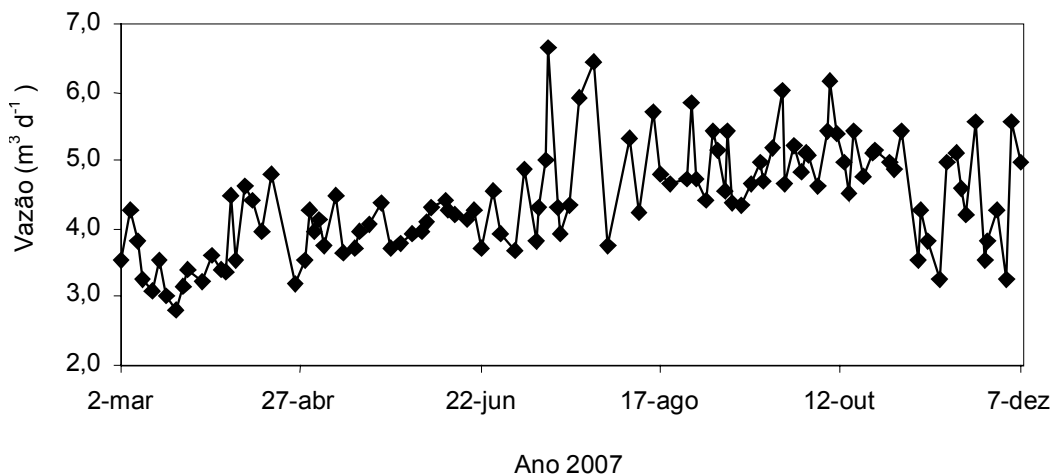


Figura 15. Vazão afluente ao decantador e reator UASB durante o período experimental

Observam-se os dois grandes picos de vazão correspondentes aos períodos de higienização da manhã e da tarde, sendo que nos outros períodos as vazões são muito baixas. Este comportamento faz com que os parâmetros COV, CS, CHV, velocidade ascensional sejam elevadas nestes intervalos de tempo, podendo prejudicar o funcionamento do reator UASB.

Observa-se que a partir da segunda metade do experimento as vazões médias variaram mais, apresentando valores elevados. Este aumento que ocorreu a partir da segunda quinzena de junho coincide com as mudanças ocorridas na creche que passou a ter piso elevado, no qual observou-se maior tempo de higienização, em consequência maiores consumos de água e geração de efluentes.

No período compreendido entre 10/09 à 02/10 foram aplicados ao sistema sobrecargas hidráulicas e orgânicas por meio da interligação das canaletas do galpão da maternidade, com o objetivo de avaliar o comportamento do sistema nestas condições adversas, e que serem vistas com mais detalhes no item 5.2.

O valor médio da vazão no conjunto decantador-UASB durante o período experimental foi de $4,4 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$, valor este superior ao da vazão de projeto, mas que não influenciou de forma significativa os parâmetros hidráulicos e biológicos, conforme pôde ser observado na tabela 9.

No período de sobrecarga a vazão média afluyente foi de $4,98 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$, sendo que toda a vazão produzida na granja era encaminhada ao sistema. Este valor corresponde a uma vazão de 110 L d^{-1} por matriz instalada. Dartora et al. (1998) encontraram uma vazão de 85 L d^{-1} por matriz instalada, enquanto Perdomo et al. (2003) relatam uma vazão de $115,5 \text{ L d}^{-1}$ por matriz instalada.

Na figura 16 é mostrado o gráfico das variações de vazões médias diárias na lagoa de polimento, que foi fixada em $0,02 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$, operando em fluxo intermitente. Também no período de 10/09 à 02/10 foi aplicada uma sobrecarga hidráulica, aumentando-se a vazão para $0,04 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$. Também ocorreu a sobrecarga orgânica em função do efluente do reator UASB.

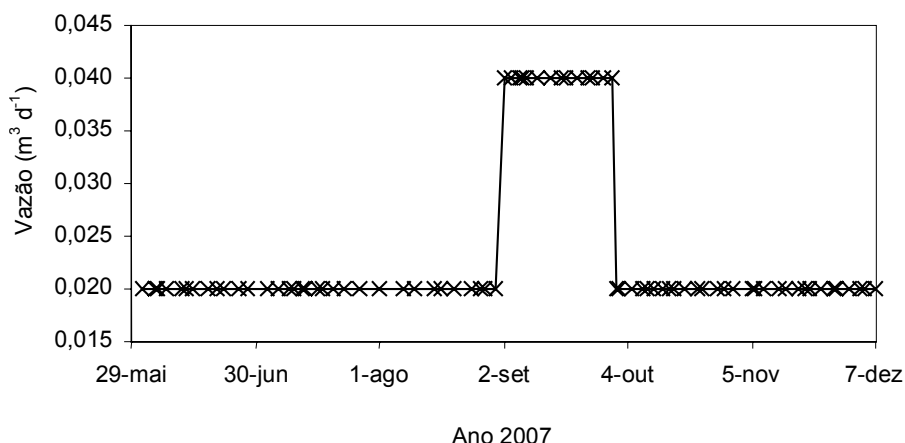


Figura 16. Vazão afluyente a lagoa de polimento durante o período experimental

O TDH médio do sistema decantador-UASB foi de 4,2 dias (100 horas), valor superior ao que Santana e Oliveira (2005) encontraram quando avaliaram dois reatores UASB em série, que foi de 3,13 dias.

Este alto TDH fez com que os parâmetros hidráulicos TAH e CHV apresentassem valores baixos tanto no decantador como no reator UASB.

De acordo com Chernicharo et al. (1999) reatores anaeróbios UASB, operando com altos valores de CHV ou baixos TDH podem prejudicar o seu desempenho, pois podem ocorrer perdas excessivas de biomassa, redução do tempo de residência celular e possibilidade de falha do sistema, uma vez que o tempo de permanência da biomassa no reator pode ser inferior ao seu tempo de crescimento.

A CHV não deve ultrapassar o valor máximo de $5 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ para esgotos domésticos, o que equivale a um TDH mínimo de 4,8 horas. No caso de águas residuárias de alta concentração como o da suinocultura, os valores de TDH são elevados e conseqüentemente a CHV é muito baixa, como foi comprovado neste trabalho.

O decantador apresentou TDH variando de 0,9 a 2,2 dias, tempo este bem elevado quando se compara com outras unidades de decantação primária, já prevista no projeto objetivando estabelecer as etapas de hidrólise e acidificação, fases iniciais do processo de digestão anaeróbia do esgoto, buscando facilitar o processo de conversão

de matérias orgânica em gás metano no reator UASB.

No reator UASB os valores de COV variaram de 0,8 a $17,5 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, apresentando assim uma alta variabilidade. Porém os valores médios ficaram próximos do de projeto. Porém como o sistema operou em fluxo intermitente o valor médio da COV aplicada nos períodos em que houve os picos de vazão foi equivalente a $39,73 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$.

A velocidade ascensional apresentou valores baixos, não afetando o desempenho do reator UASB. Já os parâmetros velocidade nas aberturas no decantador, taxa de aplicação superficial e TDH no decantador, apresentaram valores superiores ao de projeto, e afetaram significativamente o desempenho do reator UASB em termos de remoção de sólidos.

Na lagoa de polimento o principal parâmetro de projeto é a CS aplicada de DBO que durante o período experimental variou de 22 a $165 \text{ kgDBO ha}^{-1} \text{ d}^{-1}$, valores estes bem inferiores ao de projeto.

5.1.2 Parâmetros de avaliação da eficiência

Na tabela 11 são apresentadas as estatísticas descritivas, calculadas a partir dos resultados das análises das amostras coletadas nos períodos de março a dezembro de 2007. Os dados do período que foi aplicado às sobrecargas hidráulicas e orgânicas foram retiradas das análises por representar uma condição adversa.

Tabela 11. Estatísticas descritivas dos parâmetros de avaliação de eficiência do afluente e dos efluentes do decantador, reator UASB e da lagoa de polimento.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente decantador	Efluente UASB	Efluente lagoa
DBOt mg L ⁻¹	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	23501	12550	2530	384
	Média	11129	6447	790	203
	Mínimo	3754	2175	160	54
	Mediana	10443	6174	600	192
	1° quartil	8381	4598	431	138
	3° quartil	13050	7573	1071	261
	Desvio padrão	4244	2211	500	80
	CV (%)	38	34	63	39
DBOf mg L ⁻¹	Número de dados	76	76	76	63
	Máximo	6118	5600	1352	352
	Média	2768	3283	315	105
	Mínimo	327	479	60	21
	Mediana	2735	3422	241	85
	1° quartil	1850	2428	175	60
	3° quartil	3500	4200	342	127
	Desvio padrão	1362	1241	238	72
	CV (%)	49	38	76	69
DBOp mg L ⁻¹	Número de dados	76	76	76	63
	Máximo	17474	7648	890	335
	Média	8039	2807	335	99
	Mínimo	1090	371	27	10
	Mediana	7270	2516	292	83
	1° quartil	5951	1702	180	51
	3° quartil	9361	3714	455	139
	Desvio padrão	3459	1625	211	67
	CV (%)	43	58	63	67
DQOt mg L ⁻¹	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	66240	46400	4700	3110
	Média	31334	14778	1818	857
	Mínimo	5647	3800	280	220
	Mediana	30538	12910	1600	760
	1° quartil	24000	9600	1162	547
	3° quartil	36800	18550	2205	999
	Desvio padrão	11143	7183	916	512
	CV (%)	36	49	50	60
DQOf mg L ⁻¹	Número de dados	76	76	76	63
	Máximo	7756	16550	3680	1500
	Média	3823	5347	895	427
	Mínimo	1100	600	180	125
	Mediana	3350	5000	800	333
	1° quartil	2727	3488	577	280
	3° quartil	4800	6019	960	480
	Desvio padrão	1570	3120	528	263
	CV (%)	41	58	59	62

continua

Continuação

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente decantador	Efluente UASB	Efluente lagoa
DQOp mg L ⁻¹	Número de dados	76	76	76	63
	Máximo	62440	44640	3200	1634
	Média	28861	9627	811	471
	Mínimo	8250	1650	66	2
	Mediana	27550	7318	585	365
	1° quartil	21113	4168	355	198
	3° quartil	34754	14141	1109	665
	Desvio padrão	10982	7494	673	373
	CV (%)	38	78	83	79
ST mg L ⁻¹	Número de dados	90	90	90	56
	Máximo	39045	10877	7905	3165
	Média	13939	5645	2807	1997
	Mínimo	3477	2230	1250	790
	Mediana	13525	5385	2583	2046
	1° quartil	8338	4111	2250	1635
	3° quartil	16671	6770	3000	2455
	Desvio padrão	7324	1967	1112	629
	CV (%)	53	35	40	31
STV mg L ⁻¹	Número de dados	90	90	90	56
	Máximo	30330	8140	5550	1585
	Média	10452	3865	1652	909
	Mínimo	2233	1515	650	215
	Mediana	9618	3488	1390	940
	1° quartil	6908	2673	1119	655
	3° quartil	12295	4758	1840	1099
	Desvio padrão	5251	1546	992	294
	CV (%)	50	40	60	32
SST mg L ⁻¹	Número de dados	90	90	90	56
	Máximo	28733	7300	3340	950
	Média	8595	2729	854	496
	Mínimo	940	620	210	150
	Mediana	7784	2560	805	490
	1° quartil	5067	1600	508	380
	3° quartil	11050	3660	1020	600
	Desvio padrão	4847	1431	493	172
	CV (%)	56	52	58	35
SSV mg L ⁻¹	Número de dados	93	93	93	59
	Máximo	24900	6150	2710	920
	Média	6487	2314	727	443
	Mínimo	880	300	100	33
	Mediana	5550	2000	660	450
	1° quartil	3450	1200	510	355
	3° quartil	7900	3250	880	575
	Desvio padrão	3967	1293	411	191
	CV (%)	61	56	57	43

continua

Continuação

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente decantador	Efluente UASB	Efluente lagoa
NTK mg L ⁻¹	Número de dados	23	23	23	23
	Máximo	2520	1960	2106	1232
	Média	2155	1737	1898	757
	Mínimo	1792	1344	1624	476
	Mediana	2128	1781	1904	760
	1° quartil	2016	1675	1814	630
	3° quartil	2307	1831	1994	855
	Desvio padrão	205	162	135	176
	CV (%)	9	9	7	23
N – org mg L ⁻¹	Número de dados	23	23	23	23
	Máximo	1820	971	1186	265
	Média	1464	615	462	144
	Mínimo	1083	309	241	56
	Mediana	1453	678	374	150
	1° quartil	1352	434	299	112
	3° quartil	1567	777	511	180
	Desvio padrão	196	203	251	54
	CV (%)	13	13	54	37
N – am. mg L ⁻¹	Número de dados	23	23	23	23
	Máximo	845	1550	1700	1055
	Média	691	1122	1436	612
	Mínimo	450	745	880	325
	Mediana	685	1100	1450	615
	1° quartil	653	948	1350	510
	3° quartil	758	1270	1610	718
	Desvio padrão	100	229	217	161
	CV (%)	14	20	15	26
Pt mg L ⁻¹	Número de dados	23	23	23	23
	Máximo	880	725	615	520
	Média	636	458	338	240
	Mínimo	445	360	230	145
	Mediana	325	450	320	220
	1° quartil	603	386	285	193
	3° quartil	683	493	378	250
	Desvio padrão	101	91	81	81
	CV (%)	16	20	24	34
Coliformes Termotolerantes NMP/100mL	Número de dados	19	19	19	19
	Máximo	2,50E+08	1,10E+08	2,50E+05	9,00E+03
	Média geométrica	5,03E+07	2,09E+06	4,27E+04	1,12E+03
	Mínimo	1,40E+06	3,00E+04	4,00E+03	2,50E+02
	Mediana	1,10E+08	1,40E+06	4,50E+04	1,10E+03
	1° quartil	2,00E+07	1,25E+06	1,40E+04	7,50E+02
	3° quartil	1,40E+08	1,10E+07	1,18E+05	1,95E+03
	Desvio padrão	7,13E+07	2,52E+07	8,09E+04	2,64E+03
	CV (%)	79	227	104	132

5.1.2.1 DBO

Os resultados das concentrações de DBOt do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento observadas ao longo da fase experimental são mostrados nas figuras 17, 18 e 19.

Observou-se grande variação da DBOt no afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento, apresentando valores variando de 3754 a 23501 mg L⁻¹ no afluente, 2175 a 12550 mg L⁻¹ no decantador, 160 a 2530 mg L⁻¹ no reator UASB e de 54 a 384 mg L⁻¹ na lagoa de polimento.

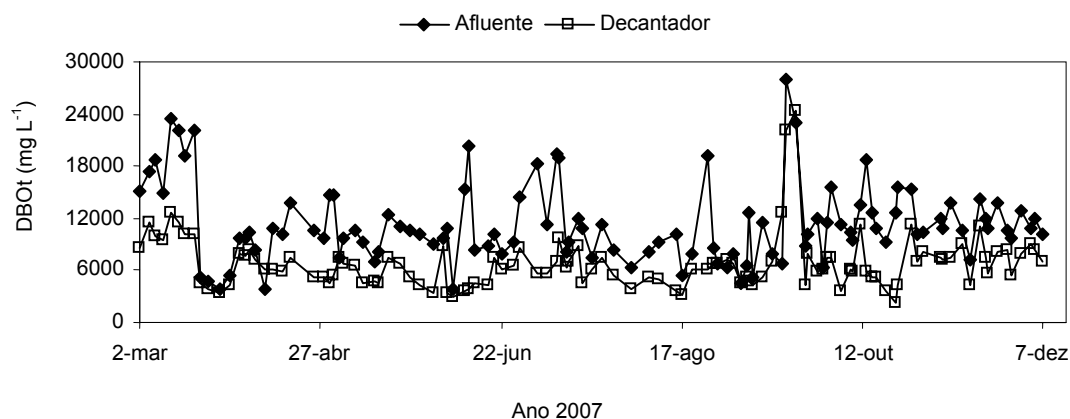


Figura 17. Variações da DBOt no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

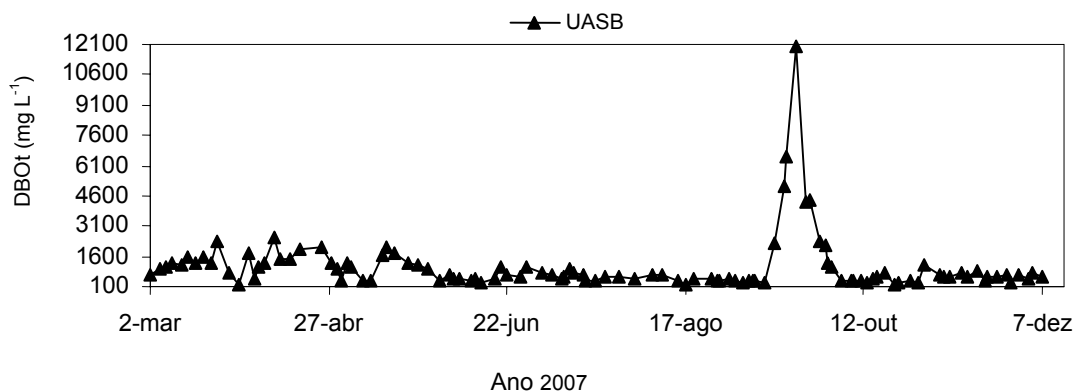


Figura 18. Variações da DBOt no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

Medri (1997) encontrou valores médios de concentração de DBOt para o afluente de 11979 mg L^{-1} , valor semelhante ao encontrado neste trabalho, porém, observou-se alto valor de coeficiente de variação do afluente que pode está associado ao manejo da granja, pois além de serem vários funcionários trabalhando na higienização, notou-se não haver padronização na limpeza dos galpões. Outro fator que pode ter influenciado foi à temperatura, pois se sabe que em temperaturas elevadas ocorre maior

consumo de água pelos suínos e na higienização. Outros fatores como a nutrição e a quantidade de animais não variaram durante o período experimental.

Observou-se que as variações efluentes no decantador e reator UASB foram mais pronunciados nos primeiros 90 dias. Também se observou o grande pico de concentração ocorrido no mês de setembro devido às sobrecargas hidráulicas e orgânicas.

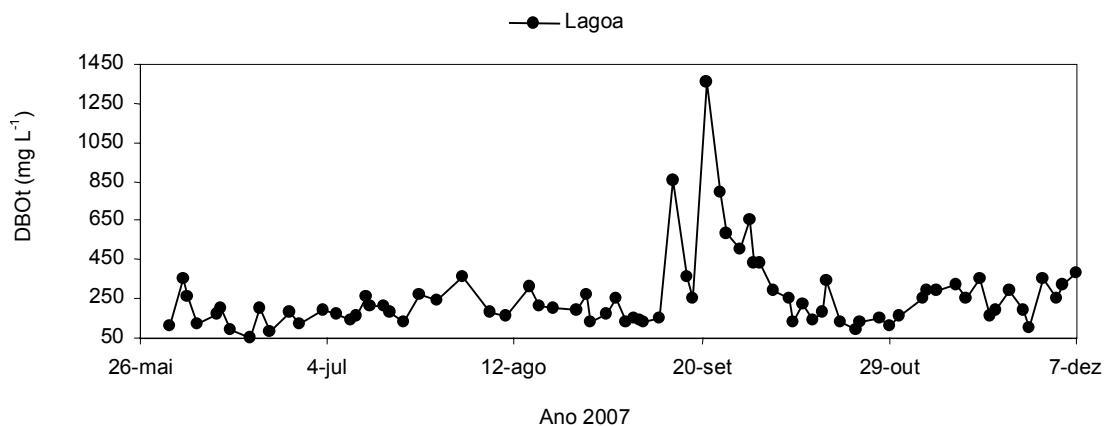


Figura 19. Variações da DBOt no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

Na lagoa de polimento notou-se haver pequena variação durante todo o período experimental, apresentando concentração efluente média de 203 mg L^{-1} , e como para o decantador e reator UASB apresentou o pico de concentração no mês de setembro.

Nas figuras 20 a 25 são mostradas as variações das concentrações de DBOf e DBOp afluentes e efluentes ao decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

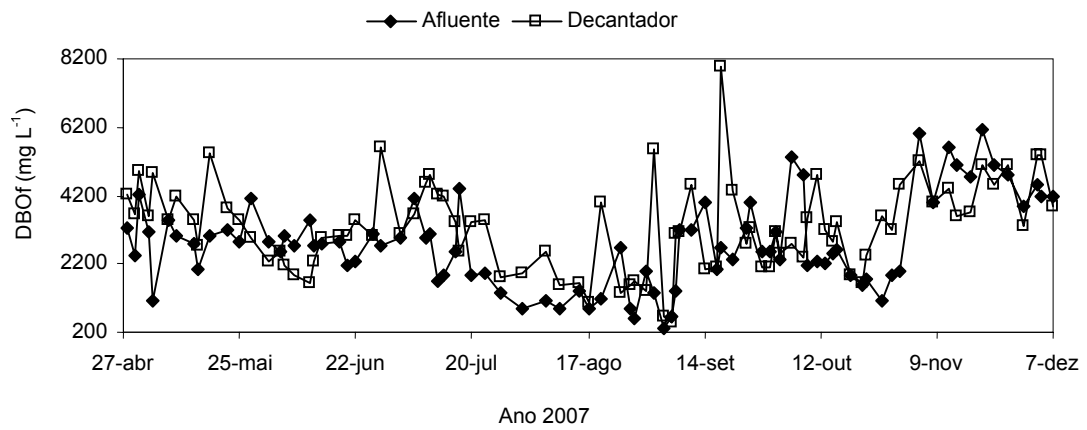


Figura 20. Variações da DBOf no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

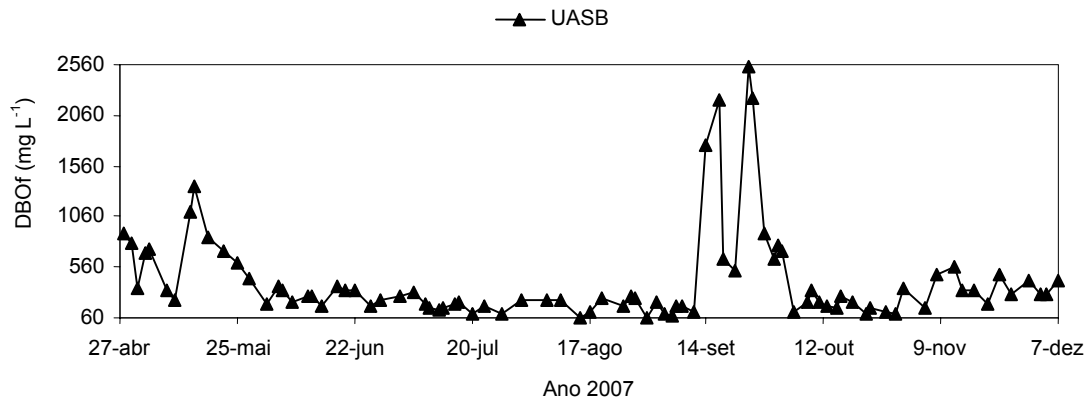


Figura 21. Variações da DBOf no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

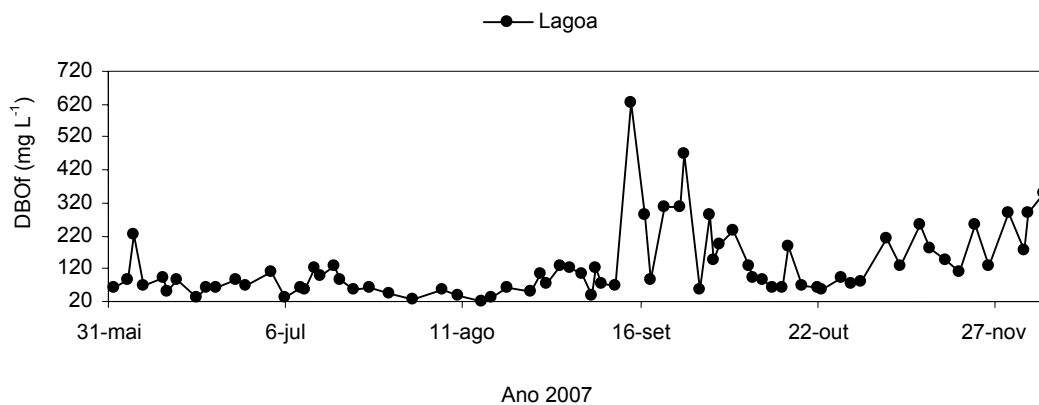


Figura 22. Variações da DBOf no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

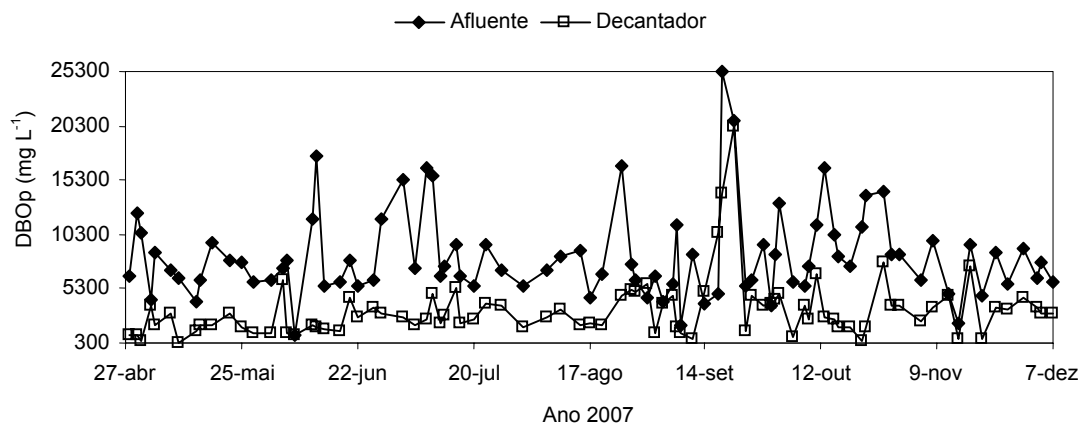


Figura 23. Variações da DBOp no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

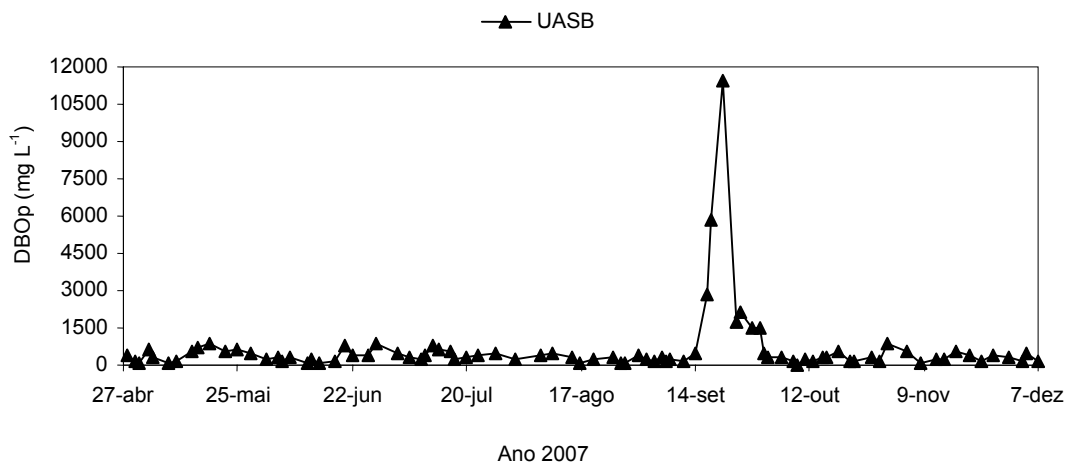


Figura 24. Variações da DBOp no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

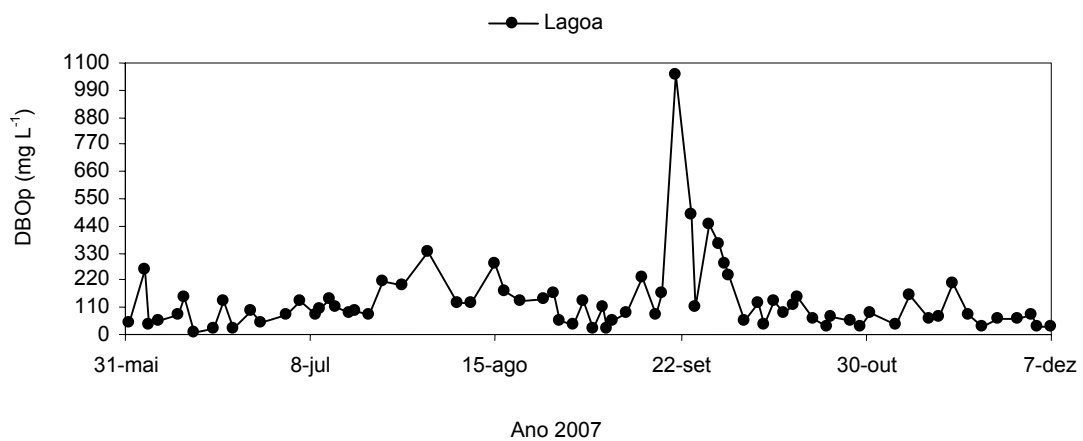


Figura 25. Variações da DBOp no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

Observou-se grande variabilidade nas concentrações de DBO_f do afluente (327 a 6118 mg L⁻¹) e do efluente do decantador (479 a 5600 mg L⁻¹), com amortecimento destas variações no reator UASB (60 a 1352 mg L⁻¹) e na lagoa de polimento (21 a 352 mg L⁻¹). Também ocorreu aumento das concentrações no efluente do decantador em relação ao afluente que pode ser explicada pela ocorrência de hidrólise no decantador, pois operou com TDH médio de 1,5 dias, sendo que no segundo compartimento os descartes foram a intervalos de 90 dias.

Durante os meses de maio, junho e julho observou-se grande formação de espuma no decantador, sendo sua retirada muito trabalhosa feita diariamente por meio de jatos d'água. Já a espuma foi retirada em intervalos de 15 dias por meio de pás e aplicada no solo. No reator UASB não

houve formação de espuma e a espuma gerada não foi retirada.

Pode-se observar que a DBO_p afluente teve grande variação, com amortecimento no decorrer do sistema de tratamento. As reduções da DBO_p no decantador foram devidas a remoção de SST e no processo de conversão da DBO_p em DBO_f por meio da hidrólise. Ocorreu um pico de valores de DBO_p no afluente e efluente do decantador, reator UASB e lagoa de polimento no mês de setembro causado pelas sobrecargas hidráulicas e orgânicas.

Na tabela 12 e na figura 26 pode-se observar que foram alcançados ótimos resultados de eficiência média de remoção de DBO_t, DBO_f e DBO_p, no sistema de tratamento, acima de 90% para DBO_f e acima de 95% para DBO_t e DBO_p. Na figura 27 é mostrado o gráfico das eficiências acumuladas.

Tabela 12. Resumo das eficiências médias de remoção de DBO total, filtrada e particulada durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento	
DBO _t	37,4	86,9	58,9	97,8
DBO _f	-41,1	89,8	43,7	91,4
DBO _p	60,3	83,6	44,2	97,6

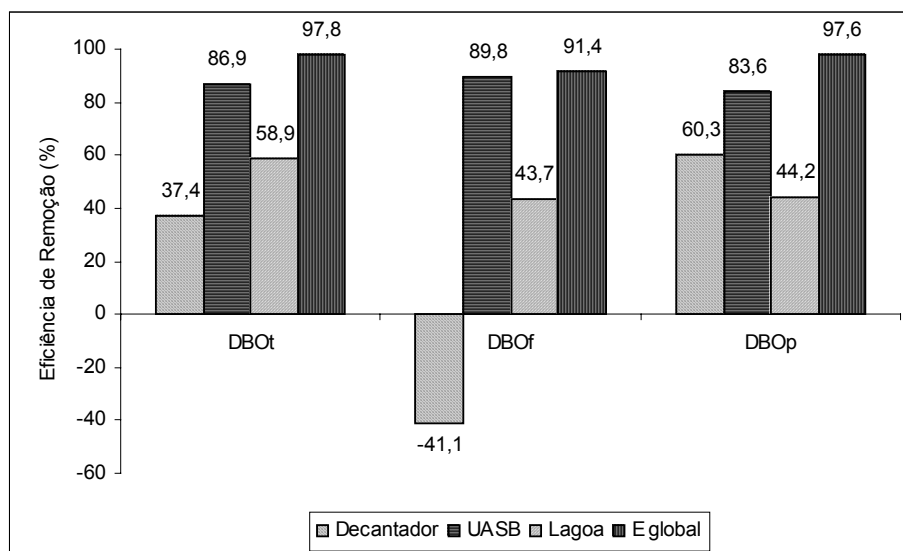


Figura 26. Eficiências de remoção de DBO_t, DBO_f e DBO_p durante a fase experimental

Quando se avalia cada unidade isoladamente pode-se observar que o decantador é responsável por uma alta eficiência de remoção de DBOp, devido principalmente à separação de sólidos suspensos em seus compartimentos. A eficiência negativa da DBOf, indica que está havendo aumento deste parâmetro,

mostrando a ocorrência do processo de hidrólise no decantador.

O decantador seguido pelo reator UASB foram os grandes responsáveis pela remoção da DBOt, DBOf e DBOp, porém a lagoa de polimento teve também papel importante no acréscimo de eficiência de remoção do sistema.

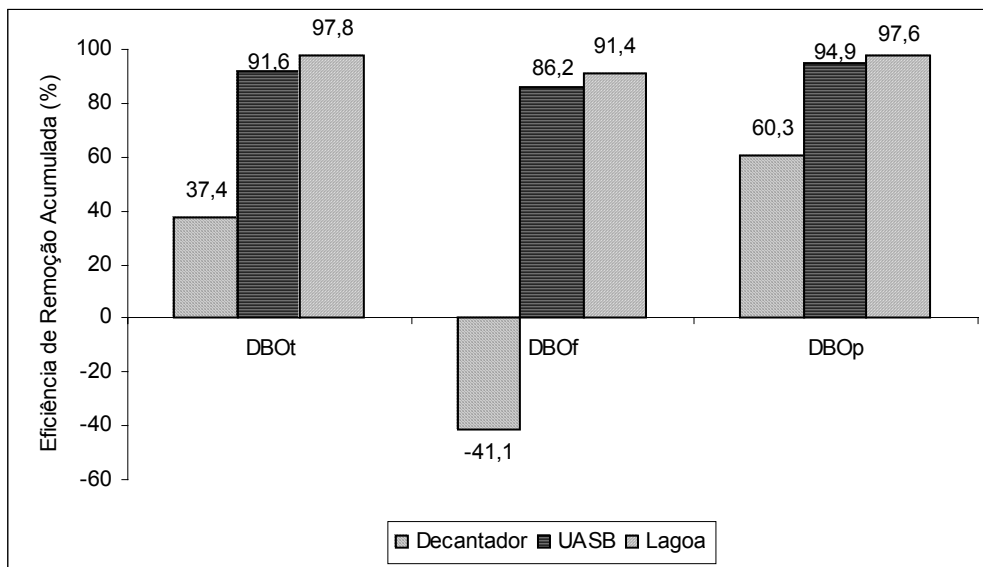


Figura 27. Eficiências de remoção acumulada de DBOt, DBOf e DBOp durante a fase experimental

Considerando-se a DBOf efluente da lagoa como sendo a DBO efluente do sistema, foi calculada a eficiência do sistema, utilizando-se a equação (41):

$$EF \text{ DBO } (\%) = (DBOt \text{ afluente} - DBOf \text{ efluente}) / DBOt \text{ afluente} \quad (37)$$

Nestas condições, a eficiência média de remoção da DBO do sistema foi de 99%.

Para visualizar a dispersão dos valores da DBOt, DBOf, e DBOp ao longo da fase

experimental, foram elaborados os gráficos Box-Whiskers (Fig. 28).

Pode-se observar que ocorreu maior dispersão nos dados da DBOt, DBOf e DBOp no efluente do reator UASB, que pode também ser comprovado pelos maiores coeficientes de variação (63%, 76% e 63% respectivamente). Também se pode observar maior discrepância entre os valores máximos em relação às outras medidas de dispersão, no afluente ao sistema e no efluente do reator UASB.

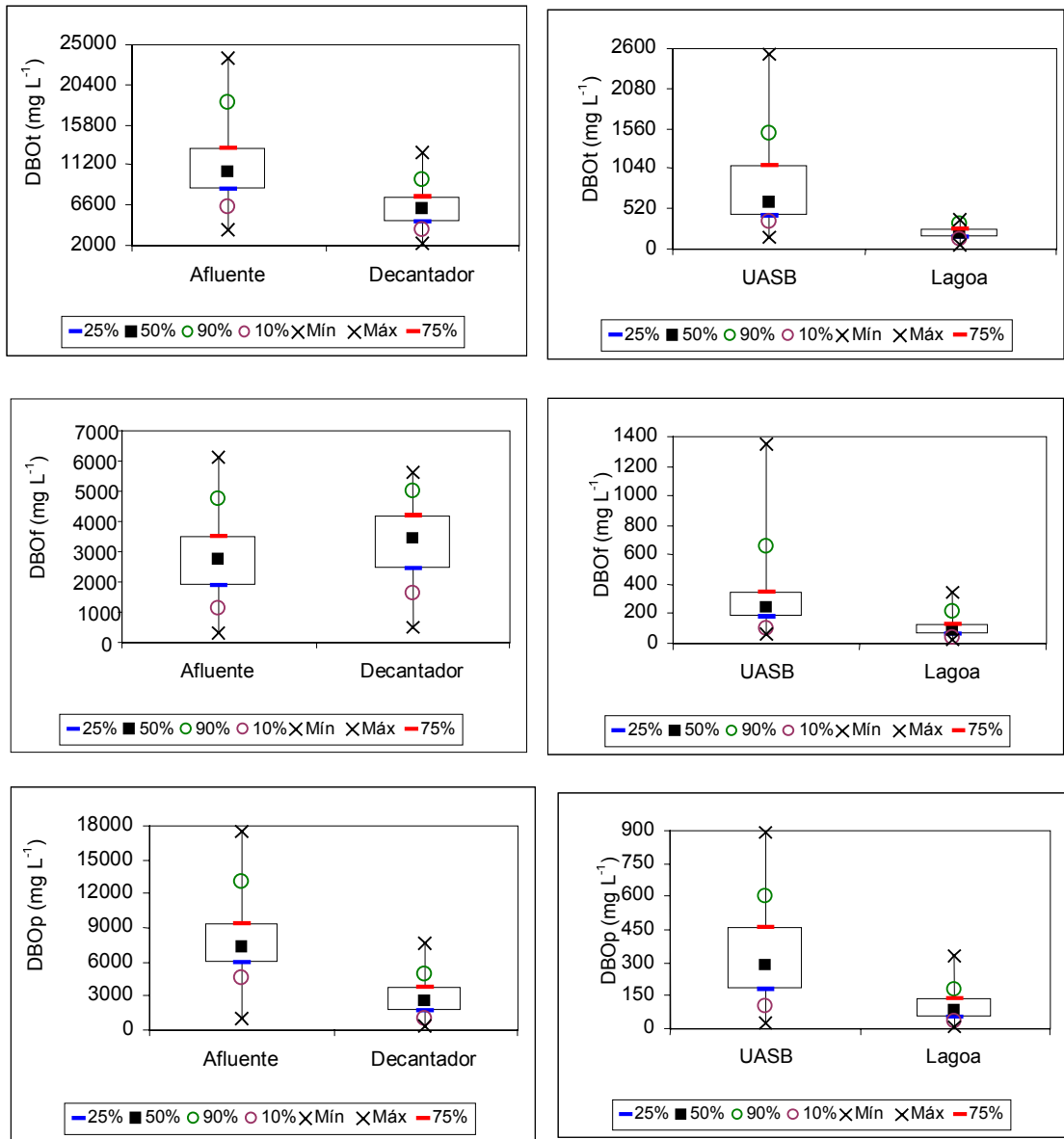


Figura 28. Gráfico Box-Whisker para DBOt, DBOf e DBOp durante a fase experimental

Na tabela 13 é apresentada a relação entre a DBO_f e DBO_t, e a DBO_p e DBO_t no afluente, decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

Observa-se que o teor de matéria orgânica particulada, inicialmente elevada no afluente, é reduzido consideravelmente no efluente do decantador, demonstrando a

sua alta eficiência na remoção de DBO particulada, tanto pela remoção física como pela conversão da DBO_p em DBO_f. No reator UASB o teor de material particulado se eleva um pouco e depois é reduzido ao passar pela lagoa de polimento. Este aumento no reator UASB pode ser devido a perdas de sólidos suspensos da manta de lodo.

