

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS
CÂMPUS DE JABOTICABAL

**AVALIAÇÃO DE SISTEMA COMPOSTO POR REATORES
ANAERÓBIOS E AERÓBIO PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS
RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA**

Adriana Miranda de Santana

Orientador: Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira

Tese apresentada à Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias – UNESP, Câmpus de Jaboticabal, como parte das exigências para a obtenção do Título de Doutor em Microbiologia Agropecuária.

JABOTICABAL – SÃO PAULO – BRASIL

Dezembro de 2008

DADOS CURRICULARES DO AUTOR

ADRIANA MIRANDA DE SANTANA – Filha de Abdias Romão de Santana e Maria de Sousa Miranda, nascida na cidade de Valença, no Estado do Piauí, em 04 de dezembro de 1974. Em 2000, graduou-se em Ciências Biológicas pela Universidade Federal do Piauí - UFPI, campus de Teresina. De março de 2002 a julho de 2004, realizou o curso de Pós-Graduação em Microbiologia Agropecuária, em nível de Mestrado, na Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, da Universidade Estadual Paulista, campus de Jaboticabal; em agosto do mesmo ano deu início ao curso de Doutorado na mesma Instituição e área, com conclusão em dezembro de 2008.

*"Ainda que eu tenha tamanha fé, a ponto de transportar montes, se não tiver persistência,
nada serei."*

Carta de São Paulo aos Coríntios

*"Os sonhos são como uma bússola, indicando os caminhos que seguiremos e as metas que queremos
alcançar. São eles que nos impulsionam, nos fortalecem e nos permitem crescer."*

Augusto Curry

Aos meus pais:

Abdias Romão de Santana e Maria de Sousa Miranda, pelo profundo amor e pela dedicação incansável de suas vidas para minha formação pessoal e profissional.

E aos meus irmãos:

Abdon, Denize, Donilêide, Cleonêide, Maria de Jesus e Maria de Lourdes; aos meus cunhados e adoráveis sobrinhos, por tudo que representam.

Ofereço...

À meu querido marido.

Luis Ricardo Romero Arauco, pelo amor, dedicação, apoio, compreensão, companheirismo e incentivo dado durante a realização deste trabalho.

Dedico...

AGRADECIMENTOS

À Deus, pela vida e por tudo!

Ao Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira, pela acolhida durante estes anos de convívio, sempre partilhando valiosas sugestões e orientações durante a realização deste trabalho.

À Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias de Jaboticabal (FCAV/UNESP) e aos professores do curso de Pós-graduação, pelo aperfeiçoamento profissional.

À Fundação de Apóio ao Estado de São Paulo (FAPESP), pela concessão de bolsa de estudo.

Aos Professores, Edson Abdul Nour, Eugênio Foresti, Maria Bernadete Amâncio e Wanderley José de Melo que compuseram a banca examinadora, pelas sugestões oportunas e valiosas.

Agradeço aos queridos amigos que aqui conheci: Adélia Miranda, Arianne Chiareli, Airon, Adriane Andrade, André Arroyo, Alexandre Abud, Camila Machado, Carolina Foganhola, Cristiane Xavier, Estevão Urbinati, Laurah, Fernanda Rezende, Kamilla Ortega, Max Cangani, Marcelo Bruno, Natani e Rosinha Inui... ter convivido com vocês foi um privilégio que fez toda diferença da minha passagem em Jaboticabal!!

Às amigas as quais já regressaram às suas origens (Ana Karina Barreto, Adriana Generoso, Caciana Costa, Cristina Duda, Lonjoré Leocádio, Maria de Jesus Veloso e Martha Garcia) pela grande amizade e pelos bons momentos compartilhados.

A amiga Rose Duda, pela solicitude, prontidão, pela sua generosidade e amizade durante todo esse tempo de convívio.

A amiga Gracie Ferraz, pelas palavras de otimismo, pelas conversas, por estar sempre presente na minha vida ao longo destes seis anos de amizade.

A amiga Roberta Monteiro, pelo apoio, estímulo e pelos bons momentos que passamos juntas.

A amiga Roseane Ramires pela sua amizade e pelos bons momentos compartilhados.

Ao Sr. Cícero Ferraz e família, pelo enorme carinho, amizade e apoio que me proporcionaram... vou sentir saudades!!!

A Dona Marlene Medeiros, pelas infinitas orações, imenso carinho demonstrado durante todo o curso.

Aos meus tios Joaquim, Elonêide, Guiomar, Marilene, Marlene e Valdecira, e aos meus primos e primas, por tudo que somos e representamos uns para os outros.

Aos Funcionários do Departamento de Engenharia Rural, FCAV - UNESP- Câmpus de Jaboticabal, José Nivaldo Vendramin (Fiapo), Luis José Antonichelli (Luizinho), Luis Cláudio, Marcos Antonio Rechi (Marquinho) e Francisco Gonçalves de Souza (Primo) pela convivência, colaboração e auxílios prestados durante o período desenvolvimento deste trabalho.

Às funcionárias Clarice Álvares e Silva Busoli pela solicitude e amizade.

Aos Secretários do Deptº. de Engenharia Rural, Miriam Rosangela e Davi Aparecido, pela convivência agradável e atendimento prestativo.

Aos funcionários da Biblioteca e da sessão de Pós-Graduação, em especial a Karina Severo e Valéria Cristina, pela disposição e solicitude.

E aos demais Docentes e Funcionários do Departamento de Engenharia Rural, FCAV - UNESP, Câmpus de Jaboticabal.

Aos professores Wanderley de Melo e Ana Cláudia Ruggieri pela solicitude e presteza no uso do laboratório para a realização das análises.

Ao Técnico de laboratório José Carlos do Departamento de Tecnologia, pela disposição e solicitude.

À Edna Maria Testa D`Aquila, secretária do Departamento de Microbiologia e a Rosângela Andrade Vaz, pela disposição e solicitude.

E a todos que de alguma forma contribuíram, para que eu pudesse realizar este trabalho e, me trouxeram contribuições ao meu profissional e pessoal.

OBRIGADA!!!

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	x
LISTA DE TABELAS.....	xvi
LISTA DE ABREVIATURAS.....	xxi
RESUMO.....	xxiii
ABSTRACT.....	xxiv
 I. INTRODUÇÃO	 1
II. REVISÃO DE LITERATURA	4
2.1. Suinocultura e impacto ambiental.	4
2.2. Metabolismo anaeróbio	8
2.3. Avaliação da atividade metanogênica específica	13
2.4. Tratamento anaeróbio de águas residuárias	17
2.5. Sistemas de tratamento anaeróbio em dois estágios	21
2.6. Processos de remoção do nitrogênio e fósforo	29
2.6.1. Nitrificação.....	30
2.6.2. Desnitrificação.....	32
2.6.3 Remoção biológica do fósforo (biodesfosfatação).....	35
2.7. Reator em batelada seqüencial	37
2.8. Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio para o tratamento de águas residuárias	40
III. MATERIAL E MÉTODOS	47
3.1. Local.....	47
3.2. Instalações Experimentais.....	47
3.3. Afluente	49
3.4. Descrição da operação e acompanhamento do sistema de tratamento.....	49
3.5. Procedimento de partida de cada ensaio.	53

3.6. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos	53
3.6.1. Amostragem	53
3.6.2. Temperatura	55
3.6.3. Produção do biogás	55
3.6.4. Composição do biogás	56
3.6.5. Atividade da microbiota do lodo.	56
3.6.6. Taxa de consumo de oxigênio	58
3.6.7. Perfil do RBS	59
3.6.8. Microscopia eletrônica de varredura	59
3.6.9. Análise estatística	60
IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO	60
4.1. Temperatura	60
4.2. Demanda Química de Oxigênio (DQO)	64
4.2.1. Reatores UASB (R1 e R2)	64
4.2.2. RBS e sistema de tratamento combinado anaeróbio e aeróbio (R1+R2+RBS)	73
4.3. Sólidos suspensos totais e voláteis	85
4.3.1 Reatores UASB (R1 e R2)	85
4.3.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)	93
4.4. Produção e composição do biogás	103
4.5. pH, alcalinidade e ácidos voláteis totais	108
4.5.1. Reatores UASB (R1 e R2)	108
4.6. Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis (SV) da manta do lodo	129
4.7. Estimativa do balanço de massa nos reatores UASB em dois estágios e no RBS.	133
4.8. Macronutrientes e micronutrientes	140
4.8.1. Nitrogênio	140
4.8.1.1. Reatores UASB (R1 e R2)	140
4.8.1.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)	143
4.8.2. Fósforo	155
4.8.2.1. Reatores UASB (R1 e R2)	155

4.8.2.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)	158
4.8.3. Potássio, cálcio, magnésio e sódio	162
4.8.3.1. Reatores UASB (R1 e R2).....	162
4.8.3.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)	166
4.8.4. Cobre, ferro, manganês e zinco;	169
4.8.4.1. Reatores UASB (R1 e R2).....	169
4.8.4.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)	172
4.9. Nutrientes no lodo dos reatores UASB e do RBS	176
4.10. Perfil temporal do RBS operado com ciclo de 12 h.	179
4.11 Taxa de consumo de oxigênio (TCO).....	184
4.12. Coliformes totais, termotolerantes e bactérias heterotróficas.....	189
4.13. Avaliação da atividade microbiana	195
4.14. Microscopia eletrônica de varredura	199
4.15. Considerações Finais	207
V. CONCLUSÕES.....	210
VI. REFERÊNCIAS	213
ANEXOS	236

LISTA DE FIGURAS

	Página
FIGURA 1. Processo de conversão intracelular e principais consórcios microbianos nos sistemas anaeróbios.....	10
FIGURA 2. Esquema dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em dois estágios, seguidos de reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio.....	48
FIGURA 3. Reta padrão para o metano (mmol CH ₄ versus área cromatográfica).....	58
FIGURA 4. Valores das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar observadas na Estação Agroclimatológica, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, e conseqüentemente, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	62
FIGURA 5. Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e temperatura ambiente adjacente dos reatores, obtidos durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	63
FIGURA 6 (a) Valores da DQO total do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2), e eficiências de remoção de DQO total no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 1 e 2.....	69
FIGURA 6 (b) Valores da DQO total do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de DQO total no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.....	70
FIGURA 7 (a) Valores da DQO dissolvida do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de DQO dissolvida no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 1 e 2.....	71
FIGURA 7 (b) Valores da DQO dissolvida do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de DQO dissolvida no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.....	72
FIGURA 8 (a) Valores de DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1 e	77