Tabela 13. Relação entre os valores da DBO_f e DBO_p com a DBO_t, no afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

Parâmetro	Afluente	Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento
DBO _f / DBO _t	0,26	0,50	0,41	0,49
DBO _p / DBO _t	0,74	0,50	0,59	0,51

A relação DBO_f / DBO_t aumentou do afluente para o decantador, devido ao processo de hidrólise. Ao passar pelo reator UASB esta relação diminuiu devido ao processo de conversão deste material em gás e em novas células bacterianas.

No período de 11/09 a 02/10 foram aplicadas sobrecargas hidráulicas e orgânicas de forma a avaliar o comportamento do sistema, principalmente do reator UASB nestas condições adversas..

Observou-se grande pico de DBO_t efluente no decantador, reator UASB e na lagoa de polimento, sendo que as concentrações neste período variaram de 4271 a 24473 mg L⁻¹ no decantador, 298 a 11964 mg L⁻¹ para o reator UASB e de 150 a 1360 mg L⁻¹ para a lagoa de polimento, apresentando eficiências médias de 19,34%, 61,9% e 75,30%, respectivamente. Houve redução das eficiências no decantador e reator UASB, enquanto que para a lagoa de polimento a eficiência neste período apresentou leve aumento.

Apesar dos picos de DBO_t efluentes ocorridos no período de sobrecarga, observou que a eficiência global do sistema se manteve alta, sendo de 94,50%. Já a DBO_t efluente do sistema foi de 581 mg L⁻¹, valor cerca de três vezes superior.

O mesmo comportamento ocorrido para DBO_t foi observado para DBO_f e DBO_p, sendo que as concentrações médias de DBO_f e DBO_p efluentes foram respectivamente de 3340 e 6671 mg L⁻¹ no decantador, 1189 e 2585 mg L⁻¹ no reator UASB e de 257 e 324 mg L⁻¹ na lagoas de polimento.

As eficiências médias de remoção de DBO no período de sobrecarga foram de – 19,88%, 54,25% e 72% para o decantador, reator UASB e lagoa de polimento, respectivamente. Para DBO_p as eficiências médias de remoção foram de 22,95% no decantador, 61,78% no reator UASB e de 69,25% na lagoa de polimento. Já as eficiências médias globais do sistema foram de 91,29% para DBO_f e de 95,92% para a DBO_p, valores estes similares aos obtidos no período em que não houve aplicação de sobrecarga.

5.1.2.2 DQO

As estatísticas descritivas dos resultados da DQO do afluente e efluente do decantador, reator UASB e da lagoa de polimento, são apresentadas na tabela 11 e na forma de gráficos Box-whisker na figura 29.

Pôde-se observar grandes variações de DQO_t no afluente, reduzindo-se no decantador. Percebeu-se ainda grande variação no efluente do reator UASB, com amortecimento na lagoa. Observou-se também maior discrepância dos valores

máximos em relação às outras medidas de dispersão em todas as unidades.

A DQOf e DQOp apresentaram menor variação no afluente. No decantador, reator UASB e na lagoa os CVs foram semelhantes.

As variações da DQOt, DQOf e DQOp durante toda a fase experimental são

mostradas nos gráficos de série temporal, nas figuras 30 a 38. As variações de DQOt no afluente, e efluentes do decantador, reator UASB e na lagoa foram de 5647 a 66240 mg L⁻¹, 3800 a 46400 mg L⁻¹, 280 a 4700 mg L⁻¹, 220 a 3110 mg L⁻¹, respectivamente.

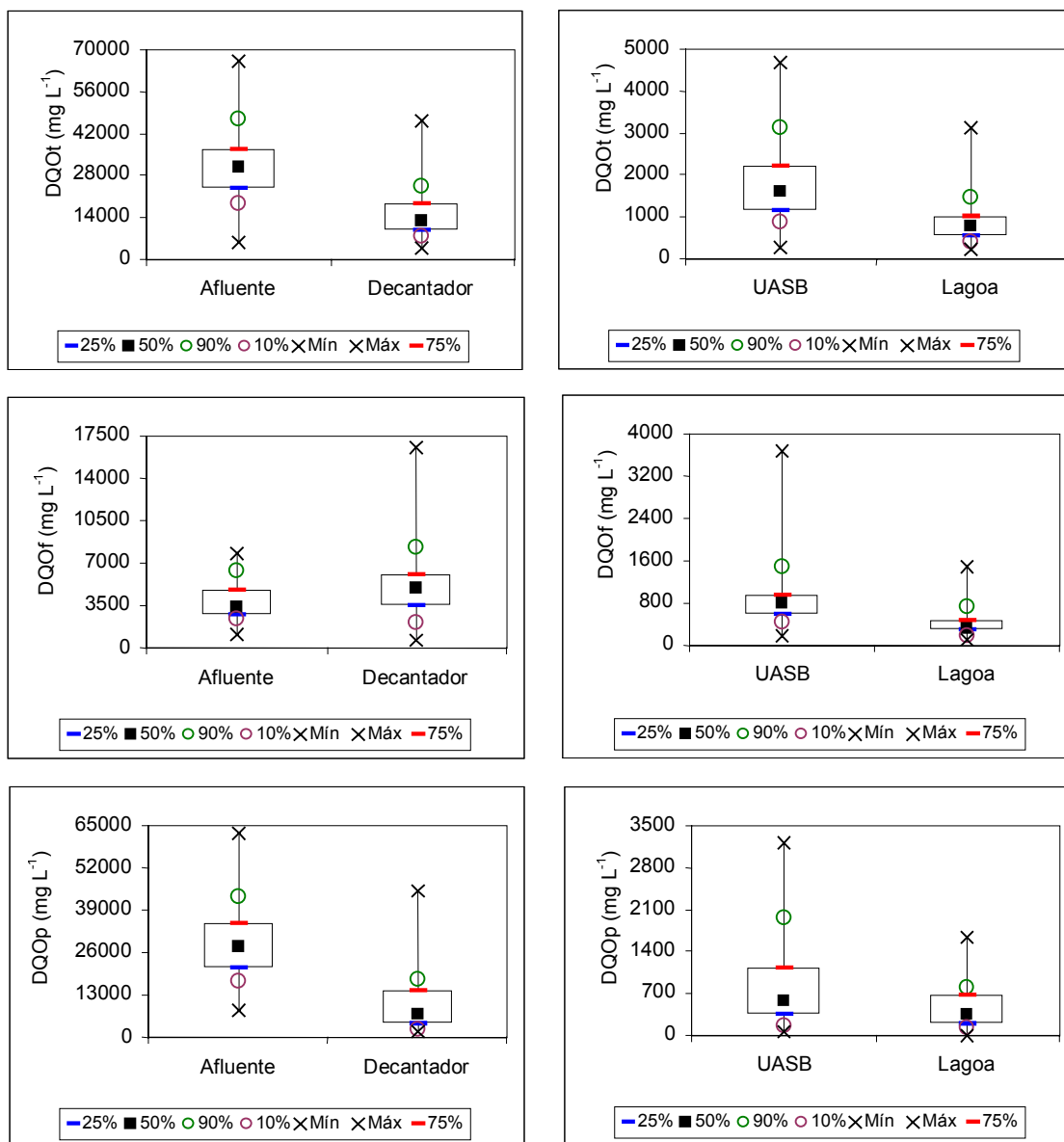


Figura 29. Gráfico Box-Whisker para DQOt, DQOf e DQOp durante a fase experimental

O valor médio de DQOt afluente encontrado foi superior aos encontrados por Silva (1996), Medri (1997), Santana (2004), Ramires (2005), Campos et al. (2005) e Lourenço (2006), e pode ser devido às altas concentrações de sólidos presentes no afluente.

O valor médio de DQOt no efluente final de 857 mg L⁻¹ é bem superior ao do padrão estabelecido pelo COPAM (DN 10/86) que é de 90 mg L⁻¹.

Os valores de DQOf no afluente e nos efluentes do decantador, reator UASB e na lagoa foram de 1100 a 7756 mg L⁻¹, 600 a 16550 mg L⁻¹, 180 a 3680 mg L⁻¹ e de 125 a 1500 mg L⁻¹, respectivamente. Já a DQOp variou de 8250 a 62440 mg L⁻¹ no afluente, 1650 a 44640 mg L⁻¹ no decantador, 66 a 3200 mg L⁻¹ no reator UASB, e de 20 a 1634 mg L⁻¹ na lagoa.

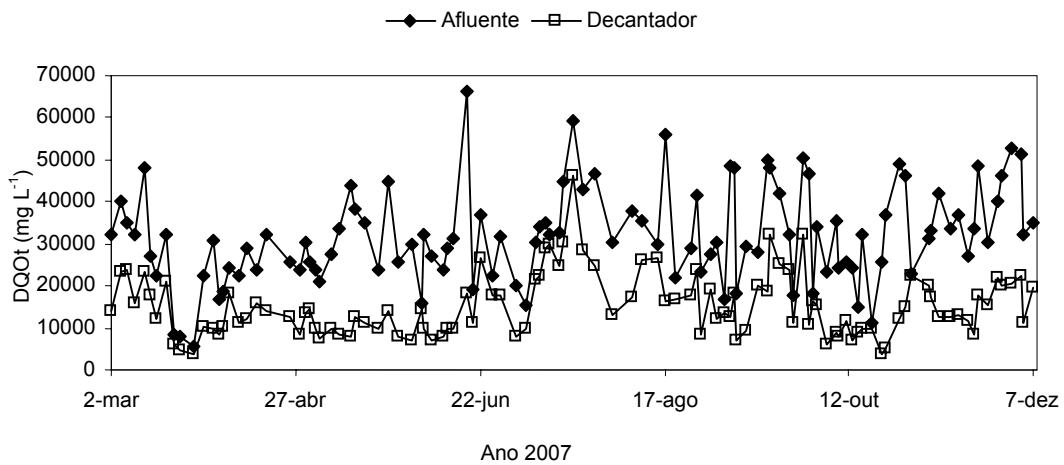


Figura 30. Variações da DQOt no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

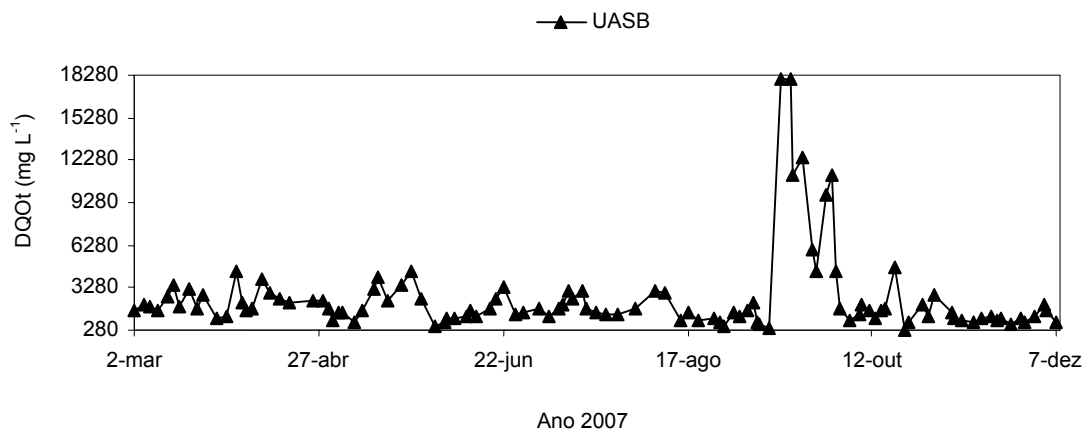


Figura 31. Variações da DQOt no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

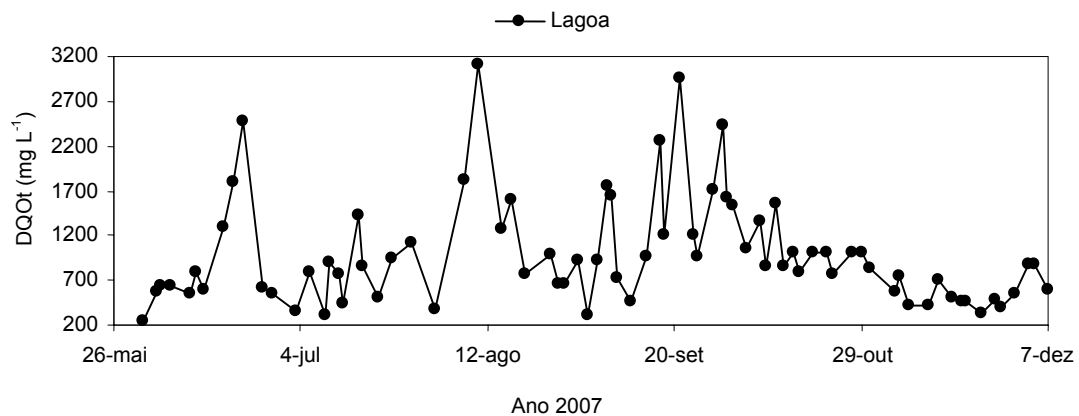


Figura 32. Variações da DQOt no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

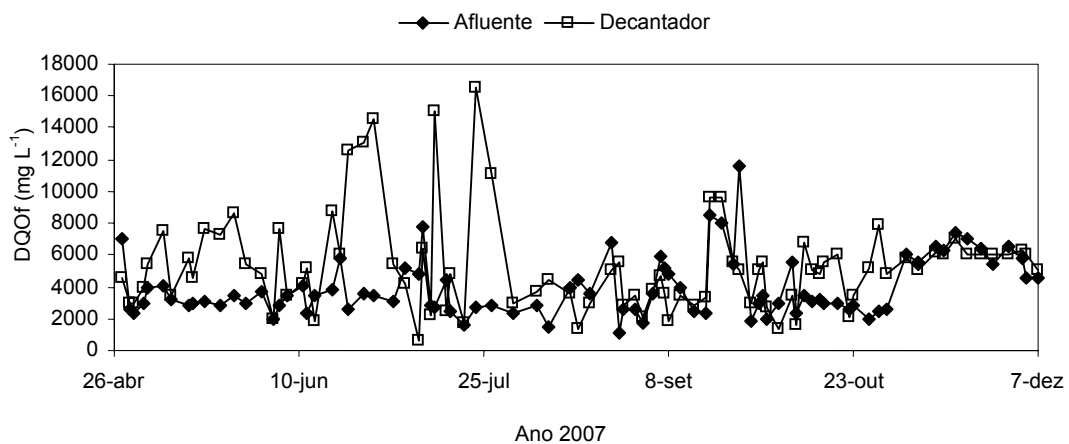


Figura 33. Variações da DQOf no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

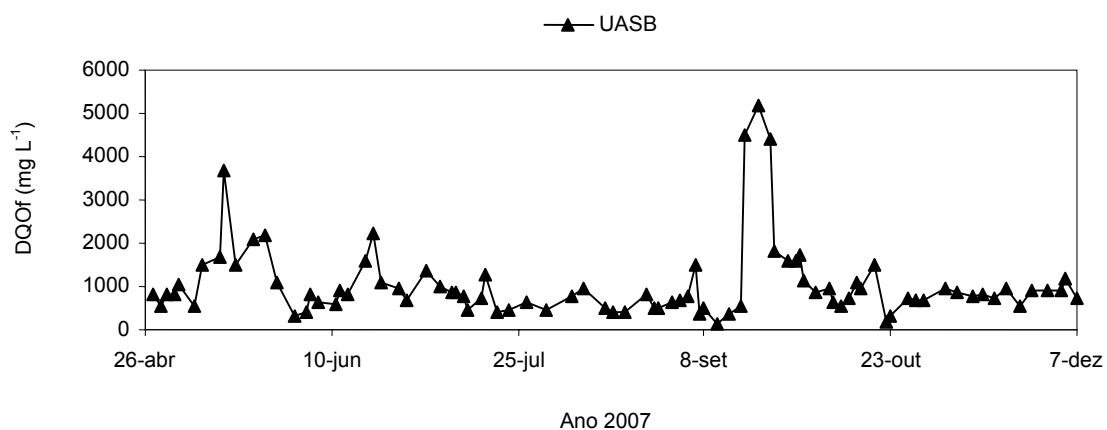


Figura 34. Variações da DQOf no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

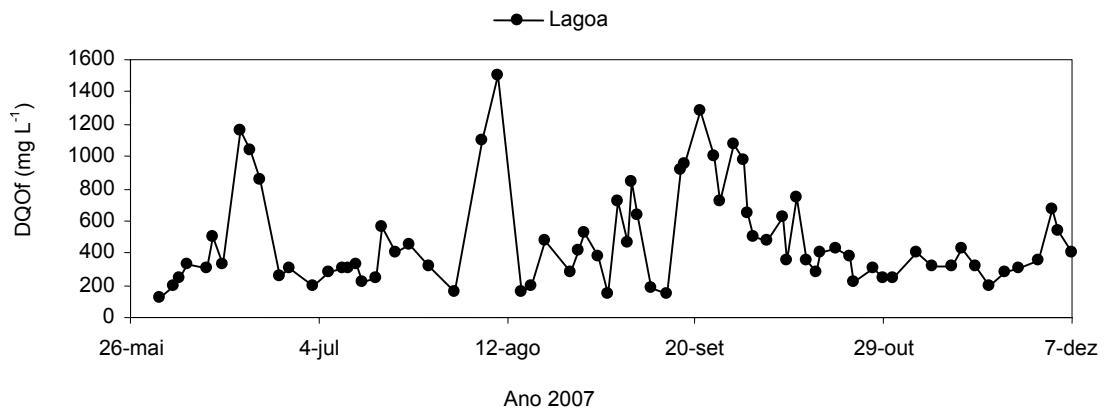


Figura 35. Variações da DQOf no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

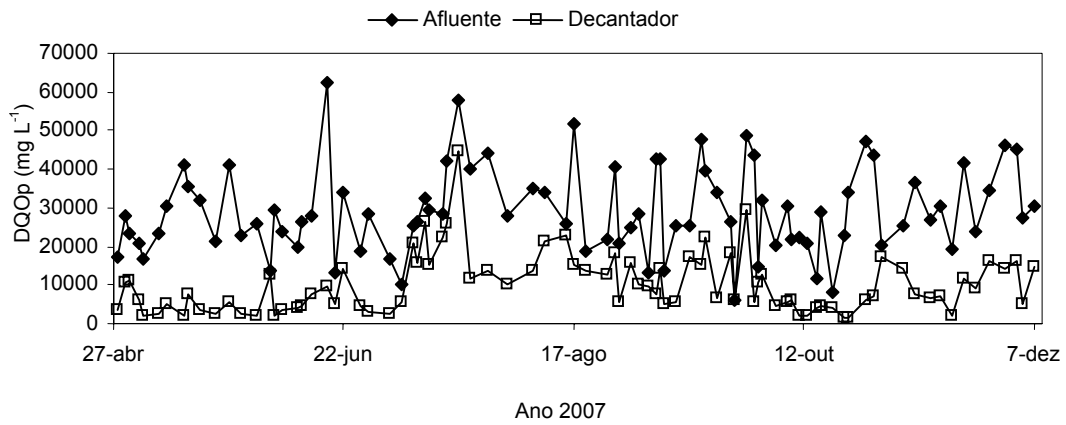


Figura 36. Variações da DQOp no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

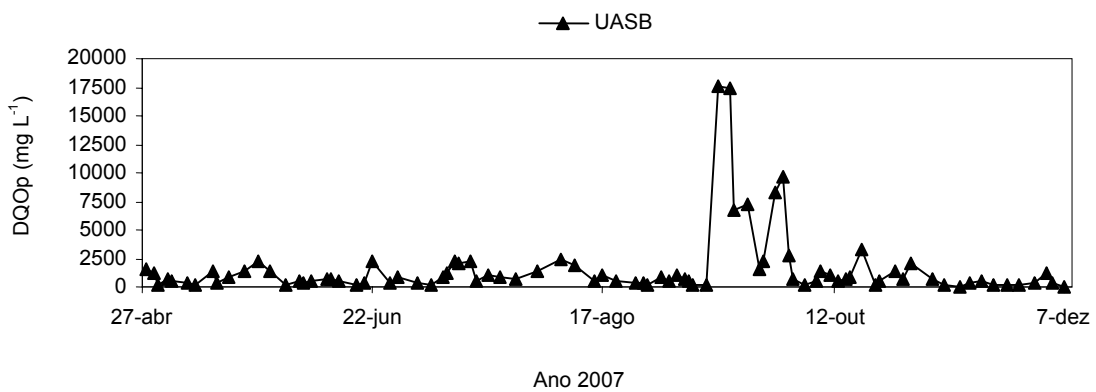


Figura 37. Variações da DQOp no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

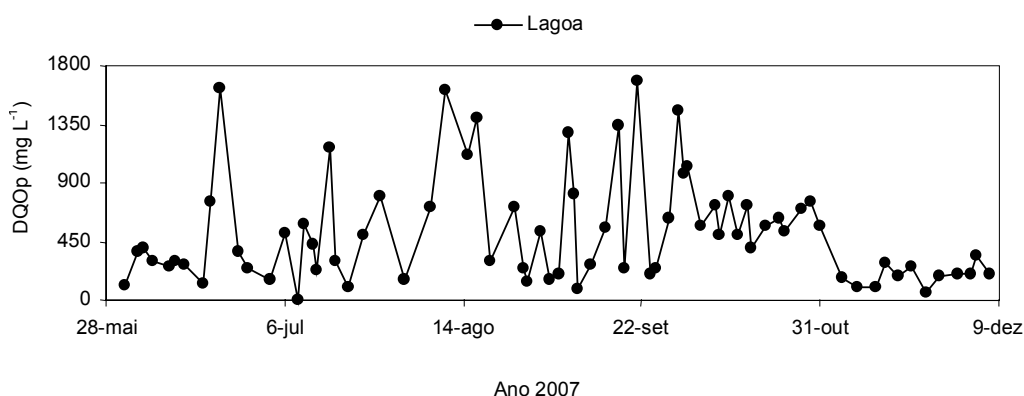


Figura 38. Variações da DQOp no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

Pode-se observar que houve maiores valores de DQOf do efluente do decantador em relação ao afluente, devido ao processo de hidrólise.

Na tabela 14 e figura 39 são apresentados os valores de eficiência de remoção da DQOt, DQOf e DQOp do sistema de tratamento durante a fase experimental. Na figura 40 são mostradas as eficiências de remoção acumuladas.

Tabela 14. Resumo das eficiências médias de remoção de DQO total, filtrada e particulada durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento	
DQOt	50,9	85,2	40,4	94,7
DQOf	-62,2	78,4	31,0	81,1
DQOp	65,6	86,4	-10,1	97,8

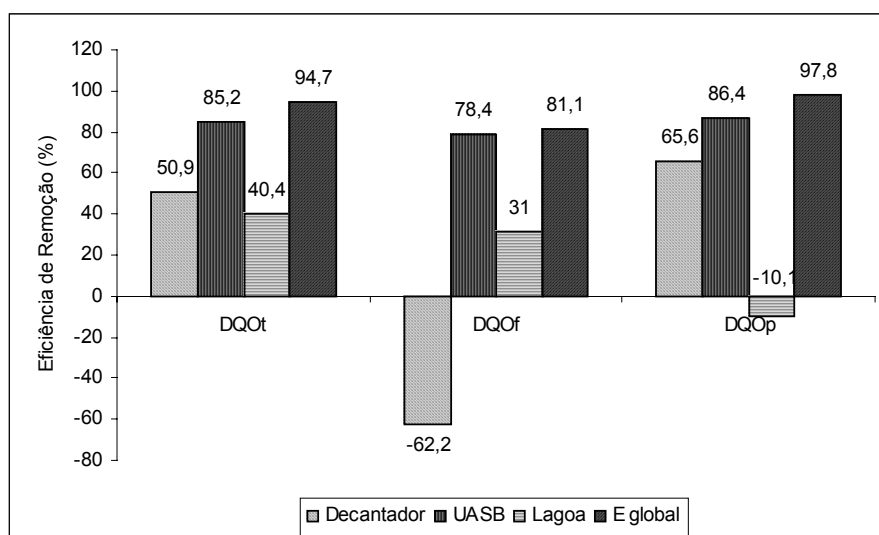


Figura 39. Eficiências de remoção de DQOt, DQOf e DQOp durante a fase experimental.

O decantador operou com TDH entre 0,9 a 2,2 dias, apresentando altas eficiências de remoção de DQOt e DQOp. Já para a DQOf observou-se eficiências negativas, evidenciando a conversão da DQOp em DQO no processo de hidrólise.

O reator UASB apresentou eficiências médias de remoção de DQOt variando de 43,3 a 96,8%. O sistema operou em fluxo intermitente com a COV variando de 1,1 a 17,5 kgDQO m⁻³ d⁻¹ e TDH variando de 1,7 a 4,1 dias. Considerando-se alimentação contínua a COV seria de 7,5 a 120 kgDQO m⁻³ d⁻¹.

Lo et al. (1994), operando reator UASB híbrido em escala laboratorial no tratamento de águas residuárias de suinocultura, obtiveram eficiências médias de remoção de DQOt de 95% com concentrações afluentes variando de 6500 a 12000 mg L⁻¹, COV variando de 0,9 a 1,78 kgDQO m⁻³ d⁻¹.

Oliveira (1997), utilizando reator UASB de bancada no tratamento de águas

residuárias de suinocultura com concentrações de DQOt variando de 952 a 4013 mg L⁻¹, TDH de 8 a 30 h, observou eficiências de remoção de DQOt de 75 a 92%.

Oliveira (2003) avaliou o desempenho de dois reatores UASB de 705 L, instalados em série, com TDH de 14,7 e 7,3 h, em cada reator, COV de 2,68 a 3,86 kgDQO m⁻³ d⁻¹ e 11,05 a 13,77 kgDQO m⁻³ d⁻¹, respectivamente, no primeiro e segundo reatores, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações de DQOt de 1643 a 4189 mg L⁻¹ e SST de 1338 a 2166 mg L⁻¹. Obteve eficiências médias de remoção de DQOt de 83% para o TDH de 14,7 h e 71% para TDH de 7,3 h.

Pereira (2003), Fernandes (2004), Santana e Oliveira (2005), Ramires (2005) e Lourenço (2006) também operaram reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura, obtendo eficiências médias de remoção variando de 55 a 89,6%, com COV variando de 0,11 a 34,40 kgDQO m⁻³ d⁻¹ e TDH de 18 a 56 h.

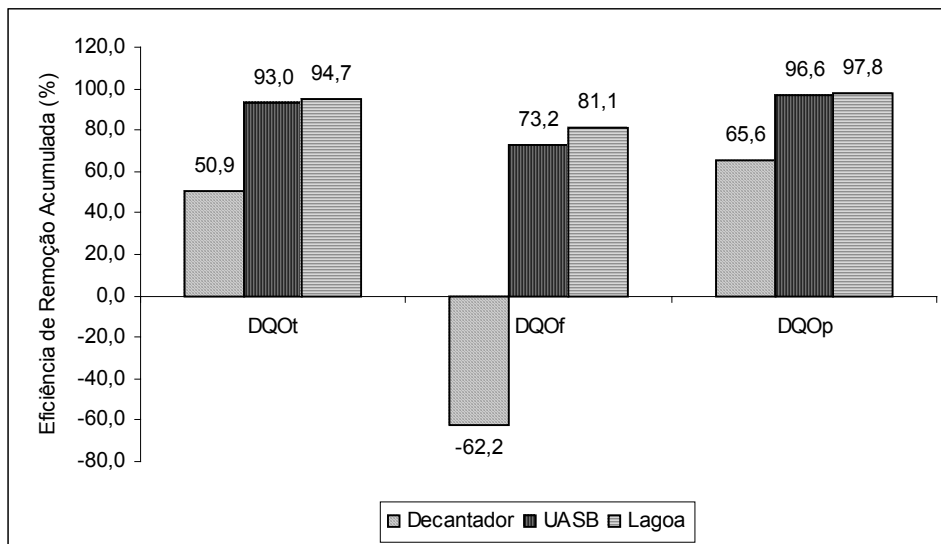


Figura 40. Eficiências de remoção acumulada de DQOt, DQOf e DQOp durante a fase experimental.

O conjunto decantador-reator UASB apresentou eficiências médias de remoção de DQOt de 93%, demonstrando a ótima performance do sistema. Os valores encontrados neste trabalho são superiores aos encontrados por estes autores, com o diferencial de ter sido realizado em escala plena e com fluxo intermitente.

A lagoa de polimento apresentou baixos valores de eficiência de remoção da DQOt, DQOf e DQOp. Provavelmente estas baixas eficiências ocorreram por causa da lagoa receber o afluente de mais difícil degradabilidade.

Considerando-se a DQOf efluente da lagoa como sendo a DQO efluente do sistema, foi calculada a eficiência do sistema, utilizando-se a equação (38):

$$EF \text{ DQO } (\%) = (DQOt \text{ afluente} - DQOf \text{ efluente}) / DQOt \text{ afluente} \quad (38)$$

Nestas condições, a eficiência média de remoção da DQO do sistema foi de 98,6%.

Na tabela 15 é apresentada a relação entre a DQOf e DQOt, e a DQOp e DQOt no afluente, decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

Tabela 15. Relação entre as concentrações da DQOf e DQOp com a DQOt, no afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

Parâmetro	Afluente	Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento
DQOf / DQOt	0,10	0,34	0,40	0,48
DQOp / DQOt	0,90	0,66	0,60	0,52

De forma análoga a DBO, observa-se que o teor de matéria orgânica particulada, inicialmente elevada no afluente, é reduzido consideravelmente no decorrer do sistema de tratamento, demonstrando a sua grande eficiência na remoção de DQO particulada.

De acordo com Lettinga e Hulshoff Pol (1991), são recomendados nos afluentes na faixa de 10 a 30% da DQOt proveniente dos SST, para a aplicação do tratamento anaeróbio com reatores UASB. Os valores médios da DQOp foram de 62%, excedendo os valores indicados pelos autores. No entanto estes valores não foram limitantes ao reator UASB, que apresentou boas eficiências tanto para a DQOt como para a DQOp.

No período de sobrecarga a DQOt média afluente e efluente do decantador, reator UASB e lagoa de polimento foram de 36062 mg L⁻¹, 19586 mg L⁻¹, 8902 mg L⁻¹ e 1572 mg L⁻¹, respectivamente. Observou-se também que o pico de DQOt efluente no reator UASB ocorreu apenas no período de sobrecarga, com o aumento da DQOt de 1818 mg L⁻¹ para 8902 mg L⁻¹, enquanto que

para o afluente, decantador e lagoa de polimento ocorreram outros picos de DQOt efluente durante todo o experimento.

A COV aplicada no reator UASB variou de 3,45 a 14,65 kgDQO m⁻³ d⁻¹, com valor médio de 8,58 kgDQO m⁻³ d⁻¹, como já comentado anteriormente o reator UASB operou em fluxo intermitente. Considerando fluxo contínuo, a COV aplicada média 42,90 kgDQO m⁻³ d⁻¹, com valores variando de 17,25 a 73,25 kgDQO m⁻³ d⁻¹, valores estes bem altos, o que explica a maior DQOt efluente. O TDH e CHV médio no reator UASB no período de sobrecarga foi de 2,3 dias e 0,43 m³ m⁻³ d⁻¹.

As eficiências médias de remoção foram de 42,87% no decantador, 53,45% no reator UASB e de 65,38% na lagoa de polimento, enquanto para o sistema a eficiência média foi de 95,44%. Observou-se que ocorreu redução da eficiência no decantador e no reator UASB, sendo maior no UASB, e aumento da eficiência na lagoa, e como observado para a DBOt não houve redução significativa da eficiência global do sistema.

A DQOf e DQOp apresentaram mesmo comportamento que a DQOt, com pico de concentração efluente do reator UASB no período de sobrecarga. A média de DQOf afluente e efluente do decantador, reator UASB e lagoa de polimento foram de 4780 mg L⁻¹, 5053 mg L⁻¹, 2089 mg L⁻¹ e 754 mg L⁻¹, respectivamente. Já para a DQOp o afluente apresentou valor médio de 31278 mg L⁻¹, e os efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento apresentaram valores médios de 13713 mg L⁻¹, 6754 mg L⁻¹ e de 785 mg L⁻¹, respectivamente.

As eficiências médias de remoção de DQOf e DQOp foram de -22,52% e 49,25% no decantador, 62,99% e 43,37% no reator UASB, 37,95% e 47,06% na lagoa de polimento. Observou-se que houve aumento da eficiência de remoção de DQOf do decantador, que passou de -62,2% para -22,52%, mostrando que ocorreu menor hidrólise da DQOp no período de sobrecarga, devido à um menor TDH. Já para o reator UASB houve redução da eficiência de 78,4% para 62,99%, e para a lagoa de polimento ocorreu aumento de 31% para 37,95%. Para a DQOp ocorreu redução da eficiência do decantador (65,6% para 49,25%) e reator UASB (86,4% para 43,37%), e aumento para a lagoa de polimento (-10,1% para 47,06%).

A eficiência média de remoção de DQOf e DQOp do sistema foi de 78,34% e 97,19%, respectivamente. Estes valores foram similares aos obtidos no período sem sobrecarga, sendo a lagoa de polimento a unidade responsável por isto, principalmente para a DQOp.

5.1.2.3 Relação DQO/DBO

A relação DQO/DBO é um parâmetro muito útil na avaliação da biodegradabilidade do esgoto, contribuindo na caracterização do

afluente e para definição do tipo de tratamento a se empregar. Na Tabela 16 são apresentadas as relações médias obtidas no presente trabalho.

Tabela 16. Relação entre DBOt e DQOt

Amostra	Relação DQO/DBO
Afluente	3,19
Efluente decantador	2,43
Efluente reator UASB	2,75
Efluente Lagoa Polimento	5,07

Para o afluente, esse valor pode ser considerado de uma água residuária de boa biodegradabilidade, sendo o tratamento biológico indicado. Após a água residuária passar pelo sistema de tratamento biológico é natural que esta relação aumente, porém não é o que acontece no afluente do decantador em relação ao seu efluente. Isso pode ser explicado pela grande parcela de material mineral contido na ração animal e que é separada por sedimentação no decantador. Já ao passar pelo reator UASB e lagoa de polimento esta relação aumenta.

5.1.2.4 Sólidos

Sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV)

Nas figura 41 a 46 estão apresentadas as variações das concentrações de ST e STV ao longo do período experimental por meio de gráficos de série temporal. Pode-se observar as grandes variações no afluente e um significativo amortecimento destas variações nos efluentes do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento.

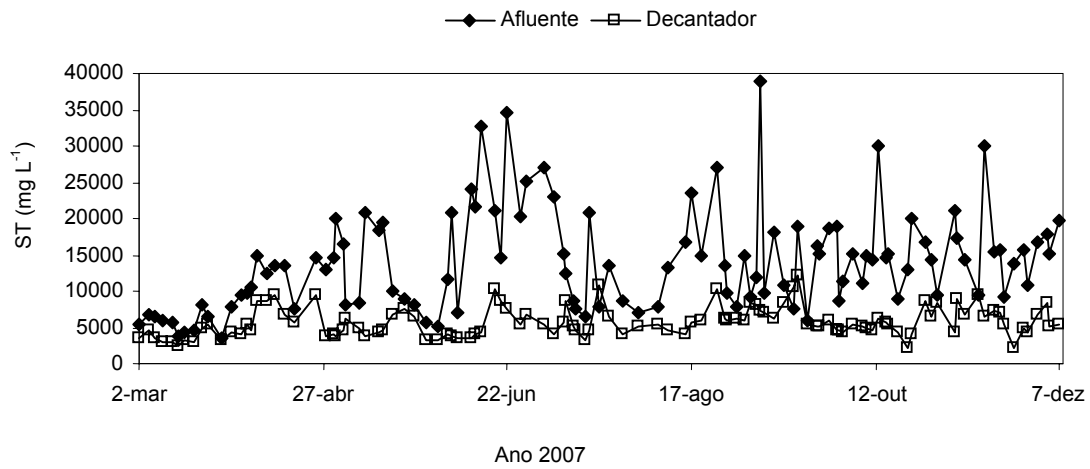


Figura 41. Variações de ST no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

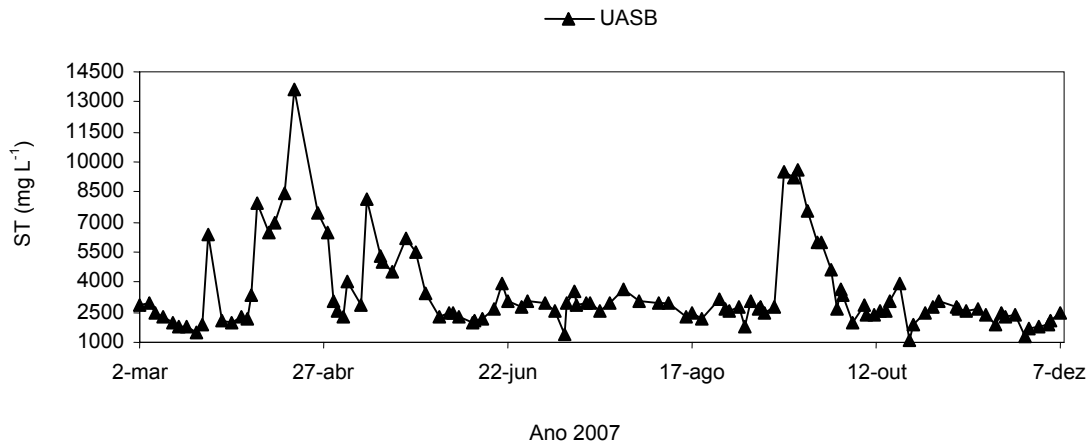


Figura 42. Variações de ST no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

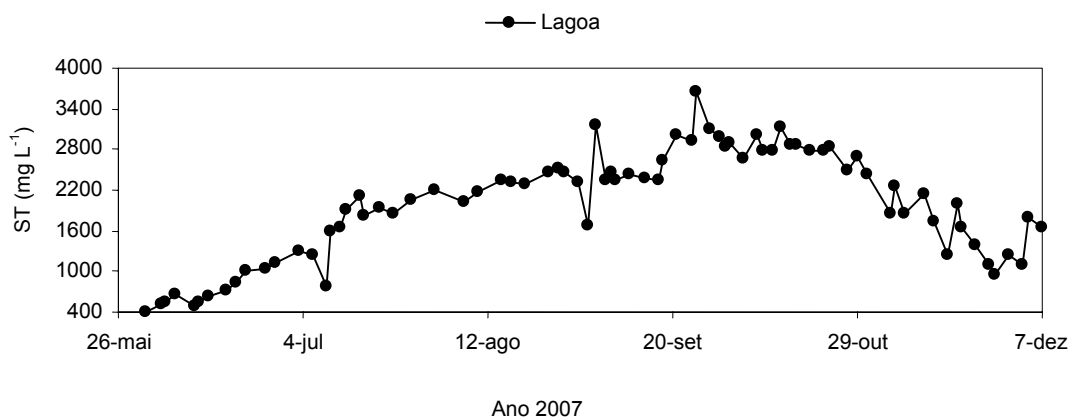


Figura 43. Variações de ST no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

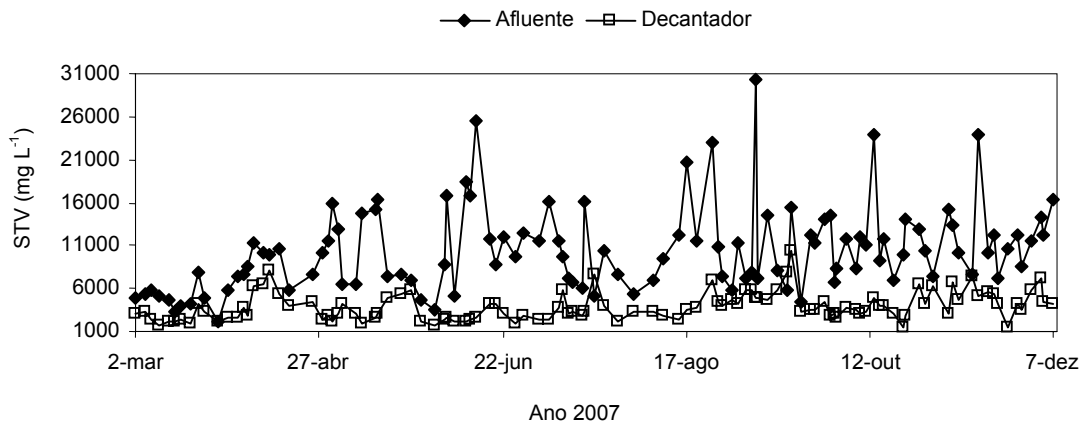


Figura 44. Variações de STV no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

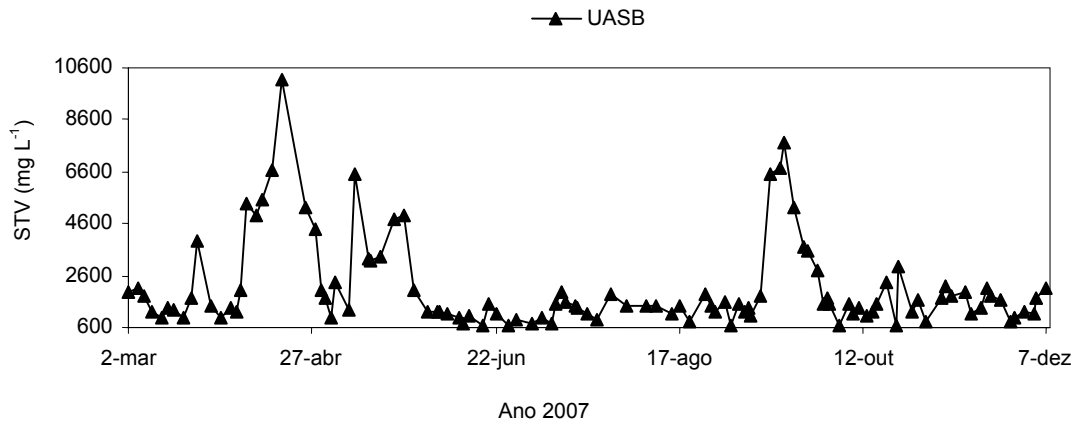


Figura 45. Variações de ST no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

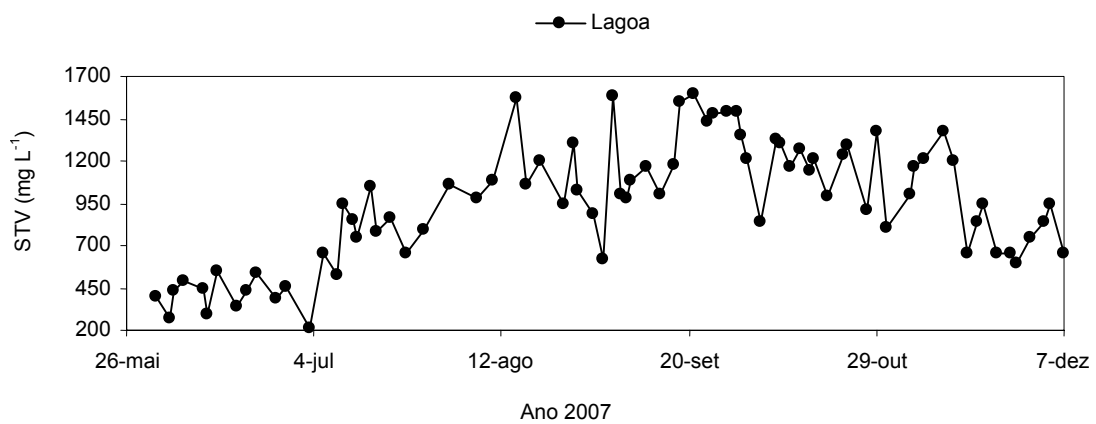


Figura 46. Variações de ST no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

Verificou-se ao longo do experimento valores de ST e STV no afluente compreendidos entre 3477 a 39045 mg L⁻¹, e 2233 a 30330 mg L⁻¹, respectivamente. Os valores médios foram de 13939 e 10452 mg L⁻¹ para ST e STV, respectivamente, valores estes inferiores aos encontrados por Silva (1996) e Medri (1997), e superiores ao encontrados por Lourenço (2006).

As concentrações de ST encontradas no efluente do decantador, reator UASB e na lagoa mantiveram-se entre valores mínimos de 2230, 1250 e 790 mg L⁻¹ e máximos de 10877, 7905 e 3165 mg L⁻¹, respectivamente. Já para STV as concentrações variaram de 1515 a 8140 mg L⁻¹ no decantador, 650 a 5550 mg L⁻¹ no

reator UASB, e 215 a 1585 mg L⁻¹ na lagoa de polimento.

Observou-se que para a lagoa de polimento houve aumento da concentração efluente no decorrer do experimento até a segunda quinzena de setembro, reduzindo-se até o final do experimento.

As eficiências médias de remoção de ST (Tab. 17, Fig. 47) foram de 51,2%, 46,7%, 22,4% para o decantador, reator UASB e na lagoa, respectivamente. Para STV as eficiências de médias de remoção foram de 56,1% para o decantador, 54,0% para o reator UASB e 31,5% para a lagoa. O desempenho do sistema de tratamento na remoção de ST e STV foi de 77,0% e 90,8%, respectivamente.

Tabela 17. Resumo das eficiências médias de remoção de ST e STV durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento	
ST	51,2	46,7	22,4	77,0
STV	56,1	54,0	31,5	90,8

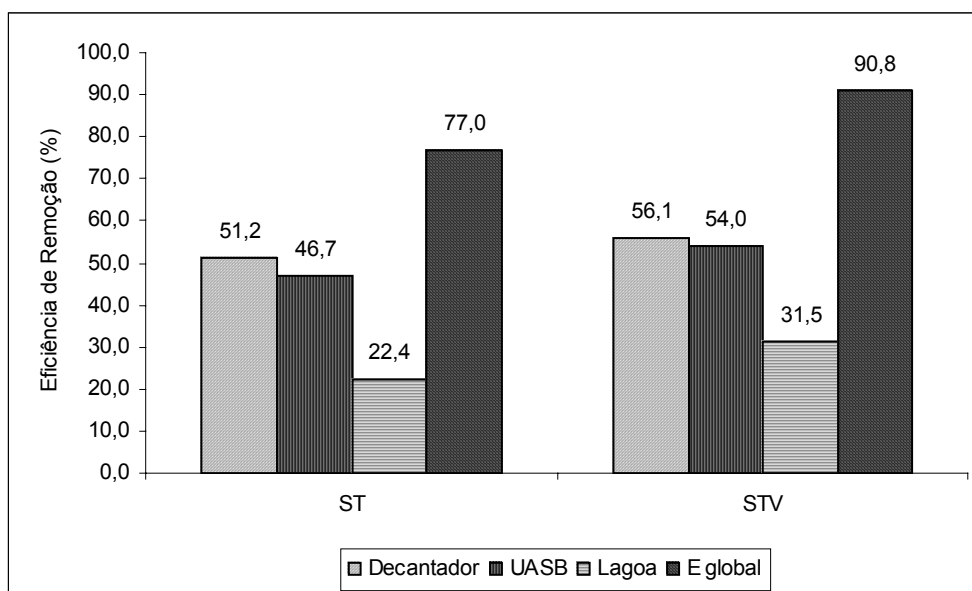


Figura 47. Eficiências de remoção de ST e STV durante a fase experimental

Observa-se o ótimo desempenho do decantador na remoção e solubilização de ST e STV, sendo esta unidade a grande responsável pela boa eficiência do sistema. Já o reator UASB e a lagoa apresentaram baixas eficiências de remoção destes parâmetros. No caso do reator UASB este baixo desempenho pode ser explicado pela perda excessiva de lodo de sedimentabilidade ruim, carregado com as bolhas de biogás uma vez que o separador trifásico apresentou pequenos vazamentos na superfície, próximos a saída do efluente. Na lagoa a baixa eficiência pode ser devido à saída de algas com o efluente, isto fez com que a eficiência nesta unidade fosse baixa.

Na figura 48 são apresentadas as eficiências de remoção de ST e STV acumuladas, no qual pode-se comprovar o bom desempenho do decantador e o papel importante da lagoa de polimento no acréscimo de eficiência de remoção destes parâmetros no sistema.

Na figura 49 são apresentadas as dispersões dos valores da concentração de ST e STV do afluente, nos efluentes do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento. Verificou-se a capacidade do sistema em amortecer as variações do afluente.

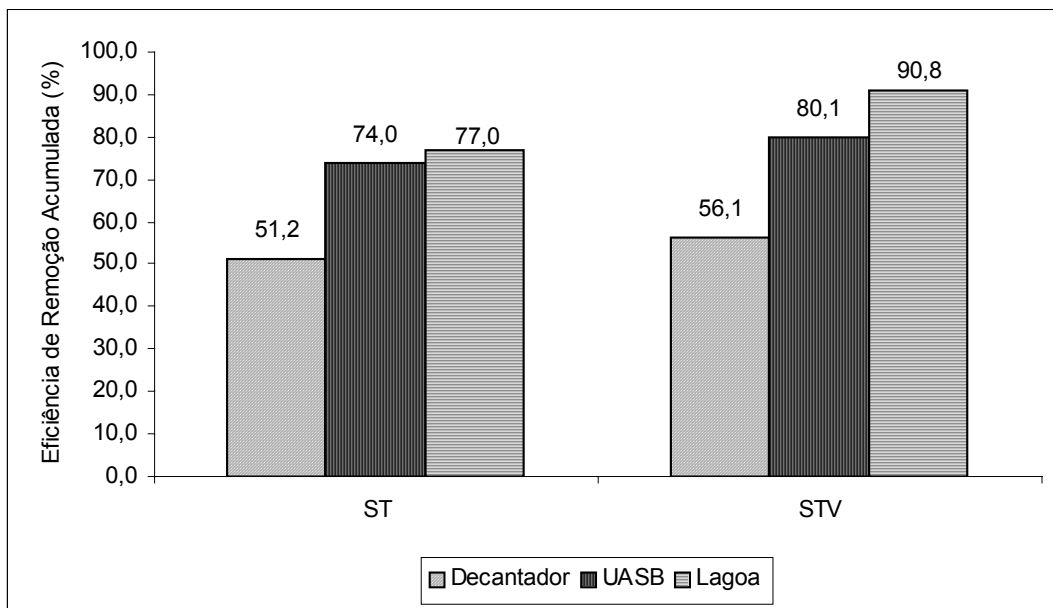


Figura 48. Eficiências de remoção acumulada de ST e STV durante a fase experimental

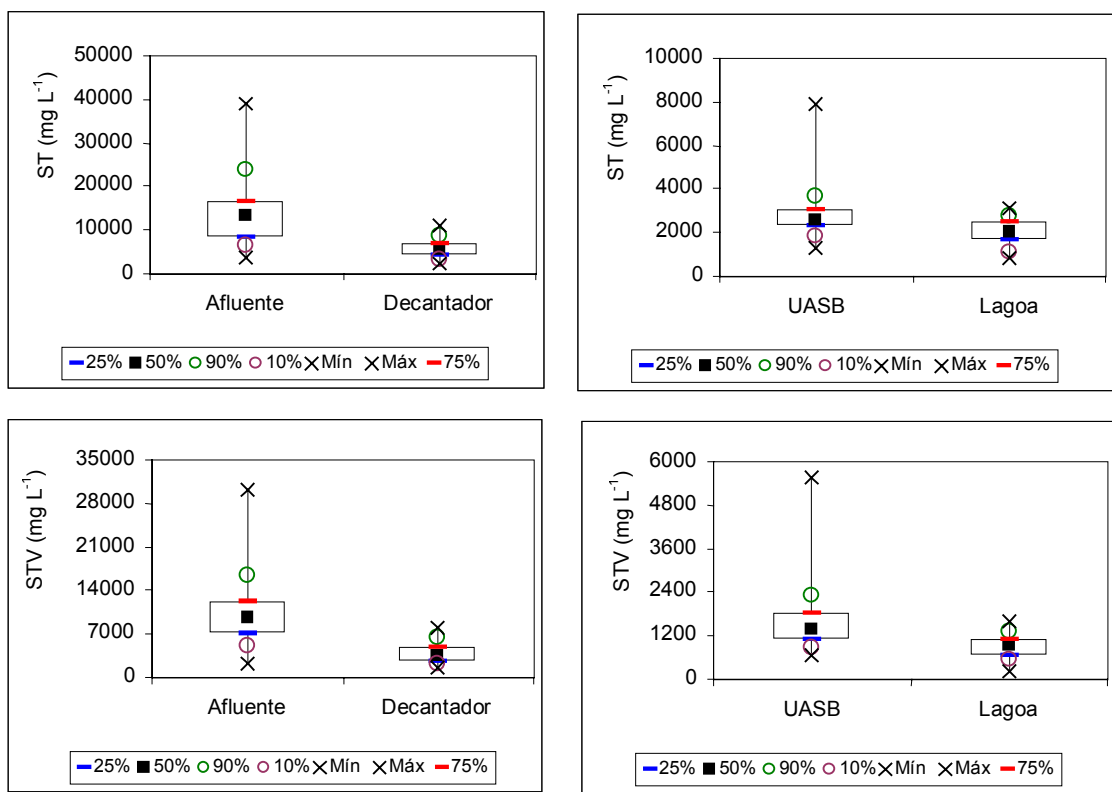


Figura 49. Gráfico Box-Whisker para ST e STV durante a fase experimental

No período de sobrecarga os ST afluente e efluente do decantador, reator UASB e lagoa de polimento variaram de 5907 a 18920 mg L⁻¹, 4190 a 12200 mg L⁻¹, 2680 a 9560 mg L⁻¹ e de 2359 a 3660 mg L⁻¹, respectivamente. Os valores de STV variaram de 4365 a 15440 mg L⁻¹ para o afluente, 2690 a 10400 mg L⁻¹ para o decantador, 1485 a 7750 mg L⁻¹ para o reator UASB e de 1005 a 1593 mg L⁻¹ para a lagoa de polimento. Observeu-se que o pico de ST e STV efluente no reator UASB ocorreram apenas no período de sobrecarga, com o aumento da média de ST de 2807 mg L⁻¹ para 5906 mg L⁻¹, e de STV de 1652 para 3893 mg L⁻¹, enquanto que para o afluente, decantador e lagoa de polimento ocorreram outros picos de ST e STV efluentes durante todo o experimento.

As eficiências médias de remoção de ST e STV foram respectivamente de 43,70% e 48,19% no decantador, 9,69% e 17,46% no reator UASB e de 40,28 e 51,05% na lagoa

de polimento, enquanto para o sistema a eficiência média foi de 76,03% e 84,77%. Observou-se que ocorreu redução da eficiência no decantador, reator UASB, e na lagoa, sendo esta redução maior no reator UASB, provocada pelo maior arraste de sólidos com o efluente. Como observado para a DBO e DQO não ocorre reduções significativas na eficiência global do sistema

Sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV)

Os valores de SST e SSV no afluente apresentaram grande variabilidade durante o período experimental, com amortecimento destas concentrações no decantador, reator UASB e na lagoa de polimento, como mostram a tabela 11 e nas figuras 50 a 55.

Os valores médios das concentrações de SST no afluente foram de 8595 mg L⁻¹, e nos efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento os valores médios

reduziram para 2729, 854 e 496 mg L⁻¹, respectivamente.

Os valores de SST encontrados neste trabalho foram superiores aos que Pereira (2003) e Santana (2004) encontraram, e foram devidos aos dejetos sólidos e restos de ração contidos no efluente líquido, pois no processo de higienização não eram utilizados o processo de retirados por raspagem.

Os valores médios de concentração de SSV no afluente e efluente do decantador, reator UASB e lagoa de polimento foram de 6487,

2314, 727 e 443 mg L⁻¹ e corresponderam respectivamente a 75,47%, 84,79%, 85,13% e 89,31% dos valores de SST. Estes valores indicaram a composição predominantemente de material orgânico dos sólidos suspensos das águas residuárias de suinocultura. Estes percentuais de SSV em relação a SS corroboraram com os resultados obtidos por Santana (2004), Fernandes (2004) e Ramires (2005), que utilizando reatores anaeróbios em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura, observaram valores de correspondência de SSV de 76,7 a 90,8%, 67,6 a 90% e 69,9 a 84,4% dos valores médios de SS, respectivamente.

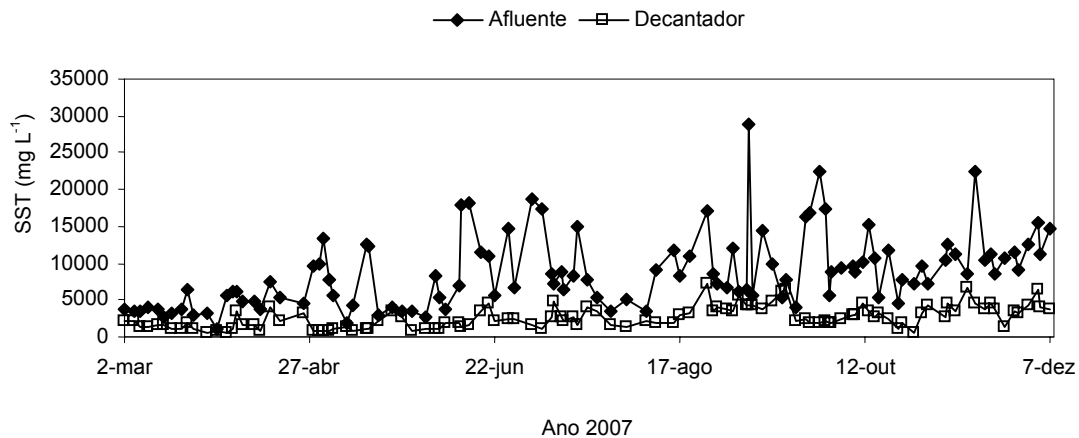


Figura 50. Variações de SST no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

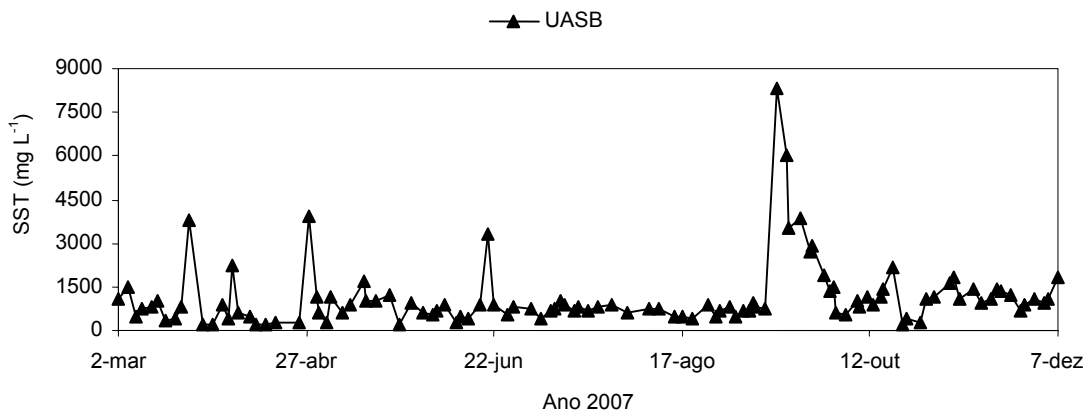


Figura 51. Variações de SST no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

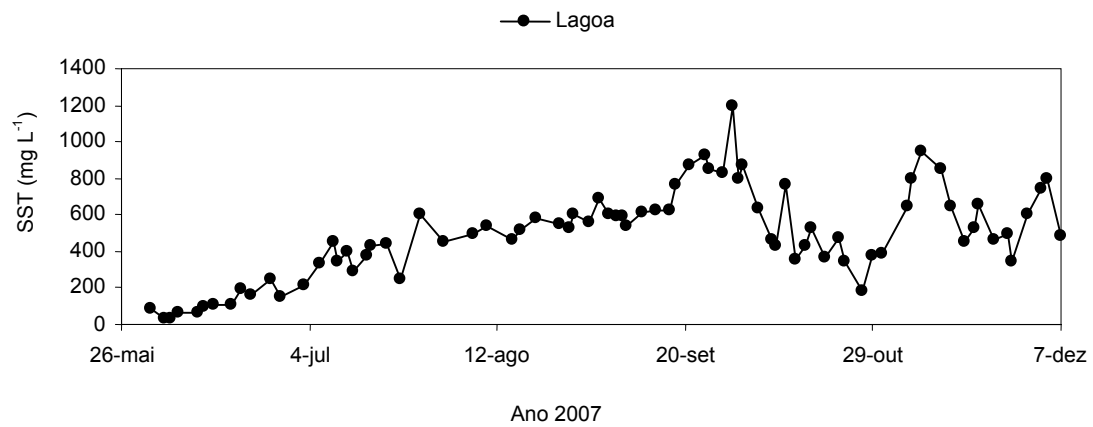


Figura 52. Variações de SSV no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

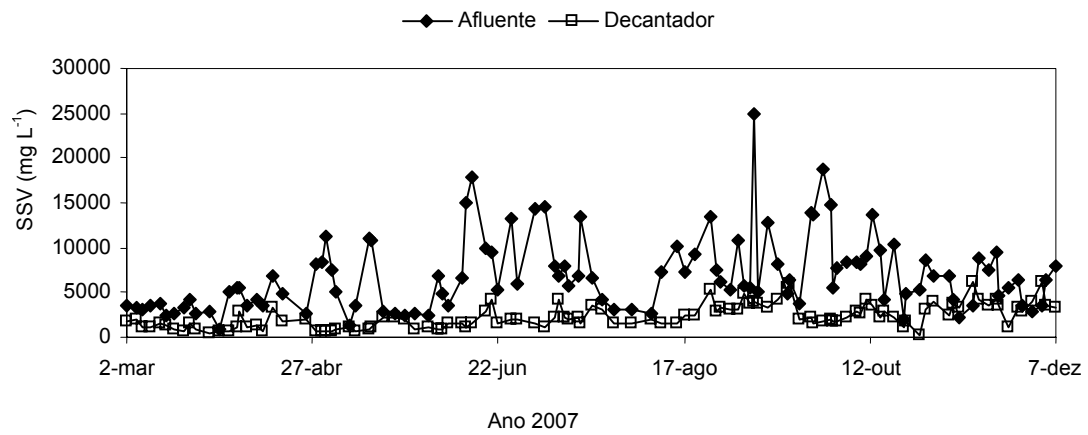


Figura 53. Variações de SSV no afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

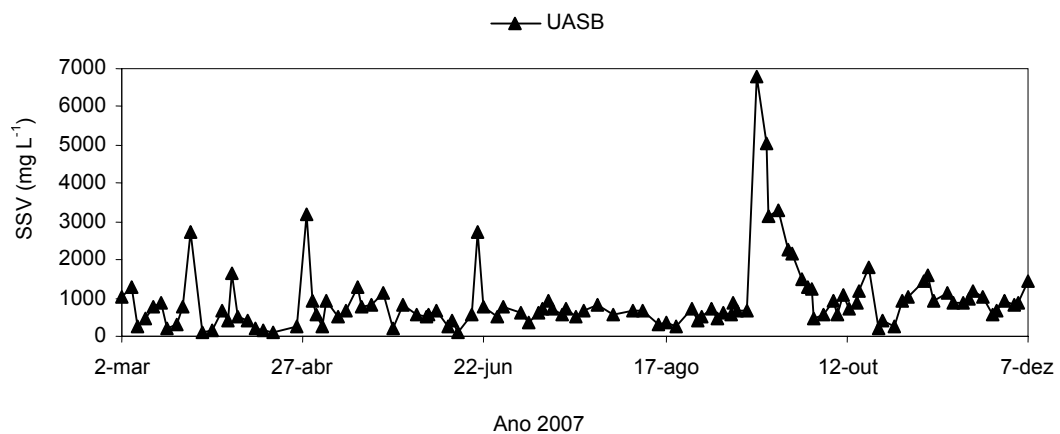


Figura 54. Variações de SSV no efluente do reator UASB ao longo do período experimental

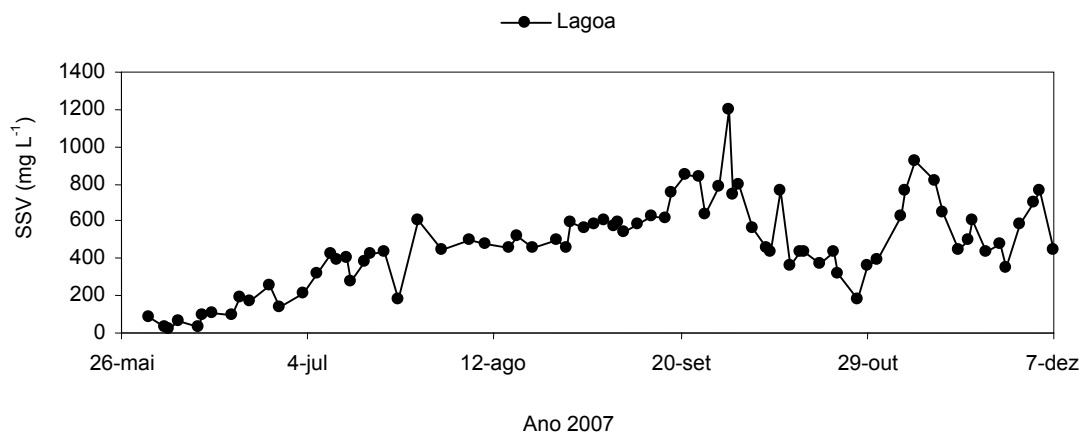


Figura 55. Variações de SSV no efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

As eficiências médias de remoção de SST (Tab. 18, Fig. 56) no decantador, reator UASB e lagoa de polimento foram de 62,7%, 63,1%, 38,1%, respectivamente. Para SSV as eficiências médias de remoção

foram de 55,1% para o decantador, 62,0% para o reator UASB e 39,1% para a lagoa de polimento. O desempenho do sistema de tratamento na remoção de SST e SSV foi de 93,9% e 88,9%, respectivamente.

Tabela 18. Resumo das eficiências médias de remoção de SS e SSV durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento	
SST	62,7	63,1	38,1	93,9
SSV	55,1	62,0	39,1	88,9

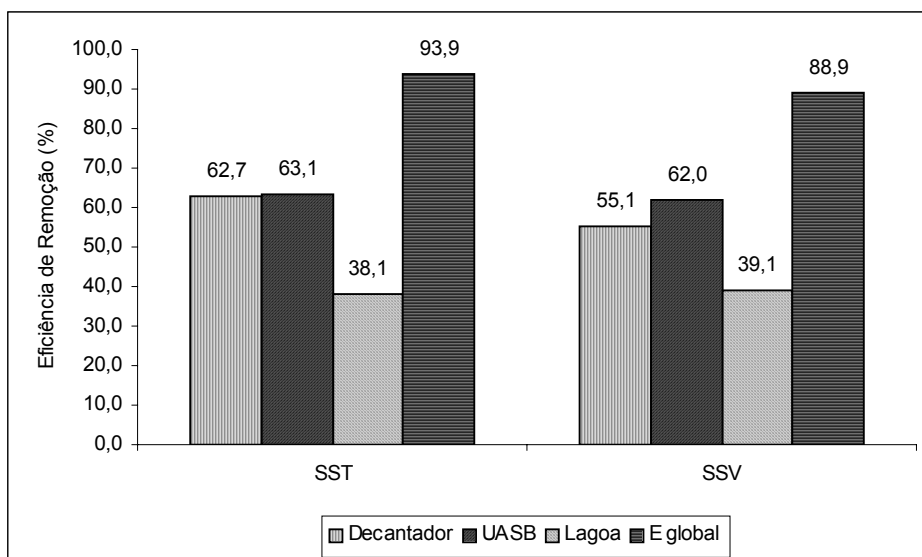


Figura 56. Eficiências de remoção de SST e SSV durante a fase experimental

De forma semelhante ao ST e STV, observa-se o ótimo desempenho do decantador na remoção de SST e SSV. O reator UASB apresentou eficiência similar ao decantador, mas poderia ser melhor, pois houve arraste de partículas de sólidas da manta de lodo, as quais escaparam no efluente d reator UASB. A lagoa de polimento apresentou baixa eficiência, devido a grande concentração de algas saindo com o efluente.

Observa-se que o conjunto decantador-UASB apresentou ótimo desempenho na remoção de SST e SSV, diferentemente do que para ST e STV.

O fluxo de sólidos suspensos em sistema anaeróbios está intimamente relacionado com a estabilidade do processo anaeróbio, sendo um importante parâmetro de monitoramento.

Na figura 57 é mostrado o gráfico das eficiências de remoção acumuladas para SST e SSV.

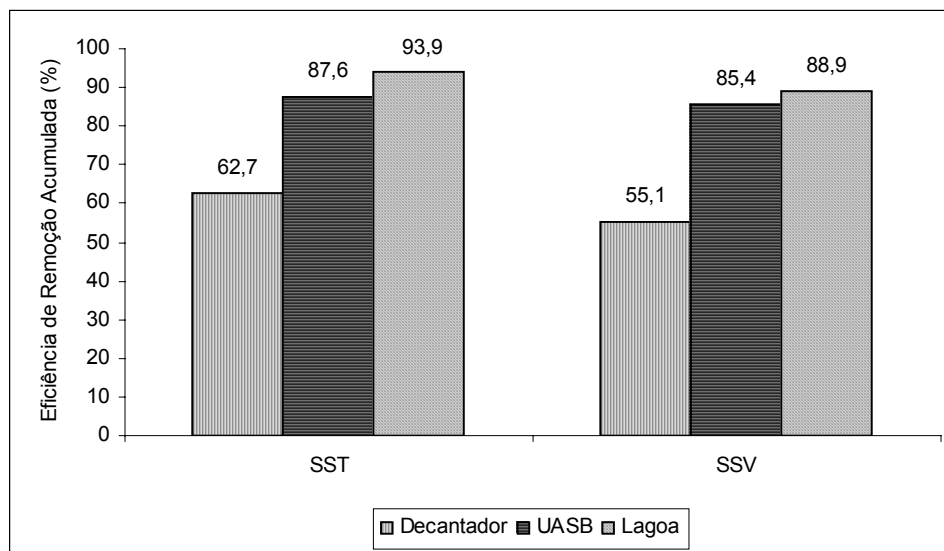


Figura 57. Eficiências de remoção acumulada de SST e SSV durante a fase experimental

Lettinga e Hulshoff Pol (1991) discutiram a influência de materiais particulados em afluentes de reatores anaeróbios de manta de lodo, pois, materiais particulados orgânicos, comprometem o sistema anaeróbio, dependendo de suas características, tais como: biodegradabilidade e/ou taxa de degradação sob as condições operacionais prevalentes, tamanhos e área superficial do material particulado, afinidade dos microrganismos em atacar o material, densidade dos particulados, isto é, sedimentabilidade e flotabilidade, e tendência do material adsorvido pelo lodo.

O acréscimo de sólidos no efluente de um sistema com biomassa em crescimento na fase estacionária pode indicar irregularidade operacional e provocado o arraste de partículas ou o acúmulo de lodo, que alcançou o limite máximo do sistema.

Na figura 58 são apresentados os valores máximos e mínimos, medianas, quartis e percentis dos valores da concentração de SST e SSV do afluente, efluente do decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

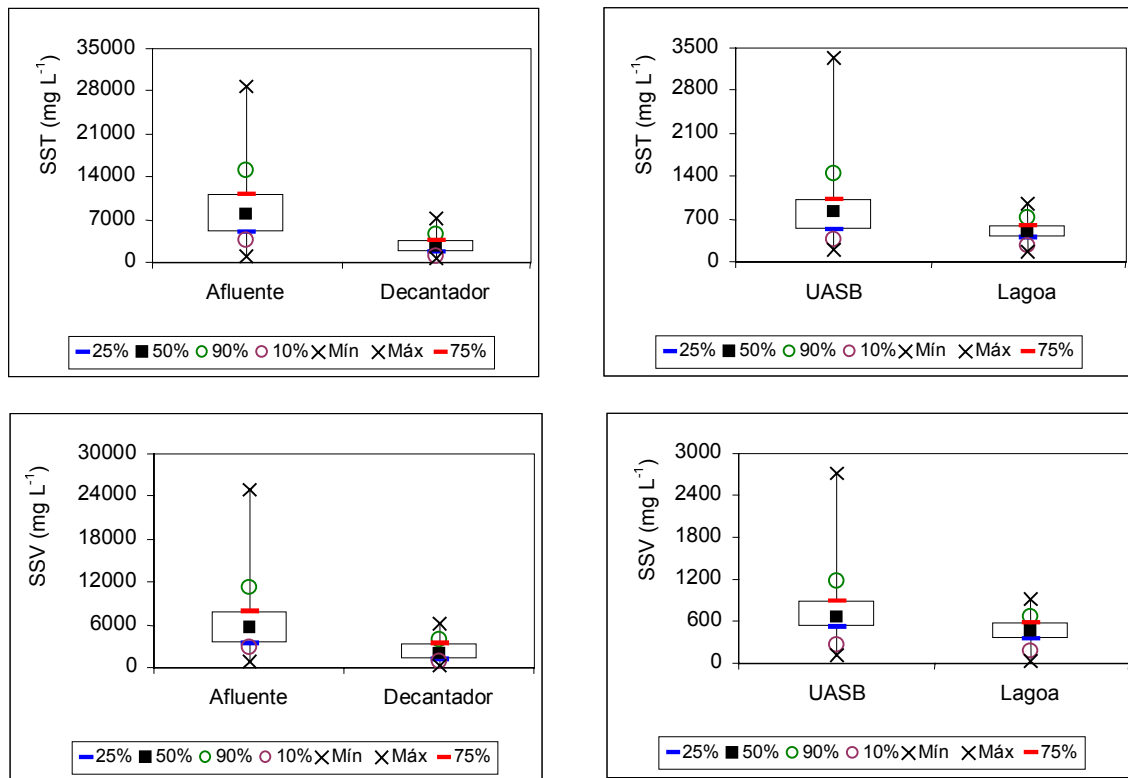


Figura 58. Gráfico Box-Whisker para SST e SSV durante a fase experimental.

Os SST afluente e efluente do decantador, reator UASB e lagoa de polimento no período de sobrecarga variaram de 4000 a 22367 mg L⁻¹, 1880 a 6500 mg L⁻¹, 600 a 8300 mg L⁻¹ e de 610 a 1200 mg L⁻¹, respectivamente. Os valores de SSV variaram de 3733 a 18833 mg L⁻¹ para o afluente, 1600 a 5850 mg L⁻¹ para o decantador, 480 a 6800 mg L⁻¹ para o reator UASB e de 580 a 1200 mg L⁻¹ para a lagoa de polimento. Observou-se um pico de concentração efluente de SST e SSV no reator UASB e na lagoa no período de sobrecarga, sendo mais pronunciado no reator UASB, com o aumento da média de SST de 854 mg L⁻¹ para 3032 mg L⁻¹ no reator UASB e de 496 para 816 mg L⁻¹ na lagoa, e de SSV de 443 mg L⁻¹ para 727 mg L⁻¹ na lagoa, enquanto que para o afluente e decantador ocorreram outros picos de SST e SSV efluentes durante todo o experimento.

As eficiências médias de remoção de SST e SSV foram respectivamente de 61,14% e 60,35% no decantador, 3,04% e 10,64% no reator UASB e de 50,93 e 46,08% na lagoa de polimento, enquanto para o sistema a eficiência média foi de 90,98% e 90,40%. Observou-se que ocorreu altas da eficiência no reator UASB, provocada pelo maior arraste de sólidos com o efluente, e aumento da eficiência na lagoa. As eficiências do sistema foram similares ao do período sem sobrecarga.

5.1.2.5 Teores de macronutrientes

Nitrogênio

Nas figuras 59, 60 e 61 as variações da concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am) e nitrogênio orgânico (N-org) do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e da

lagoa de polimento, obtida durante a operação do sistema de tratamento.

Os valores médios de NTK, N-am e N-org, observados no afluente variaram de 1792 a 2520 mg L⁻¹, 450 a 845 mg L⁻¹ e 1083 a

1820 mg L⁻¹, respectivamente. Estes valores são maiores do que os encontrados por Ramires (2005), de 1588 mg L⁻¹ para o NTK, 414 mg L⁻¹ para N-am e 1130 mg L⁻¹ para N-org.

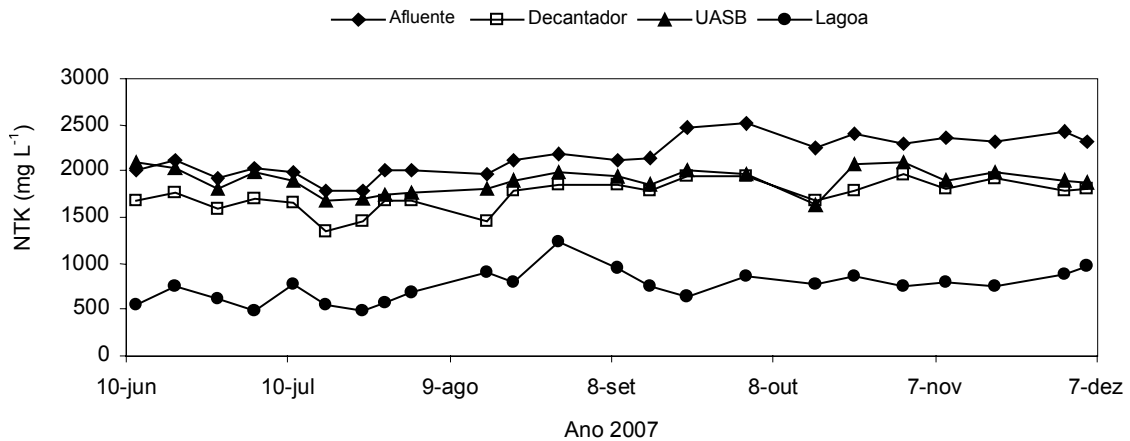


Figura 59. Variações de NTK no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.