	2.....	
FIGURA 8 (b)	Valores de DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.....	78
FIGURA 8 (c)	Valores da DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6.....	79
FIGURA 8 (d)	Valores da DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8.....	80
		
FIGURA 9 (a)	Valores da DQO total dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1 e 2.....	81
FIGURA 9 (b)	Valores da DQO total dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.....	82
FIGURA 9 (c)	Valores da DQO dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6.....	83
FIGURA 9 (d)	Valores da DQO dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8.....	84
FIGURA 10 (a).	Concentrações de SST do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SST no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios.....	89
FIGURA 10 (b).	Concentrações de SST do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SST no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.....	90
FIGURA 11 (ε)	Concentrações de SSV do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SSV no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 1 e 2.....	91

FIGURA 11 (b)	Concentrações de SSV do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SSV no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.....	92
FIGURA 12 (a).	Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1 e 2.....	95
FIGURA 12 (b).	Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.....	96
FIGURA 12 (c).	Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6.....	97
FIGURA 12 (d).	Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8.....	98
FIGURA 13 (a).	Concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1 e 2.....	99
FIGURA 13 (b).	Concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.....	100
FIGURA 13 (c).	Variação das concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6.....	101
FIGURA 13 (d).	Variação das concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8.....	102
FIGURA 14.	Produção volumétrica de metano (CH ₄) nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	107
FIGURA 15.	Valores do pH no afluente e dos efluentes nos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	112
FIGURA 16	Valores de alcalinidade total (AT) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	113

FIGURA 17	Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	114
FIGURA 18.	Valores de alcalinidade intermediária (AI) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	115
FIGURA 19	Concentração de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	116
FIGURA 20 (a)	Valores do pH do afluente e efluente do RBS durante as fases 1, 2, 3 e 4.....	119
FIGURA 20 (b).	Valores do pH do afluente efluente do RBS durante as fases 5, 6, 7 e 8.....	120
FIGURA 21 (a).	Valores da alcalinidade total do afluente e do efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.....	121
FIGURA 21 b.	Valores da alcalinidade total do afluente e efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8.....	122
FIGURA 22 (a).	Valores da alcalinidade parcial do afluente e do efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.....	123
FIGURA 22 (b)	Valores da alcalinidade parcial do afluente e do efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8.....	124
FIGURA 23 (a).	Valores da alcalinidade intermediária do afluente e do efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.....	125
FIGURA 23 (b).	Valores da alcalinidade intermediária do afluente e do efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8.....	126
FIGURA 24 (a).	Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.....	127
FIGURA 24 (b)	Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8.....	128
FIGURA 25.	Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	152
FIGURA 26 (a)	Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no afluente e efluente do RBS, nas fases 1, 2, 3 e 4.....	153

FIGURA 26 (b).	Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no afluente e efluente do RBS, nas fases 5, 6, 7 e 8.....	154
FIGURA 27	Concentração de oxigênio dissolvido e temperatura do efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.....	183
FIGURA 28	Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) no efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.....	183
FIGURA 29	Valores de SST, SSV e DQO total no efluente no RBS durante o ciclo de 12 h..	183
FIGURA 30.	Concentrações de NTK, N-org., NT e P-total no efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.....	184
FIGURA 31.	Concentração de N-am., N- NO ₂ ⁻ e N-NO ₃ ⁻ no efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.....	184
FIGURA 32	Concentração de oxigênio dissolvido (OD) durante o ensaio para a verificação da TCO no lodo do reator seqüencial em batelada (RBS) aeróbio durante as fases 1, 2, 3 e 4.....	187
FIGURA 33	Concentração de oxigênio dissolvido durante o ensaio para a verificação da TCO no lodo do reator seqüencial em batelada (RBS) aeróbio durante as fases 5, 6, 7 e 8.....	188
FIGURA 34	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R1) no ensaio 1: (a) bacilos retos semelhantes a Methanosaeta, na região inferior do reator e (b) cocos e bacilos na região superior....	201
FIGURA 35	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R1) no ensaio 2: (a) bacilos retos semelhantes a Methanosaeta, na região inferior do reator e (b) predomínio de cocos na região superior.....	202
FIGURA 36	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na região inferior da manta de lodo do reator UASB (R1): morfologias semelhantes a Methanosaeta (a) no ensaio 3 e (b) no ensaio 4.....	202
FIGURA 37	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R2) no ensaio 1: (a) bacilos reto semelhantes a Methanosaeta, região inferior do reator e (b) cocos e bacilos na região superior.....	202
FIGURA 38	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos	203

	coletados na manta de lodo do reator UASB (R2) no ensaio 2 na região inferior: (a) bacilos com extremidades retas e arredondadas e cocos, (b) bacilos curvos e cocos.....	
FIGURA 39	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R2) na região inferior: (a) bacilos, cocos e bacilos reto semelhantes a Methanosaeta, no ensaio 3 e (b) predomínio de bacilos semelhantes a Methanosaeta, no ensaio 4.....	203
FIGURA 40	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: (a) bacilos, cocos e filamentos, (b) amostras com predomínio de bacilos arredondados e (c e d) cocos e filamentos.....	204
FIGURA 41	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: (a) cocos e protozoários flagelados, na fase 5 e (b) presença de protozoários fixos.....	204
FIGURA 42	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior na fase 6: colônias de protozoários (a) e (b) - aumento de 500 e 3000x, respectivamente.....	205
FIGURA 43	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: (a) agrupamento de cocos dispostos em tétrade.....	205
FIGURA 44	Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: bacilos retos semelhantes a Methanosaeta...	206
FIGURA 45	Foto dos flocos coletados no lodo do reator em batelada seqüencial (RBS).....	206

LISTA DE TABELAS

	Página
TABELA 1. Condições operacionais impostas no sistema de tratamento anaeróbio com os reatores UASB (R1 e R2), em dois estágios, e características do afluente durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	50
TABELA 2. Características dos ciclos operacionais impostas ao reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio durante os ensaios.	51
TABELA 3. Valores médios da concentração de sólidos suspensos totais (SST) e demanda química de oxigênio (DQO) do afluente do reator UASB (R1) e do afluente do reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e condições operacionais (cargas orgânicas volumétricas (COV) e tempo de detenção hidráulica (TDH) do RBS) durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	52
TABELA 4. Exames e determinações, freqüências e fontes das metodologias utilizadas.....	54
TABELA 5. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média diária do ar durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	61
TABELA 6. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média do ar durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8 no reator seqüencial em batelada (RBS).....	61
TABELA 7. Valores médios e coeficiente de variação (cv) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO total), dissolvida (DQO dissolvida) e devido a fração de sólidos suspensos (DQO ss) do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com os reatores UASB (R1 e R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	65
TABELA 8. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do tempo de detenção hidráulica (TDH), da demanda química de oxigênio total (DQO total), dissolvida (DQO dissolvida) e devido a fração de sólidos suspensos (DQOss), do afluente e efluente, e da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada e da eficiência de remoção no reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e do sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio (R1+R2+RBS), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8	74
TABELA 9. Valores médios e coeficiente de variação (cv) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) no afluente e efluentes e eficiências de remoção, obtidos	

	durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, com os reatores UASB (R1 e R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	86
TABELA 10	Valores médios e coeficiente de variação (cv) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção, obtidos durante a operação do reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	94
TABELA 11.	Valores médios e coeficiente de variação (cv) da porcentagem de metano (CH ₄) no biogás e das produções diárias de biogás e volumétrica e específica de CH ₄ , obtidos durante a operação dos reatores UASB (R1 e R2) e conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	104
TABELA 12.	Valores médios e coeficiente de variação (cv) do pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI/AP, obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com os reatores UASB (R1 e R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	110
TABELA 13.	Valores médios e coeficiente de variação (cv) dos valores de pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP) e alcalinidade intermediária (AI) (mg CaCO ₃ L ⁻¹) de ácidos voláteis totais (AVT) (mg CH ₃ COOH L ⁻¹) e da relação AI/AP, no afluente e efluente do reator seqüencial em batelada (RBS) aeróbio nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	118
TABELA 14.	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e os respectivos coeficientes de variação (cv), do lodo da manta do reator UASB (R1) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	130
TABELA 15	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), e os respectivos coeficientes de variação (cv), do lodo da manta do reator UASB (R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	131
TABELA 16.	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), e os respectivos coeficientes de variação (cv), obtidos no lodo sedimentado do RBS aeróbio durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	132

TABELA 17.	Estimativa das porcentagens da DQO total afluenta e removida convertidas em metano (CH_4) e da relação entre a Produção diária de (CH_4) medida (expressa em $\text{g DQO-CH}_4 \text{ d}^{-1}$), a. DQO dissolvida removida e o tempo de retenção de sólidos (TRS), a partir das médias diárias de DQO afluenta, efluente, removida e na forma de CH_4 do reator 1 (R1), reator 2 (R2) e do e do conjunto de reatores UASB (R1 + R2) em dois estágios.....	135
TABELA 18.	Estimativas de balanço de massa nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB (R1+R2) em dois estágios, realizada de acordo com os procedimentos adotados por OLIVEIRA (1997) com base em SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).....	137
TABELA 19	Estimativas da produção diária de lodo e do tempo de retenção de sólidos (TRS) no RBS, realizados de acordo com os procedimentos adotados por METCALF & EDDY (2003).....	139
TABELA 20.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org) no afluenta e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com os reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	141
TABELA 21.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (em mg L^{-1}) de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), nitrogênio total (NT), nitrito (N-NO_2^-), nitrato (N-NO_3^-) e oxigênio dissolvido (OD) no afluenta e efluente durante a operação do reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	145
TABELA 22.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das eficiências de remoção (E) de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), nitrogênio total (NT) no reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	146