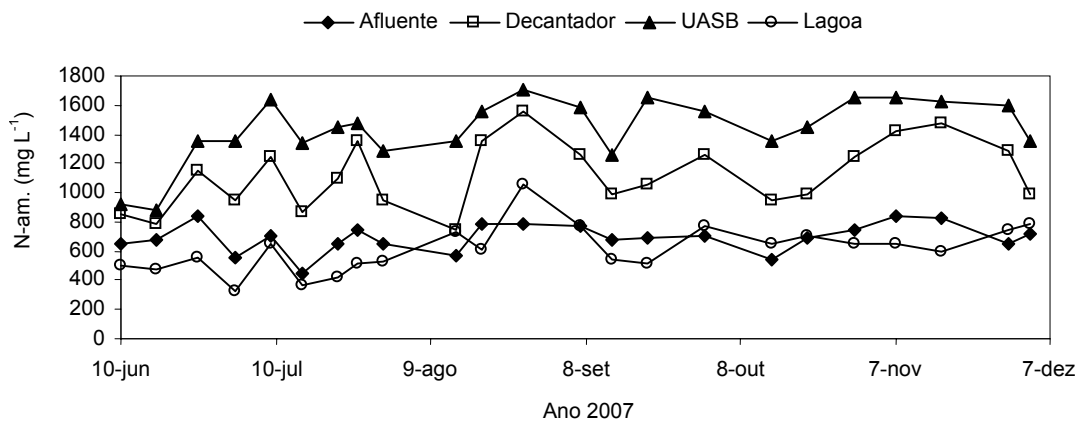


Figura 60. Variações de N-am. no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.

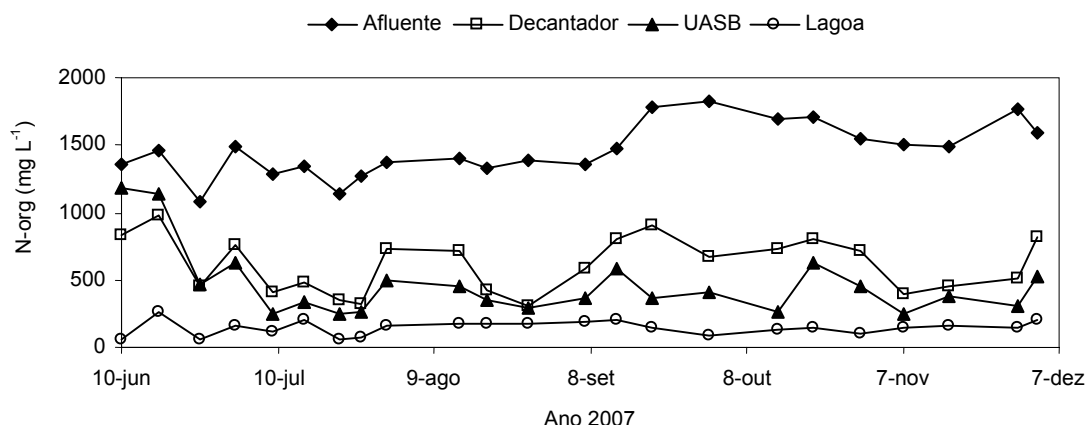


Figura 61. Variações de N-org. no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.

Verificou-se redução da concentração de NTK e N-org ao longo do sistema de tratamento, tendo como concentrações médias no efluente final 757 mg L^{-1} de NTK e 144 mg L^{-1} para o N-org. Para o N-am pode-se observar aumento da concentração do afluente para o decantador e no reator UASB com redução na lagoa de polimento, tendo como valor médio no efluente final 612 mg L^{-1} .

O aumento da concentração de N-am no decantador e reator UASB se devem a transformação do N-org em N-am pelo processo de amonificação, o que explica

também a redução do N-org durante a passagem pelo sistema de tratamento.

As eficiências médias de remoção de NTK (Tab. 19, Fig. 62) foram de 19,3%, -9,8%, 60,1% para o decantador, reator UASB e lagoa de polimento, respectivamente. Para N-am e N-org as eficiências médias de remoção foram de -62,3% e 58,2% para o decantador, -30,1% e 25,1% para o UASB, 57% e 63,9% para a lagoa de polimento. O desempenho do sistema de tratamento na remoção de NTK, N-am e N-org foram de 65%, 11,1% e 90,1%, respectivamente.

Tabela 19. Resumo das eficiências médias de remoção de NTK, N-am e N-org durante o período experimental.

Parâmetro	Eficiência em cada unidade (%)			Eficiência global (%)
	Decantador	Reator UASB	Lagoa de polimento	
NTK	19,3	-9,8	60,1	65
N-am	-62,3	-30,1	57	11,1
N-org	58,2	25,1	63,9	90,1

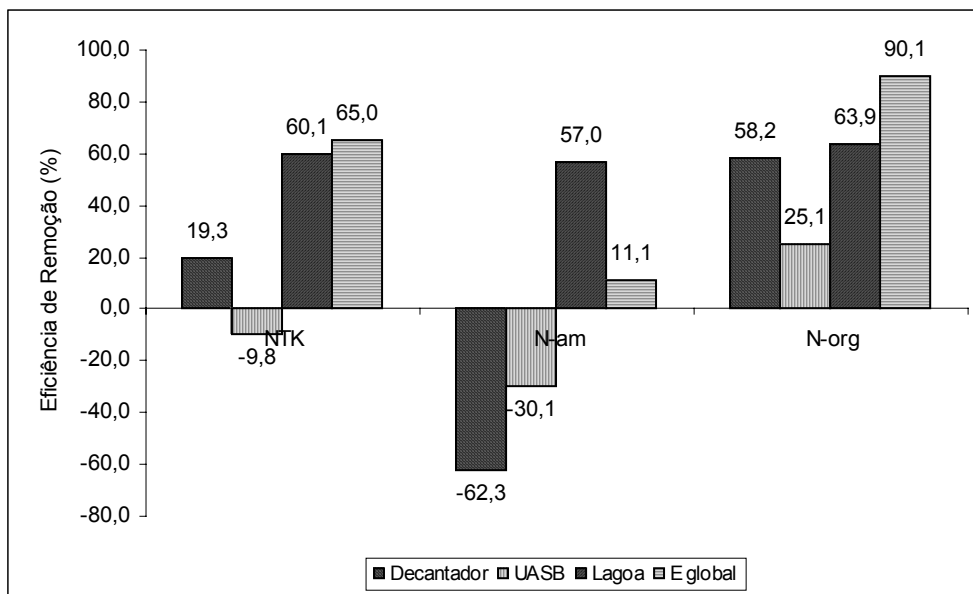


Figura 62. Eficiências de remoção de NTK, N-am. e N-org. durante a fase experimental.

Pode-se observar que o decantador apresentou baixa eficiência na remoção de NTK, basicamente por meio da separação física dos sólidos do efluente líquido. Já o reator UASB não apresentou eficiência de remover este parâmetro, e sim aumento da concentração, e a maior remoção deste parâmetro ocorreu na lagoa de polimento.

Em relação ao N-am nota-se uma eficiência negativa, isto é, acréscimo de N-am no decantador e no reator UASB provocado pela transformação de N-org em N-am e da baixa eficiência de remoção do nitrogênio nestas unidades. A lagoa de polimento apresentou boa performance na remoção do N-am, porém a eficiência global foi muito baixa.

A inibição por amônia é considerada um dos fatores limitantes na estabilidade de altas cargas orgânicas volumétricas no processo de digestão anaeróbia, quando os reatores são operados com dejetos de suínos (Lucas Jr., 1994). O processo de digestão de dejetos de suínos é inibido com a presença de amônia em concentrações maiores que

4000 mg L⁻¹ (Hansen et al., 1998). Neste trabalho os valores máximos de N-am ficaram abaixo deste valor, não sendo limitantes para a digestão anaeróbia.

Fósforo

Na figura 63 são mostradas as variações do Pt durante a fase operacional. As variações afluentes e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento apresentaram valores variando de 445 a 880 mg L⁻¹, 360 a 725 mg L⁻¹, 230 a 615 mg L⁻¹ e, 145 a 520 mg L⁻¹, respectivamente.

Nota-se uma redução gradativa do Pt no decorrer do sistema de tratamento, porém, o efluente final apresentou ainda com concentrações elevadas.

As eficiências médias de remoção de Pt no decantador, reator UASB e lagoa de polimento foram respectivamente, 27,9%, 26,4% e 29,8%, e o sistema apresentou uma eficiência global de 62,2%, como é mostrada na figura 64.

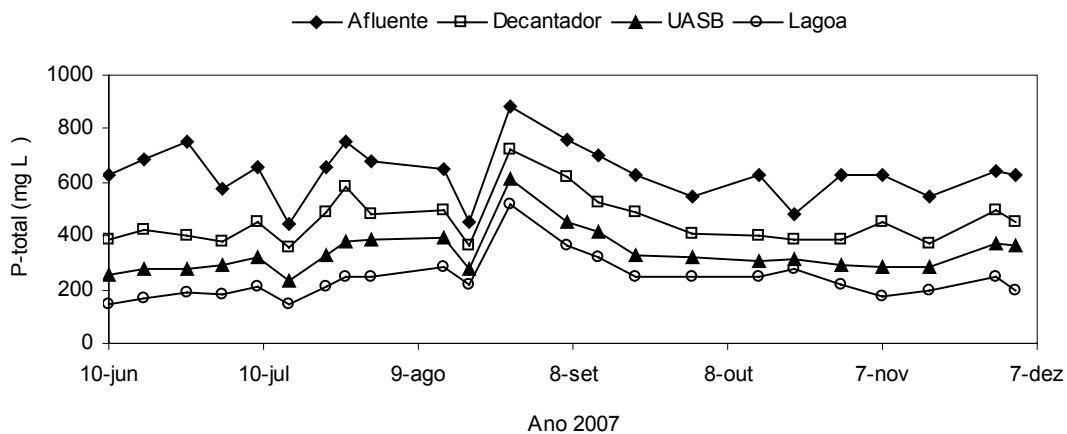


Figura 63. Variações de Pt no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.

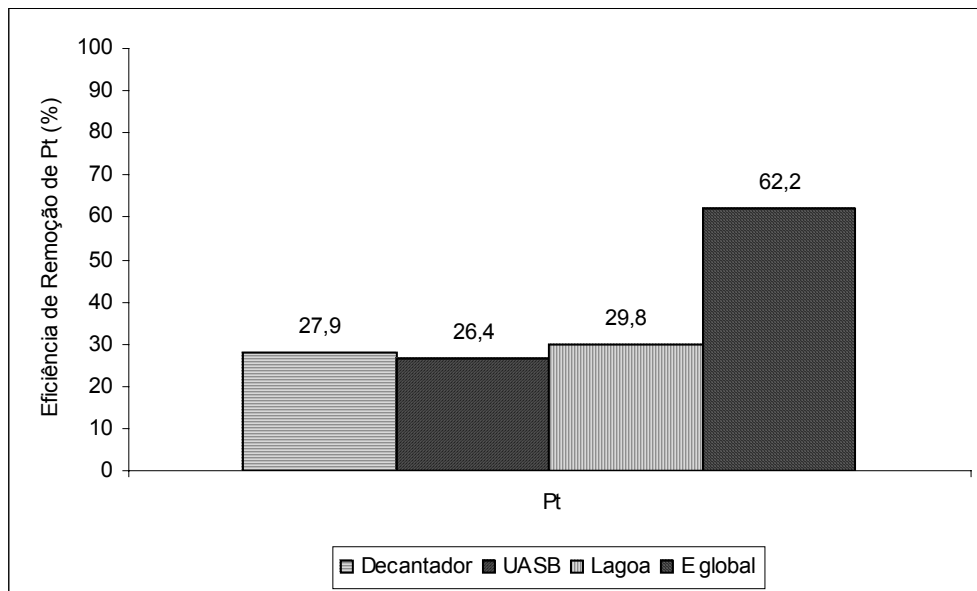


Figura 64. Eficiências de remoção de Pt durante a fase experimental

Oliveira (1997) obteve eficiência de remoção de Pt de 29 a 34%, operando reator UASB a temperatura de 25 a 30°C, com TDH de 30 h e SST do afluente de 2000 mg L⁻¹. Carmo Jr (1998) observou que as eficiências de remoção de Pt variaram de 28 a 30% com TDH de 72 h e 25% com TDH de 36 h com SST do afluente variando de 3080 a 3400 mg L⁻¹. Neste estudo observaram –se eficiências de remoção semelhantes no reator UASB, mostrando que este poluente não é bem removido no UASB.

5.1.2.6 Coliformes totais e termotolerantes

Na tabela 20 estão apresentados às estatísticas descritivas básicas dos números de coliformes totais e coliformes termotolerantes no afluente, e nos efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento, e nas figura 65 e 66 são mostradas as variações das concentrações no decorrer do período experimental.

Tabela 20. Valores médios de número mais provável (NMP/100mL) de coliformes totais e termotolerantes nos afluentes e nos efluentes do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento.

Estatísticas Básicas	Coliformes Totais				Coliformes Termotolerantes			
	Afluente	Decantador	UASB	LP	Afluente	Decantador	UASB	LP
N° dados	19	19	19	19	19	19	19	19
Média Geométrica	$5,1 \times 10^7$	2×10^6	$4,3 \times 10^4$	$1,15 \times 10^3$	5×10^7	2×10^6	$4,2 \times 10^4$	$1,1 \times 10^3$
Mínimo	$1,4 \times 10^6$	3×10^4	4×10^3	$2,5 \times 10^2$	$1,4 \times 10^6$	3×10^4	4×10^3	$2,5 \times 10^2$
Máximo	$2,5 \times 10^8$	$1,1 \times 10^8$	$2,5 \times 10^5$	9×10^3	$2,5 \times 10^8$	$1,1 \times 10^8$	$2,5 \times 10^5$	9×10^3
Desvio Padrão	$7,1 \times 10^7$	$2,5 \times 10^7$	8×10^4	$2,6 \times 10^3$	$7,1 \times 10^7$	$2,5 \times 10^7$	8×10^4	$2,6 \times 10^3$
CV (%)	79	229	104	129	79	227	104	132

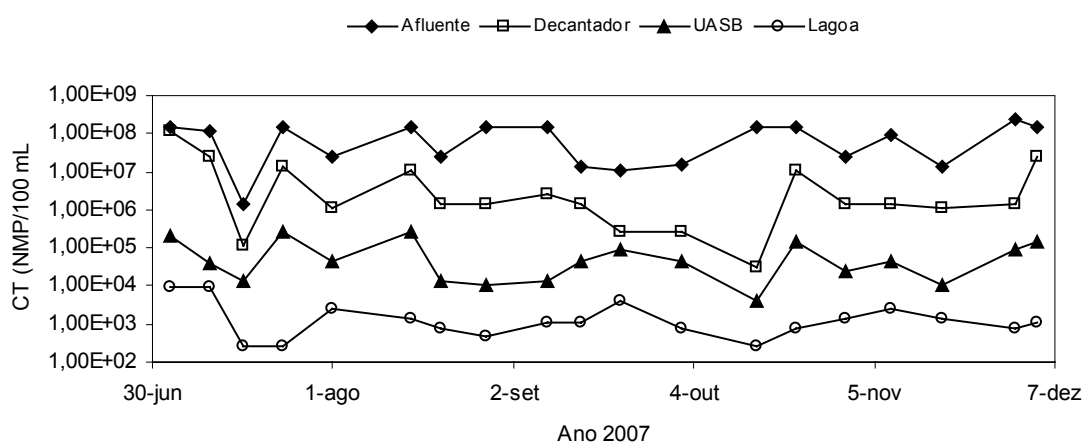


Figura 65. Variações de CT no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.

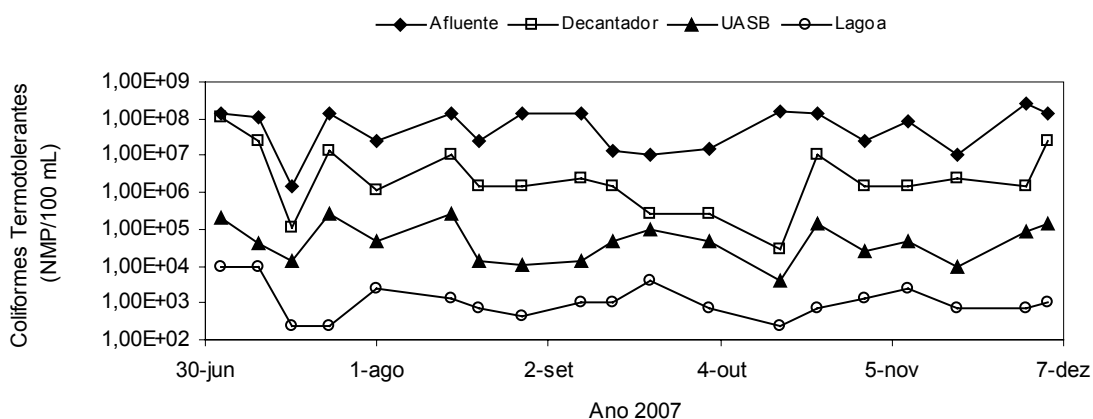


Figura 66. Variações de coliformes termotolerantes no afluente e efluente do decantador, reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental.

As concentrações afluentes de coliformes totais e termotolerantes variaram de $1,4 \times 10^6$ a $2,5 \times 10^8$ NMP 100mL⁻¹. Fernandes (2004) e Ramires (2005) obtiveram para águas residuárias de suinocultura, coliformes termotolerantes na ordem de 10^9 a 10^{10} NMP 100mL⁻¹, e de 10^8 a 10^9 NMP 100mL⁻¹, respectivamente, valores estes superiores ao deste trabalho. Já Duda (2006) obteve valores de 10^6 a 10^8 NMP 100mL⁻¹, valores similares aos encontrados neste estudo.

Nas tabelas 21 e 22 são mostradas as eficiências médias de remoção de coliformes totais e termotolerantes,

respectivamente no sistema de tratamento durante a fase experimental.

Para o cálculo das eficiências de remoção em termos de unidades logarítmicas removidas foi utilizada a equação (39):

$$\text{Unidades log removidas} = -\log_{10} [(100 - E)/100] \quad (39)$$

Sendo E a eficiência de remoção em termos percentuais.

Tabela 21. Eficiência de remoção de coliformes totais no decantador, reator UASB e lagoa de polimento

Estatísticas Básicas	Eficiência (%)				Um. log removidas			
	Dec.	UASB	LP	Sistema	Dec.	UASB	LP	Sistema
Nº dados	19	19	19	19	19	19	19	19
Média Arit.	89,73	94,19	95,11	99,99	0,99	1,24	1,31	4
Mínimo	21,43	62	77,50	99,96	0,10	0,42	0,65	3,40
Máximo	99,98	99,84	99,90	99,999	3,70	2,79	3	5
Desvio Padrão	17,56	9,31	5,30	0,0087	0,08	0,04	0,02	4×10^{-5}
CV	0,20	0,10	0,06	0,01	$8,5 \times 10^{-4}$	$4,3 \times 10^{-4}$	$2,6 \times 10^{-4}$	$4,3 \times 10^{-5}$

Tabela 22. Eficiência de remoção de coliformes termotolerantes no decantador, reator UASB e lagoa de polimento

Estatísticas Básicas	Eficiência (%)				Unidades log removidas			
	Dec.	UASB	LP	Sistema	Dec.	UASB	LP	Sistema
Nº dados	19	19	19	19	19	19	19	19
Média Arit.	88,95	94,22	95,34	99,99	0,95	1,24	1,33	4
Mínimo	21,42	62,00	77,50	99,96	0,10	0,42	0,65	3,40
Máximo	99,98	99,84	99,90	99,999	3,70	2,79	3	5
Desvio Padrão	17,77	9,33	5,02	0,01	0,08	0,04	0,02	4×10^{-5}
CV	0,20	0,10	0,05	0,01	$8,7 \times 10^{-4}$	$4,3 \times 10^{-4}$	$2,6 \times 10^{-4}$	$4,3 \times 10^{-5}$

A eficiência média global do sistema, em termos de remoção de coliformes termotolerantes, foi de 99,99%. As eficiências apresentadas foram compatíveis com as encontradas por Santos (2003) de 99,34% no estudo de um sistema reator UASB seguido por uma lagoa de polimento, tratando águas residuárias domésticas. Neste estudo o reator UASB e a lagoa de polimento removeram, em média, 1,24 e 1,33 unidades logarítmicas, respectivamente. O sistema removeu 4 unidades logarítmicas, tendo em média geométrica um efluente final de $1,1 \times 10^3$ NMP 100mL⁻¹.

A OMS (WHO, 1989) recomenda valores de coliformes termotolerantes inferiores a 10^3 NMP 100mL⁻¹ para o uso de águas residuárias na irrigação de culturas que são

ingeridas cruas, campos de esporte e parques públicos. Os valores do efluente final ficaram pouco acima deste limite.

É importante salientar que a lagoa de polimento apresentou características que não favoreceram a remoção de coliformes, como o pH próximo da neutralidade, valores baixos de OD e geometria da lagoa. Isto se deve, principalmente, à alta concentração de matéria orgânica afluente à lagoa, fazendo com que a mesma trabalhasse principalmente na remoção deste poluente.

5.1.3 Parâmetros de controle operacional

Na tabela 23 são apresentadas as principais estatísticas básicas dos resultados dos parâmetros de controle operacional.

Tabela 23. Estatísticas descritivas dos parâmetros de controle operacional do afluente e dos efluentes do decantador, reator UASB e da lagoa de polimento.

Parâmetro	Estatística Básica	Resultados			
		Afluente	Efluente decantador	Efluente UASB	Efluente lagoa
Temperatura do Líquido °C	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	28	28	28	26
	Média	20	22	22	19
	Mínimo	14	15	15	13
	Mediana	20	22	22	19
	1° quartil	18	19	19	16
	3° quartil	23	24	24	22
	Desvio padrão	3	3	3	4
	CV (%)	15	14	14	18
pH	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	7,69	6,99	7,48	8,13
	Média	6,99	6,53	7,07	7,95
	Mínimo	5,96	5,69	6,28	7,7
	Mediana	7,01	6,64	7,12	7,98
	1° quartil	6,80	6,33	7,00	7,91
	3° quartil	7,21	6,80	7,21	8,01
	Desvio padrão	0,32	0,33	0,24	0,09
	CV (%)	5,00	5,00	3,00	1,00
AVT mgHAc L ⁻¹	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	5940	4530	1455	1230
	Média	2875	2953	913	880
	Mínimo	1000	1680	420	450
	Mediana	2775	2900	893	900
	1° quartil	2288	2550	750	725
	3° quartil	3500	3394	1080	1050
	Desvio padrão	921	638	207	204
	CV (%)	32	22	23	23
OD (manhã) mg L ⁻¹	Número de dados	-	-	-	66
	Máximo	-	-	-	3,40
	Média	-	-	-	1,56
	Mínimo	-	-	-	0,00
	Mediana	-	-	-	1,50
	1° quartil	-	-	-	1,00
	3° quartil	-	-	-	2,15
	Desvio padrão	-	-	-	0,79
	CV (%)	-	-	-	49
OD (tarde) mg L ⁻¹	Número de dados	-	-	-	66
	Máximo	-	-	-	8,50
	Média	-	-	-	5,68
	Mínimo	-	-	-	2,00
	Mediana	-	-	-	5,89
	1° quartil	-	-	-	4,55
	3° quartil	-	-	-	7,00
	Desvio padrão	-	-	-	1,57
	CV (%)	-	-	-	27

Continua

Continuação

Parâmetro	Estatística básica	Resultados			
		Afluente	Efluente decantador	Efluente UASB	Efluente lagoa
AT mg CaCO ₃ L ⁻¹	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	6500	5600	5950	2850
	Média	3101	3854	3700	2230
	Mínimo	1100	1500	890	1000
	Mediana	2950	3800	3760	2320
	1° quartil	2495	3248	3328	2080
	3° quartil	3528	4410	4100	2490
	Desvio padrão	951	759	763	379
	CV (%)	31	20	21	17
AP mg CaCO ₃ L ⁻¹	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	3840	3380	5020	2550
	Média	1476	1582	3177	1918
	Mínimo	320	560	390	860
	Mediana	1400	1560	3335	2005
	1° quartil	1095	1328	2700	1800
	3° quartil	1710	1890	3685	2195
	Desvio padrão	624	446	777	377
	CV (%)	42	28	24	20
Al mg CaCO ₃ L ⁻¹	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	3860	4120	2900	700
	Média	1636	2272	524	312
	Mínimo	500	440	80	120
	Mediana	1535	2340	370	300
	1° quartil	1200	1773	300	253
	3° quartil	1883	2658	600	360
	Desvio padrão	632	658	429	102
	CV (%)	39	29	82	33
Relação Al/AP	Número de dados	100	100	100	66
	Máximo	4,5	3,94	1,28	0,74
	Média	1,24	1,58	0,20	0,17
	Mínimo	0,29	0,13	0,05	0,08
	Mediana	1,07	1,45	0,11	0,16
	1° quartil	0,83	1,14	0,09	0,13
	3° quartil	1,49	1,92	0,21	0,18
	Desvio padrão	0,64	0,70	0,22	0,10
	CV (%)	52	45	112	59

5.1.3.1 Temperatura

Nas figura 67 e 68 são apresentados os gráficos Box-Whisker para a temperatura do ar (mínima, média e máxima) e do líquido (afluente, e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento). As medidas de temperatura foram realizadas *in loco*, no período de 08:30 as 10:00 hs, coincidentemente com os dias de coleta.

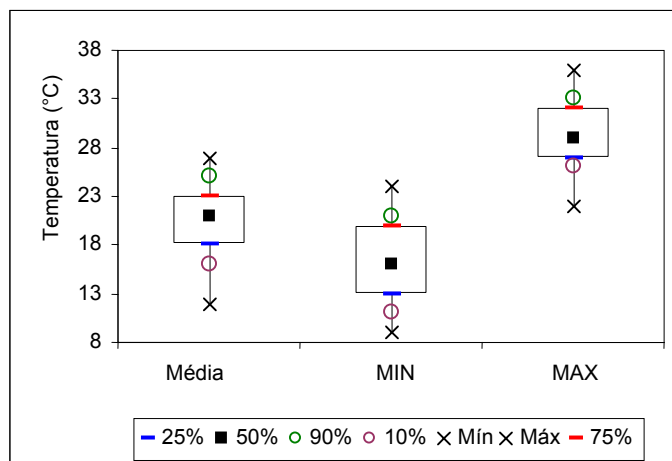


Figura 67. Gráfico Box-Whisker das temperaturas do ar durante a fase experimental

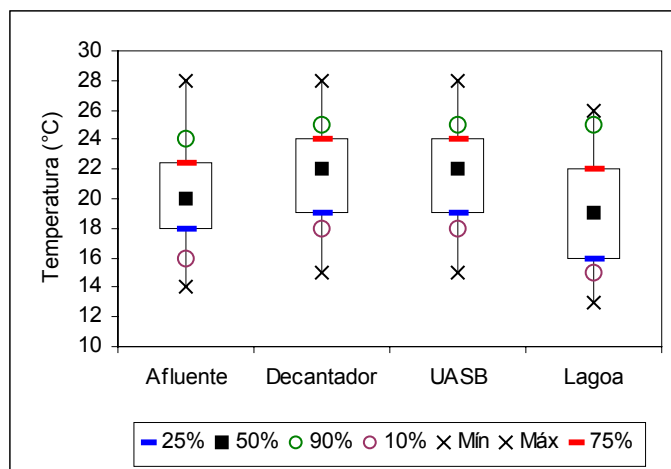


Figura 68. Gráfico Box-Whisker das temperaturas do líquido durante a fase experimental

Na figura 69 é mostrada as variações da temperatura do ar, enquanto nas figuras 70 a 73 são apresentadas as variações da temperatura do afluente e efluentes do

decantador, reator UASB e lagoa de polimento, ao longo do período experimental.

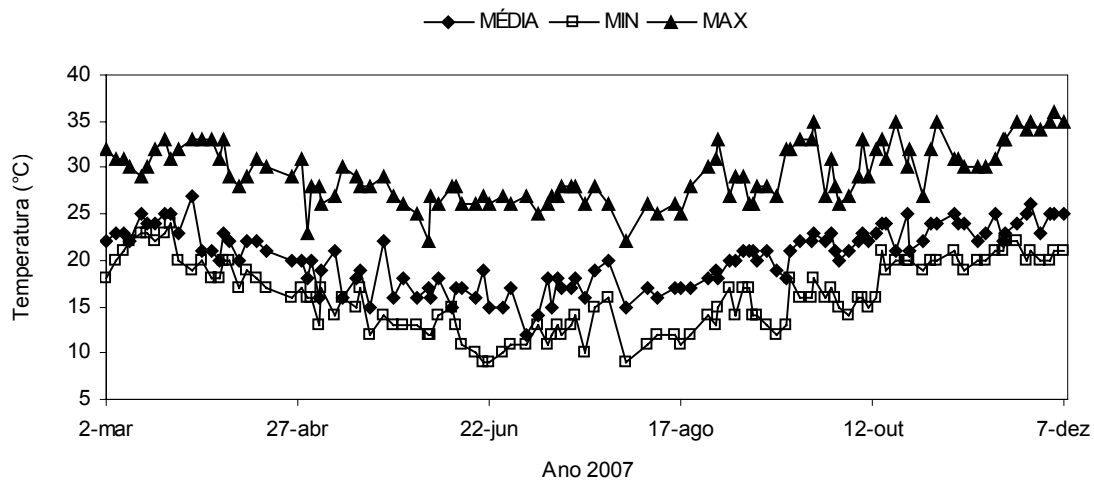


Figura 69. Variações da temperatura do ar durante a fase experimental

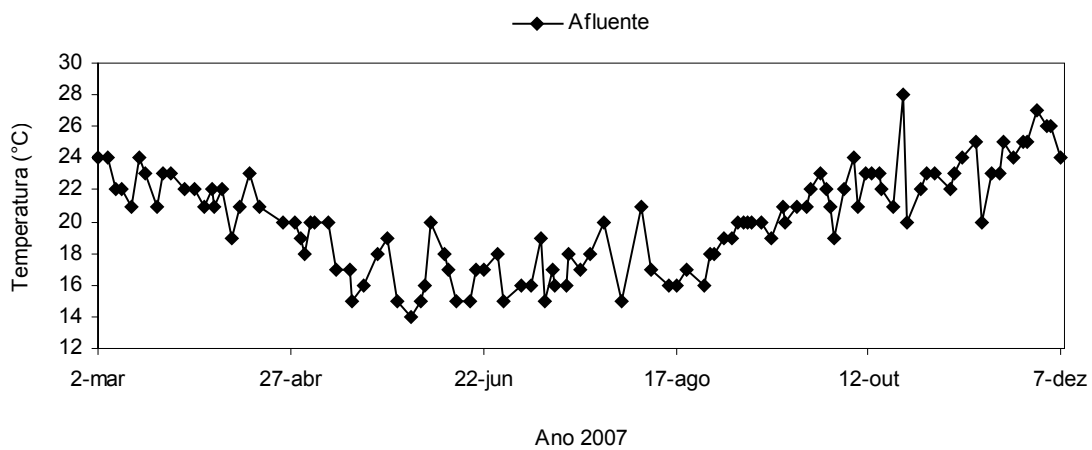


Figura 70. Variações da temperatura do afluente durante a fase experimental

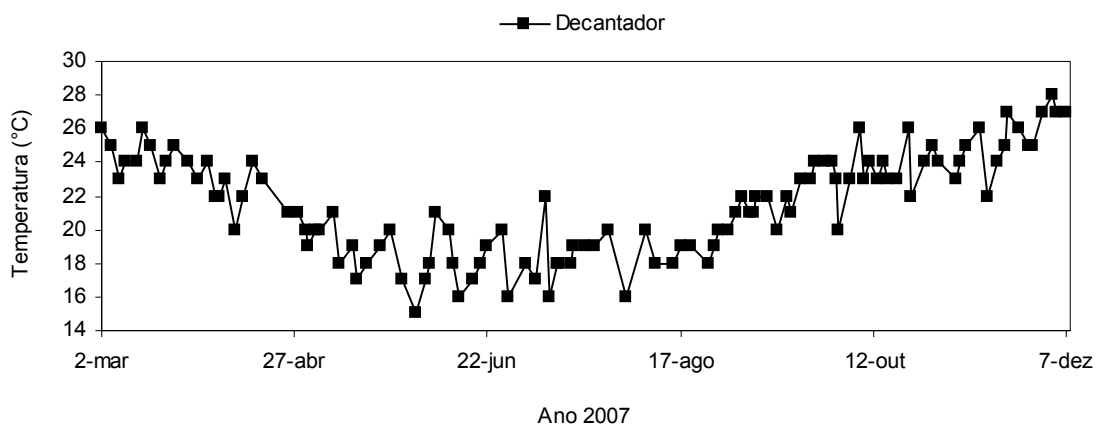


Figura 71. Variações da temperatura do efluente do decantador durante a fase experimental

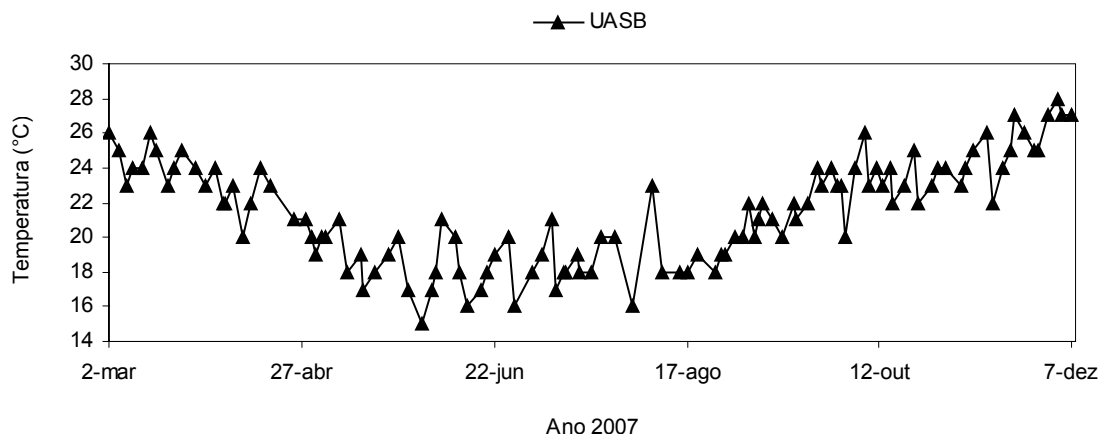


Figura 72. Variações da temperatura do efluente do reator UASB durante a fase experimental

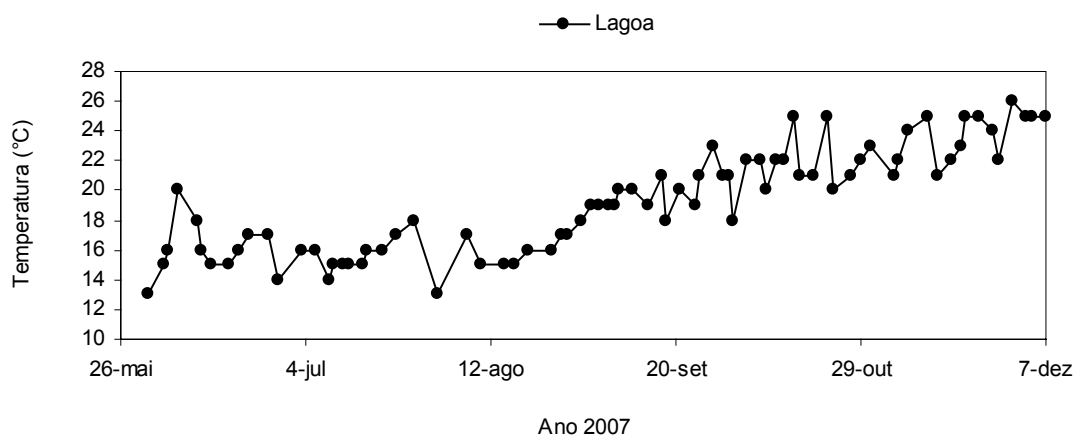


Figura 73. Variações da temperatura do efluente da lagoa de polimento durante a fase experimental

Pode-se observar que as temperaturas do líquido foram diminuindo com a proximidade do outono e inverno e posteriormente se elevando no decorrer da primavera, acompanhando a temperatura ambiente.

A temperatura média ambiente observada durante o experimento foi de 20°C, sendo o seu máximo de 27°C e o mínimo de 12°C. O monitoramento não contempla os meses do verão, no qual as temperaturas são mais elevadas.

Verificou-se que a temperatura no efluente do decantador e no reator UASB foram superiores às do afluente e da lagoa, e na maior parte do tempo de operação dos

reatores, e acima de 20°C, indicando que tanto o decantador como o reator UASB foram operados, predominantemente na faixa mesofílica.

Oliveira (1997), Oliveira et al. (1996), e Oliveira et al. (1997) estudaram o efeito da temperatura em reatores tratando águas residuárias de suinocultura e verificaram que o aumento e controle da temperatura de operação, a 25°C e 30°C, propiciaram melhoria do desempenho e estabilidade dos reatores UASB, no que diz respeito às eficiências de remoção de DQO, SST, N-org., produção de metano e acumulação de lodo.

5.1.3.2 pH

Pela tabela 23 e nas figuras 74 a 76 é possível observar os valores de pH no período de março a dezembro. Por meio dos quartis pode-se observar que a maior parte

dos valores de pH do efluente do reator UASB situaram-se entre 7,00 e 7,21, valores estes dentro da faixa ótima de crescimento dos microrganismos produtores de metano, de 7,00 a 7,40 de acordo com Chernicharo (2007).

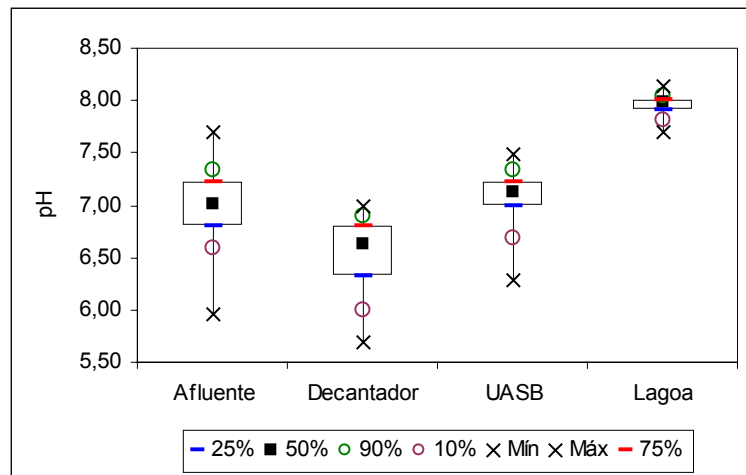


Figura 74. Gráfico de Box-Whisker para o pH do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento durante o período experimental

As faixas de valores de pH do afluente ficaram entre 5,96 e 7,69, enquanto no decantador estes valores foram de 5,69 a 6,99, mostrando que houve uma redução

deste parâmetro ao passar pelo decantador, o que mostra a ocorrência de acidificação da água residuária dentro do decantador.

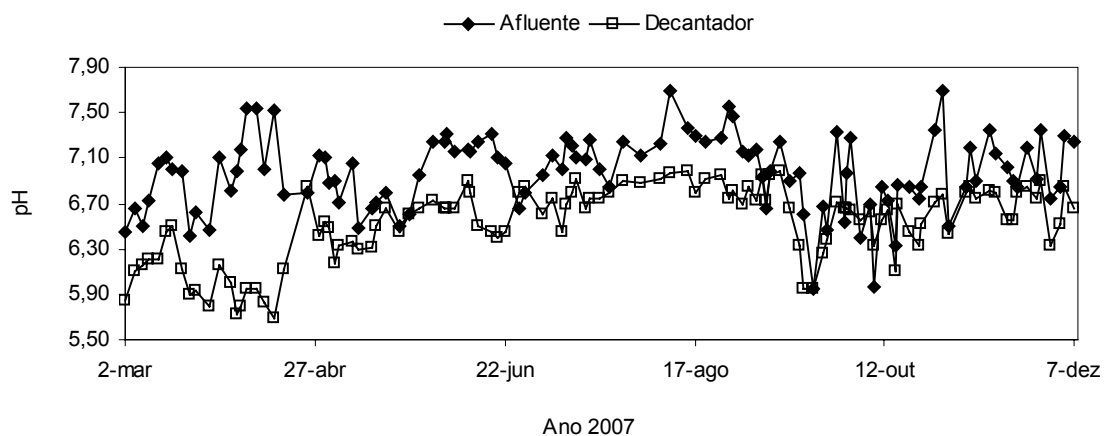


Figura 75. Variações de pH do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

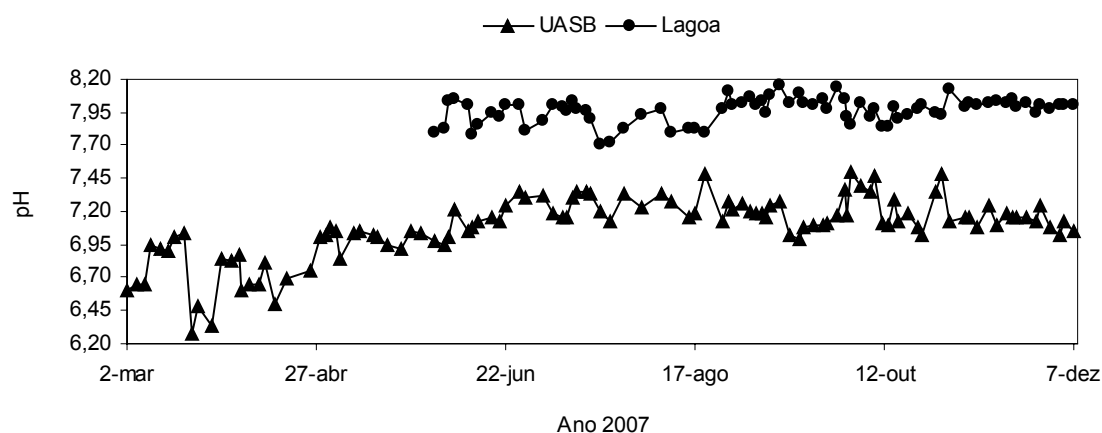


Figura 76. Variações de pH do efluente do reator UASB e na lagoa de polimento ao longo do período experimental

A baixa variabilidade e o valor de pH acima de 7,00 mostra que o reator UASB foi operado de forma estável durante o período experimental.

Na lagoa de polimento os valores pH se mantiveram sempre acima de 7,7. Isto se deve ao consumo do gás carbônico pela atividade fotossintética, que faz com que o pH se eleve.

Estes valores de pH mostram que realmente a lagoa de polimento funcionou como uma lagoa facultativa e não de maturação, devido às altas concentrações de matéria orgânica ainda presentes no efluente do reator UASB.

Os valores médios de pH no período de sobrecarga foram de 6,81 para o afluente, 6,47 para o decantador, 7,17 para o reator UASB e de 8,02 para a lagoa de polimento. Observou-se não ocorrer mudanças significativas de pH durante o experimento, inclusive no período de sobrecarga, onde os valores de pH foram similares aos obtidos no período sem sobrecargas.

5.1.3.3 Ácidos voláteis totais (AVT)

O equilíbrio dos AVT é importante no estudo dos reatores anaeróbios. Altas concentrações de AVT podem afetar o

processo bioquímico e, eventualmente, causar distúrbios no processo de digestão anaeróbia, podendo levar o reator até mesmo ao colapso. A geração de grandes concentrações de ácidos graxos voláteis acelera a atuação de bactérias acetogênicas, porém é inibitória aos microrganismos metanogênicos, uma vez que não consomem os ácidos resultantes da acetogênese com a mesma rapidez com que são produzidos.

As concentrações médias de AVT no afluente, efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento foram de 2875, 2953, 913 e 880 mg L⁻¹, respectivamente (Tab. 25). As variações das concentrações de AVT estão apresentadas nas figuras 77 a 80.

Observou-se valores similares de AVT no afluente e efluente do decantador, com redução significativa da concentração de AVT ao passar pelo reator UASB, mostrando o consumo dos AVT pelas arqueas metanogênicas, caracterizando uma condição de estabilidade do reator UASB.

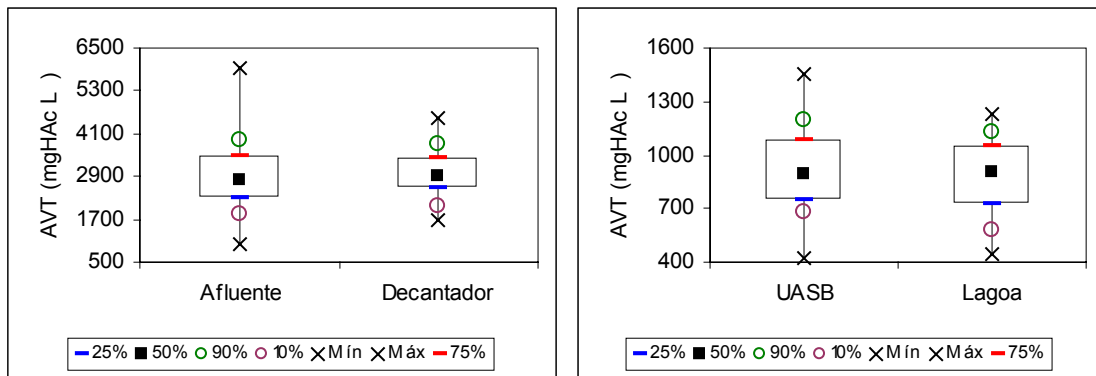


Figura 77. Gráfico de Box-Whisker para AVT do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento durante o período experimental.

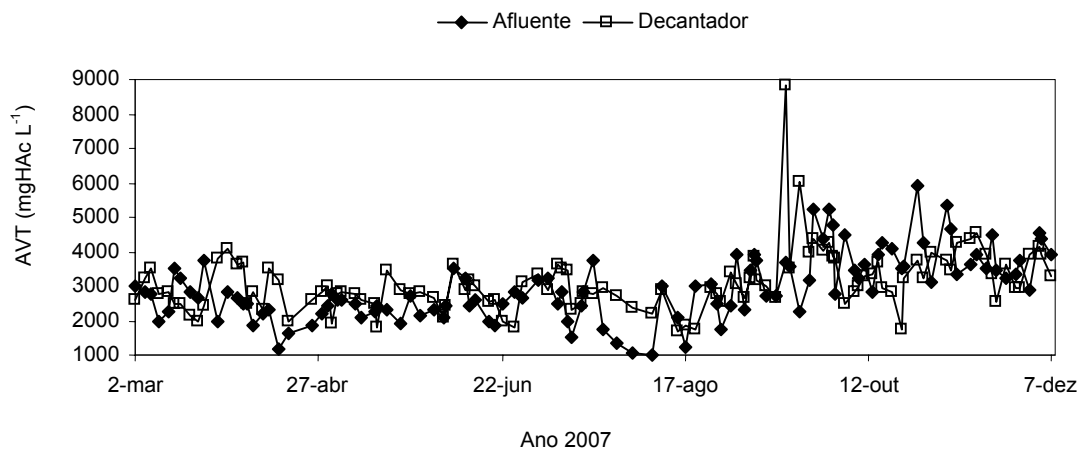


Figura 78. Variações de AVT do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

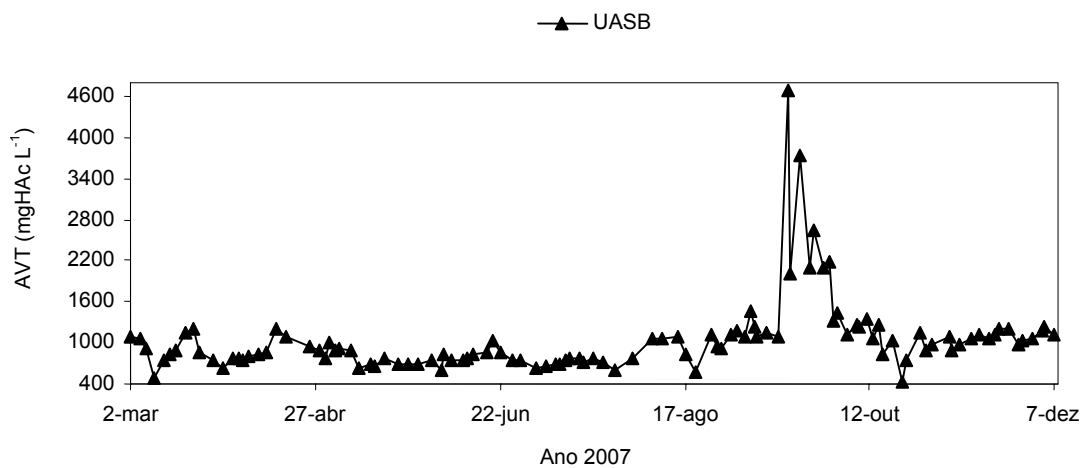


Figura 79. Variações de AVT do efluente do reator UASB ao longo do período experimental

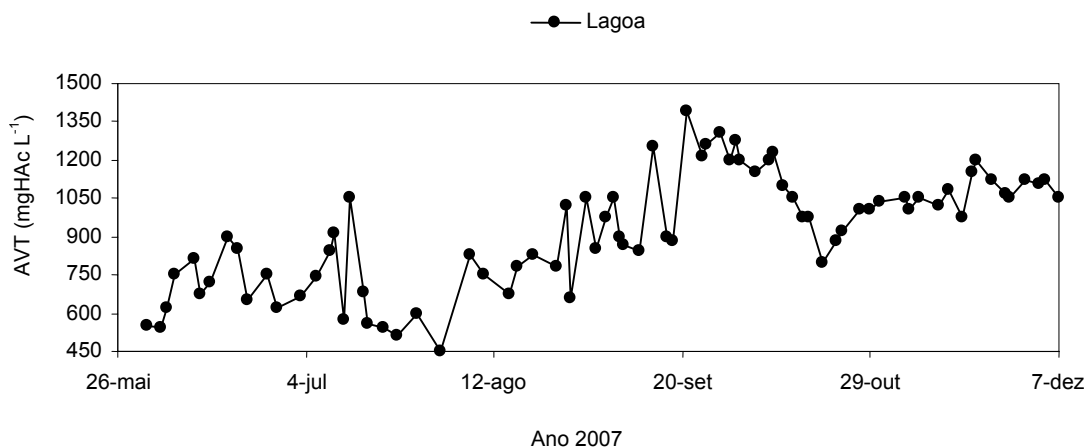


Figura 80. Variações de AVT do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

Pode-se observar que durante o experimento a concentração de AVT no reator UASB se manteve estável, não afetando o seu desempenho.

Os valores médios de AVT são muito elevados quando se compara com a literatura, Santana (2004), Ramires (2005), Duda (2006). De acordo com Gerardi (2003) os valores de AVT recomendados deve situar na faixa de 50 a 500 mg L⁻¹, para que ocorra estabilidade no processo anaeróbico, porém nota-se que mesmo com valores, praticamente o dobro do máximo recomendado, a concentração de AVT não afetaram o desempenho do reator UASB. Os valores elevados de AVT no reator UASB são consequência dos altos valores de AVT no afluente e no efluente do decantador, o que nos leva a concluir que o mais importante para manter a estabilidade do reator é evitar altas variações das concentrações ao longo do tempo.

No período de sobrecarga as concentrações de AVT afluente e efluente no decantador, reator UASB e na lagoa de polimento variaram de 2280 a 5250 mg L⁻¹, 2650 a 8835 mg L⁻¹, 1080 a 4680 mg L⁻¹ e de 840 a 1395 mg L⁻¹, respectivamente. Observou-se aumento de AVT no decantador e no reator UASB no período de sobrecarga,

evidenciando predominância das bactérias acidogênicas sobre as arqueas metanogênicas.

5.1.3.4 Alcalinidade

Na tabela 23 e na figura 81 são apresentadas às estatísticas descritivas da alcalinidade total (AT), intermediária (AI), parcial (AP) e relação AI/AP do afluente, efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimento. Já nas figuras 82 a 93 são mostradas as variações de AT, AI, AP e relação AI/AP durante a fase experimental.

Nota-se que os valores de AT foram maiores no efluente do decantador e reator UASB em relação ao afluente, indicando que houve geração de alcalinidade proporcionando capacidade tampão no decantador e no reator UASB.

Os valores de AP foram maiores no efluente do reator UASB em relação ao decantador, enquanto que o AI foi menor no efluente do reator UASB e maior no decantador, mostrando que houve produção de alcalinidade de bicarbonato e redução da alcalinidade devida aos ácidos voláteis, evidenciando que houve tamponamento do pH no reator.

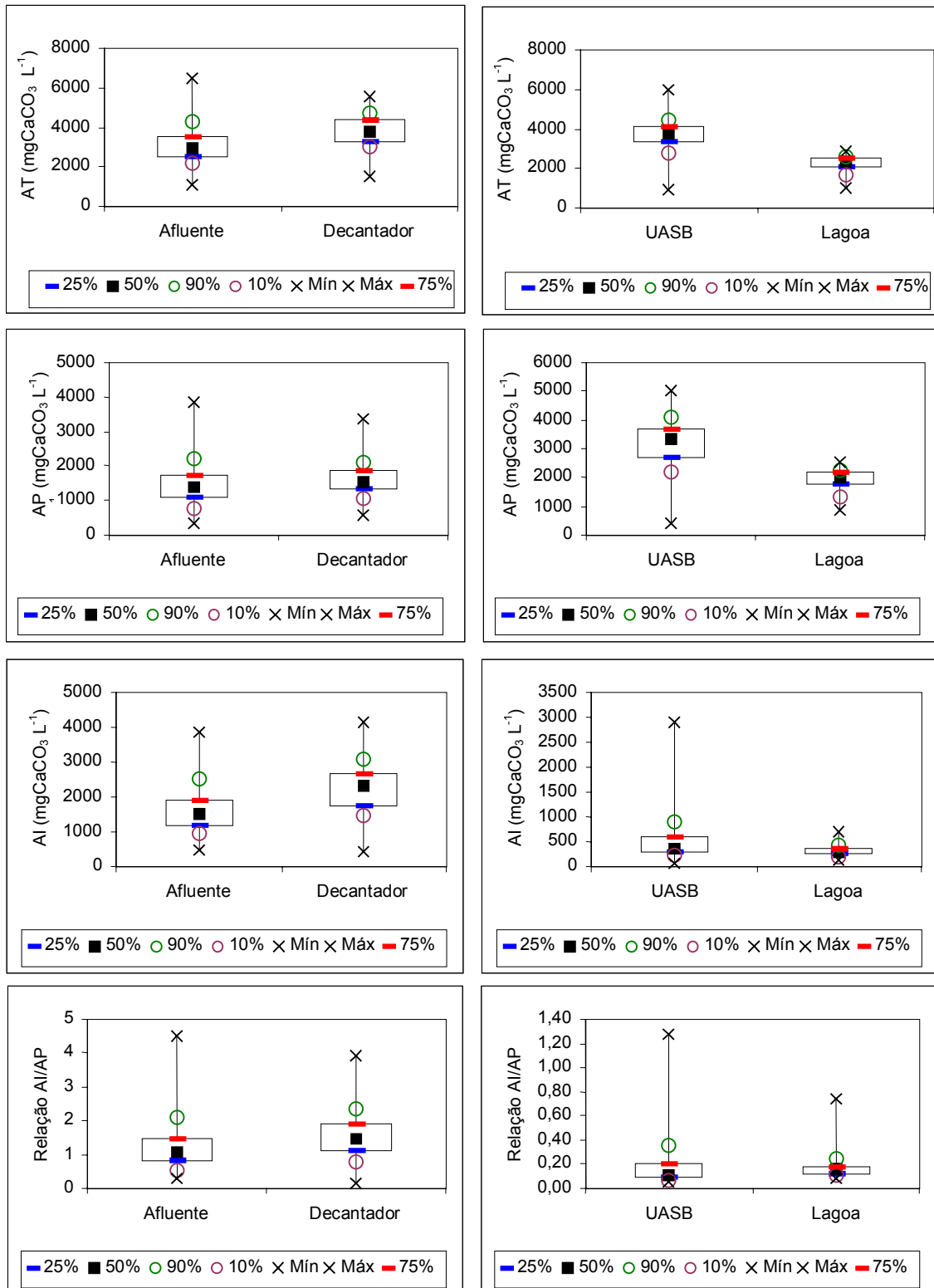


Figura 81. Gráfico Box-Whisker para AT, AP, Al e relação Al/AP do afluente e efluentes do decantador, reator UASB e lagoa de polimeno ao longo do período experimental.

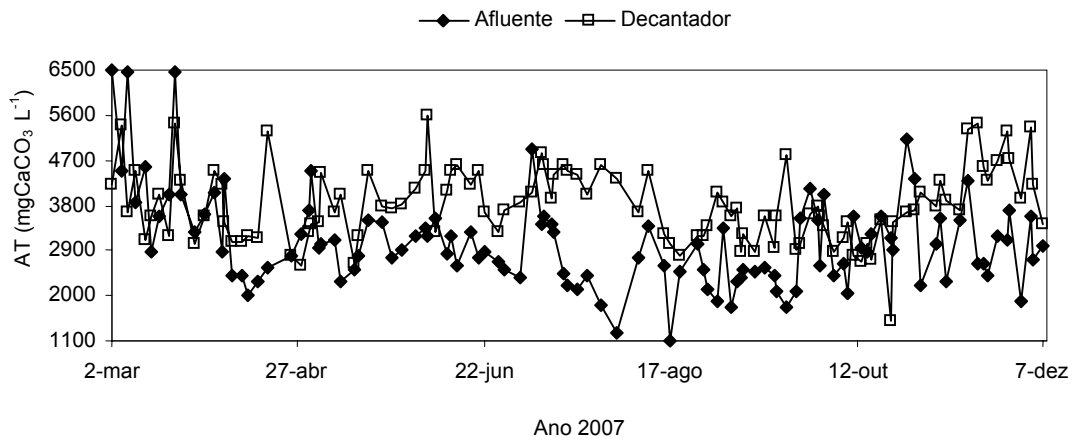


Figura 82. Variações de AT do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

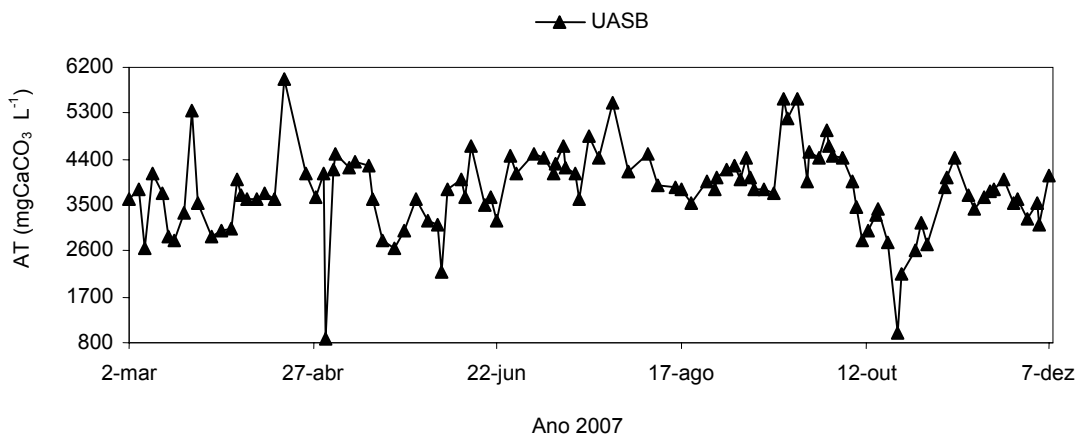


Figura 83. Variações de AT do efluente do reator UASB ao longo do período experimental

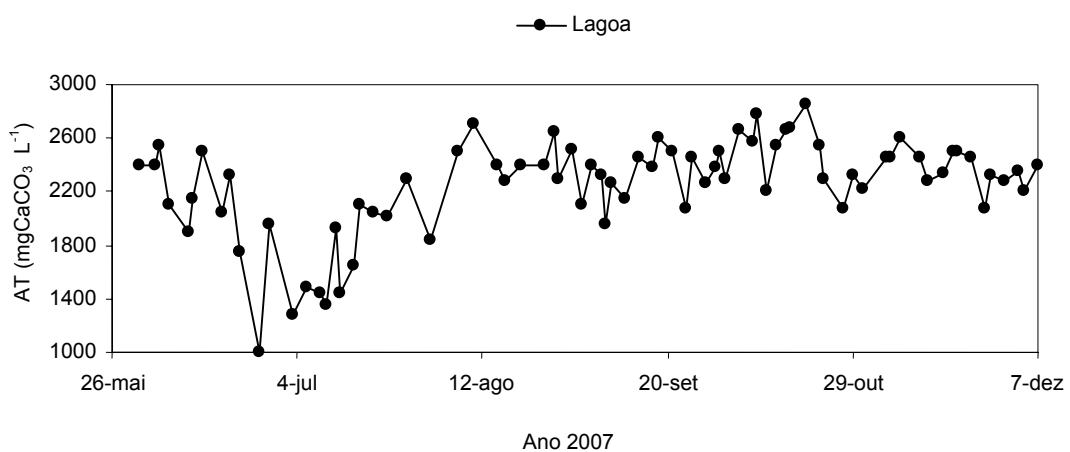


Figura 84. Variações de AT do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

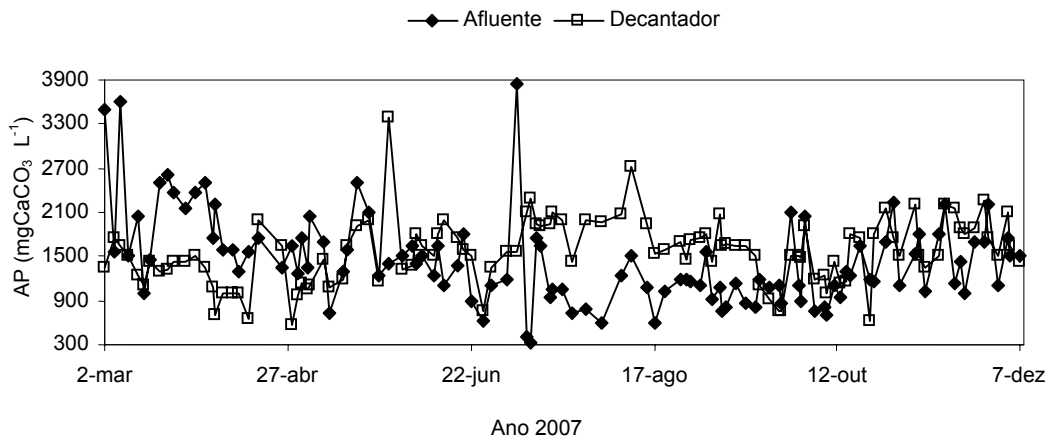


Figura 85. Variações de AP do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

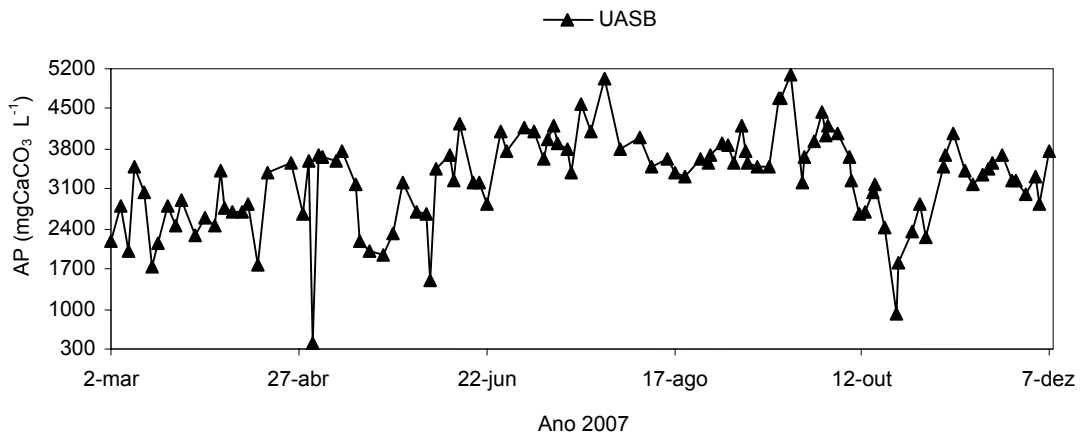


Figura 86. Variações de AP do efluente do reator UASB ao longo do período experimental

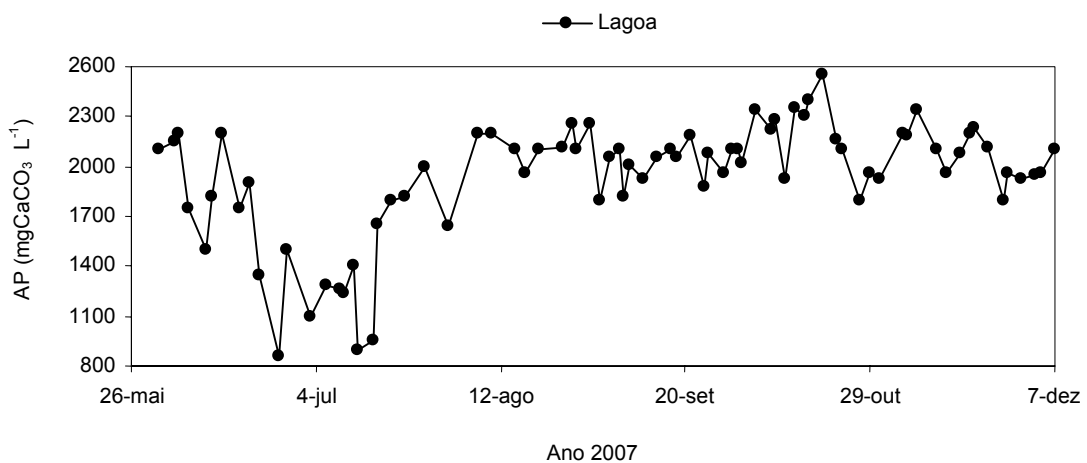


Figura 87. Variações de AP do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

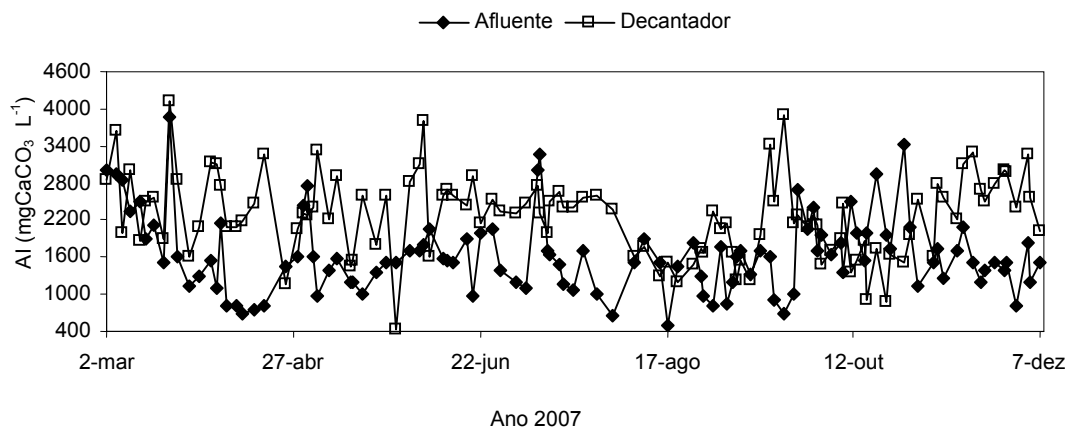


Figura 88. Variações de Al do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

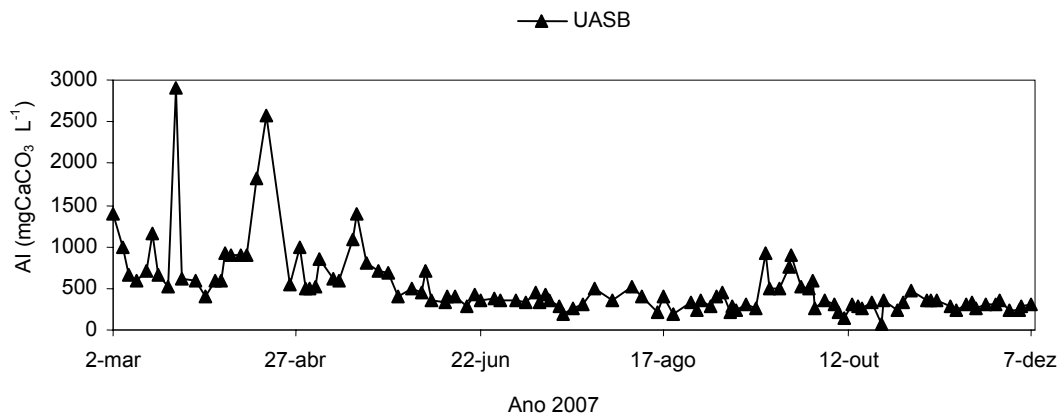


Figura 89. Variações de Al do efluente do reator UASB ao longo do período experimental

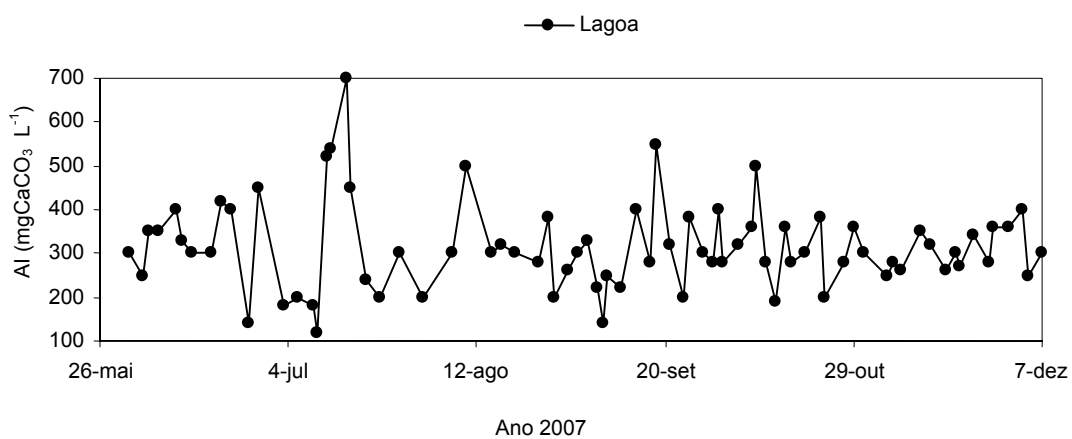


Figura 90. Variações de Al do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

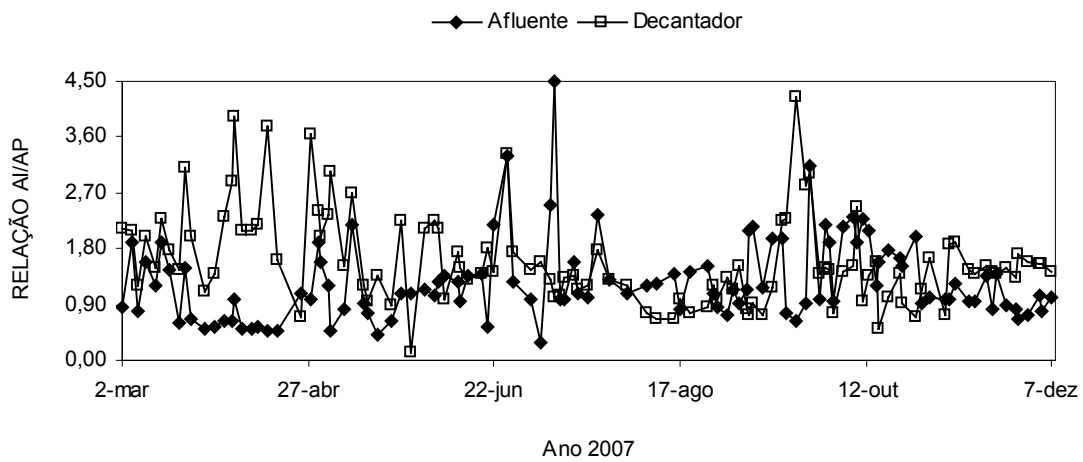


Figura 91. Variações da relação AI/AP do afluente e efluente do decantador ao longo do período experimental

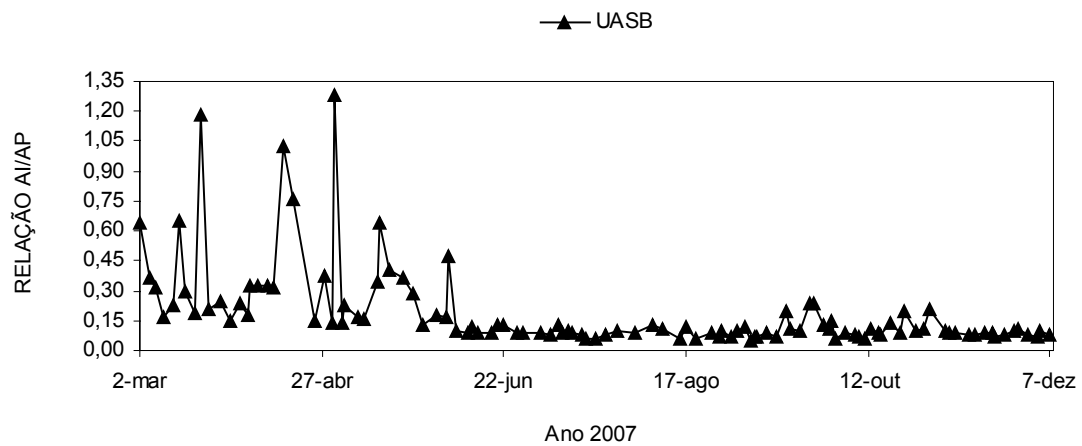


Figura 92. Variações da relação AI/AP do efluente do reator UASB ao longo do período experimental

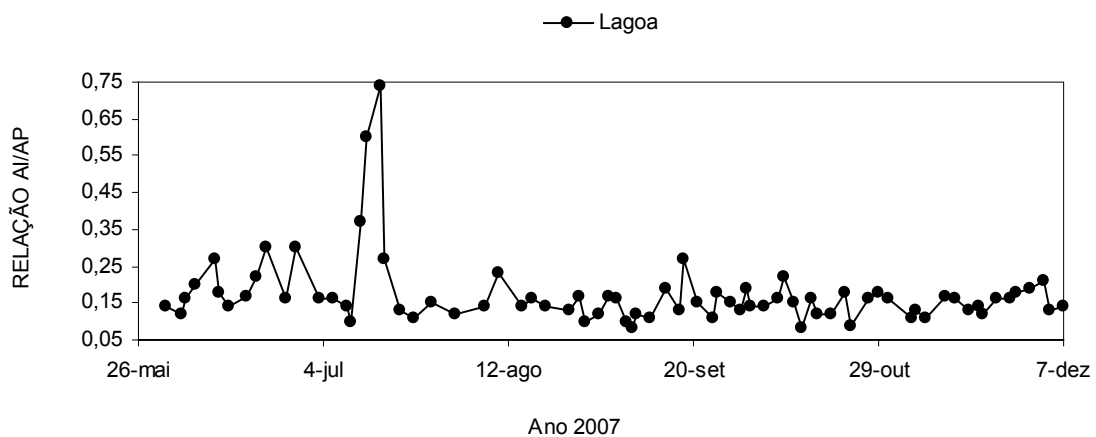


Figura 93. Variações da relação AI/AP do efluente da lagoa de polimento ao longo do período experimental

Valores de alcalinidade de 2500 a 5000 $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ são desejáveis, pois conferem um bom tamponamento ao meio em digestão (Souza, 1982). Anderson e Yang (1992) referiram-se a valores de 1000 a 1500 $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ como bons para reatores anaeróbios. Os valores médios de AT no decantador e no reator UASB foram de 3854 e 3700 $\text{mgCaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, respectivamente, portanto dentro da faixa estabelecida como ótima para o processo anaeróbio.

Os valores da relação AI/AP no reator UASB foram em média de 0,20. Ripley et al. (1983), afirmaram que valores da relação AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia. De acordo com Foresti (1994), é possível ocorrer estabilidade no processo com valores diferentes de 0,3.

Pereira (2003), Santana (2004), Fernandes (2004), Ramires (2005), Lourenço (2006) observaram relações AI/AP com valores médios de 0,36, 0,47, 0,23, 0,35 e 0,41, respectivamente. Neste trabalho os resultados médios foram inferiores aos desses autores, evidenciando a estabilidade e tamponamento do sistema durante a fase experimental.

No período de sobrecarga os valores da relação AI/AP no reator UASB foi de 0,14, valor este abaixo da média no período de sem sobrecarga que foi de 0,20. Observou ter grande variação da relação AI/AP nos primeiros três meses do experimento, que fez que esta relação fosse superior ao do período de sobrecarga. Esta baixa relação AI/AP mostra que o reator UASB suportou bem a sobrecarga e que o aumento da

concentração efluente de DBO e DQO e menores eficiências de remoção foram causadas pela maior perda de sólidos com o efluente devido entre outros fatores pelo vazamento presente na coifa.

5.1.3.5 Oxigênio dissolvido na lagoa de polimento

As coletas de amostras para determinação de OD na lagoa de polimento foram realizadas as 9:00 e as 14:00 hs, na profundidade de 0,60 m. As concentrações médias de OD (Tab. 23) foram iguais a 1,56 e 5,68 mg L^{-1} , respectivamente. Esta diferença é explicada, uma vez que, à medida que a insolação aumenta, cresce a atividade fotossintética das algas e, conseqüentemente, os teores de OD.

Na figura 94 são apresentadas as variações de OD durante a fase experimental, onde se pode notar uma tendência de diminuição da concentração de OD no período da manhã no decorrer da fase experimental, com posterior elevação a partir do 250º dia de operação. Já no período da tarde as variações da concentração foram maiores.

Brito (1997) relatou valores de OD em uma lagoa de pós-tratamento em Itabira, nas profundidades de 0,20 e 1,00 m, medidos às 10:00 hs, sendo iguais a 1,98 e 0,81 mg L^{-1} . Às 16:00 hs, a concentração média de OD encontrada foi de 3,13 mg L^{-1} , à profundidade de 0,20 m. A carga orgânica superficial aplicada foi de 105 $\text{kgDBO ha}^{-1} \text{ d}^{-1}$. A carga orgânica superficial média aplicada neste trabalho foi de 76 $\text{kgDBO ha}^{-1} \text{ d}^{-1}$, valor inferior, por isto apresentou concentrações médias de OD superiores, tanto no período da manhã como a tarde.