TABELA 23.	Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, no afluente e efluentes, e da eficiência de remoção (E) nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	156
TABELA 24	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de P-total, do afluente e efluente do RBS, e das eficiências de remoção (E) no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	161
TABELA 25.	Valores médios (em mg L ⁻¹) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e de sódio (Na), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores UASB R1 e R2 e do conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+ R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	163
TABELA 26.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e sódio (Na) no afluente e efluente do RBS, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	168
TABELA 27.	Valores médios das eficiências de remoção (E) de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e sódio (Na) no RBS e no do sistema de tratamento combinado (R1+ R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	169
TABELA 28.	Valores médios (em mg L ⁻¹) e coeficiente de variação (cv) das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e zinco (Zn), e das eficiências de remoção (E) nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+ R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	171
TABELA 29.	Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) do afluente e do efluente do RBS, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	173
TABELA 30	Valores médios das eficiências de remoção (E) de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) no RBS e do sistema de tratamento combinado (R1 +R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	174
TABELA 31	Valores das concentrações de NTK, P, Ca, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn na massa seca de lodo sedimentados coletado no ponto intermediário dos reatores UASB (R1 e R2) no final dos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	178

TABELA 32.	Valores das concentrações de NTK, P, Ca, Mg, Na, Cu, Fe, Mn, Zn na massa seca de lodo coletado no ponto intermediário do RBS ao final das fases 1, 4, 5 e 8.....	179
TABELA 33.	Taxas de consumo de oxigênio (TCO) e específica de consumo de oxigênio (TECo) do lodo do RBS nas as fases 1, 2, 3, 4 5, 6, 7 e 8.....	185
TABELA 34.	Valores médios de número mais provável (NMP/100 mL) de coliformes totais e termotolerantes e de bactérias de heterotróficas (UFC/mL), no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores em dois estágios UASB (R1+R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	190
TABELA 35.	Valores médios do número mais provável (NMP/100 mL) de coliformes totais e termotolerantes e de bactérias heterotróficas (UFC/mL), no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS).....	192
TABELA 36.	Valores médios de atividade metanogênica específica (AME), com as diferentes fontes de substrato, e da carga orgânica aplicada (S_0/X_0) no lodo proveniente dos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2), nos ensaios 1 e 2, com concentrações de SST do afluente em torno de 5 g L^{-1} de SST	196
TABELA 37	Valores médios de atividade metanogênica específica (AME), com as diferentes fontes de substrato, e da carga orgânica aplicada (S_0/X_0) no lodo proveniente dos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2), nos ensaios 3 e 4, com concentrações de SST do afluente em torno de 10 g L^{-1}	197
TABELA 38	Valores médios da COV aplicada, da DQO total, DQO dissolvida, DQO ss, SST, SSV, NTK e P-total e da produção volumétrica de CH_4 , nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	208
TABELA 39	Valores médios e coeficientes de variação (CV) das eficiências de remoção (E) de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am), nitrogênio total (NT) e do P-total, e do TRS no reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.....	209

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

ABR- Anaerobic baffed reactor – reator anaeróbio compartimentado ou de chicanas
AI - Alcalinidade intermediária
AMA - Atividade metanogênica aparente
AME - Atividade metanogênica específica
AP - Alcalinidade parcial
AT - Alcalinidade total
AVT - Ácidos voláteis totais
CH₄ - Metano
CNTP - Condições normais de temperatura e pressão
CO₂ - Gás carbônico
COV - carga orgânica volumétrico
CV - Coeficiente de variação
DQO - Demanda química de oxigênio (mg L⁻¹)
DQO dissolvida - Demanda química de oxigênio da fração dissolvida (mg L⁻¹)
DQO SS - Demanda química de oxigênio da fração devido à concentração de sólidos suspensos (mg L⁻¹)
MEV – microscopia eletrônica de varredura
N-am- nitrogênio amoniacal
N-org. nitrogênio orgânico
NTK- nitrogênio total Kjeldahl
NO₂⁻ - nitrito
NO₃⁻ - nitrato
NT- nitrogênio total
NMP – número mais provável
OD – oxigênio dissolvido
P-total - fósforo total
pH - Potencial hidrogeniônico
RBS- Reator em batelada seqüencial

RTR - Resposta térmica relativa

ST - Sólidos totais

SV - Sólidos voláteis

SST - Sólidos suspensos totais

SSV - Sólidos suspensos voláteis

TCL- Taxa de carregamento orgânico no lodo

TCO- Taxa de consumo de oxigênio

TDH - Tempo de detenção hidráulica

TRS - Tempo de retenção de sólidos

UASB - Reactor- upflow anaerobic sludge blanket reactor – reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo.

AVALIAÇÃO DE SISTEMA COMPOSTO POR REATORES ANAERÓBIOS E AERÓBIO PARA TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DE SUINOCULTURA

RESUMO - Neste trabalho avaliou-se o desempenho de sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio constituído por dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em série, em escala piloto (volumes de 510 e 209 L, respectivamente) seguidos de um reator em batelada seqüencial (RBS - volume de trabalho 210 L) aeróbio, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de sólidos suspensos totais (SST) variando de 5 a 11 g L⁻¹ e submetidos a tempos de detenção hidráulica (TDH) de 28 e 14 h no primeiro reator (R1), 11 e 6 h no segundo reator (R2) e de 58 e 26 h no RBS. As eficiências médias de remoção de DQO total e SST variaram de 54 a 90% e de 54 a 96%, respectivamente, no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2), com carga orgânica volumétrica (COV) de 11 a 26 g DQO (L d)⁻¹ no R1. A produção volumétrica máxima de metano de 1,613 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹ ocorreu no R1, com COV de 19 g DQO (L d)⁻¹ e TDH de 14 h. No RBS aeróbio, como pós-tratamento do efluente gerado nos reatores UASB, as eficiências médias de remoção foram 89%, 93%, 61%, 89% e 71% para a DQO total, SST, P-total, NTK e NT, respectivamente, com COV variando de 0,4 a 3,6 g DQO (L d)⁻¹. Assim, no sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio (R1+R2+RBS), as eficiências médias de remoção da DQO total, SST, P-total, NTK e NT atingiram valores de 96 a 99%, 96 a 99%, 77 a 85%, 76 a 97% e 68 a 89%, respectivamente, e dos micronutrientes de 77 a 98%, 94 a 99%, 83 a 97% e de 62 a 99% para Fe, Zn, Cu e Mn, respectivamente. Para os coliformes termotolerantes, as eficiências de remoção médias foram de 93,80 a 99,99%, obtendo-se valores mínimos de 2,3 x 10³ NMP/100 mL. A atividade metanogênica específica do lodo dos reatores UASB foi mais elevada quando se utilizou o propionato + butirato como fonte de substrato, e quando os reatores foram operados com TDH de 28 e 11 h e SST afluente em torno 5 g L⁻¹, atingindo valores de 0,443 a 0,206 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹ no R1 e R2, respectivamente.

PALAVRAS- CHAVE: arqueias metanogênicas, coliformes termotolerantes, RBS, reator UASB, remoção de nutrientes, pós-tratamento.

ABSTRACT

EVALUATION OF SYSTEM COMPOSITION ANAEROBIC AND AEROBIC IN THE SWINE RESIDUAL WATER TREATMENT.

ABSTRACT – In this work a combination between aerobic and anaerobic treatment systems constituted by two Upflow Anaerobic Sludge Reactor (UASB) in series, in a pilot scale (510 and 209 L volume each respectively) followed by a sequential batch reactor (SBR – 210L net volume) aerobic, treating swine residual water having from 5 to 11 g L⁻¹ of Total Suspended Solids (TSS) and under a hydraulic detention timing (HDT) of 28 and 14 hours in the first reactor (R1), 11 and 6 hours in the second reactor (R2) and 58 and 26 hours in the Sequential Batch Reactor (RBS). The COD and TSS average efficiency varied from 54 to 90% and from 54 to 96% respectively in the UASB two stages (R1 and R2), in a volumetric organic load (VOL) varying from 11 to 26g COD (L d)⁻¹ in the R1. The maximum methane volumetric production was 1.613 m³ CH₄ (m³ reactor d)⁻¹ in the R1, having a 19g COD (L d)⁻¹ and an HDT of 14h. Using an aerobic SBR as an effluent pretreater that was generate in the UASB reactors, it was reached an average of removing efficiency of 89%, 93%, 61%, 89% and 71% to total COD, TSS, total P, TNK and TN, respectively, COD varying from 0.4 to 3.6 g COD (L d)⁻¹. This way, in the anaerobic-aerobic combined system (R1 + R2 + RBS) the total COD, TSS, total P, TNK and TN, average removing reached values from 96 to 99%, 96 to 99%, 77 to 85%, 76 to 97% and 68 to 89%, respectively. To Fe, Zn, Cu and Mn the average efficiency was from 77 to 98%, 94 to 99%, 83 to 97% and 62 to 99%, respectively. To the thermotolerant coliforms the removal efficiency average was from 93.80 to 99.99% reaching the lower value of 2.3 x 10³ MPN/100 mL. The sludge specific methanogenic activity in the UASB reactors was more elevated when was used the propionate + butyrate as substrate in conjunction with the operation of 28 HDT, 11h and TSS affluent around 5 g L⁻¹, reaching 0.443 and 0.206 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹ in the reactors R1 and R2, respectively.

KEYWORDS: archaea methanogenic, batch activated sludge, nutrients removal, thermotolerant coliforms, post-treatment.

I. INTRODUÇÃO

As águas residuárias de suinocultura são caracterizadas por altas concentrações de sólidos suspensos (0,5 a 3,0% de sólidos totais), conforme revisado por OLIVEIRA (1997), DQO, N e P. São produzidos grandes volumes de efluentes em consequência do tipo de manejo dos resíduos nos confinamentos de suínos, principalmente nos de grande porte, onde predomina a alternativa do uso intensivo de água para a higienização das baias dos suínos em fase de terminação. Fezes, urina e restos de ração são arrastados pela água de lavagem até um tanque, a partir do qual, muitas vezes, são despejados num corpo de água ou dispostos no solo como fertilizante. Esses lançamentos geram sérios problemas ambientais.

Há muitas alternativas para tratar águas residuárias, contudo, os processos biológicos são melhores concebidos e, conseqüentemente, mais utilizados.

O processo de digestão anaeróbia é amplamente usado para remover matéria orgânica de águas residuárias, e é uma alternativa tecnológica bem estabelecida para o tratamento de ampla variedade de resíduos gerados pelas atividades humanas, domésticas, industriais e agropecuárias.

O reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) representa um grande avanço da tecnologia anaeróbia para o tratamento direto de águas residuárias, sejam de natureza simples ou complexa, de baixa ou de alta concentração de sólidos solúveis ou com material particulado (KATO et al., 1999).

Neste reator os microrganismos responsáveis pela conversão da matéria orgânica em biogás ficam retidos no seu interior, possibilitando menores tempos de detenção hidráulica (TDH) e altos tempos de retenção celular (TRC) pela formação natural dos grânulos auto-imobilizados, tornando este sistema competitivo em relação a outras possibilidades de tratamento de águas residuárias.

Apesar das vantagens que os reatores UASB apresentam, a hidrólise dos sólidos suspensos orgânicos ainda é um fator limitante. O processo anaeróbio em dois estágios com a utilização de dois reatores UASB, com o primeiro reator hidrolítico e o segundo

metanogênico, pode ser uma alternativa para superar esta dificuldade (VAN HAANDEL & LETTINGA 1994), melhorando o desempenho da conversão anaeróbia da matéria orgânica contida nas águas residuárias de suinocultura.

Além disso, no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com altas concentrações de SSV (de 2,0 a 12,0 g L⁻¹) foram observados acréscimos significativos nas remoções de fósforo, nitrogênio, cálcio, cobre, ferro, manganês, zinco e coliformes no efluente, em reatores anaeróbios (UASB, compartimentado e em batelada sequencial) em dois estágios (PEREIRA, 2003; RAMIRES & OLIVEIRA, 2005; SANTANA & OLIVEIRA, 2005; FERNANDES & OLIVEIRA, 2006; DUDA & OLIVEIRA, 2007; ABREU NETO & OLIVEIRA, 2008).

Mesmo com a grande aceitação e com as vantagens inerentes aos reatores anaeróbios, principalmente o UASB, permanece a grande dificuldade em produzir, isoladamente, efluente dentro dos padrões estabelecidos pela legislação ambiental (BRASIL, 2005). De forma similar à maioria dos reatores anaeróbios, o reator UASB, ainda que bem adequado à remoção da matéria orgânica de águas residuárias, não é suficientemente eficiente na eliminação de patógenos, fósforo e nitrogênio, necessitando, portanto, de uma etapa de pós-tratamento de seus efluentes (MASCARENHAS et al., 2004).

A boa qualidade do efluente final é a principal característica dos sistemas de tratamento aeróbio, tornando-se amplamente empregado no mundo. Esses sistemas de tratamento apresentam vantagens, como alta eficiência de remoção da DBO e possibilidade de remoção de nutrientes, entretanto apresentam alguns aspectos negativos, como o elevado consumo de energia elétrica, custos elevados de implantação, operação e manutenção e elevada produção de lodo (MENDONÇA, 2002).

Em face disto, tem-se buscado o desenvolvimento da aplicação de novas tecnologias para o pós- tratamento de águas residuárias.

Nos últimos anos passou-se a aprofundar os conhecimentos das vantagens das combinações de diferentes processos e operações no tratamento de águas residuárias. O tratamento anaeróbio diminui a carga orgânica de entrada no reator aeróbio,

reduzindo, no sistema de tratamento, o consumo de energia e a produção de lodo, além de promover a remoção de nutrientes.

A combinação dos processos de tratamento anaeróbio-aeróbio tem sido amplamente estudada para o tratamento de diversos tipos de águas residuárias, como por exemplo; SOUSA (1996), DELGENES et al. (1998), tratando esgoto sintético; TORRES & FORESTI (2001), CALLADO & FORESTI (2001), MENDONÇA (2002), BODÍK et al. (2003), MASCARENHAS et al. 2004, ARAÚJO Jr. (2006), tratando esgoto sanitário doméstico; YANG & WANG (1999), BERNET et al. (2000), HUANG et al. (2005), SHIN et al. (2005), DENG et al. (2006), DENG et al. (2007) e YOUNG - JIN et al. (2007), tratando águas residuárias de suinocultura.

O uso do RBS aeróbio é uma alternativa tecnológica capaz de proporcionar as variações das condições ambientais necessárias para a remoção biológica de nutrientes, especialmente nitrogênio e fósforo (BERNET et al., 2000).

A pesquisa da comunidade microbiana de um sistema de tratamento biológico de águas residuárias é de particular interesse, uma vez que pode levar ao aperfeiçoamento de projetos e ao aumento da eficiência (SILVEIRA & MONTEGGIA, 2000). Além disso, pode-se avaliar a influência de condições extremas de operação, presença de agentes tóxicos e utilização de diferentes modelos de reatores sobre o processo, avaliando-se os diferentes grupos tróficos envolvidos na digestão anaeróbia (SOLERA et al., 2001).

Para tanto, estudos que associem a obtenção de conhecimentos da microbiologia dos reatores e de desempenho dos sistemas de tratamento, com intuito de fornecer subsídios para futuros projetos que desfrutem dessa configuração (p. ex. reator UASB em dois estágios seguidos por RBS aeróbio), permitirão o aperfeiçoamento do projeto, da operação, do monitoramento e o melhor entendimento do processo biológico na remoção da matéria orgânica, patógenos e nutrientes das águas residuárias de suinocultura.

Portanto, neste trabalho com os reatores UASB em dois estágios, em escala piloto, seguidos do RBS aeróbio operados com diferentes tempo de detenção hidráulica (TDH) e cargas orgânicas volumétricas (COV), para o pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura, pretendeu-se avaliar:

- o efeito das concentrações de SST do afluente no desempenho dos reatores UASB dois estágios;
- o pós-tratamento dos efluentes dos reatores UASB em dois estágios em RBS aeróbio, visando à complementação da remoção biológica da matéria orgânica, nutrientes e patógenos;
- a atividade hidrolítica, acidogênica, acetogênica e metanogênica e características físicas e morfológicas do lodo dos reatores UASB, em dois estágios.

II. REVISÃO DE LITERATURA

2.1. Suinocultura e impacto ambiental.

A suinocultura no Brasil ainda é uma atividade predominantemente de pequenas propriedades rurais e uma atividade importante do ponto de vista social e econômico, além de contribuir para a fixação do homem no campo, evitando a migração para os centros urbanos. Cerca de 81,7% dos suínos são criados em propriedades de até 100 ha. A produção de suínos está presente em 46,5% das 51 milhões de propriedades rurais no Brasil, empregando mão-de obra tipicamente familiar e constituindo importante fonte de renda e de estabilidade social (PERDOMO, 2005). Estima-se que, atualmente, 733.000 pessoas dependam diretamente da cadeia produtiva da suinocultura brasileira, sendo responsável pela renda de 2,7 milhões de brasileiros (ROPPA, 2003b). A produção de suínos envolve significativa geração de empregos, decisivo valor econômico, importante fator social e grande contribuição em tributos (MARQUES, 2001).

A constante evolução dos índices de desempenho e a melhoria das condições sanitárias de produção obtidas nos últimos anos colocam a produção brasileira de suínos no patamar de competitividade internacional. O Brasil possui o 4^º rebanho de suínos ficando atrás apenas da China, União Européia (25 países) e EUA. É também o quarto maior exportado de carne suína, atrás da União Européia, EUA e Canadá, e tem

como principais mercados consumidores a Rússia, Hong Kong, Ucrânia e Cingapura (ANUALPEC, 2006).

São 35 milhões de cabeças que produzem 1,7 milhões de toneladas de carne e respondem por 1% do PIB, gerando emprego e renda para mais de 2 milhões de propriedades rurais (PERDOMO, 2005).

Santa Catarina, com seus 95,443,9 km² de área territorial e efetivo de suínos de 5.235.692 cabeças, é o Estado com maior densidade de suíno (54,9 suínos/km²), sendo ainda considerada baixa em relação aos padrões europeus, a exemplo da Alemanha (72,9 suínos/km²) e Holanda (301 suínos/km²). No entanto, ao detalhar-se a análise para a região Oeste de Santa Catarina (169 suínos/km²), no município de Concórdia (287 suínos/km²) e na sub-bacia do Rio do Lajeado Frágoso (613 suínos/km²), a situação passa a ser preocupante (OLIVEIRA, 2007).

Mesmo como atividade predominante de pequenas propriedades rurais, a suinocultura apresenta diferenças regionais tanto na distribuição do rebanho, quanto nas características dos sistemas de produção, decorrentes da coexistência de diferentes níveis tecnológicos e gerenciais. Enquanto nas regiões Norte e Nordeste, a suinocultura desenvolve-se em moldes tradicionais e de subsistência, nas regiões Sul e Sudeste e, mais recentemente, no Centro-Oeste, a atividade é desenvolvida, em maior proporção, com tecnologia moderna (PEETZ, 1996).

A poluição do ambiente por resíduos orgânicos de origem animal e vegetal, oriundos da exploração agropecuária ou industrial, vem colocando em risco o equilíbrio ecológico, seja pela introdução de agentes patogênicos a animais e vegetais, seja pelo rompimento do equilíbrio biológico (MATOS et al., 1997).

Segundo STEIL et al. (2002), a carga poluidora dos resíduos da produção animal é extremamente alta, face ao elevado número de poluentes que possuem, cuja ação individual ou combinada representa uma fonte potencial de contaminação do ar, água e do solo. Podem também provocar a proliferação de microrganismos e macrovetores que estão associados à transmissão de inúmeras doenças dos homens e animais.

O poder poluente dos dejetos gerados em uma propriedade é determinado pelo tipo de dejetos, volume e grau de diluição, pois diferentes consistências exigem técnicas específicas de manejo, tratamento e distribuição. As perdas e desperdícios de água através de bebedouros e água utilizada na higienização das edificações de animais aumentam o volume de efluentes produzidos, agravando o problema da poluição e elevando os custos de armazenamento, tratamento, transporte e distribuição dos dejetos (PERDOMO, 2005).

A importância do controle da poluição ambiental provocada pelo manejo inadequado dos dejetos de suínos cresce a cada dia, quer seja pela maior consciência ambiental dos produtores, quer seja pelo aumento das exigências dos órgãos fiscalizadores e da sociedade.

A criação intensiva de suínos tem causado grandes problemas ambientais em algumas regiões do Brasil. Isto se deve as altas concentrações de matéria orgânica e nutrientes dos dejetos de suínos que quando não são corretamente manejados e tratados, podem causar impactos sobre a biota do solo e da água. A produção e disposição destes dejetos em áreas onde não se tem uma demanda suficiente por nutrientes têm causado a lixiviação e percolação de componentes dos dejetos, causando em determinadas regiões produtoras altos índices de contaminação da água superficial e subterrâneas (SUÍNO, 2006).