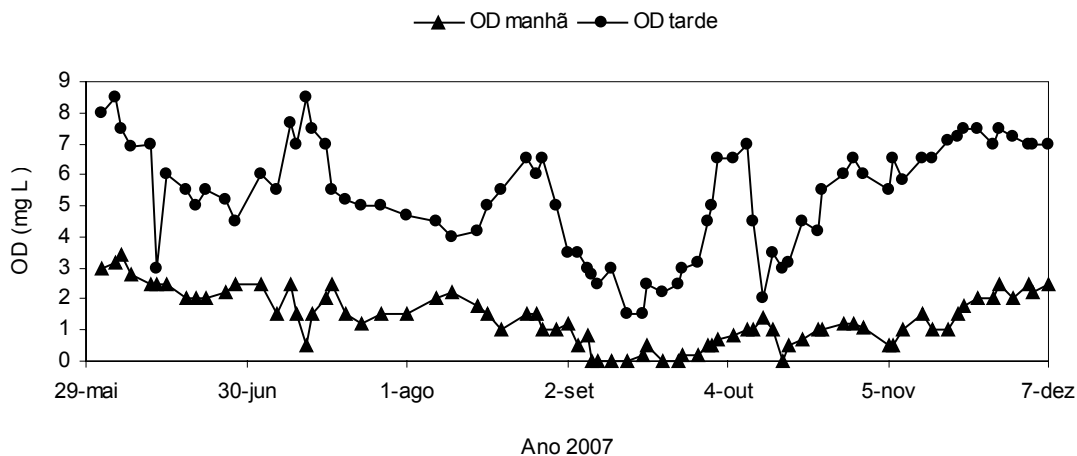


Figura 94. Variações de OD na lagoa de polimento ao longo do período experimental.

5.1.4 Produção de sólidos no reator UASB

5.1.4.1 Perfil de sólidos

Nas tabelas 24 e 25 estão apresentados os valores da concentração de ST, SVTe STF ao longo da manta de lodo, obtidos das amostras retiradas nos pontos de coleta (pontos de amostragem equidistantes, da base do reator, ponto 1, até a região superior da manta, ponto 7) do reator UASB. Nas figuras 95, 96 e 97 estão apresentadas as variações da concentração de ST e STV do lodo no leito e na manta do compartimento de digestão do reator UASB.

Durante o período experimental (março a dezembro/07) não foram realizados descartes de lodo, porém, pode-se observar variações na concentração de ST e STV, com aumento e diminuição da concentração ao longo do tempo. Estas variações foram decorrentes da perda de lodo com o efluente do reator UASB. Nota-se também grande diferença de concentrações entre os

pontos 1 e 2 com os demais pontos, mostrando uma característica de lodo de boa sedimentabilidade no fundo do reator. Outra característica observada no lodo foi o aspecto granuloso.

Nas tabelas 26 e 27 estão apresentados os resultados da relação SVT/ST durante a fase experimental, no qual pode se observar que não há grandes diferenças ao longo da altura do reator no decorrer do experimento. A relação média de SVT/ST foi de 64%, mostrando uma boa estabilização do lodo no reator UASB.

Santana (2004) e Ramires (2005) utilizando reatores UASB em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura encontraram porcentagens médias de SVT no lodo de 75% e 88,7%, respectivamente. Já Fernandes (2004) trabalhando com reatores compartimentado UASB encontrou um valor médio de porcentagem de SVT no lodo de 70% no primeiro reator.

Tabela 24. Valores de concentração de ST, STV e STF do lodo do reator UASB.

Ponto	ST	STV	STF	ST	STV	STF
	Concentração (g L ⁻¹)			Concentração (g L ⁻¹)		
	02/04/2007			26/04/2007		
1	43,95	28,56	15,39	11,19	6,91	4,27
2	47,90	29,87	18,03	8,10	5,33	2,77
3	10,35	6,15	4,19	8,10	5,03	3,06
4	11,70	7,19	4,52	8,13	4,94	3,19
5	11,67	7,45	4,22	9,06	5,61	3,44
6	7,72	4,52	3,20	19,32	12,33	6,99
7	6,97	4,38	2,59	14,52	9,73	4,78
	08/05/2007			19/06/2007		
1	12,96	8,36	4,60	16,74	11,98	4,76
2	12,64	8,09	4,55	4,42	2,55	1,87
3	3,32	2,24	1,08	3,88	2,39	1,50
4	3,10	1,83	1,27	4,11	2,12	1,99
5	3,11	1,79	1,33	3,83	2,19	1,64
6	3,38	2,19	1,19	3,69	2,12	1,57
7	3,23	2,00	1,22	4,29	2,35	1,94
	27/06/2007			03/07/2007		
1	22,98	16,66	6,32	80,91	53,20	27,71
2	6,14	4,60	1,54	30,54	20,97	9,57
3	5,62	3,40	2,22	6,28	3,57	2,71
4	8,06	5,01	3,05	6,52	3,54	2,98
5	8,91	5,71	3,19	6,14	3,33	2,81
6	9,55	6,29	3,26	7,45	4,53	2,93
7	5,70	5,30	0,40	6,15	3,47	2,68
	10/07/2007			18/07/2007		
1	92,66	57,92	34,73	52,62	34,13	18,49
2	12,85	8,92	3,93	16,41	11,13	5,28
3	6,46	3,76	2,71	6,66	4,01	2,65
4	6,26	3,28	2,97	6,88	4,11	2,77
5	6,20	3,72	2,48	6,47	4,09	2,39
6	6,91	4,21	2,71	6,39	4,24	2,15
7	5,77	3,50	2,27	7,11	4,78	2,33

Tabela 25. Valores de concentração de ST, STV e STF do lodo do reator UASB.

Ponto	ST	STV	STF	ST	STV	STF
	Concentração (g L ⁻¹)			Concentração (g L ⁻¹)		
	30/07/2007			31/08/2007		
1	46,17	44,41	1,76	78,54	46,58	31,97
2	16,51	11,49	5,02	12,12	7,97	4,15
3	10,81	7,32	3,49	13,67	9,07	4,61
4	11,60	8,02	3,58	13,66	8,87	4,79
5	10,74	6,69	4,04	14,08	9,71	4,37
6	10,05	6,19	3,86	12,60	8,49	4,11
7	10,13	6,52	3,61	12,60	8,11	4,49
	08/09/2007			28/09/2007		
1	67,52	44,11	23,41	33,68	23,87	9,82
2	16,04	10,08	5,96	7,42	5,03	2,38
3	14,22	9,55	4,67	6,42	6,29	0,13
4	13,86	9,68	4,18	7,86	6,06	1,80
5	12,96	8,88	4,08	7,67	5,46	2,21
6	17,86	11,88	5,98	7,34	4,75	2,59
7	13,33	8,52	4,80	7,51	4,83	2,68
	01/10/2007			10/10/2007		
1	77,45	47,34	30,11	145,38	82,58	62,81
2	21,77	14,02	7,75	18,16	11,23	6,92
3	17,20	11,09	6,11	20,86	13,18	7,68
4	17,13	11,28	5,85	13,74	8,08	5,67
5	19,11	11,98	7,13	14,57	8,49	6,08
6	16,05	10,25	5,79	18,54	10,81	7,73
7	17,02	10,52	6,50	23,98	14,53	9,46
	17/10/2007			25/10/2007		
1	104,87	65,40	39,47	116,90	73,31	43,59
2	18,74	12,02	6,73	6,27	4,20	2,06
3	18,06	11,43	6,64	7,17	4,94	2,22
4	21,76	13,65	8,11	4,90	3,12	1,77
5	20,87	13,72	7,15	5,32	3,19	2,13
6	12,61	8,04	4,57	5,63	3,28	2,35
7	14,85	9,61	5,24	8,46	4,84	3,62

Tabela 26. Relação SVT/ST no lodo do reator UASB

Profundidade		Relação SVT/ST							
Ponto	H (cm)	02/04	26/04	08/05	19/06	27/06	03/07	10/07	18/07
1	20	65	62	65	72	72	66	63	65
2	60	62	66	64	58	75	69	69	68
3	100	59	62	67	61	60	57	58	60
4	140	61	61	59	52	62	54	52	60
5	180	64	62	57	57	64	54	60	63
6	220	59	64	65	58	66	61	61	66
7	260	63	67	62	55	93	56	61	67

Tabela 27. Relação SVT/ST no lodo do reator UASB

Profundidade		Relação SVT/ST							
Ponto	H (cm)	30/07	31/08	08/09	28/09	01/10	10/10	17/10	25/10
1	20	96	59	65	71	61	57	62	63
2	60	70	66	63	68	64	62	64	67
3	100	68	66	67	98	65	63	63	69
4	140	69	65	70	77	66	59	63	64
5	180	62	69	69	71	63	58	66	60
6	220	62	67	67	65	64	58	64	58
7	260	64	64	64	64	62	61	65	57

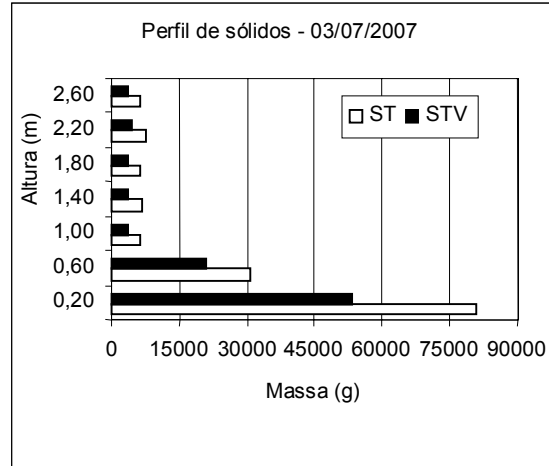
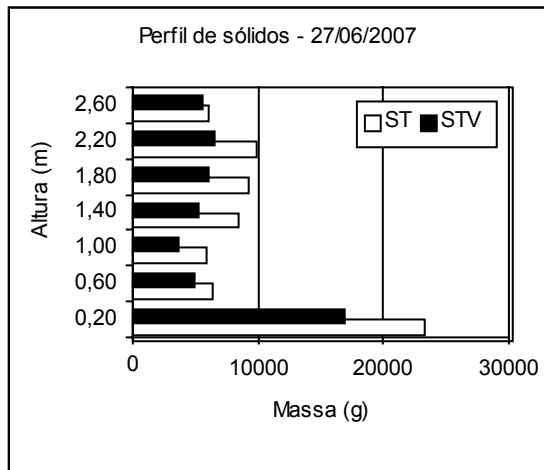
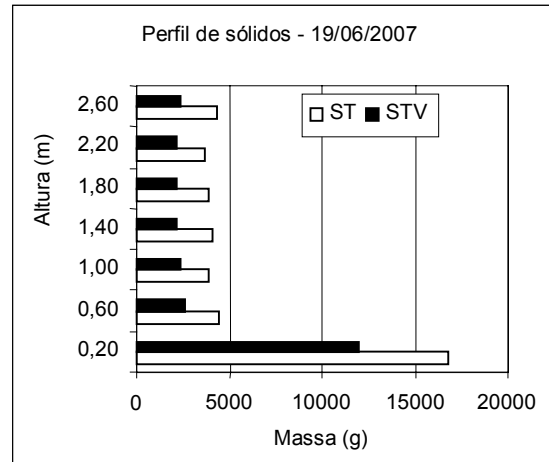
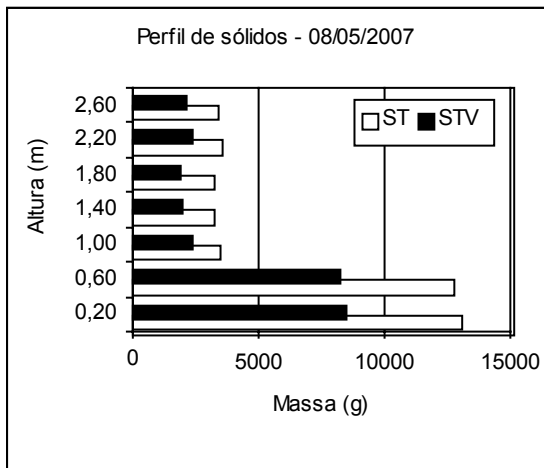
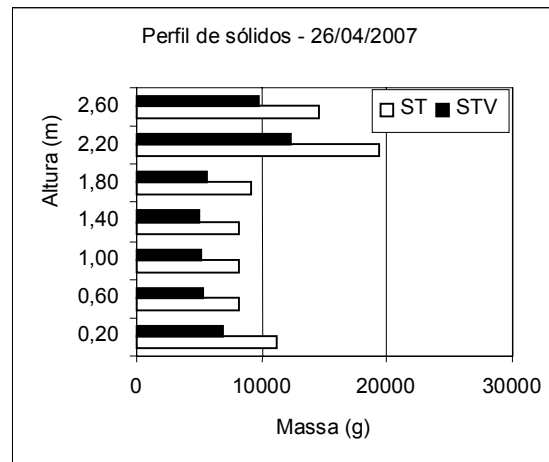
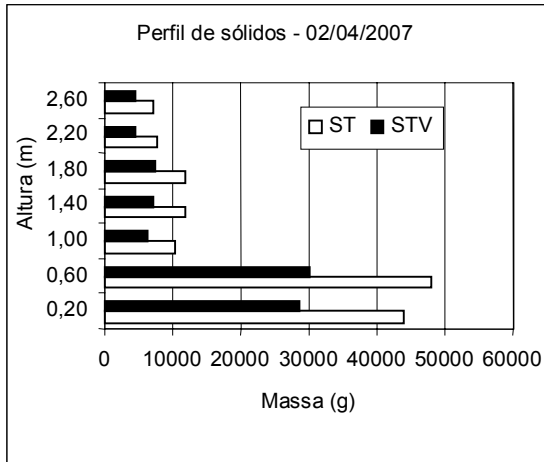


Figura 95. Perfis de sólidos do reator UASB realizados dias 02/04/07, 26/04/2007, 08/05/2007, 19/06/2007, 27/06/2007 e 03/07/2007.

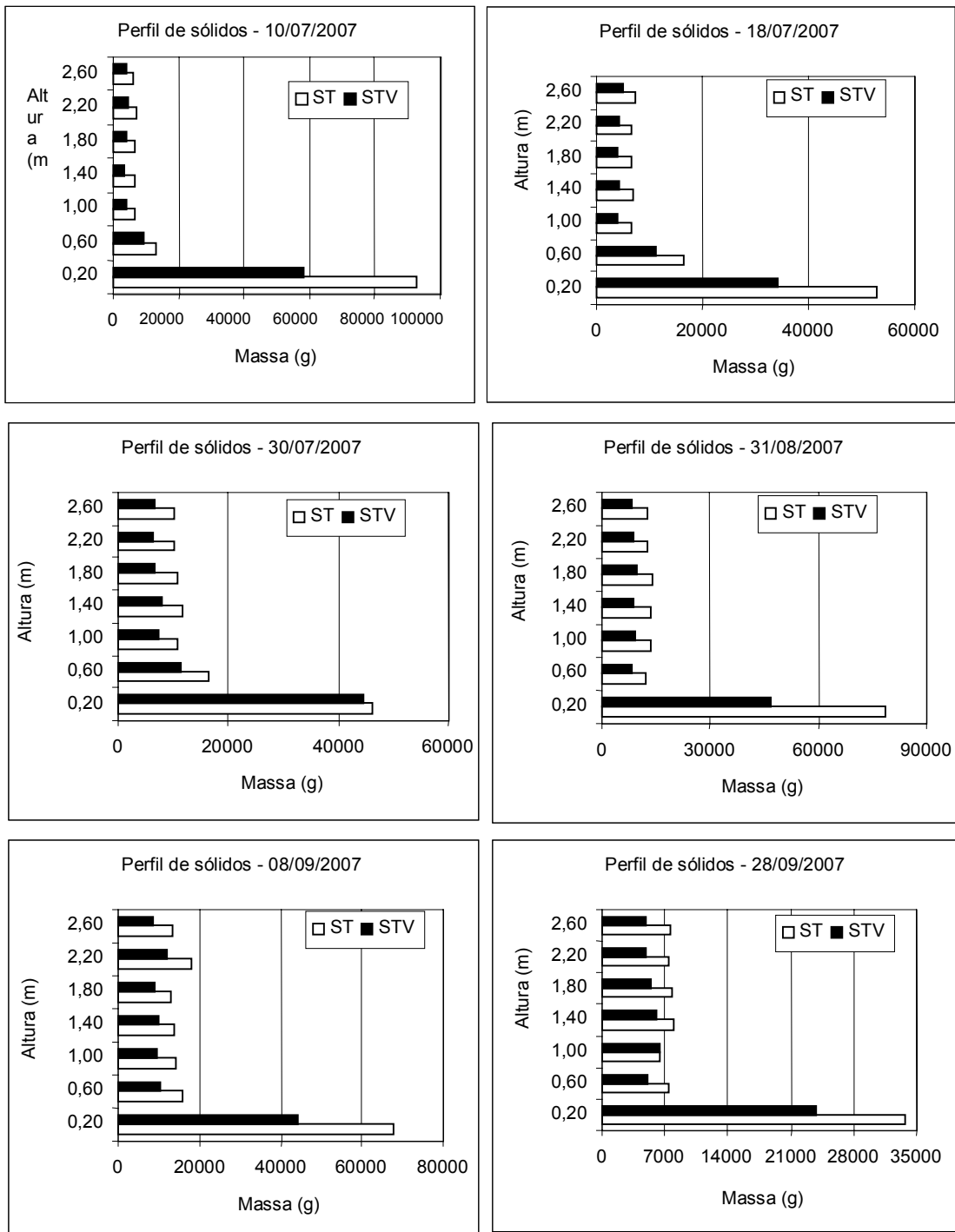


Figura 96. Perfis de sólidos do reator UASB realizados dias 10/07/07, 18/07/2007, 30/07/2007, 31/08/2007, 08/09/2007 e 28/09/2007.

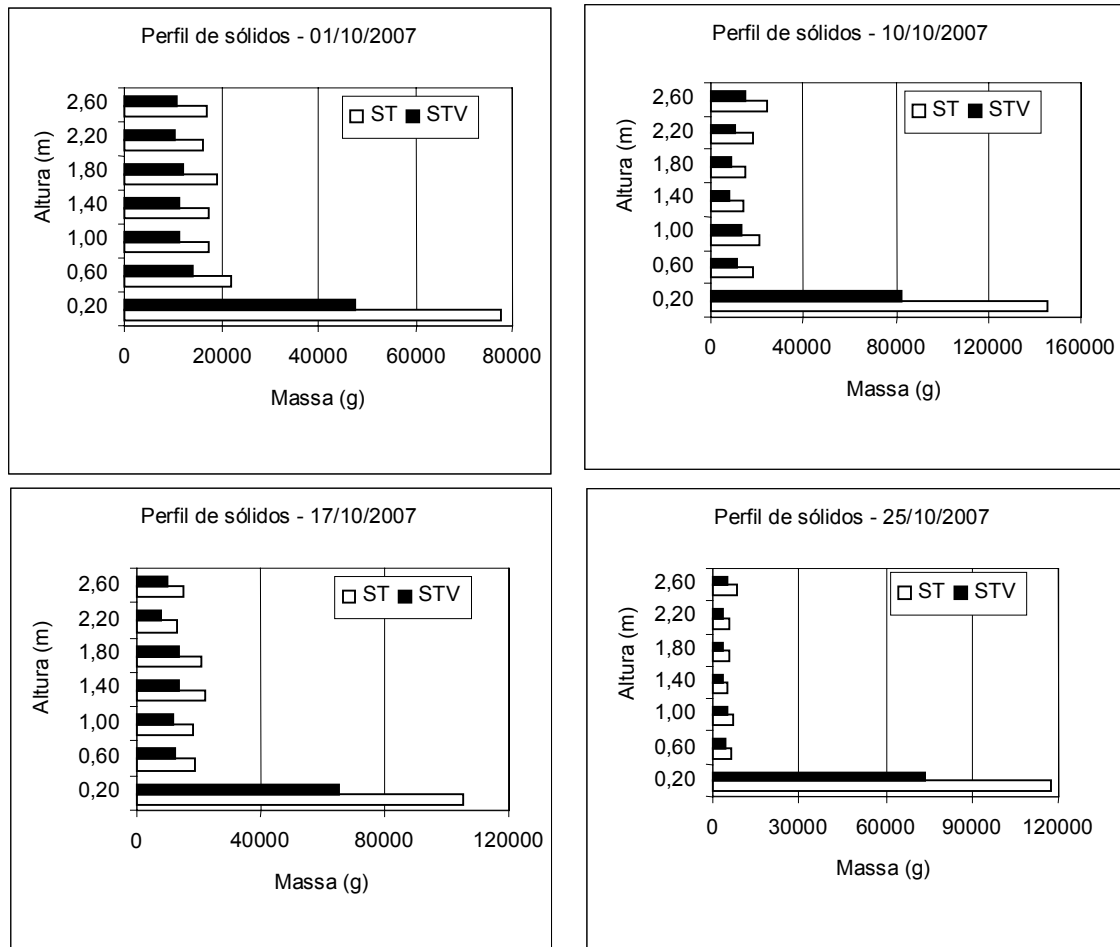


Figura 97. Perfis de sólidos do reator UASB realizados dias 01/10/07, 10/10/2007, 17/10/2007 e 25/10/2007.

Na tabela 28 são mostradas a massa de ST, STV e STF, carga orgânica biológica (COB) aplicada e tempo de retenção de sólidos (TRS) no reator UASB durante o período experimental.

Os valores de COB variaram de 0,3 a 3,0 $\text{gDQO gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$, com valor médio de 1,2 $\text{gDQO gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$. Chernicharo (2007) recomenda taxas na ordem de 0,05 a 0,15 $\text{gDQO gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$ durante a partida de reatores UASB, dependendo do tipo de afluente a ser tratado. Estas cargas devem

ser aumentadas, gradativamente, em função da eficiência do sistema, podendo chegar a 2 $\text{gDQO gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$. Van Haandel e Lettinga (1994) citaram COB variando de 0,03 a 0,77 $\text{gDQO gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$ aplicadas em reatores UASB tratando esgoto doméstico, e concluíram que estas taxas são relativamente baixas quando comparadas com as taxas aplicadas em processos aeróbios, os quais são operados, normalmente, com taxas na faixa de 0,5 a 10 $\text{gDQO gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$.

Tabela 28. Massa de ST, STV e STF, carga orgânica biológica (COB) aplicada e tempo de retenção de sólidos (TRS) no reator UASB durante o período experimental.

Data	Massa (kg)			COB (gDQO gSVT ⁻¹ d ⁻¹)	TRS (dias)
	ST	STV	STF		
02/04/2007	140,26	88,12	52,14	0,31	12
26/04/2007	78,41	49,89	28,51	0,82	21
08/05/2007	41,73	26,50	15,23	1,69	27
19/06/2007	40,94	25,69	15,25	2,95	29
27/06/2007	66,97	46,97	20,00	1,70	29
03/07/2007	143,99	92,60	51,39	0,32	26
10/07/2007	137,10	85,31	51,79	1,13	12
18/07/2007	102,54	66,49	36,05	1,80	15
30/07/2007	116,00	90,63	25,37	1,77	20
31/08/2007	157,28	98,80	58,49	0,85	17
08/09/2007	155,77	102,70	53,07	0,30	18
28/09/2007	77,90	56,29	21,61	3,00	65
01/10/2007	185,73	116,48	69,25	0,71	79
10/10/2007	255,24	148,88	106,35	0,33	81
17/10/2007	211,77	133,86	77,91	0,40	66
25/10/2007	154,64	96,90	57,75	0,62	72

Santana (2004) e Ramires (2005), trabalhando com reatores UASB em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura, encontraram COB médias no primeiro reator de 0,44 e 0,45 gDQO gSVT⁻¹ d⁻¹, respectivamente. Fernandes (2004) trabalhando com reatores compartimentado UASB, encontrou COB médios de 0,45 gDQO gSVT⁻¹ d⁻¹ no primeiro reator. Lourenço (2006) operando reator UASB em escala de bancada encontrou valores de COB variando de 0,30 a 0,80 gDQO gSVT⁻¹ d⁻¹.

Os valores médios de COB aplicados no reator UASB não foram limitantes para a obtenção de boas remoções de DBO e DQO (84,5 e 81,8%, respectivamente).

Os valores de TRS variaram de 12 a 81 d, com valor médio de 37 d, para COV variando de 1,1 a 17,5 kgDQO m⁻³ d⁻¹ e TDH variando de 1,7 a 4,1 d. Ndon e Dague (1994) recomendam valor mínimo de TRS de 10 dias para reatores operando com temperatura de 35°C. Van Haandel e Lettinga (1994) citando McCarty (1964), a partir de resultados experimentais, indicaram também valor mínimo de 10 d para o TRS, porém com temperatura operacional de 25°C. Neste trabalho os

valores observados foram superiores ao mínimo recomendado.

Santana (2004) obteve valores de TRS de 31 e 140 d para TDH de 30 e 60h, respectivamente, enquanto Fernandes (2004) obteve valores inferiores a 24 e 66 d. Já Ramires (2005) encontrou valores de TRS variando de 6 a 183 d. O TRS encontrado neste trabalho foi semelhante ao encontrado por estes autores, sendo suficiente para manter a biomassa o tempo necessário para remoção da matéria orgânica.

5.1.4.2 Produção de lodo no reator UASB

A partir dos resultados obtidos com os perfis de sólidos no reator e a perda de sólidos no efluente foram elaborados os cálculos do coeficiente de produção celular em função da carga de DQO aplicada e removida.

No presente estudo foram obtidos coeficientes de produção de lodo de 0,14 kgSSV (kgDQO apl.)⁻¹ e 0,18 kgSSV (kgDQO rem.)⁻¹. Estes coeficientes podem ser considerados baixos, devido à alta carga orgânica que é aplicada diariamente no reator UASB, sendo amplamente favorável, uma vez que são indicadores da baixa

produção de lodo, tanto é, que em 281 dias de operação não houve necessidade de descargas de lodo, apesar de ter ocorrido perdas de sólidos da manta de lodo durante toda a fase experimental.

5.1.4.3 Estimativa do balanço de massa para DQO, CH₄ e SVT

Na tabela 29 são apresentados, para o reator UASB, os resultados médios das

produções teóricas de metano, produções de lodo, COV aplicada, a DQOt, DQOf e DQOp afluentes, efluentes e removidas, os valores calculados das porcentagens de DQOt afluente e removida convertidas em metano e em lodo e o TRS.

Tabela 29. Carga orgânica volumétrica aplicada de DQOt, DQOf e DQOp afluentes, efluentes e removidas, produções teóricas de metano, produções de lodo, porcentagens de DQOt afluente e removida convertidas em metano e em lodo e o TRS

	TDH (d)	2,7
	COV (kg m ⁻³ d ⁻¹)	5,9
Afluente	DQOt (kg d ⁻¹)	68,49
	DQOf (kg d ⁻¹)	24,75
	DQOp (kg d ⁻¹)	43,74
Efluente	DQOt (kg d ⁻¹)	11,38
	DQOf (kg d ⁻¹)	4,81
	DQOp (kg d ⁻¹)	6,57
Remoção	DQOt (kg d ⁻¹)	57,11
	DQOf (kg d ⁻¹)	19,94
	DQOp (kg d ⁻¹)	37,17
	Prod. Teórica de CH ₄ (kgDQO _{CH4} d ⁻¹)*	42,73
	Prod. Diária de lodo (kgDQO _{SST} d ⁻¹)**	10,28
	DQOt removida convertida em CH ₄ (%)***	74,8
	DQOt removida convertida em lodo (%)****	18
	TRS (d)*****	37

* cálculo: $Q_m (m^3 d^{-1}) * [(DQOt\ af. (kg\ d^{-1}) - DQOf\ ef. (kg\ d^{-1})) - Y_{obs} (kgDQO_{Lodo} / kgDQO_{apl}) * Q_m (m^3 d^{-1}) * DQO\ af. (kg\ d^{-1})]$.

** cálculo: $Y (kgSST / kgDQO_{apl}) * (Q_m (m^3 d^{-1}) * DQOt\ apl. (kg\ d^{-1}))$

*** cálculo: $(Prod. Teórica de CH_4 (kgDQO_{CH4} d^{-1}) / DQOt\ rem. (kg\ d^{-1})) * 100$.

**** cálculo: $(Prod. Diária de lodo (kgDQO_{SST} d^{-1}) / DQO\ rem. (kg\ d^{-1})) * 100$.

***** cálculo: $SSV\ lodo (g) / SSV\ efluente (g\ d^{-1})$

Os valores da DQOt removida convertida em metano e em lodo foram de 74,8 e 18%, respectivamente, mostrando a alta eficiência do reator UASB na degradação de matéria orgânica e conversão de metano.

Oliveira e Foresti (2004) obtiveram valores de DQOt removida convertida em metano, variando de 33,8 a 44,1%, para o reator UASB em um estágio tratando águas residuárias de suinocultura com SST em torno de 1500 mg L⁻¹ e COV de 5,72 a 6,07 kgDQO m⁻³ d⁻¹, e de 32 a 50,8% para o

reator UASB com o afluente com 2000 mg L⁻¹ de SST e operando com COV de 5,72 a 6,07 kgDQO m⁻³ d⁻¹, com TDH de 12h e temperatura controlada de 25 a 30°C. Observa-se que os valores de conversões teóricas obtidos foram superiores, com COV de 1,1 a 17,5 kgDQO m⁻³ d⁻¹.

5.2 Interação dos parâmetros de projeto e operacionais no comportamento do sistema

5.2.1 Decantador

Na figura 98 são mostradas as correlações entre os parâmetros carga orgânica superficial (CS) e volumétrica (COV) aplicadas com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt.

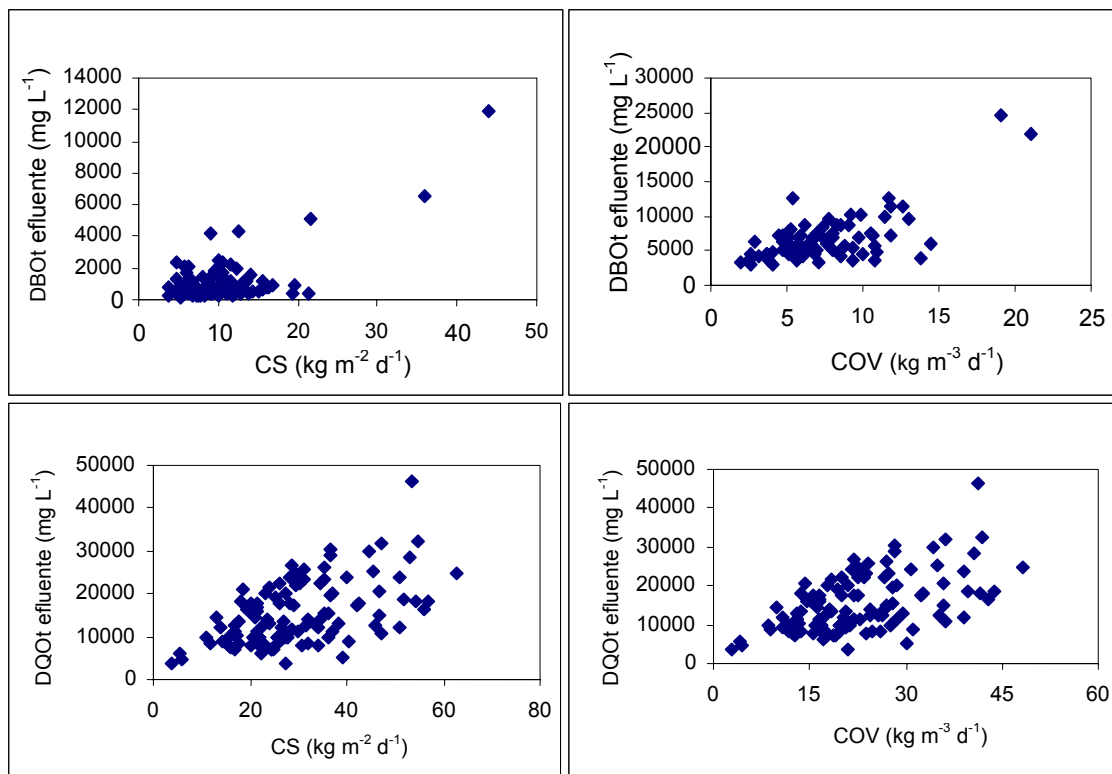


Figura 98. Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no decantador.

Observa-se tendência de aumento das concentrações efluentes de DBOt e DQOt em função do aumento da CS e COV aplicada, principalmente para a DQOt. O decantador na é uma unidade destinada à remoção de matéria orgânica, o que faz que quanto maior forem as cargas orgânicas aplicadas, maior serão as concentrações efluentes.

Nas figura 99 e 100 são apresentadas as relações da CS e COV com as concentrações de DBOf, DQOf, DBOp e DQOp, onde pode se notar um comportamento semelhante ao que aconteceu para DBOt e DQOt

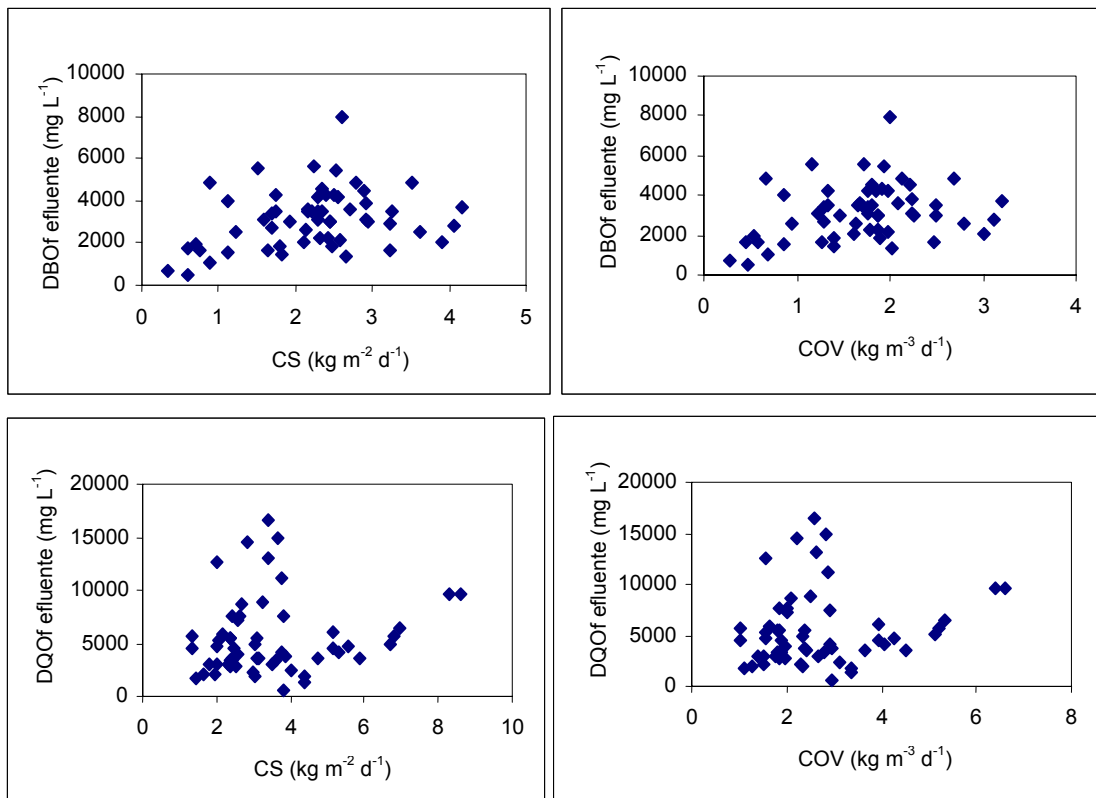


Figura 99. Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de DBOf e DQOf no decantador.

Pode-se observar que ocorreu grande dispersão dos dados principalmente para DQOf, o que torna difícil uma inferência mais apurada, mas nota-se também uma tendência do aumento das concentrações no efluente em função do aumento das CS e COV.

No caso da DBOp e DQOp houve uma correlação positiva, com aumento das concentrações efluentes a medida que se aumentou as cargas orgânicas aplicadas superficial e volumétrica. Nota-se também que o valor das cargas aplicadas foram bem elevadas.

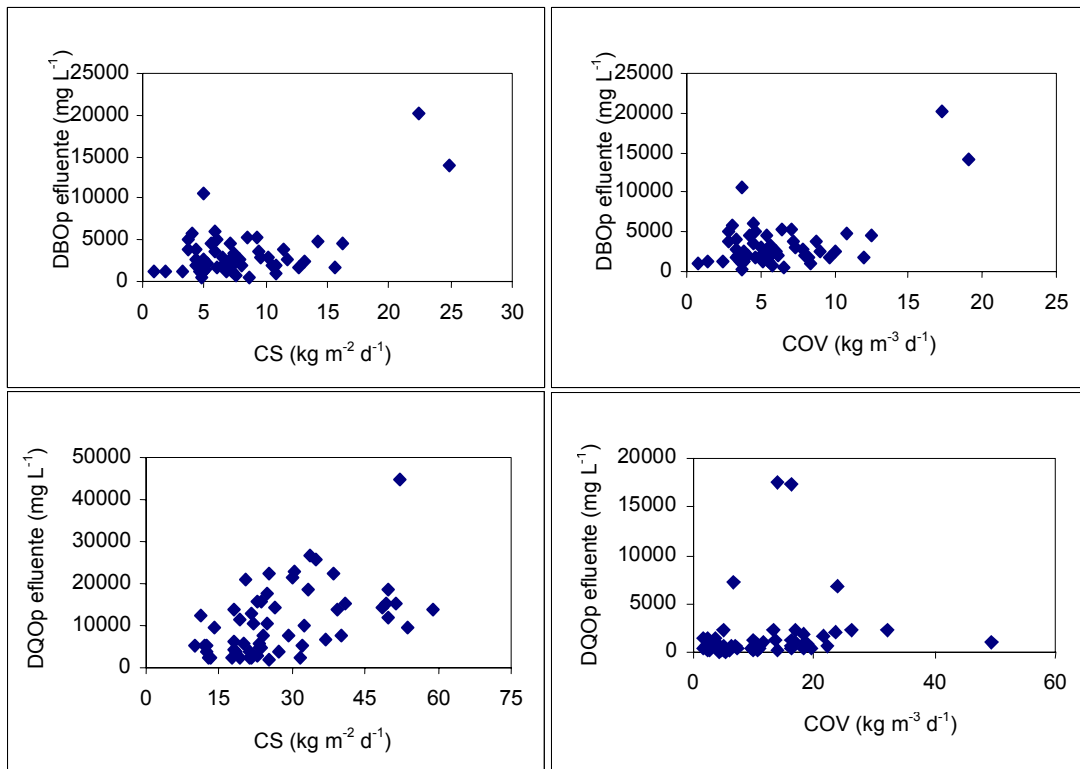


Figura 100. Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de DBOp e DQOp no decantador.

Na figura 101 é mostrado a relação entre o TDH e as concentrações efluentes de DBOf e DQOf no decantador. Observou-se grande dispersão dos dados, porém, nota-se que para maiores TDHs ocorreram maiores concentrações efluentes de DBOf, que pode ser explicado pela maior hidrólise do

material particulado devido a um maior TDH. Já para a DQOf ocorre o inverso, isto é, menores concentrações efluentes a medida que se tem maiores TDHs, mas como há grande dispersão dos dados fica difícil inferir sobre quais as razões que levaram a este comportamento.

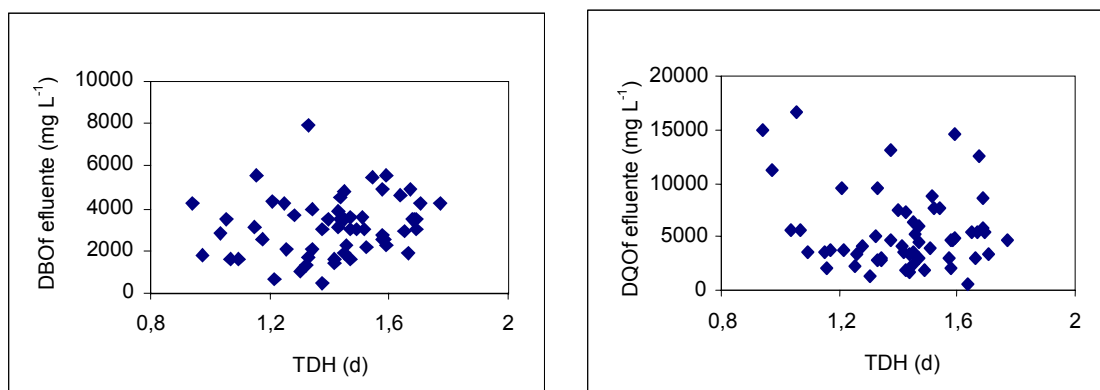


Figura 101. Gráfico de dispersão das relações entre o TDH com as concentrações efluentes de DBOf e DQOf no decantador.