Na maioria dos países da Europa a legislação de proteção ambiental é muito rígida com relação aos dejetos da produção de suínos e outros animais, em virtude da dificuldade de destinação dos mesmos. No Brasil, a partir de 1991, começou a dar-se importância a este assunto, em virtude do Ministério Público ter passado a cobrar o cumprimento da legislação, aplicando advertências, multas e mesmos o fechamento de granjas (DIESEL et al., 2002)

SEGUNDO BLEY JÚNIOR (2002), uma granja de 300 matrizes instaladas, em ciclo completo, produz cerca de 45 mil litros de dejetos por dia, com poluição equivalente a uma cidade de 75 mil habitantes. Esses dejetos lançados sem tratamento nos cursos de água acarretam o desequilíbrio ecológico e a poluição em função da

redução do teor de oxigênio dissolvido na água, disseminação de patógenos e contaminação das águas com amônia, nitratos e outros elementos tóxicos (DIESEL et al., 2002).

Segundo MATOS et al. (1997), a suinocultura é uma exploração pecuária concentradora de dejetos animais, sabidamente possuidora de alta carga poluidora para o solo, ar e a água. Por esse motivo, o suinocultor precisa estabelecer um esquema de manejo desse material que seja adequado às condições existentes em sua propriedade. Vários fatores devem ser considerados na escolha da forma de manejo da água residuária da suinocultura, podendo-se destacar: gastos de energia e mão-de-obra; possibilidade de aproveitamento do resíduo dentro da propriedade e potencial de impacto do ambiente.

A capacidade poluidora dos dejetos de suínos em termos comparativos, é muito superior à de outras espécies, pois enquanto a $DBO_{5,20}$ per capita de um suíno, com 85 kg de peso vivo varia de 189 a 208 g/animal/d, a doméstica é de apenas 45 a 75 g/habitante/d (PERDOMO & LIMA, 1998). Segundo OLIVEIRA (1997), a $DBO_{5,20}$ do esgoto doméstico é de cerca de 200 a 500 mg L⁻¹, enquanto a $DBO_{5,20}$ dos dejetos de suínos oscila entre 30000 a 52000 mg L⁻¹, ou seja, em torno de 260 vezes superior.

De acordo com VANOTTI et al. (2005), dentre os agentes patogênicos mais importantes capazes de ser veiculados pelos dejetos de suínos tem-se, as bactérias, tais como *Salmonella* sp. *Campylobacter jejuni* e *E. coli* 0157:H7, parasitas, tais como, *Cryptosporidium parvum* e vírus como os enterovírus.

A liberação de micronutrientes (ferro, cobalto, cobre, sódio, manganês, zinco, cromo) e macronutrientes (nitrogênio, potássio, fósforo, cálcio, magnésio) no meio através dos dejetos de suínos, dependem dos níveis dos elementos presentes nas dietas, uma vez que a ração é sua fonte primária. Segundo PERDOMO & LIMA (1998), em virtude do baixo custo, esses nutrientes têm sido largamente usados em dietas de suínos às vezes sem critérios técnicos.

De acordo com LUDKE & LUDKE (2002), cerca de 45 a 60% do nitrogênio, 50 a 80% do fósforo e cálcio, 70 a 95% do cobre, zinco, potássio, magnésio, manganês e ferro consumidos são excretados pelos suínos

Outra fonte de poluição ambiental gerada pela suinocultura é a emissão de gases que podem causar graves prejuízos nas vias respiratórias do homem e animais, bem como, a formação de chuva ácida por meio de descargas de amônia na atmosfera, além de contribuírem para o aquecimento global da terra, e causar odor desagradável (DIESEL et al., 2002).

Entretanto, a conservação do ambiente não se contrapõe à produção de suínos que, com manejo adequado, sobretudo com técnicas que incorporem adequadamente ao solo os nutrientes contidos nos dejetos, assim como, com o tratamento para a disposição final em corpos d'água, o manejo adequado da água nas instalações, tem-se a priori a requerida proteção ambiental caminhando ao lado com a sustentabilidade da atividade suinícola.

Independente da origem, todo resíduo poderá ter descarte minimizado, mediante uma avaliação abrangente de suas características quantitativas e qualitativas, potenciais de uso e conseqüências desse uso. Corretamente manejados, e utilizados, podem inverter-se em fornecedores para a produção de alimentos, mediante a melhoria das condições físicas, químicas e biológicas do solo e ainda com o aparecimento do excelente potencial para a reciclagem energética (DIESEL et al., 2002).

A consciência de que o tratamento de resíduos produzidos pelas diferentes atividades agropecuárias é de vital importância para a saúde pública e para o combate à poluição, tem levado à necessidade de desenvolver sistemas de tratamento que combinem alta eficiência e custos baixos de construção e operação (STEIL et al., 2002). Neste sentido o processo de digestão anaeróbia surge como a principal alternativa.

2.2. Metabolismo anaeróbio

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, composto por várias reações seqüenciais, cada uma com a sua população de microrganismos específica. A

eficiência do processo anaeróbio depende, portanto, das interações entre as diversas espécies de microrganismos, com diferentes capacidades degradativas. Os intermediários metabólicos de um grupo de microrganismos podem servir como fonte de energia e nutrientes para o crescimento de outras espécies (VAZOLLER, 2002).

O consórcio microbiano, presente nos grânulos de reatores anaeróbios é formado por diferentes grupos de microrganismos, funcional e filogeneticamente diferentes, conforme descritos na Figura 1 que realizam uma série de processos complexos interligados paralela e seqüencialmente (BATSTONE et al., 2005).

A primeira etapa é chamada hidrólise, requer a interferência das chamadas exoenzimas que são excretadas pelas bactérias fermentativas. As proteínas, por exemplo, são degradadas em polipeptídeos para em seguida formarem aminoácidos. Os carboidratos transformam-se em açúcares solúveis e os lipídios são convertidos em ácidos graxos de cadeia longa de carbono e glicose (KIM et al., 2003).

Segundo MAHMOUD et al. (2003), a velocidade da conversão anaeróbia de matéria orgânica complexa é, na maioria dos casos, limitada pela etapa de hidrólise. A velocidade de hidrólise é altamente dependente da temperatura, uma vez que a hidrólise é uma reação química catalisada por enzimas, as quais são muito mais sensíveis à temperatura. A temperatura de operação de um reator tem um efeito substancial na conversão de matéria orgânica e, conseqüentemente, nas características do lodo. Não ocorre estabilização da matéria orgânica durante a hidrólise. A matéria orgânica complexa é convertida a uma forma solúvel, que pode então, passar através da parede celular e membrana das bactérias responsáveis pela próxima etapa (MASSÉ & DROSTE, 2000).

Na acidogênese, os compostos dissolvidos gerados na hidrólise são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e excretados como substâncias orgânicas simples, tais como os ácidos graxos voláteis (acético, propiônico e butírico), álcoois, ácido láctico e compostos simples (CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S etc.). Esses ficam disponíveis para as bactérias acetogênicas. As bactérias acidogênicas atuam logo na seqüência da hidrólise do material orgânico em suspensão, são as que mais se beneficiam energeticamente, e as que têm as mais elevadas velocidades de crescimento do

consórcio, sendo limitadas apenas por uma eventual limitação da etapa da hidrólise (AQUINO & CHERNICHARO, 2005).

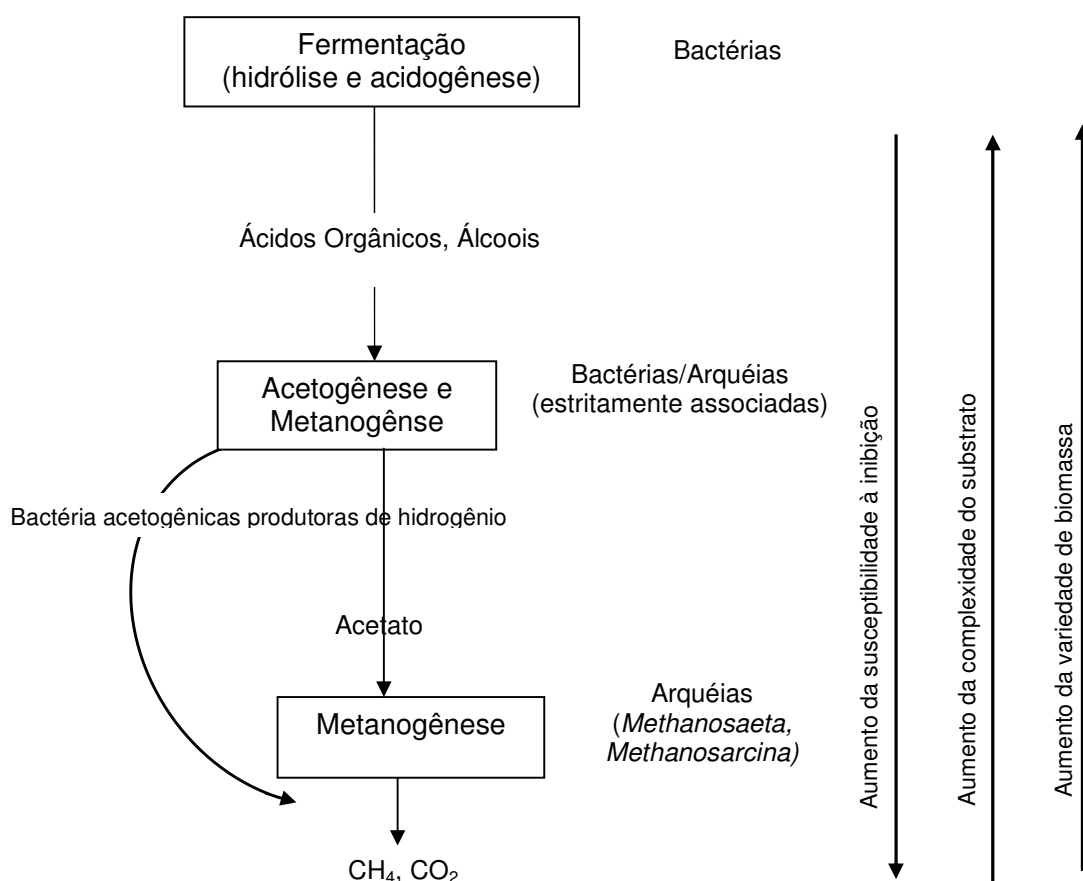


FIGURA 1. Processo de conversão intracelular e principais consórcios microbianos nos sistemas anaeróbios. Fonte: adaptado por BATSTONE et al. (2005).

Na acetogênese, ocorre a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para a produção de metano. As bactérias sintróficas (ou acetogênicas) convertem os compostos intermediários (como butirato e propionato) em acetato, dióxido de carbono e hidrogênio. Estas reações ocorrem naturalmente nos reatores anaeróbios em virtude da interação entre algumas espécies do consórcio (AQUINO & CHERNICHARO, 2005).

A metanogênese consiste na produção de metano pelos microrganismos metanogênicos acetoclásticos ou hidrogenotróficos. Os microrganismos acetoclásticos são os mais importantes, pois são os grandes responsáveis pela remoção da matéria orgânica existente, convertendo o acetato sintetizado na fase acetogênica em metano. Porém, esses microrganismos possuem uma reprodução muito lenta, além de necessidades ambientais adequadas como fator limitante. Os microrganismos hidrogenotróficos sintetizam o metano através do formiato, gás carbônico e hidrogênio, no caso dos dois últimos, em um processo conhecido como respiração anaeróbia (AQUINO & CHERNICHARO, 2005).

A produção de metano envolvendo o sistema ácido acético/acetato é responsável por cerca de 75% do biogás produzido, e o restante é via dióxido de carbono e hidrogênio. O biogás consiste de um gás rico em metano, é combustível, com valores de energia típica que varia na faixa de 21 a 28 MJ/m³. O metano tem uma faixa de explosão de 5 a 15% por volume e densidade de 0,72 kg/m³ a 20°C. Para o hidrogênio, as mesmas propriedades situam-se entre 4 a 74% e 0,09 kg/m³, a 20°C. O dióxido de carbono tem densidade igual a 1,97 kg/m³, a 20°C. O poder calorífico típico do biogás, com 60% de CH₄ e 40% de CO₂, varia de 5,5 a 6,5 kW/m³. Isto torna sua produção atrativa como meio de geração de energia renovável (EVANS & FURLONG, 2003).

Os microrganismos metanogênicos, componentes microbianos importantes dos grânulos de reatores anaeróbios, crescem lentamente em águas residuárias. Seu tempo de geração varia de 3 d, a 35°C, até valores tão altos como 50 d, a 10°C. Quando a temperatura do reator é diminuída para valores abaixo de 30°C, a atividade dos microrganismos metanogênicos é bastante reduzida. Esta é a principal razão pela qual os reatores UASB mesofílicos devem ser operados em temperaturas de 30°C a 35°C para que se obtenha bom desempenho (LIU & TAY, 2004).

Tanto os microrganismos metanogênicos acetoclásticos quanto os hidrogenotróficos são muito importantes na manutenção do curso da digestão anaeróbia, uma vez que estes são responsáveis pela função essencial de consumir hidrogênio produzido nas fases anteriores. Com isso, é propiciado o abaixamento da

pressão parcial hidrogênio no meio, tornando possíveis as reações de produção das bactérias acidogênicas e acetogênicas (CHERNICHARO, 2007)

Segundo SPEECE (1996), a conversão de propionato em acetato e H_2 é termodinamicamente favorável somente se a pressão parcial de H_2 estiver abaixo de 10^{-4} atm. A conversão de H_2 a metano é termodinamicamente favorável somente com pressões parciais de H_2 abaixo de 10^{-6} atm. Uma vez que os microrganismos responsáveis pela conversão do H_2 a metano estão em reatores que devem operar na faixa de pressão de H_2O aproximadamente 10^{-4} a 10^{-6} atm, eles realizam a reação a abaixo de sua capacidade máxima. Portanto, uma vez formado o ácido propiônico (produto intermediário), a conversão a acetato só será possível mediante a existência de populações capazes de remover, de forma rápida e eficiente, o H_2 formado nas reações acetogênicas. Isto é conseguido graças à ação das bactérias que removem H_2 do meio, isto é, as arqueias metanogênicas hidrogenotróficas e as bactérias redutoras de sulfato (CAMPOS, 1999).

Além dos processos fermentativos que levam à produção de biogás, podem se desenvolver outros processos no reator anaeróbio. Neste não se encontra oxigênio dissolvido, mas pode haver presença de oxidantes alternativos, que permitem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. Estes oxidantes são o nitrato e o sulfato. O nitrato pode ser usado como oxidante, sendo reduzido para o nitrogênio molecular em processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido para sulfetos (CAMPOS, 1999).

Segundo FORESTI et al. (2002), para o bom desempenho dos reatores anaeróbios, é imprescindível que os compostos orgânicos sejam convertidos em precursores imediatos do metano. Caso essa conversão não aconteça, a metanogênese não ocorrerá, acarretando o acúmulo dos produtos da fase de hidrólise e fermentação no reator, comprometendo o processo. Além disso, é importante que o reator anaeróbio seja inoculado com lodo rico em microrganismos metanogênicos, de alta qualidade, melhorando consideravelmente o sistema de tratamento em relação à partida do mesmo.

2.3. Avaliação da atividade metanogênica específica

A avaliação da atividade metanogênica específica (AME) de lodos anaeróbios tem sido uma importante ferramenta para uma série de aplicações tais como: verificar o comportamento da microbiota sob o efeito de diversos compostos potencialmente inibidores; para determinar a toxicidade relativa de compostos químicos presentes em efluentes líquidos e resíduos sólidos; para estabelecer o grau de degradabilidade de diversos substratos, notadamente de rejeitos industriais; para monitorar mudanças na atividade do lodo, em virtude de uma possível acumulação de materiais inertes, após longos períodos de operação de reatores; para determinar a carga orgânica máxima que pode ser aplicada a um determinado tipo de lodo, proporcionando uma aceleração do processo de partida de sistemas de tratamento; para avaliar parâmetros cinéticos e outras séries de aplicações (CHERNICHARO, 1997).

Segundo HUANG et al. (2002), a caracterização e o acompanhamento da diversidade microbiana nos reatores anaeróbios é de fundamental importância para avaliar a funcionalidade e estabilidade potencial dos reatores contra perturbações.

Diversas metodologias foram propostas para os testes de avaliação da atividade metanogênica específica de lodos anaeróbios. Dentre elas destacam-se as propostas por De Zeeuw (1984) *apud* ARAÚJO (1995), DOLFING & BLOEMEN (1985), Duborguier (1989) *apud* VAZOLLER (1989) e a metodologia recentemente estabelecida no âmbito do Programa de Pesquisa em Saneamento Básico - PROSAB (CHERNICHARO, 2005).

AQUINO et al. (2007) apresentaram uma revisão sobre os diferentes testes normalmente utilizados para a determinação da atividade metanogênica específica (AME) de lodos anaeróbios. Apesar do esforço de alguns pesquisadores, não há, na literatura nacional e internacional, consenso sobre as melhores condições de incubação do lodo (concentração de biomassa, tipo e concentração de substrato, relação alimento/microrganismo, tipo e concentração de nutrientes, tempo de incubação), bem como procedimentos de medição de metano (manométricos, volumétricos) para a execução do teste. A não existência de um procedimento padrão para a determinação

da AME, dificulta a comparação dos resultados obtidos por diferentes estudos, e limita a aplicabilidade e disseminação do teste de AME como ferramenta de controle dos processos anaeróbios. Dessa forma é importante que novas pesquisas investiguem a possibilidade de harmonização do teste de AME, tanto pela adoção de procedimentos comuns de incubação do lodo, como pela avaliação da confiabilidade dos diferentes métodos de medição de metano durante o teste.

Independente da metodologia empregada para avaliação a AME, alguns aspectos podem influenciar o ensaio de forma que os resultados obtidos podem ser subestimados. Entre esses aspectos ressaltam-se a relação entre a concentração inicial de substrato e a concentração inicial de biomassa (S_0/X_0) (MORENO *et al.*, 1999), assim como o tipo de substrato utilizado.

A concentração de substrato não deve limitar a AME seja por falta de alimento, seja por inibição quando em concentrações excessivas. No protocolo desenvolvido pelo PROSAB, citado por CHERNICHARO (1997), as relações entre substrato e biomassa variaram de 0,4 a 1,0 g DQO- Hac g⁻¹ SV. Em ensaio para a determinação da AME de um lodo anaeróbio, a maior atividade foi alcançada com a relação de 0,8 g DQO- Hac g⁻¹ SV.

PENNA (1994) estudou a relação entre as quantidades de substrato e de biomassa nos testes de AME com lodo de esgoto, com concentração inicial de SSV igual a 17,30 g L⁻¹, obteve valores de AME que variaram de 0,026 a 0,086 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹, aplicando-se a relação S_0/X_0 no frasco reator igual 0,10 g DQO (g SV)⁻¹.

ARAÚJO (1995) avaliou o comportamento de AME em biofilme de reator anaeróbio de leito fluidificado alimentado com esgoto sintético, por 420 dias, frente a diversas fontes de substratos orgânicos testadas separadamente (acetato, butirato, formiato, propionato e sacarose). Verificou aumento dos valores da AME de 0,02 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹ (no 131º dia) para 0,08 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹ (no 403º dia). Esse aumento ocorreu a partir do 296º dia e foi atribuído á elevação da carga orgânica volumétrica aplicada no reator, de 5,0 kg DQO (m³ d)⁻¹ no 300º dia para 35,0 kg DQO (m³ d)⁻¹ no 380º dia.

ARAÚJO (1995) também utilizou os resultados da AME para obter uma indicação

da provável composição de populações de microrganismos presentes no biofilme. Para isso, considerou como atividade acidogênica os valores de AME obtidos a partir da degradação de sacarose, os quais variaram de 0,010 a 0,080 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹; como atividade acetogênica a partir da degradação do butirato, com valores de 0,020 a 0,130 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹; e como atividade metanogênica a partir da degradação do acetato, com valores de 0,010 a 0,052 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹.

CHERNICHARO (1997) obteve valores de AME de lodo proveniente de reator UASB tratando esgoto doméstico de 0,52 e 0,65 mmol CH₄ (g SVT h)⁻¹ para a relação S₀/X₀ de 0,4 e 0,6 g DQO (g SVT)⁻¹, respectivamente.