Para DBOp e DQOp há uma tendência de redução da concentração efluente a medida que se têm maiores TDHs (Fig. 102), devido aos mesmos motivos da DBOf, isto é, maior conversão do material particulado em material solúvel, por se ter maiores TDHs. Observa-se também que para a DQOp

ocorreu uma maior dispersão dos dados do que para DBOp.

Na figura 103 são apresentadas os gráficos de dispersão das relações entre o TDH, TAH, CS e COV com as concentrações efluentes de SS.

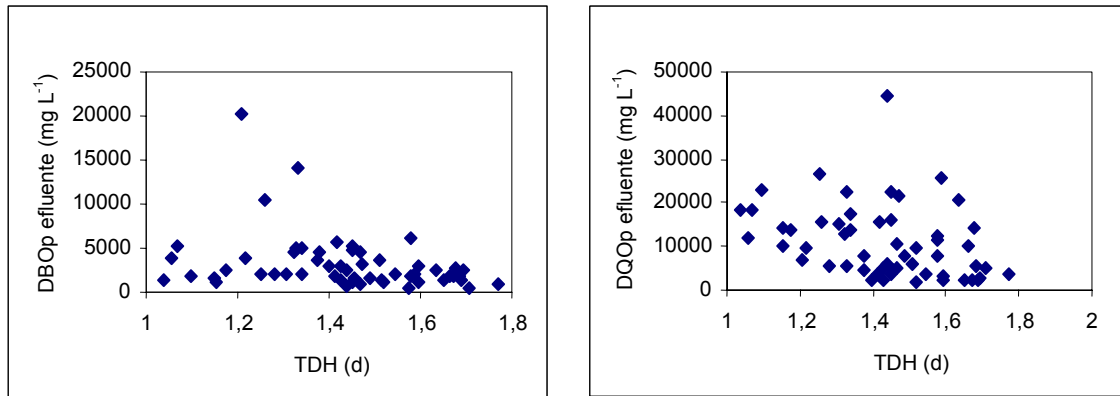


Figura 102. Gráfico de dispersão das relações entre o TDH com as concentrações efluentes de DBOp e DQOp no decantador.

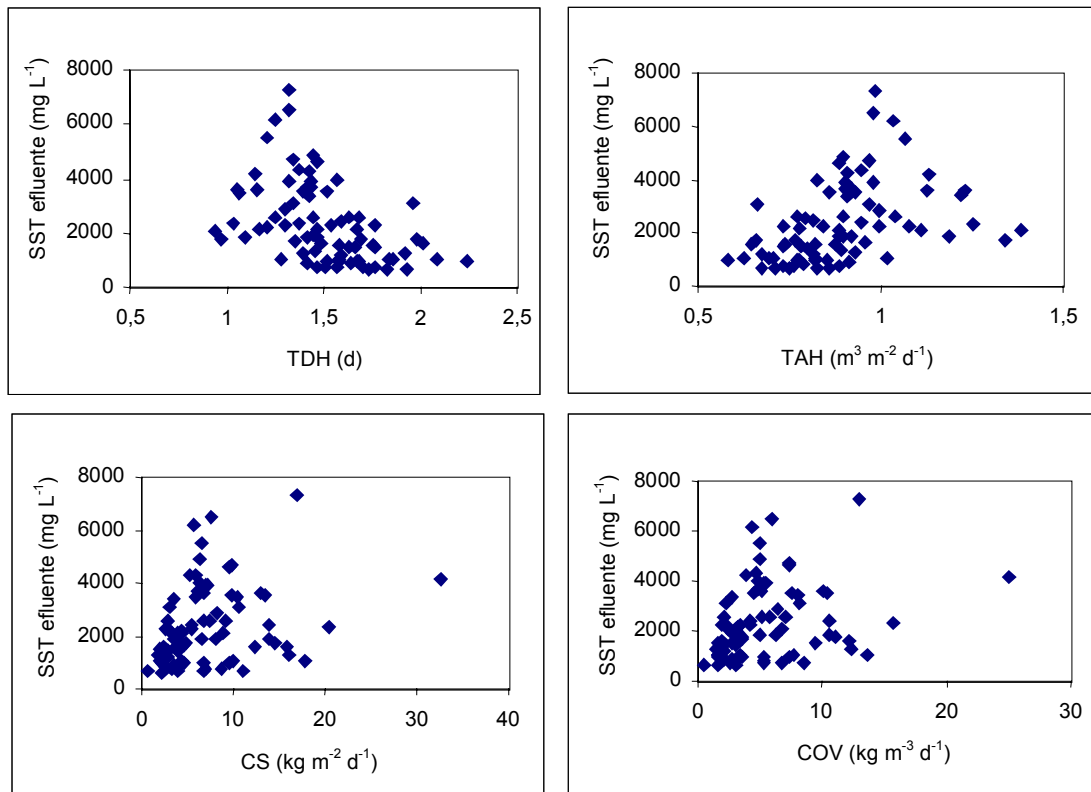


Figura 103. Gráfico de dispersão das relações entre o TDH, TAH, CS e COV com as concentrações efluentes de SS no decantador.

Pode-se observar uma tendência da redução das concentrações efluentes para TDHs mais elevados, enquanto que para a TAH e as cargas orgânicas aplicadas superficial e volumétrica ocorreu aumento da concentração efluente à medida que estes parâmetros aumentaram.

5.2.2 Reator UASB

Procurou-se verificar uma possível existência de melhores resultados de desempenho do reator UASB quando este trabalhou numa faixa recomendada para a COV, TDH e velocidade ascensional.

Foram estabelecidas como sendo as condições de projeto valores medidos próximos dos valores utilizados no dimensionamento do reator UASB. As faixas de valores inferiores e superiores aos de projeto foram considerados como sendo valores de subcarga e sobrecarga para cada um dos parâmetros analisados em função da concentração efluente de DQOt. Na tabela 30 é apresentado o valor de mediana da COV, TDH e v ascensional para cada uma das classes (subcarga, projeto e sobrecarga).

Tabela 30. Valores de mediana da COV, TDH e velocidade ascensional para as condições de subcarga, projeto e sobrecarga para a DQOt efluente do reator UASB.

Condição	COV (kgDQO m ⁻³ d ⁻¹)	TDH (d)	v ascensional (m h ⁻¹)
Subcarga	2,91	2,25	0,43
Faixa de Projeto	4,84	2,78	0,56
Sobrecarga	9,02	3,49	-

Para a comparação qualitativa das condições de carga dos parâmetros, primeiramente foi necessário caracterizar a distribuição de probabilidade do constituinte DQOt.

Os dados da DQOt se comportaram como uma distribuição assimétrica positiva o que torna a distribuição lognormal a mais indicada para caracterização destes dados.

Para a comparação dos grupos foi efetuado o teste não paramétrico de Kruskal-Wallis para verificar se havia diferença nas medianas das concentrações efluentes de DQOt para subcarga, faixa de projeto e sobrecarga e o teste de Friedman para indentificar as diferenças significativas entre os grupos, como é mostrada na tabela 31.

Tabela 31. Resultados dos testes estatísticos para DQOt efluente do reator UASB para os parâmetros COV, TDH e velocidade ascensional.

Condição	COV	TDH	v ascensional
	Mediana	Mediana	Mediana
Subcarga	1240b	2520 ^a	1200a
Faixa de Projeto	1740a	1377b	1840b
Sobrecarga	1793a	860c	-

A mesma letra nas colunas indicam diferenças significativas entre os grupos pelo teste de Friedman ($\alpha=5\%$)

Pode-se observar que houve influência significativa dos parâmetros de projeto no desempenho do reator UASB. Observou-se que para a COV o grupo subcarga apresentou valores de DQOt efluente menor e estatisticamente diferente dos outros dois grupos, que não se diferiram entre si. Para o TDH os três grupos foram estatisticamente diferentes, sendo que para TDH maiores tem-se DQOt efluentes menores. E no caso da velocidade ascensional o reator UASB não operou em sobrecarga, havendo diferenças significativas quando operou na faixa de projeto e de subcarga, tendo valores de concentração mais baixos quando operou em subcarga.

Estes resultados indicam que o reator UASB obteve melhor desempenho quando operou com COV até $3 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$, TDH superior a 3 dias e velocidade ascensional menor que $0,5 \text{ m h}^{-1}$.

Agora quando se compara os valores medianos da COV do grupo subcarga ($2,91 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) com o grupo sobrecarga ($9,02 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$), podemos ter grandes diferenças nas dimensões do reator UASB quando do seu dimensionamento, pois, como a COV é o principal parâmetro de projeto dos reatores UASB no tratamento de

águas residuárias de alta concentração, e os valores de COV do grupo sobrecarga é cerca de três vezes maior do que o do grupo subcarga, as dimensões do reator UASB dimensionado com COV maior (grupo sobrecarga) pode ser de três vezes menor do que outro dimensionado com a COV menor (grupo subcarga).

Para avaliar a verificação de relações entre os parâmetros de projeto e de operação no desempenho do reator UASB, avaliou-se a condição operacional, utilizando os resultados das concentrações efluentes de DBOt, DQOt, DBOp, DQOp e SS, e eficiência de remoção de DBOt, e DQOt.

Na figura 104 são mostradas as relações da COV e também da CS aplicadas com a DBOt e DQOt efluente, no qual pode-se observar uma correlação forte entre a CS e a COV com a DBOt, de forma que a medida que se aumenta a COV ocorre um aumento da concentração efluente. Esta relação no caso da DQOt foi menos pronunciada devido à uma maior dispersão dos dados.

Esta dependência da DBOt e DQOt com a COV, comprova que este parâmetro é o principal no dimensionamento do reator UASB tratando efluentes de suinocultura.

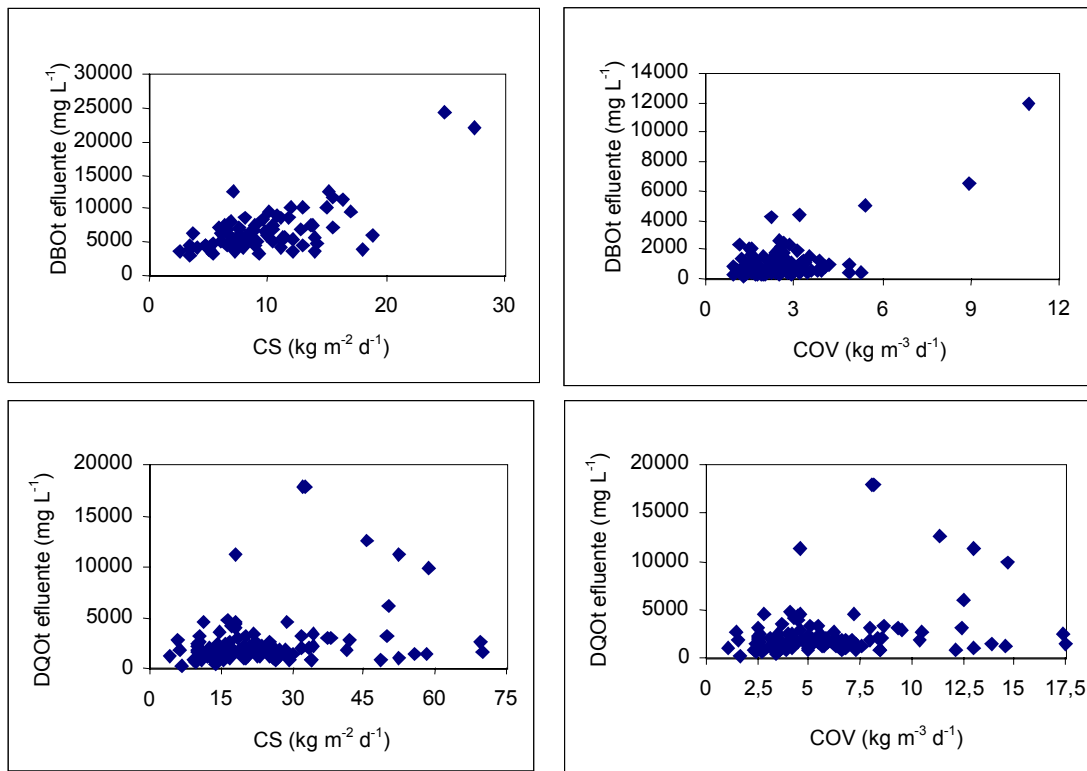


Figura 104. Gráfico de dispersão das relações entre a CS e COV com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no reator UASB.

Na figura 105 são mostrados as relações entre as concentrações de DBOt e DQOt no efluente com a concentração de AVT. Pode-se observar a grande relação existente entre a concentração de AVT no reator e o seu desempenho. À medida que se tem aumento da concentração de AVT observa-se um aumento da DBOt e DQOt efluente.

Isto acontece devido ao acúmulo de ácidos voláteis no reator, a qual pode levar esta unidade ao colapso. O monitoramento deste parâmetro mostrou-se de fundamental importância para o controle operacional do reator. Outro parâmetro importante no monitoramento do reator é a relação AI/AP proposta por Ripley et al. (1986), na qual o aumento acima de 0,3 indica instabilidade

operacional, com acúmulo de AVT e acidificação do reator. As análises de AVT e da relação AI/AP, como mostrado neste trabalho, juntamente com as análises quanti-qualitativa do biogás, são os principais parâmetros de monitoramento no controle da estabilidade do reator UASB. É evidente que o monitoramento da temperatura, pH, alcalinidade e concentração afluente de SST também são muito importantes.

Na figura 106 são apresentados os gráficos de dispersão das concentrações efluentes e das eficiências de remoção de DBOt e DQOt com as concentrações efluentes de sólidos suspensos.

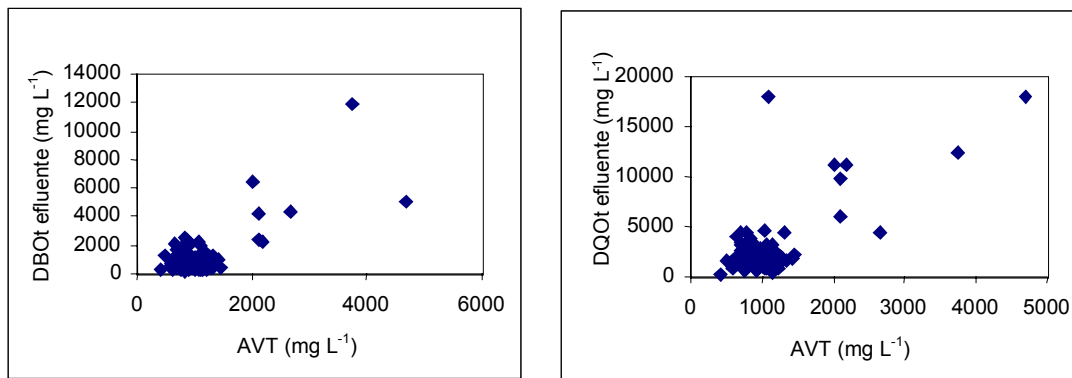


Figura 105. Gráfico de dispersão das relações entre a concentração de AVT com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no reator UASB.

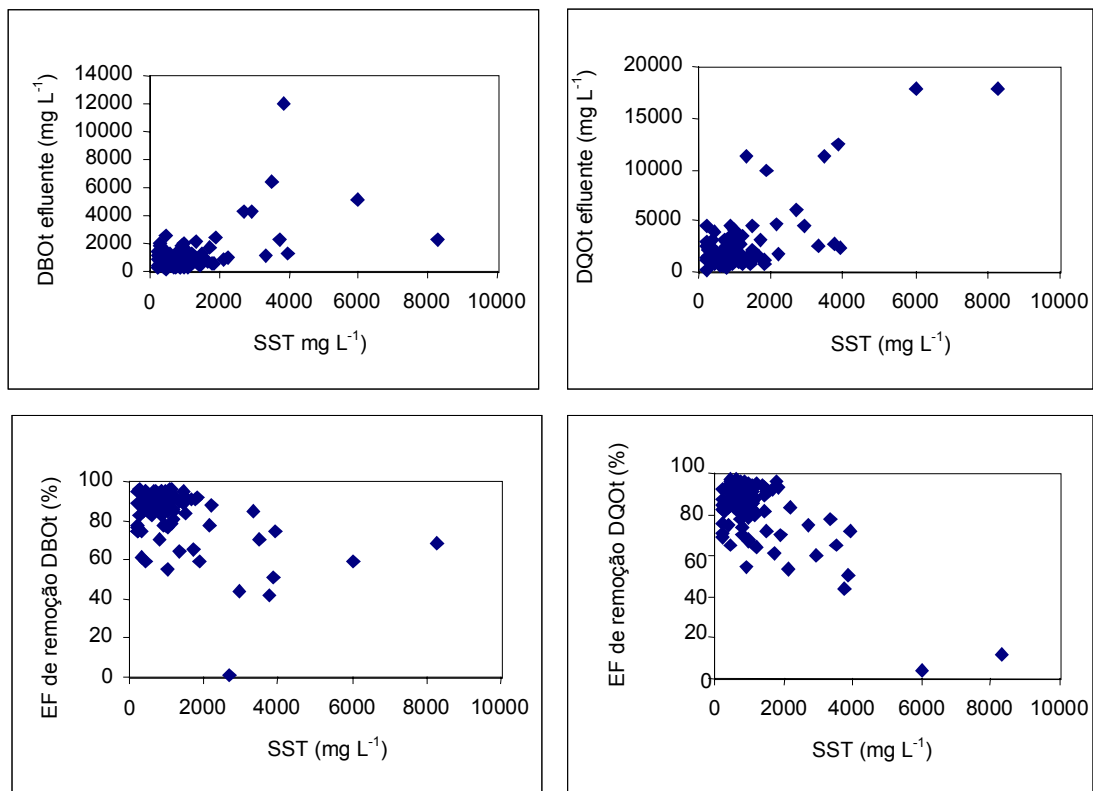


Figura 106. Gráfico de dispersão das relações entre as concentrações efluentes de SS com as concentrações efluentes e eficiências de remoção de DBOt e DQOt no reator UASB.

Pode-se observar que à medida que as concentrações efluentes de SST aumentaram, as concentrações efluentes de DBOt e DQOt a acompanharam, e a eficiências de remoção se reduziram, principalmente a DQOt, mostrando a grande participação dos SST na eficiência do reator UASB na remoção de DBOt e DQOt,

indicando que se o reator UASB tratar efluentes de suinocultura com boas eficiências na remoção de SST, teremos ótimas eficiências na remoção da DBOt e DQOt.

Na figura 107 é mostrada a relação entre as concentrações efluentes de DBOp e DQOp com as concentrações efluentes e afluentes de SST. No que diz respeito à concentração efluente de SST verifica-se o mesmo

comportamento ocorrido para DBOt e DQOt, isto é, um aumento da concentração efluente de DBOt e DQOt em função da ocorrência de maiores valores de concentração efluente de SST.

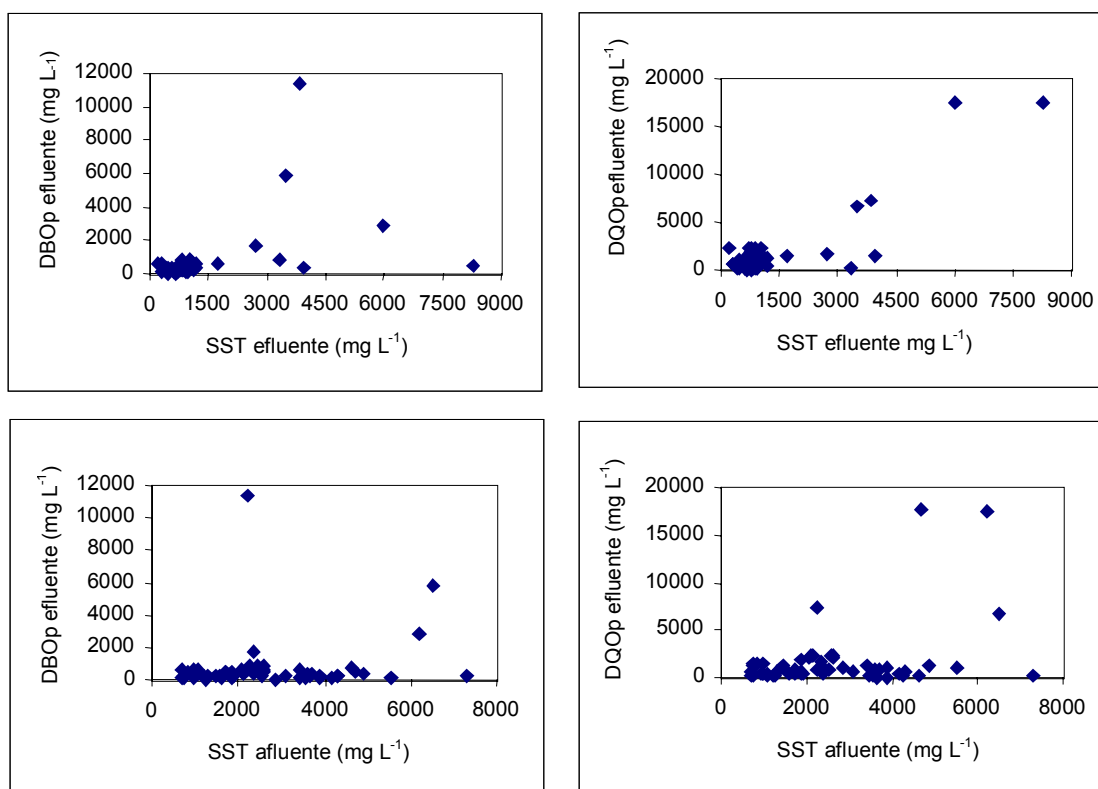


Figura 107. Gráfico de dispersão das relações entre as concentrações efluentes e afluentes de SST com as concentrações efluentes de DBOt e DQOt no reator UASB.

Em relação à concentração afluente de SST, observa-se não haver grande relação entre as concentrações de DBOt e DQOt efluentes. Os valores de SST afluentes verificados no reator UASB variaram de 620 a 7300 mg L⁻¹, não afetando o desempenho do reator. Lettinga e Hulshoff Pol (1991) recomendaram valores de SST afluentes aos reatores UASB de 6000 a 8000 mg L⁻¹. Os valores afluentes ao reator UASB dentro da faixa recomendada só foram possíveis,

devido à presença de uma unidade anterior para remoção de SST, pois, as concentrações afluentes ao decantador variaram de 940 a 28733 mg L⁻¹, sendo assim, é indispensável a presença de uma unidade preliminar de remoção de SST para o tratamento deste tipo de água residuária.

Na figura 108 são mostradas as relações da CS e COV aplicadas com o NTK, N-am e N-org no efluente de do reator UASB.

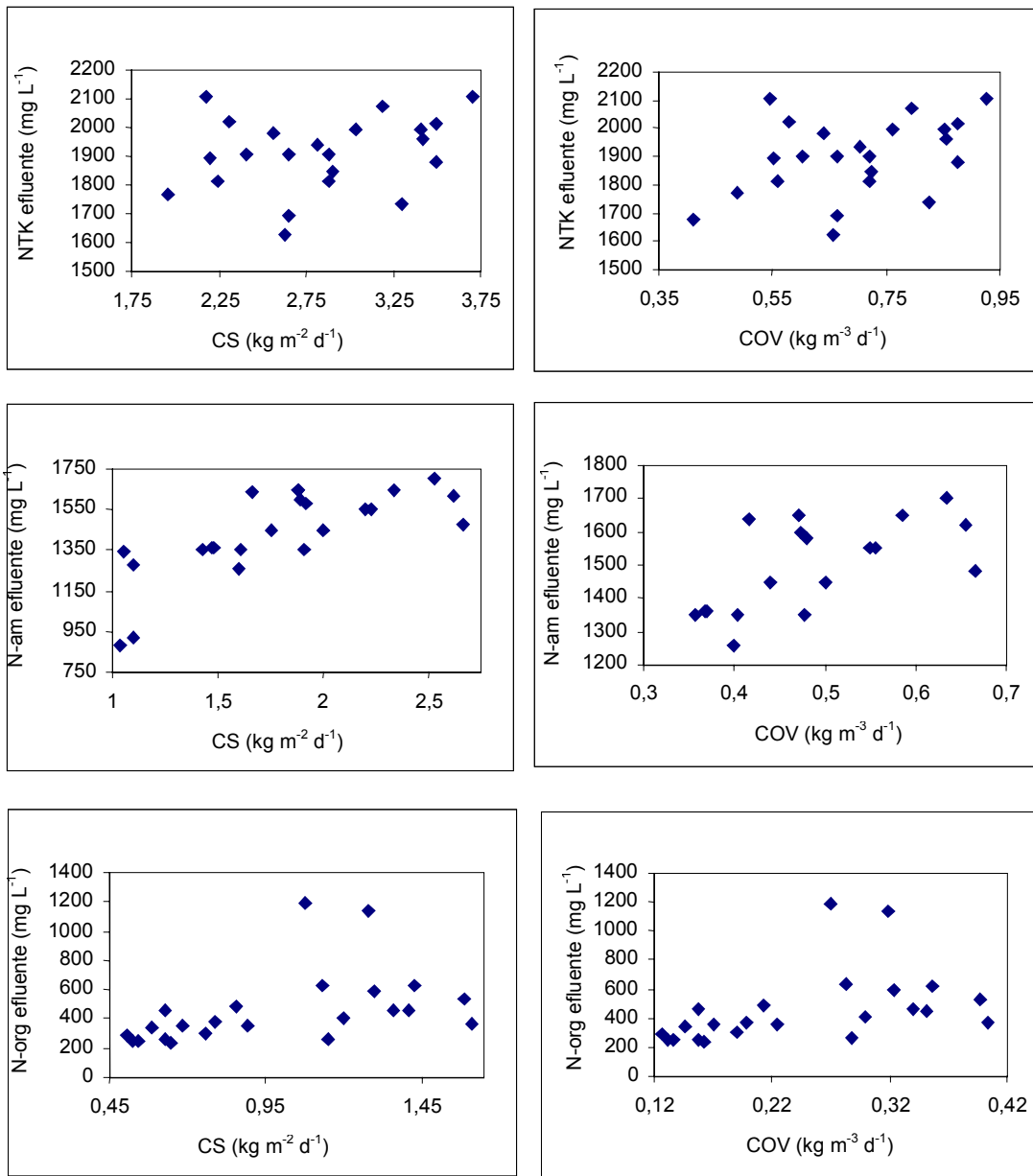


Figura 108. Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de NTK, N-am. e N-org, no reator UASB.

Pode-se observar para os constituintes NTK, N-am e N-org que à medida que se aumentou a CS aplicada no reator UASB, ocorre um aumento das concentrações efluentes. Este mesmo comportamento pode ser verificado para a COV aplicada, e

pode ser explicado pela baixa remoção destes constituintes no reator UASB, fazendo com que se tenha uma grande influência das cargas superficiais e volumétricas na concentração do efluente final.

Na figura 109 são apresentados os gráficos de dispersão das relações entre a CS e COV com as concentrações efluentes de fósforo total, no qual pode ser observado o

mesmo comportamento que para o nitrogênio no reator UASB, com aumento da concentração efluente à medida que se aumenta a CS e a COV.

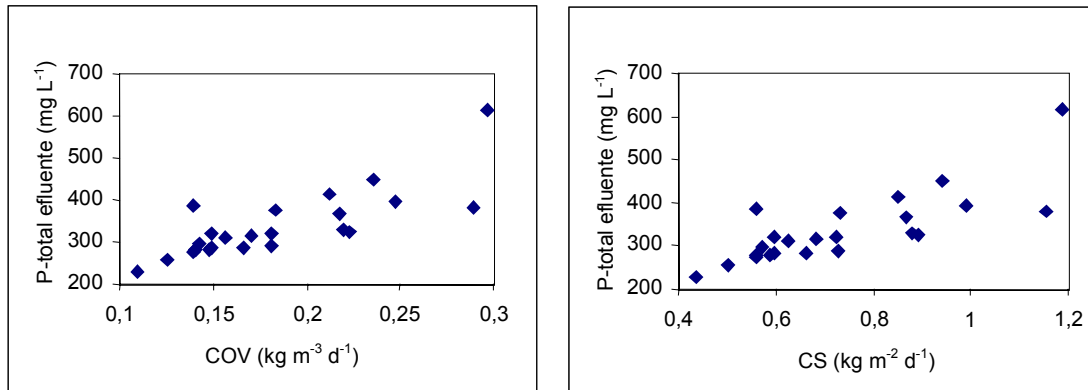


Figura 109. Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de P total no reator UASB.

5.2.3 Lagoa de polimento

Na figura 110 são apresentados os gráficos de dispersão entre os parâmetros pH e temperatura, pH e CS aplicada, e OD e COV aplicada.

Observa-se existir correlação entre pH e temperatura, indicando que para temperaturas mais elevadas têm-se maiores valores de pH, que ocorre pelo fato de temperaturas maiores, aumentarem a velocidade de fotossíntese, elevando os valores de pH e de OD.

Com relação à CS, observa-se que o gráfico se apresenta com grande dispersão dos dados, e não fica claro uma relação entre estes dois parâmetros. Para o OD observa-se que à medida que se aumenta CS ocorre redução de OD, fato este que pode ser explicado facilmente pelo fato da oxidação da matéria orgânica e o consumo de oxigênio pelas bactérias serem maiores em função de maiores cargas orgânicas aplicadas, ainda que se considere o oxigênio produzido pelas algas.

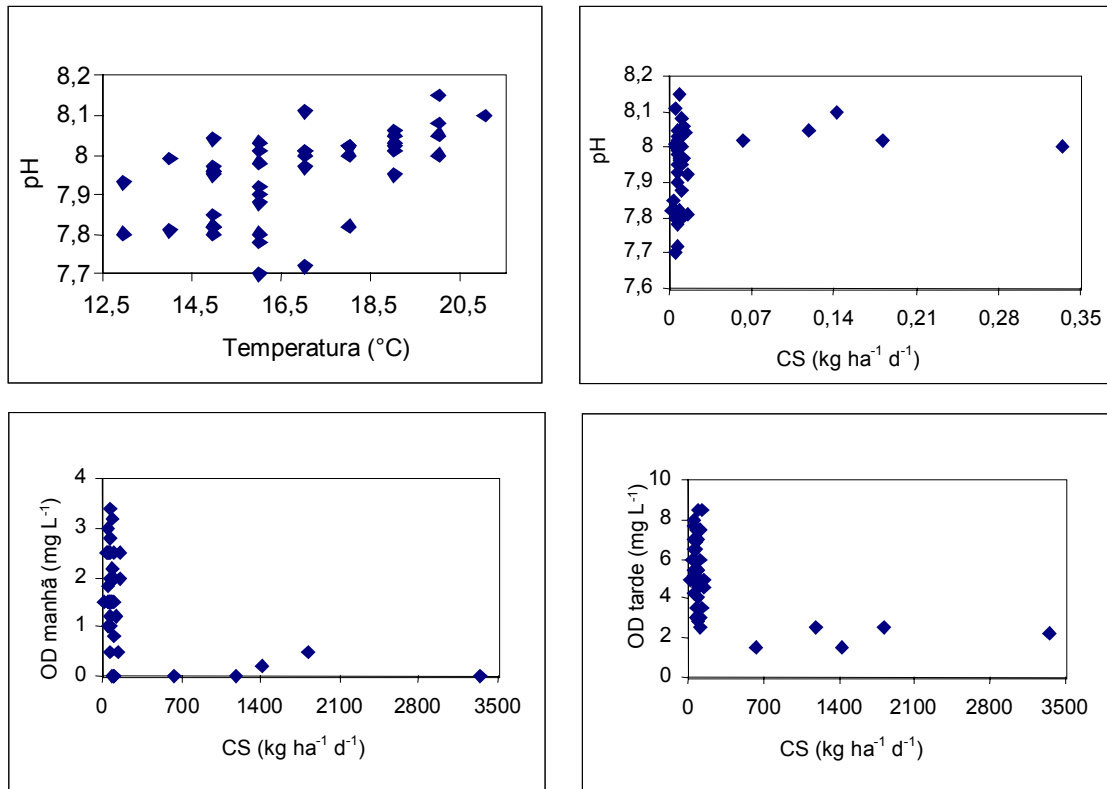


Figura 110. Gráfico de dispersão das relações entre pH e temperatura, pH e CS e entre OD com CS na lagoa de polimento.

Na figura 111 são mostradas as relações dos parâmetros TDH, TAH, CS e COV aplicadas com a DBOt efluente na lagoa de polimento.

Para o TDH observou-se redução da concentração efluente de DBOt à medida

que se aumentou o TDH. Já para a TAH, CS e COV ocorreu aumento da concentração de DBOt à medida que se aumentaram os valores destes parâmetros, devido evidentemente às maiores cargas, quando há uma maior oxidação da matéria orgânica.

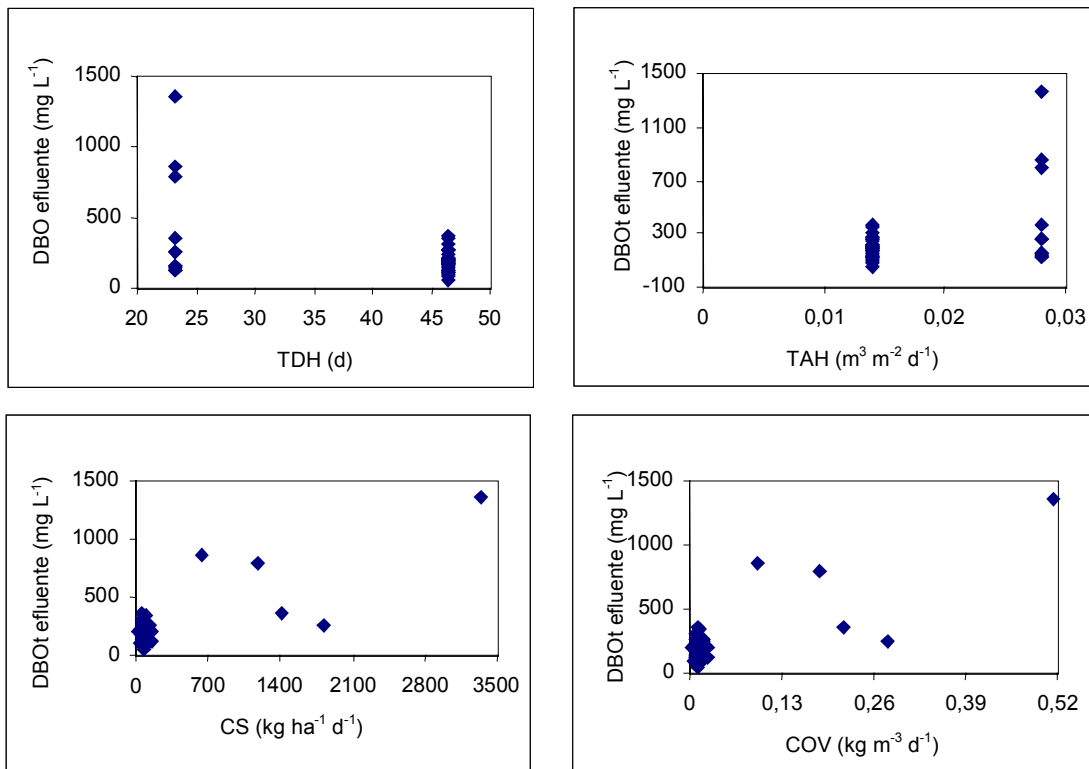


Figura 111. Gráfico de dispersão das relações entre TDH, TAH, CS e COV com as concentrações efluentes de DBOt na lagoa de polimento.

Na figura 112, são mostradas as relações entre SST e DBOp e DQOp efluentes e, pode-se observar uma tendência de aumento da DBOp e DQOp efluentes à medida que se têm maiores valores de SST. Em média, 1 mg L⁻¹ de SST gerou uma

DBOp de 0,27 mg L⁻¹ e uma DQOp de 1,05 mg L⁻¹. Estes valores são similares aos mencionados por VON SPERLING (1996), 1 mgSST L⁻¹ gera em torno de 0,3 a 0,4 mgDBOt L⁻¹.

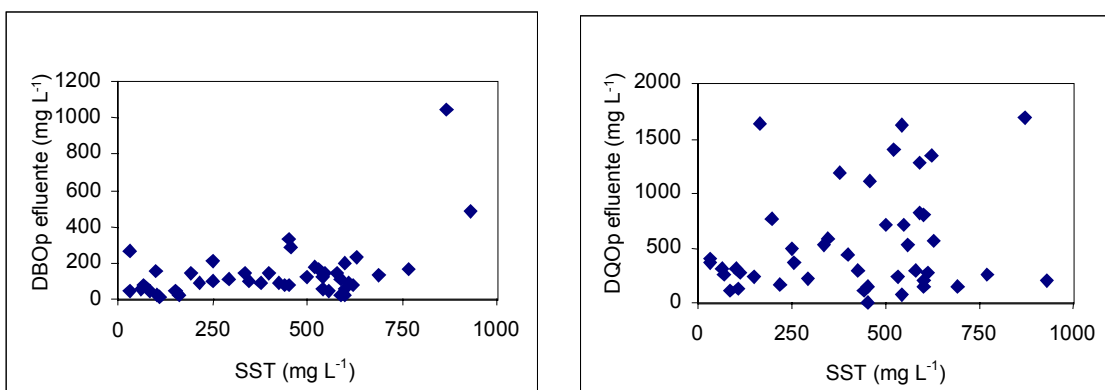


Figura 112. Gráfico de dispersão das relações entre a SST efluentes e a DBOp e DQOp efluentes na lagoa de polimento.

Segundo Von Sperling (1996) os sólidos em suspensão no efluente das lagoas facultativas são predominantemente algas, que poderão ou não exercer alguma demanda de oxigênio no corpo receptor, dependendo das suas condições de sobrevivência no mesmo, o que faz com que a DBO efluente das lagoas facultativas possa ser considerada como sendo apenas a DBO solúvel, devido à incerteza quanto aos aspectos de sobrevivência das algas no corpo receptor.

Nas figuras 113 e 114 são apresentadas os gráficos de dispersão das relações dos nutrientes nitrogênio e fósforo com as cargas superficial e volumétrica aplicadas na lagoa de polimento, no qual pode-se verificar o mesmo comportamento ocorrido no reator UASB, aumento de NTK, N-am., N-org. e Pt efluentes à medida que se aumentaram as cargas aplicadas.