MONTEGGIA (1997) investigou o efeito da concentração de microrganismos no teste de AME feito sob agitação, concluiu que a faixa ótima de valores de AME ocorreu entre 2 e 5 g SSV L⁻¹ e que, para valores crescentes de SSV houve redução significativa na duração do teste, ao passo que, para valores de SSV abaixo de 2 g/L ou superiores a 5 g/L, houve redução apenas discreta nos valores de AME..

OLIVEIRA et al. (1997) avaliaram a AME de lodo proveniente de reatores UASB, tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 0,5 a 2,0 g L⁻¹, utilizando mistura das fontes de substrato acetato, propionato, butirato e formiato e aplicando relações S₀/X₀ de 0,13 a 0,24 g DQO (g SV)⁻¹ e obtiveram valores de AME de 0,01 a 0,13 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹.

PUNAL et al. (1999) avaliaram a atividade metanogênica de biofilme de dois filtros anaeróbios de fluxo ascendente. Um filtro foi operado com alimentação simples e o outro com múltipla alimentação, tratando águas residuárias de laticínio. A AME foi obtida com a utilização da mistura dos substratos (ácido acético, propiônico e butírico; leite e glicose). Os filtros foram operados com carga orgânica volumétrica maior do que 20 kg DQO (m³ d)⁻¹ e com o afluente com DQO de 9,0 g L⁻¹ e SSV de 15,5 g L⁻¹. A atividade metanogênica dos diferentes grupos tróficos foi mais alta no filtro com alimentação múltipla do que no filtro com alimentação simples. Isto resultou numa operação mais eficiente, especialmente quando aplicaram altas cargas orgânicas volumétricas.

NOPHARATANA et al. (1998) avaliaram a AME de líquidos percolados de

reatores anaeróbios tratando resíduos sólidos domésticos, utilizando como substrato, nos frascos-reatores, celulose, acetato e formiato. Os autores concluíram que os resultados de atividade utilizando formiato e celulose foram promissores como indicadores para otimizar a partida de operação dos reatores.

POETSCH & KOETZ (1998) avaliaram a AME de lodos anaeróbios provenientes de reatores tratando efluentes de indústrias de conservas vegetais para a verificação da qualidade desse lodo. O lodo anaeróbio foi testado com concentrações de 1,97; 4,29 e 5,13 g SSV L⁻¹ e obtiveram-se valores de AME de 10,29 à 24,23 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹.

STEIL (2001) avaliou a AME de lodo de biodigestores em batelada alimentados com três tipos de resíduos: aves de postura, frango de corte e suínos, obtendo valores máximos de 0,0340; 0,0188 e 0,0029 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente, utilizando como substrato uma mistura de ácidos acético, butírico, propiônico e fórmico. No lodo dos frascos-reatores do ensaio de atividade aplicaram-se cargas orgânicas (So/Xo) crescentes (0,25; 0,50 e 0,75 g DQO (g SV)⁻¹). Os resultados obtidos para a AME foram maiores quando a carga orgânica no lodo foi de 0,25 g DQO (g SV)⁻¹. Isto pode ser atribuído à possível toxicidade provocada por maiores quantidades de ácidos graxos nos frascos com as cargas orgânicas mais elevadas.

SILVA et al. (2003) realizaram testes de AME com lodo do reator UASB com três relações alimento/microrganismo (So/Xo) de 0,20; 0,33 e 0,80 g DQO (g SV)⁻¹ e acetato de sódio como substrato, com a relação So/Xo de 0,20 g DQO (g SV)⁻¹ ocorreu maior valor de AME, em média de 0,1142 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹.

VICH (2006) estudou a comunidade microbiana e a AME do lodo de reatores anaeróbios em batelada, inoculados com lodo granular oriundo de reator UASB usado no tratamento de água residuária de abatedouro de aves, com diferentes concentrações de metilamina (5, 10, 20, 30, 50, 75 e 90 mM) e concentração inicial de SVT de 5 g L⁻¹. Os reatores foram incubados sob temperatura de 30°C e agitação de 150 rpm. Os valores de AME variaram entre 0,0131 a 0,0887. Os valores de AME foram de 0,0804 e 0,0825 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente, quando os reatores foram alimentados com 50 e 75 mM.

SANTANA et al. (2007) avaliaram a AME do lodo de dois reatores UASB em dois estágios (R1 e R2) em escala piloto com volumes de 908 L e 188 L, com a relação S_o/X_o em torno de $0,50 \text{ g DQO (g SV)}^{-1}$ e tendo como substratos o acetato, glicose, amido, propionato + butirato e formiato, utilizados separadamente em cada frasco-reator. Com a fonte acetato ocorreram os maiores valores de AME, de $0,237$ e $0,172 \text{ mmol CH}_4 \text{ (g SV h)}^{-1}$, para o lodo dos reatores R1 e R2, respectivamente.

2.4. Tratamento anaeróbio de águas residuárias

O aumento do número de pesquisas relacionadas ao processo de digestão anaeróbia vem provocando mudanças na concepção dos sistemas de tratamento de águas residuárias. Configurações inovadoras vem sendo estudadas, com o objetivo de se obter sistemas simplificados e mais eficientes, conjugando baixos custos e simplicidade operacional. Tal fato se deve ao desenvolvimento dos chamados sistemas de alto desempenho, caracterizados pela capacidade de retenção de grandes quantidades de biomassa e pela elevada atividade microbiana, mesmo com imposição de baixos tempos de detenção hidráulica.

Os processos anaeróbios têm sido utilizados para o tratamento de esgoto domésticos desde o final do século XVIII, inicialmente, como um único reator para a separação de sólidos e digestão, e, depois, como unidades separadas para o lodo primário e secundário provenientes de sedimentadores de plantas de processos de tratamento secundários aeróbios. Recentemente, são utilizados como principais unidades para a remoção de carbono orgânico das águas residuárias, especialmente em regiões tropicais e subtropicais (FORESTI et al., 2006).

O grande sucesso no desenvolvimento desta tecnologia pode ser atribuído à introdução de reatores inovadores como, por exemplo, os reatores UASB, entre outros. Embora a tecnologia anaeróbia pareça ter atingido a maturidade no tratamento de certos tipos de águas residuárias, sua aplicação para águas residuárias que contém altas concentrações de substâncias orgânicas particuladas (carboidratos, lipídios e

proteínas) e substâncias orgânicas inibitórias e/ou inorgânicas é ainda restrita (UEMURA & HARADA, 2000).

O reator UASB, traduzido como reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo, foi desenvolvido na década de 70 na Universidade Wageningen na Holanda por Gatze Lettinga e seus colaboradores. A principal peculiaridade desse tipo de reator é a ausência de material de enchimento. Dessa forma, os microrganismos são fixados por meio de auto adesão, formando flocos ou grânulos densos suspensos, que se dispõem em camadas de lodo a partir do fundo do reator (KATO et al., 1999). Conseqüentemente, o reator apresenta tempos de retenção celular (TRC) muito altos, mesmo quando submetidos a tempos de detenção hidráulica (TDH) muito baixos. Portanto, além do reator UASB trabalhar com TDH baixo, ele tem a capacidade de acomodar altas cargas orgânicas e hidráulicas

LO et al. (1994), operaram reatores UASB híbridos em escala de laboratório (com volume de 14,75 L) tratando águas residuárias de suinocultura, obtiveram eficiências de remoção de DQO de 95%, com concentrações de DQO do afluente variando de 6,5 a 12 g L⁻¹ e cargas orgânicas volumétricas (COV) de 0,9 a 1,78 g DQO L d⁻¹, e eficiências de remoção de DQO de 57 a 61% com concentração de DQO do afluente de 12 g L⁻¹ e COV de 3,58 g DQO (L d)⁻¹.

SÁNCHEZ et al. (1995) operaram reator UASB em escala de laboratório (volume de 6,5 L), tratando água residuária de suinocultura pré-peneirada, durante 75 dias com COV de 5 g DQO (L d)⁻¹ e a 35°C. A composição da água residuária (200 L de água /kg esterco) variou de: DQO total de 4,8 a 12,6 g L⁻¹, SST de 1,9 a 3,2 g L⁻¹, SSV de 1,72 a 3,10 g L⁻¹, nitrogênio orgânico de 0,08 a 0,8 g L⁻¹. No reator UASB ocorreu 40% de remoção de DQO, com resultados similares para a remoção de nitrogênio orgânico e ortofosfato.

OLIVEIRA (1997) operou reatores UASB de bancada com águas residuárias de suinocultura com SST de 0,5 a 2,0 g L⁻¹ e DQO de 1 a 4 g L⁻¹, com diferentes COV e distintos TDH (30, 20, 12 e 8 h). O autor observou que para concentrações de SST entre 1 e 2 g L⁻¹, o parâmetro limitante foi a COV, e para COV até 4,5 g DQO (L d)⁻¹ as eficiências de remoção de DQO e SST foram superiores a 85%; e para concentrações

de SST menores que 1 g L^{-1} o parâmetro limitante foi o TDH, o qual deve ser no mínimo de 8 horas para permitir eficiências de remoção de DQO e SST superiores a 80%. As eficiências de remoção de NTK, N-org., e P-total com temperatura controlada de 25 e 30°C e TDH de 12 h, foram de 28 e 31%, de 90 e 95% e de 8 e 23%, respectivamente. A temperatura ambiente de 25°C e 30°C obtiveram eficiências de remoção de NTK, de 30 e 35% com THD de 12 h.

KALYUZHNYI et al. (1999) consideraram o reator UASB adequado para o pré-tratamento da fração líquida de águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST de 2 g L^{-1} e DQO de $14,7 \text{ g L}^{-1}$, aplicando COV de $12 \text{ g DQO (L d)}^{-1}$ com TDH de 1,19 d e alcançando eficiência de remoção de DQO de 77%. KALYUZHNYI et al. (2000), utilizando reator UASB de bancada com volume de 2,6 L, aplicaram COV de 4 a $6 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$, com TDH de 24,0 a 33,6 h, e afluente, pré-acidificado ou filtrado, com $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 7,1 a $10,0 \text{ g L}^{-1}$, e alcançaram eficiências de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ de 60 a 85%.