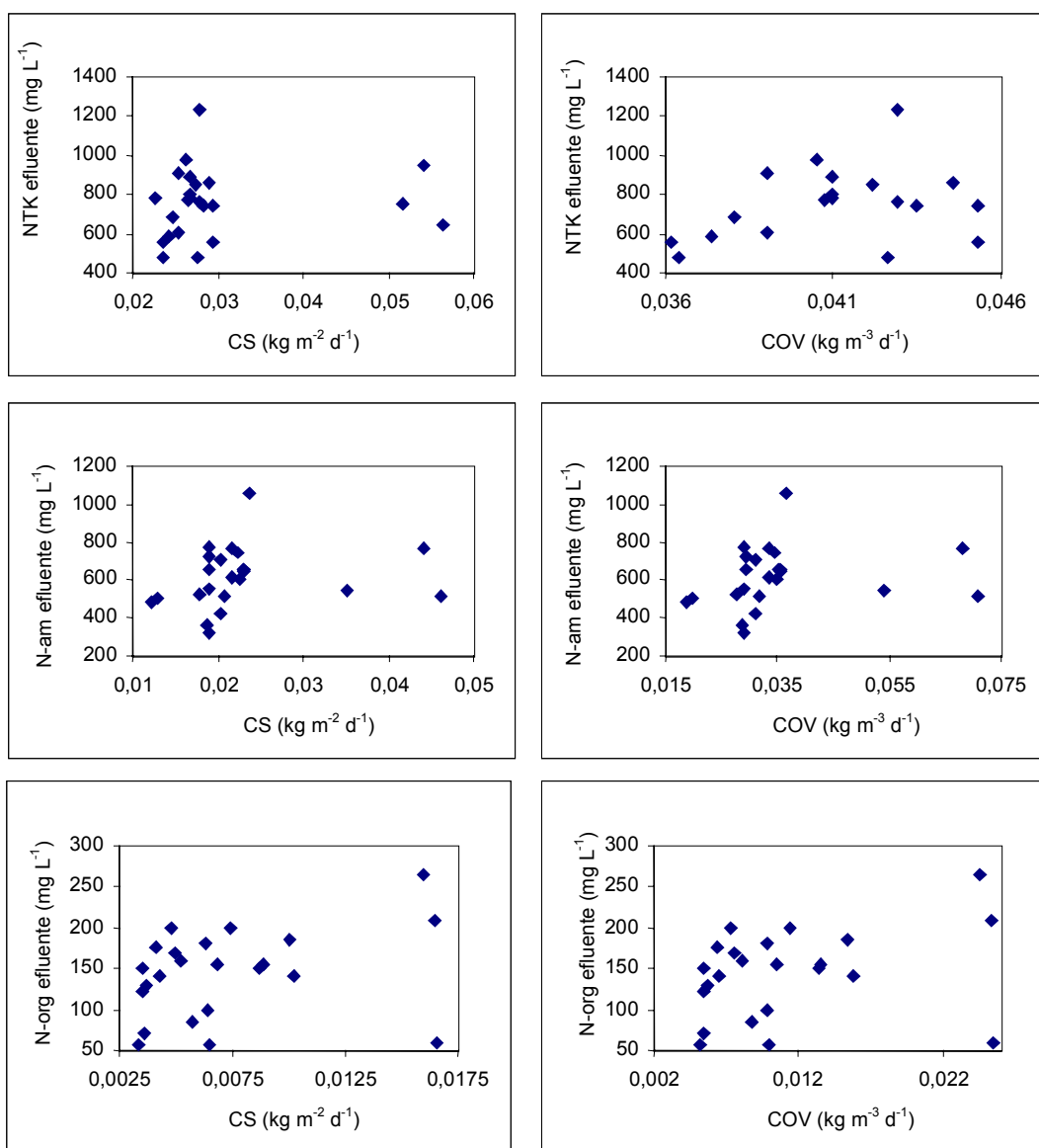


Figura 113. Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de NTK, N-am. e N-org, na lagoa de polimento.

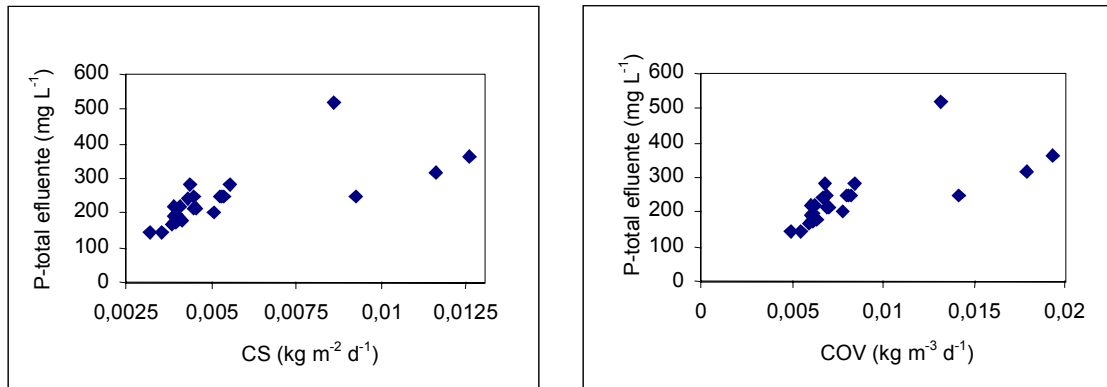


Figura 114. Gráfico de dispersão das relações entre CS e COV com as concentrações efluentes de P total na lagoa de polimento.

5.3 Determinação de parâmetros cinéticos e estequiométricos no reator UASB

5.3.1 Determinação dos coeficientes de produção celular Y e de decaimento bacteriano K_d

A regressão dos valores de x e y para obtenção dos parâmetros cinéticos Y e K_d, são mostradas na figura 115.

Foram obtidos para o coeficiente de crescimento celular Y = 0,03 gSVT gDQO⁻¹, e para o coeficiente de decaimento da biomassa K_d = 0,011 d⁻¹.

Saleh (2004) determinou os parâmetros cinéticos em reator UASB tratando águas residuárias de três efluentes líquidos de agroindústrias em escala de bancada, obtendo para efluentes da suinocultura Y = 0,339 mgSVT mgDQO⁻¹ e K_d = 0,014 d⁻¹.

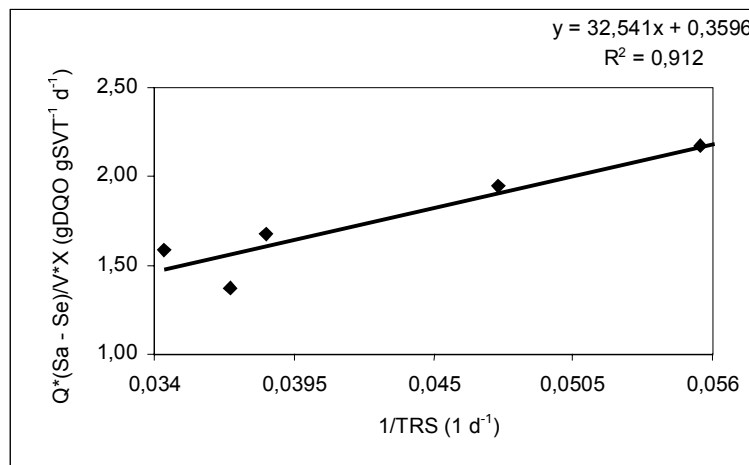


Figura 115. Gráfico de regressão linear dos parâmetros Y e K_d

Van Haandel e Lettinga (1994) citados por Von Sperling (1996) relatam valores de $Y = 0,03 \text{ gSVT gDQO}^{-1}$ removida para as arqueas metanogênicas e de $0,15 \text{ gSVT gDQO}^{-1}$ removida para as bactérias acidogênicas no tratamento anaeróbio de esgotos domésticos. Já Metcalf e Eddy (1991) citados por Von Sperling (1996) relatam para o tratamento aeróbio valores de K_b variando de $0,05$ a $0,12 \text{ d}^{-1}$ tendo como base a DQO, e de acordo com Lettinga (1995) não há valores disponíveis confiáveis na literatura para o tratamento anaeróbio. Os valores obtidos neste trabalho são similares aos citados por estes

autores, apesar de ser um efluente diferente, pois o esgoto doméstico apresenta baixa concentração de matéria orgânica e os efluentes de suinocultura apresentam concentrações muito mais elevadas.

5.3.2 Determinação das taxas de crescimento máximo de microrganismos ($\mu_{\text{máx}}$) e coeficientes de concentração de substrato limitante (K_s)

A regressão dos valores de x e y para obtenção de $\mu_{\text{máx}}$ e K_s são mostradas na figura 116.

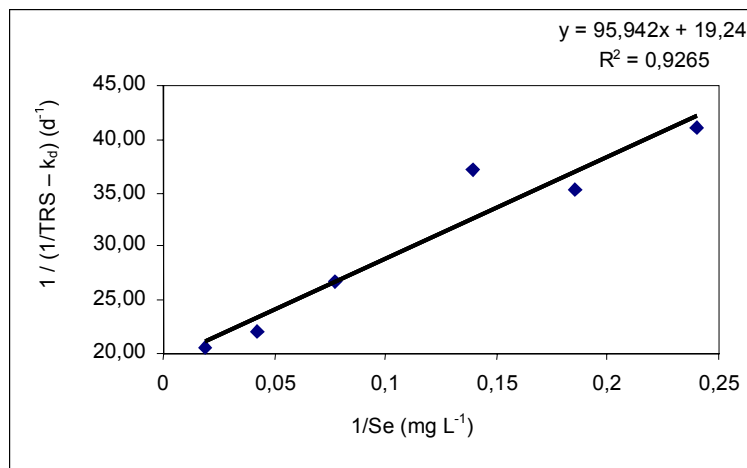


Figura 116. Gráfico de regressão linear dos parâmetros $\mu_{\text{máx}}$ e K_s

Foram obtidos para a taxa de crescimento máximo de microrganismos e coeficiente de concentração de substrato limitante os valores:

$$\mu_{\text{máx}} = 0,05 \text{ d}^{-1}$$

$$K_s = 4,8 \text{ mgDQO L}^{-1}$$

Saleh (2004) obteve para o reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura $\mu_{\text{máx}} = 0,0315 \text{ d}^{-1}$ e $K_s = 57,435 \text{ mgDQO L}^{-1}$.

Van Haandel e Lettinga (1994) citados por Von Sperling (1996) relatam que para o tratamento anaeróbio de esgotos domésticos os valores de $\mu_{\text{máx}} = 0,4 \text{ d}^{-1}$ e $K_s = 50 \text{ mgDQO L}^{-1}$ para as arqueas metanogênicas. Os valores obtidos neste trabalho foram bem inferiores aos citados por estes autores, porém no caso dos efluentes de suinocultura que apresentam elevada concentração de substrato e baixo K_s ($S \gg K_s$) a reação é aproximadamente de ordem zero e a taxa de crescimento não depende da concentração de substrato.

5.4 Determinação dos coeficientes de remoção de matéria orgânica e de decaimento bacteriano na lagoa de polimento

5.4.1 Coeficientes de remoção de matéria orgânica

Na tabela 32 são apresentados os coeficientes de remoção de DBOt e para DQOt para a temperatura de 20°C para os regimes hidráulicos de mistura completa e fluxo disperso.

Estes valores são muito baixos, o que explica a baixa eficiência da lagoa de polimento na remoção da DBO e DQO. Von Sperling (1996) relata faixas de valores de 0,25 a 0,32 d⁻¹ para lagoas facultativas recebendo efluente de lagoas primárias ou reatores para o regime de fluxo de mistura completa. Rocha (2002) achou valores de K = 0,25 d⁻¹ e K = 0,11 d⁻¹ para regime hidráulico de mistura completa e fluxo disperso, respectivamente, para uma lagoa facultativa recebendo efluentes de esgotos domésticos de reator UASB em escala real. Estes baixos coeficientes podem ser devido às características do efluente do UASB, característico de matéria orgânica de mais difícil degradação e com valores elevados de sólidos suspensos.

Tabela 32. Valores médios de coeficiente de remoção de matéria orgânica para a lagoa de polimento

Regime hidráulico	K DBO (d ⁻¹)	K DQO (d ⁻¹)
Mistura completa	0,08	0,05
Fluxo disperso	0,04	0,02

Aplicando a fórmula empírica obtida por Arceivala (1981) para o regime hidráulico de fluxo disperso que relaciona o coeficiente K com a taxa de aplicação superficial, obtém-se um K de 0,10 d⁻¹ em termos de DBO. A taxa de aplicação superficial de DBO média na lagoa foi de L_s = 76 kg ha⁻¹ d⁻¹, como se apresenta a seguir:

$$K = 0,132 \cdot \log L_s - 0,146 \quad (39)$$

$$K = 0,132 \cdot \log(76) - 0,146 = 0,10 \text{ d}^{-1}$$

5.4.2 Coeficientes de decaimento bacteriano

Na tabela 33 são apresentados os coeficientes de decaimento bacteriano para a temperatura de 20°C para os regimes hidráulicos de mistura completa e fluxo disperso.

Tabela 33. Valores de coeficiente de decaimento bacteriano para a lagoa de polimento.

Regime hidráulico	K _b (d ⁻¹)
Mistura completa	0,98
Fluxo disperso	0,23

Aplicando as fórmulas de K_b obtidas por Von Sperling (2002) para 33 lagoas facultativas e de maturação no Brasil (40) e 82 lagoas no Brasil e no mundo (41) obtiveram-se valores de K_b = 0,39 d⁻¹ e K = 0,93 d⁻¹, como se apresenta a seguir.

$$K_b \text{ (disperso)} = 0,917 \cdot H^{-0,877} \cdot t^{-0,329} \quad (33 \text{ lagoas no Brasil}) \quad (40)$$

$$K_b \text{ (disperso)} = 0,542 \cdot H^{-1,259} \quad (82 \text{ lagoas no Brasil e no mundo}) \quad (41)$$

Os valores de K_b encontrados neste trabalho são similares aos valores reportados por Von Sperling (1996), porém, pode-se notar ao se comparar estes valores com os obtidos por meio das equações 40 e 41 que foram inferiores. Isto pode ser explicado pelo comportamento da lagoa, que não apresentou vários dos fatores de forma otimizada necessários para uma remoção eficiente dos coliformes totais e termotolerantes, tais como pH elevado, alta concentração de OD, geometria da lagoa.

5.5 Confiabilidade do sistema de tratamento (CDC)

Foram calculados os CDCs para os constituintes DBOt, DQOt, SST, NTK, P e coliformes termotolerantes, para o decantador, reator UASB e lagoa de polimento, como mostra a Tabela 34.

Tabela 34. Valores de CDC para DBOt, DQOt, SST, NTK, P e coliformes para o decantador, reator UASB e lagoa de polimento.

Unidade	CDC					
	DBO	DQO	SST	NTK	P	Coliformes
Decantador	0,61	0,52	0,50	0,87	0,74	0,85
Reator UASB	0,46	0,51	0,48	0,89	0,70	0,92
Lagoa de polimento	0,58	0,47	0,61	0,71	0,61	1,00

Para exemplificar o uso do CDC, considerou-se que para o reator UASB tratando efluentes de suinocultura pretende-se a meta de concentração no efluente de DBOt de 790 mg L⁻¹.

Como o CDC para a DBOt no reator UASB foi de 0,46, e tendo como meta um efluente de 790 mg L⁻¹, o reator UASB deveria ser projetado ou operado para obter um efluente médio de 363 mg L⁻¹ para garantir que 95% dos resultados alcançassem a meta de 790 mg L⁻¹. Pode-se concluir que quando maior a variabilidade do constituinte na unidade de tratamento menor é o valor que se deve trabalhar para obter a meta pré-estabelecida.

Na tabela 35 são apresentadas as concentrações mínimas para determinadas metas de eficiência do reator UASB na remoção de DBOt e DQOt, considerando os valores de CDC.

Tabela 35. Concentrações mínimas de DBOt e DQOt no efluente para diversas metas de eficiência no reator UASB considerando seus respectivos valores de CDC

Meta de eficiência	DBO (mg L ⁻¹)	DQO (mg L ⁻¹)
70%	890	2261
75%	742	1884
80%	593	1507
85%	445	1130
90%	297	754

5.5.1 Cálculo do percentual esperado de atendimento às metas de lançamento

Na tabela 36 são apresentados os percentuais de atendimento à diversas metas pré-estabelecidas para DBO e DQO no sistema de tratamento, considerando como efluente a DBO e DQO filtrada.

Tabela 36. Percentual de atendimento à algumas metas de lançamento do sistema de tratamento para DBOt e DQOt.

	Metas de lançamento					
	DBOt (mg L ⁻¹)			DQOt (mg L ⁻¹)		
	60	250	500	90	250	500
% de atendimento	23,04	99,88	99,99	1,86	40,52	84,38

De acordo com a Deliberação Normativa nº10 de 16 de dezembro de 1986 (DN COPAM 10/86) o lançamento de efluentes de qualquer fonte poluidora só poderão ser lançados em corpos d'água, desde que apresentem concentração efluente máxima de DBO e DQO de 60 e 90 mg L⁻¹, sendo que estes limites só poderão ser ultrapassados no caso do sistema de tratamento de águas residuárias reduzir a

carga poluidora do efluente, em termos de DBO, em no mínimo 85%. Observou-se que ocorreu um percentual de atendimento a DN COPAM 10/86 de 23,04% para DBO e 1,86% para DQO em termos de concentração efluente, valores estes muito baixos. Já em termos de eficiência de remoção de DBO o sistema apresentou um percentual de atendimento de 91%.

5.6 Custos de implantação e manutenção do sistema de tratamento

Este trabalho buscou desenvolver um sistema de tratamento de águas residuárias de suinocultura que aliasse bom desempenho e baixo custo. Na tabela 37 estão apresentados os custos de

implantação do sistema de tratamento em escala real compostos pelo decantador, reator UASB, bioesterqueira e leitos de secagem.

Na tabela 38 é mostrado o resumo dos custos de implantação e manutenção de cada unidade do sistema.

Tabela 37. Custos de Implantação do decantador, reator UASB, bioesterqueira e leitos de secagem

Descrição	Custo (R\$)
Decantador	
Limpeza e escavação do terreno	95,00
Execução da alvenaria de blocos de concreto	980,00
Instalação dos registros e tubulações	320,00
Execução do Reboco	185,00
Reator UASB	
Limpeza e escavação do terreno	300,00
Lançamento do concreto	220,00
Execução dos pilares e cinta	1530,00
Execução da alvenaria de blocos de concreto	2600,00
Reboco	550,00
Instalação dos registros e tubulações	550,00
Impermeabilização	2750,00
Bioesterqueira	
Limpeza e escavação do terreno	300,00
Execução da alvenaria de blocos de concreto	1500,00
Leitos de secagem	
Limpeza e escavação do terreno	250,00
Execução da alvenaria de blocos de concreto	900,00
Preenchimento com material filtrante	1050,00

Tabela 38. Custo de implantação e manutenção (em R\$) do sistema de tratamento em escala real para a granja com capacidade para 45 matrizes e um volume gerado de $5\text{m}^3\text{ d}^{-1}$ de efluente.

Unidade	Implantação	Manutenção/ano			Total
		Depreciação	Juros	Mão-de-Obra	
Decantador	1580	158,00	190,00	142,00	490,00
Reator UASB	8500	850,00	1020,00	360,00	2230,00
Bioesterqueira	1800	180,00	216,00	180,00	576,00
Leitos de secagem	2200	220,00	264,00	180,00	664,00
Total	14.080				3960,00

O custo de manutenção foi calculado levando em consideração uma depreciação de 10%, taxa de juros médios anuais de 12% e mão-de-obra.

O custo de manutenção do sistema proposto foi de R\$ $0,03\text{ kg}^{-1}$ de suíno produzido ou R\$ 88,00 por matriz instalada. Estes valores podem ser considerados baixos quando comparados com outros sistemas. Perdomo (2002) encontrou para

um sistema de armazenagem e distribuição dos dejetos e para um sistema de tratamento por lagoas de estabilização R\$ 0,05 kg⁻¹ e R\$ 0,16 kg⁻¹ de suíno produzido, respectivamente.

Outro aspecto importante é a área requerida pelo sistema, pois muitas vezes não há área suficiente para instalação de sistemas como o de lagoas de estabilização ou mesmo aplicação no solo. A área total requerida por este sistema foi de 500 m², o que equivale a uma área requerida por matriz instalada de 11 m².

6. CONCLUSÕES

O sistema de tratamento avaliado apresentou altas eficiências de remoção de DBO e DQO, possibilitando nas condições operacionais impostas alcançar valores médios acima de 90%, atendendo aos padrões estabelecidos pela legislação ambiental de Minas Gerais quanto a eficiência de remoção do sistema de tratamento.

O reator UASB suportou bem as variações de carga orgânica volumétrica e de sólidos suspensos afluentes, mostrando ser um sistema que suporta bem as variações. Em termos de remoção de sólidos suspensos o reator UASB apresentou eficiência média de remoção de 63%, apesar dos vazamentos (na coifa) que causaram grande perda de sólidos juntamente com o efluente final.

A utilização do decantador como pré-tratamento, promoveu as funções de separação de sólidos e acidificação do afluente do reator UASB e mostrou-se vantajoso, sendo um dos responsáveis pela alta eficiência do sistema.

Quanto à operação do sistema, esta pode ser considerada de pequena complexidade, limitando-se a descartes de rotina no decantador, do lodo da manta no reator UASB, e limpeza das canaletas para desobstrução das mesmas. O controle operacional deve estar atento aos sinais de deterioração dos efluentes, principalmente do reator UASB, no que diz respeito à

acumulação de ácidos orgânicos voláteis, perda de sólidos, e altura excessiva da manta de lodo.

A lagoa de polimento, como pós-tratamento do reator UASB apresentou boa resposta na remoção de matéria orgânica, sólidos, e principalmente coliformes e nutrientes.

Em termos de custo a estação de tratamento apresenta grandes vantagens quando comparada a outros sistemas de tratamento utilizados para este tipo de resíduo, ocupando menor área, não utilizando energia elétrica e não possuindo nenhum equipamento mecânico, além da possibilidade em se reaproveitar os efluentes líquidos, sólidos e o biogás.

7. RECOMENDAÇÕES

- Avaliar o sistema trabalhando com equalização da vazão e da carga aplicada.
- Quantificar e avaliar a viabilidade do uso do biogás gerado no reator UASB, para utilização na própria suinocultura.
- Avaliar o desempenho de mais lagoas de polimento no tratamento do efluente do reator UASB.
- Avaliar e caracterizar o lodo anaeróbico do reator UASB.

8. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANDERSON, G.K.; YANG, G. Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration. **Water Environment Research**, v.64, n.1, p.53-59, 1992.

APHA/AWWA/WEF. **Standard Methods for the Examination of water and wastewater**, 20 ed. Washington, D. C. 1998.

ARCEIVALA, S.J. **Wastewater treatment and disposal**. New York: Marcel Dekker, 1981. 892 p.

BANIK, G.C.; DAGUE, R.R. ASBR treatment of low strength industrial wastewater at psychophilic temperatures. **Water Science and Technology**, v.36, p.337-344, 1997.

BOTELHO, C.G. **Avaliação do suprimento hídrico e do volume residuário no manejo de bovinos, suínos e galináceos**. 1983. 85 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, Belo Horizonte, 1983.

BRITO, A.G.; RODRIGUES, A.C.; MELO, F.L. Feasibility of a Pulsed Sequencing Batch Reactor with anaerobic Aggregated Biomass for the Treatment of low strength Wastewaters. **Water Science and Technology**, v. 35, n.1, p.193-198, 1997.

CARMO JR., G. N. R. **Aplicabilidade do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) para o tratamento de resíduos de líquidos da suinocultura**. 1998. 69 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental). Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis/SC. 1998

CAMPOS, C.M.M.; MOCHIZUKI, E.T.; DAMASCENO, L.H.S. et al. Avaliação do potencial de produção de biogás e da eficiência de tratamento do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) alimentado com dejetos de suínos. **Ciência e Agrotecnologia**, v.29, n.4, p.848-856, Jul/ago 2005.

CAVALCANTI, P.F.F.; VAN HAANDEL, A.; KATO, M.T. et al. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por lagoas de polimento. In.: CHERNICHARO, C. A. L.. **Pós-tratamento de efluentes de Reatores Anaeróbios**. Belo Horizonte:PROSAB, 2001. Vol.2. 544p.

COPAM - Conselho Estadual de Política Ambiental -. Deliberação Normativa COPAM nº 10, de 16 de dezembro de 1986. Diário do Executivo, Minas Gerais, 10 jan. 1987.

CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores Anaeróbios**. 2 ed. Belo Horizonte: DESA, UFMG, 2007. 380 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v. 5).

CHERNICHARO, C.A.L.; VAN HAANDEL, A.C.; AISSÉ, M.M. et al. Reatores anaeróbios de manta de lodo. In: CAMPOS, J. R.. **Tratamento de esgotos por processos anaeróbio e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: ABES/FINEP/PROSAB, 1999. Cap.7. 436p.

CHIATTI, F.C.F. **Avaliação de lagoas de polimento atuando como pós-tratamento de efluentes de reator UASB, com ênfase na remoção de nitrogênio**. 2004. 195 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, Belo Horizonte, 2004.

DARTORA, V.; PERDOMO, C.C.; TUMELERO, I.L. Manejo de dejetos de suínos. BIPERS. n.11. 32 p. 1998.

DILALLO, R.; ALBERTISON, O.E. Volatile acids by direct titration. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.33, n.4, p.356-365, 1961.

DUDA, R.M. **Desempenho de Reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento de águas residuárias de suinocultura**. 2006. 146 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

EPA (1983). **Designmanual. Municipal wastewater stabilization ponds**. United States Environmental Protection Agency. 327 p.

FERNANDES, G.F.R. **Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento de águas residuárias de suinocultura.** 2004. 135 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

FRADE, E.C. **Concepção e avaliação de desempenho de um sistema compacto reator UASB/filtro biológico percolador utilizado para o tratamento de esgotos sanitários.** 2003. 107 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, Belo Horizonte, 2003.

FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. In.: Seminário Latino americano.3, 1994. Montevideo. **Anais...** Montevideo, 1994. P.97-110.

FORESTI, E., OLIVEIRA, R.A. de. Anaerobic treatment of piggery wastewater in UASB reactors. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON AGRICULTURAL AND FOOD PROCESSING WASTES.7, 1995. Chicago-USA. **Proceedings...** Chicago, 1995. p. 309-318.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; Van HAANDEL et al. Fundamentos do tratamento anaeróbio. IN: CAMPOS, JR.. **Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo.** Rio de Janeiro: ABES, p. 29-52, 1999.

FORTUNATO, C.M.; GOMES, C.S.; ANDREOLI, F.N. et al. Agressividade de sulfetos ao concreto de Reatores tipo RALF. Sanare-Revista Técnica SANEPAR. Curitiba, v.16, n.16, p.64-70, 2001.

GERARDI, M.H. **The microbiology of anaerobic digesters.** Jon Wiley & Sons, 2003. 130 p.

GIROTTO, A.F. Situação atual e tendências para a suinocultura brasileira nos próximos anos. **Anuário Suinocultura Industrial**, n. 1, p. 14-30, 2005.

HANSEN, K.H.; ANGELIDAKI, I.; AHRING, B.K. Anaerobic digestion of swine manure inhibition by ammonia. **Water Research**, v.32, n.1, p.5-12, 1998.

HARDOIM, P. C. **Efeito da temperatura de operação e da agitação mecânica na eficiência da biodigestão anaeróbia de dejetos de bovinos.** 1999. 88 f. Tese (Doutorado em Produção Animal) Universidade Estadual de São Paulo – UNESP, Jaboticabal, 1999.

IAMAMOTO, C. Y.; OLIVEIRA, R. A. de; LUCAS JÚNIOR, J. de. Alcalinidade como medida de monitoramento do desempenho de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (UASB), tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, v.22, n.1, p.118-126, 2002.

JENKINS, S.R.; MORGAN, J.M.; SAWYER, C.L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. **Journal WPCF**, v.55, n.5, p.448-53, 1983.

KATO, M.T.; ANDRADE NETO, C.O.; CHERNICHARO, C.A.L et al. Configurações de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, J.R. **Tratamento de esgotos sanitário por processos anaeróbios e disposição controlada no solo.** Rio de Janeiro, ABES, 1999. Cap. 3. p. 53-99. (Projeto PROSAB)

KONZEN, E. A. **Avaliação quantitativa dos dejetos de suínos em crescimento e terminação, manejados em forma líquida.** 1980. 56 f. Dissertação (Mestrado em Medicina Veterinária) – Escola de Veterinária, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, Belo Horizonte, 1980.

- LANGENHOFF, A. A. M.; INTRACHANDRA, N.; STUCKEY, D. C. Treatment of dilute soluble and colloidal wastewater using an Anaerobic Baffled Reactor: Influence of hydraulic retention time. **Water Research**. v. 34, n. 4, p. 1307-1317, 2000.
- LETTINGA G.; Van VELSEN, A. F. M.; HOBMA et al. Use of the upflow sludge blanket (USB) concept for biological wastewater treatment, especially anaerobic treatment. **Biotechnology and Bioengineering**, n. 22, p.699-734, 1980.
- LETTINGA G.; HULSHOF POL, L. W. UASB: process design for various types of wastewater. **Water Science Technology**, v.24, n.8, p.87-107, 1991.
- LETTINGA G. Introduction. IN: **International course on anaerobic treatment**. Wageningen: Agricultural University / IHE Delft. 1995.
- LETTINGA G.; HULSHOF POL, L. W.; ZEEMAN, G. **Biological wastewater treatment**. Part I: Anaerobic wastewater treatment. Wageningen: Agricultural University, 1996.
- LO, K. V.; LIAO, P. H.; GAO, Y. C. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. **Bioresource Technology**, v.47, p 153-157, 1994.
- LOEHR, R. C. **Agricultural waste management: problems, processes, and approaches**. New York: Academic Press, 1974. 576 p.
- LOURENÇO, A. M. P. **Desempenho de um sistema composto de reator UASB-Filtro anaeróbio e lagoa aerada facultativa para o tratamento das águas residuárias da suinocultura**. 2006. 129 f. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiente) – Universidade Federal de Lavras, Lavras/MG.
- LUCAS JR., J. De. **Algumas considerações sobre o uso do estrume de suínos como substrato para três sistemas de biodigestores anaeróbios**. 1994. 113 f. Tese (Livre-Docência) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista.
- LUCAS JR., J. de; BENINCASA, M.; OLIVEIRA, R.A et al. Use of the swine manure in three systems of biodigesters. In: CONFERENCE ON AGRICULTURAL ENGINEERING, 1996. Madrid – Espanha. **PAPER...Madrid: 1996. 9p. (96E-038)**
- MACLEOD, F. A., GUIOT, S. R., COSTERTON, J. W. Layered structure of bacterial aggregates produced in a upflow anaerobic sludge bed and filter reactor. **Applied and Environmental Microbiology**, v. 6, p. 1598-1607, 1990.
- MASCARENHAS, L. C. A.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, C. A. L. Avaliação do desempenho de lagoas de polimento rasa, em série, para o pós-tratamento de efluentes de reator UASB. **Engenharia Sanitária Ambiental**, v. 9, n.1, p 45-54, 2004.
- MCCARTY, P. L. Anaerobic waste treatment fundamentals II. Toxic material and their control. **Public works**, v.95, p.91-94, 1964.
- MEDRI, W. **Modelagem e otimização de sistemas de lagoas de estabilização para tratamento de dejetos de suínos**. 1997. 206 f. Tese (Doutorado em Engenharia da Produção), Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis, 1997.
- METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: Treatment, disposal, reuse**. 3 ed.. Mc Graw-Hill.1991. 1334 p.
- NDON, U. J., DAGUE, R. R. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low-strength wastewater. **Water Research**. v.31, p.2455-2466, 1997.

NIKU, S.; SCHROEDER, E. D.; SAMANIEGO, F. J. Performance of activated sludge process and reliability-based design. **Journal Water Pollution Control Association**, v. 51, n. 12, p. 2841-2857, 1979.

Normas Climatológicas 1961-1990. Ministério da Agricultura e Reforma Agrária. Brasília: MARA, 1992. 84 p.

OKADA, S.; MUTO, N.; KIYA, F. Current technological trends of household waste water treatment in Japan. In: Seminário Internacional CIB W62. 1987, São Paulo. **Anais ...** São Paulo: IPT, 1987. 2 p.

OLIVEIRA, P.A.V. **Manual de manejo e utilização dos dejetos de suínos.** Concórdia: EMBRAPA - CNPSA. 1993. 188 p. (EMBRAPA - CNPSA, Documentos 27).

OLIVEIRA, R. A. de; FORESTI, E. Tratamento anaeróbio de águas residuárias de suinocultura em reatores de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB). In: VIÑAS, M. et al. **Tratamento anaeróbio: III Taller y Seminario Latinoamericano "Tratamiento anaerobio de aguas residuales"**. 1994. Montevideo. **Anais...** Montevideo: Universidade de La Republica, 1994. p.397-401.

OLIVEIRA, R.A. de; FORESTI, E.; LUCAS JR., J.de. Alternativa para tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios não convencionais. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 18. 1995, Salvador. **Anais...** Salvador: ABES, 1995. **Anais...**, 1995, p.15.

OLIVEIRA, R.A. de, FORESTI, E., LUCAS JR., J. de. Efeito da temperatura sobre o desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA, 25. 1996, Bauru. **Anais...** Bauru: SBEA/UNESP, 1996, p.10.

OLIVEIRA, R. A. de. **Efeito da concentração de sólidos suspensos do afluente no desempenho e características do lodo de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo tratando águas residuárias de suinocultura.** São Carlos – SP, 1997. 359 f. Tese (Doutorado em Engenharia Civil, área de concentração: Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos. Universidade de São Paulo.

OLIVEIRA, R.A. de; VAZOLLER, R.F.; FORESTI, E. Sludge bed characteristics of UASB reactors: growth, activity, microbial structure and chemical composition of granules. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON ANAEROBIC DIGESTION. 8. 1997, Sendai. **Proceedings...**Sendai: IAWQ/JSWE, 1997, p.524-31.

OLIVEIRA, R.A. de, FORESTI, E. Produção de biogás em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 27. 1998, Poços de Caldas. **Resumos...** Poços de Caldas: SBEA/UFLA, 1998, p.3.

OLIVEIRA, S.M.A.C. **Análises de desempenho e confiabilidade de estações de tratamento de esgotos.** 2006. 214 f. Tese (Doutorado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, Belo Horizonte.

PALHARES, J.C.P.; CALIJURI, M.C. **Impacto de sistemas de produção suinícola na qualidade dos recursos hídricos.** Concórdia: EMBRAPA Suínos e Aves. 2006. 2 p.

PERDOMO, C.C.; OLIVEIRA, P.A.V.; KUNZ, A. **Sistemas de tratamento de dejetos de suínos: inventário tecnológico.** Concórdia: EMBRAPA-CNPSA, 2003. 83 p.

PERDOMO, C. C. Custos do dejetos suíno. **Suinocultura Industrial**, n.7, p.12-15, 2002.

- PEREIRA, E. R. **Desempenho e caracterização microbiana do processo de dois estágios com Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente com Manta de Lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura.** 2004. 103 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- POVINELLI, S. C. S. **Estudo da hidrodinâmica e partida de reator anaeróbio com chicanas tratando esgoto sanitário.** 1994. 181 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia, Universidade de São Paulo, São Carlos.
- RAMIRES, R. D.A. **Produção de metano e remoção de matéria orgânica, nutrientes e microrganismos patogênicos em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura.** 2005. 136 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal.
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, v.58, n.5, p.406-411, 1986.
- ROCHA, N. E. P. **Avaliação de um sistema de tratamento de esgotos constituído de reator UASB e lagoa facultativa, em escala real.** 2002. 147 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, Belo Horizonte.
- SCHINK, B. Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation. **Microbiol. Mol. Rev.**, v.61, n.2, p.262-280, 1997.
- SANTANA, A. M. **Atividade da microbiota e desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura.** 2004. 113 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal.
- SANTANA, A. M.; OLIVEIRA, R. A. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. **Eng. Agríc.**, Jaboticabal, v.25, n.3, p.817-830, 2005.
- SALEH, B.B. **Parâmetros cinéticos de reator anaeróbios de manta de lodo (UASB) operado com efluentes líquidos agroindustriais.** 2004. 66 f. Dissertação (Mestrado em Construções Rurais e Ambiente) – Universidade Federal de Lavras, Lavras/MG.
- SAMSON, R.; PAUSS, A., GUIOT, S.R. **Immobilized systems in anaerobic digestion processes.** In: TYAGI, R. D.; VEMBU, K. (ed). Wastewater treatment by immobilized cells. CRC Press. Boca Raton, FL., 1990. p.153-190.
- SANTOS, S. E. **Avaliação do desempenho operacional de um sistema reator UASB - Lagoa de polimento. Estudo de caso da ETE Juramento/MG.** 2003. 133 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Sanitária e Ambiental) – Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais – UFMG, Belo Horizonte.
- SILVA, P.R. **Lagoas de estabilização para tratamento de resíduos de suínos.** 1973. 76 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento), Universidade de São Paulo – USP, São Carlos.

- SILVA, F. C. M. **Tratamento dos dejetos suínos utilizando lagoa de alta taxa de degradação em batelada**. 1996. 115 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental), Universidade Federal de Santa Catarina – UFSC, Florianópolis.
- SOARES, J.; SILVA, S.A.; OLIVEIRA, R. et al. Ammonia removal in a pilot-scale WSP complex in Northeast Brazil. In.: IAWQ International Specialist Conference, 1995. João Pessoa. **PAPER...** João Pessoa: 1995. P.27-31.
- SOUBES, M. Microbiología de la digestion anaeróbia. In.: Seminário Latinoamericano, 3, Montevideo. **Anais...** Montevideo: p.15-28.
- SOUZA, M.E. Criteria for the utilization, design and operation of UASB reactors. **Water Science Technology**, v.18, n.12, p.55-69, 1986.
- SOUZA, M. E. Fatores que influenciam a digestão anaeróbia. In: Simpósio Nacional de Fermentação, 1982. Viçosa. **Anais...** Barretos: 1982. p.25.
- STATSOFT. 2001. STATISTICA (data analysis software system), version 6. www.statsoft.com.
- STRONACH, S.M.; RUDD T.; LESTER, J.N. **Anaerobic digestion processes in industrial wastewater treatment**, Berlin: Springer-Verlag. 1986.
- TOLEDO, A. A. G. F. De. **Tratamento de águas residuárias de pocilgas, utilizando biodigestores UASB sob quatro tempos de retenção hidráulica**. Botucatu, 1996. Dissertação (Mestrado em Energia na Agricultura) – Faculdade de Ciências Agrônomicas, Universidade Estadual Paulista.
- VIEIRA, S.M.M.; SOUZA, M.E. de. Métodos analíticos para acompanhamento da biodigestão. **Energia**, v.43, n.15, p.29-36, 1981.
- VIRARAGHAVAN, T.; VARADARAJAN, R. Low-temperature kinetics of anaerobic-filter wastewater treatment. **Bioresource Technology**. v.57, p.165-171, 1996.
- VAN HAANDEL, A.C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: um manual para regiões de clima quente**. Campina Grande, 1994, 208 p.
- VAZZOLER, R.F.; MANFIO, G.P.; CANHOS, V.P. “Domínio Archaea: Reinos Crenarcheota, Euryarcheota e Korarcheota”. In.: CANHOS, V.P.; VAZZOLER, R.F. (ed) **Microrganismos e vírus**. São Carlos: FEA/UNICAMP, 1999. v.1.
- VISSER, A. Anaerobic treatment of sulphate containing wastewater. In: **International course on anaerobic treatment**. Wageningen: Agricultural University / IHE Delft, 1995.
- VON SPERLING, M. Performance evaluation and mathematical modelling of coliform die-off in tropical and subtropical waste stabilization ponds. **Water Research**, v.33, n.6, p.1435-1448, 1999.
- VON SPERLING, M. **Lagoas de Estabilização**. 2. ed. Belo Horizonte: DESA - UFMG, 2002. 196 p. (Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v. 3).
- HEALTH guidelines for use of wastewater in agriculture and aquaculture. Geneva: WHO, 1989. (Technical Report Series n.778)
- ZHANG, R.H.; SUNG, Y.Y.S.; DAGUE, R.R. Anaerobic treatment of swine waste by the anaerobic sequencing batch reactor. **Transactions of the ASAE**, v.40, p.219-227, 1994.