HENN & BELLÍ FILLHO (2000) avaliaram o desempenho de um reator UASB em escala piloto com volume de 81 L, tratando dejetos de suínos, operado com temperaturas entre 25 a 30°C, com TDH de 36 h, DQO do afluente de 500 a 2500 mg L^{-1} e ST de 8000 mg L^{-1} . Verificaram que o reator atingiu eficiência de remoção de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e $\text{DQO}_{\text{filtrada}}$ da ordem de 80% e 90%, respectivamente. As eficiências médias de remoção de sólidos totais foram de 50 a 75%. Os valores de pH foram de 6,5 a 7,5. A composição do biogás mostrou uma mistura de 69% de gás metano e 31% de gás carbônico.

PEREIRA-RAMIREZ et al. (2004) trataram águas residuárias de suinocultura em reator UASB (16 L) com TDH de 12 h sob COV de $23 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ e COV solúvel de $11 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$. As eficiências de remoção da DQO total e solúvel variaram entre 68 e 85%. O reator obteve sua melhor eficiência de remoção de SSV (81%) quando a taxa de reciclo foi de 3:1, sendo que esta promoveu um aumento da alcalinidade no mesmo favorecendo a remoção orgânica. Apresentou, ainda, melhor eficiência na remoção da carga orgânica, quando foi mantida a relação AVT/Alcalinidade em valores próximos a 0,20. As reduções de N-NH_4 , NTK e P

apresentaram valores médios de 16,7%, de 9,4% e de 20%, respectivamente. A maior eficiência de remoção de DQO aconteceu com a velocidade ascensional de $0,35 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, sendo que velocidades superiores a essa promoveram instabilidade no desempenho do reator UASB, ocasionando perda de eficiência de remoção da carga orgânica do reator. O UASB removeu 96% dos coliformes termotolerantes e 99% da *Salmonella choleraesuis* presentes no efluente bruto.

SANCHEZ et al. (2005) avaliaram o comportamento de um UASB em escala de laboratório (5 L) alimentando com águas residuárias de suinocultura com valores médios de DQO total e de SSV de 10189 e 1166 mg L^{-1} , respectivamente. O reator foi operado com TDH de 8 h e mantendo a temperatura de 30°C. Os autores variaram as COV de 1,0; 1,4; 1,6; 2,0; 2,7; 4,1 a 8,1 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ (TDH de 8, 6, 5, 4, 3, 2 e 1 d). Os autores verificaram que o sistema apresentou queda na eficiência de remoção de DQO total de 18,6%, DQO dissolvida de 19,7%, SST e SSV de 27,1 e 42,6%, respectivamente com aplicação de COV máxima de 8,1 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$. Os autores concluíram que o aumento da COV promoveu queda de eficiência de remoção de DQO e SSV e produção de gás metano, devido ao aumento da concentração de matéria orgânicas e ácidos graxos voláteis no efluente.

CAMPOS et al. (2005) trataram águas residuárias de suinocultura com DQO total de 1806 mg L^{-1} e ST de 1810 mg L^{-1} em reator UASB com COV de 1,42 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ em escala laboratorial (11,7 L) e em temperatura mesofílica (27°C), obtiveram eficiências de remoção médias de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e ST de 84 e 58%, respectivamente. O funcionamento do reator foi estável, com boas condições de tamponamento, retenção e digestibilidade de sólidos, demonstrando que os parâmetros de operação adotados permitiram o bom desempenho do sistema.

CAMPOS et al. (2006) avaliaram o desempenho de reator UASB em escala laboratorial (11,7 L) tratando águas residuárias de suinocultura com ST de 1660 mg L^{-1} e DQO de 2065 mg L^{-1} , variando a COV de 1 a 5 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ com TDH de 55 e 15 h. Os autores verificaram eficiências de remoção médias de $\text{DQO}_{\text{total}}$ e ST de 89 e 57%, respectivamente.

SCHOENHALS et al. (2007) avaliaram o desempenho de dois reatores UASB em escala real, com volume de 27,5 m³, tratando águas residuárias de suinocultura com SST variando 1600 e 3330 mg L⁻¹ e DQO de 6750 a 13525 mg L⁻¹, operados com TDH de 15,7 h. Os autores observaram eficiências máximas de remoção de SST e DQO de 72,5 e 40,0%, respectivamente, e atribuíram essas baixas eficiências a instabilidade ocorrida no processo em função das variações da vazão, que na maior parte do monitoramento estiveram acima do valor para o qual os reatores foram projetados.

2.5. Sistemas de tratamento anaeróbio em dois estágios

Considerando o fato de que a hidrólise é o passo limitante da degradação anaeróbia de resíduos complexos como águas residuárias de suinocultura, têm sido propostos sistemas de tratamento anaeróbio em dois estágios, nos quais pretende-se a separação das etapas: hidrólise parcial da matéria orgânica particulada no primeiro reator, e no outro a estabilização dos compostos solúveis formados no primeiro reator, com a produção de metano.

A utilização de processo anaeróbio em dois estágios fundamenta-se na presença de altas concentrações de sólidos suspensos no afluente, que poderiam prejudicar a atividade da microbiota, o desenvolvimento e a manutenção da granulação do lodo (LETTINGA & HULSHOFF-POL, 1991). Na separação de estágios, a biomassa do reator hidrolítico é caracterizada por lodo floculento, que adsorve e hidrolisa parcialmente a matéria orgânica particulada do afluente em compostos solúveis que serão tratados no segundo reator, no qual haverá, então, a formação de lodo granular (VAN HAANDEL & LETTINGA, 1994).

ZEEMAN et al. (1997) afirmaram que a adoção de sistema de tratamento em dois estágios composto por reator UASB no primeiro estágio pode levar a condição de processo mais estável. Com alta carga orgânica volumétrica pouco ou nenhum gás será produzido, atingindo-se, portanto, alta remoção de sólidos suspensos. Os autores utilizaram este princípio para a construção de um reator anaeróbio de fluxo ascendente de remoção de sólidos (UASR). O efluente deste reator pôde ser convertido em um

reator UASB subsequente ou também pôde ser usado como fonte de carbono para um sistema biológico de remoção de nutrientes.

Assim, ZEEMAN et al. (1997) avaliaram o desempenho de reator anaeróbio de fluxo ascendente para a remoção de sólidos (UASR), tratando esgoto doméstico bruto (DQO de 697 mg L^{-1} e com TDH de 3 h) e lodo de esgoto doméstico (DQO de 2 a 7 g L^{-1} e com TDH de 9,6 a 48 h). Os autores observaram, para o tratamento de esgoto bruto a temperatura de 17°C com TDH de 3 h, eficiência de remoção de DQO de sólidos suspensos de 65%. Para o tratamento de lodo secundário de sistemas de lodos ativados com DQO de 2 g L^{-1} , aplicando-se TDH de 9,6 h e com temperatura de 20°C , resultou remoção de DQO de sólidos suspensos de 98%.

DUGBA & ZHANG (1999) avaliaram o desempenho de reatores anaeróbios sequenciais em batelada (ASBR) em dois estágios, tratando águas residuárias de bovinocultura de leite, constituído por três sistemas: sistema I (reator I e reator II mesofílicos a 35°C) sistema II e sistema III (reator I termofílico a 55°C e reator II mesofílico a 35°C). O afluente utilizado tinha concentração de SV de 6 a 48 g L^{-1} . Verificou-se que nos sistemas II e III a eficiência média de remoção de SV foi de 43,8 e 44,1% e 37,1 e 38,9%, para TDH de 3 e 6 d, respectivamente. As produções volumétricas de metano foram de 0,41 e 0,82; 0,34 e $0,72 \text{ L (L d)}^{-1}$ para TDH de 3 e 6 d, respectivamente. Estes valores foram maiores do que no sistema I, no qual obtiveram-se remoções de SV de 29,3 e 30,2%; e 26,1 e 29,1%, para TDH de 3 e 6 d, respectivamente. As produções volumétricas de metano foram de 0,27 e 0,56; e 0,27 e $0,48 \text{ L (L d)}^{-1}$ para TDH de 3 e 6 d, respectivamente. Os autores observaram que a incorporação do processo de digestão termofílica e mesofílica (sistemas II e III) em um único sistema de tratamento apresentou melhor estabilidade, e mostrou-se efetiva também para a destruição de coliformes totais.

BEAL & RAMAN (2000) avaliaram um sistema consistindo de um reator UASB (volume de 20 L) seguido por um filtro anaeróbio de fluxo descendente (DFAF) (volume de 25 L), operados a temperatura ambiente com TDH de 2,4 d, tratando águas residuárias ricas em carboidratos com concentração de DQO de 30.000 mg L^{-1} . Os autores verificaram que o reator UASB foi capaz de suportar altas cargas orgânicas

(COV de até 20 g DQO (L d)⁻¹) e que o DFAF mostrou-se capaz de suportar as variações de desempenho do reator UASB. A redução da DQO do efluente para 300 mg L⁻¹ foi observada no sistema seqüencial UASB – DFAF, correspondendo a 99% de eficiência de remoção.

DINSDALE et al. (2000) estudaram a co-digestão anaeróbia da mistura de lodo ativado, com 7,4% de SV, e de restos de frutos, com aproximadamente 25% de SV, em um sistema de tratamento em dois estágios, utilizando reator de mistura completa (CSTR) para a etapa hidrolítica e de acidogênese e digestores tubulares inclinados para a etapa metanogênica, operados a 30°C e com TDH de 13 dias (3 dias para a hidrólise e acidogênese e 10 dias para a metanogênese). Observaram remoção dos SV de 40% e produção de biogás de 0,37 m³ (kg SV)⁻¹. O teor de metano no biogás foi de 68% e a alcalinidade de bicarbonato de 400 mg CaCO₃ L⁻¹. A partir do aumento do TDH para 17 dias a alcalinidade de bicarbonato foi reduzida para 300 mg CaCO₃ L⁻¹ e a eficiência de remoção de sólidos voláteis totais alcançaram 44%. Os autores, concluíram que o TDH pode variar de 4 a 26 dias para os estágios hidrolítico e acidogênico e de 10 a 65 dias para o estágio metanogênico.

MOODY & RAMAN (2001) trataram águas residuárias de indústria alimentícia à base de carboidratos, (DQO de 8.000 mg L⁻¹), utilizando um sistema em dois estágios, composto de filtro anaeróbio de fluxo descendente (DFAF) e UASB para o primeiro estágio (dispostos em paralelo), cujos efluentes homogeneizados em tanque intermediário alimentaram dois reatores DFAF do segundo estágio (dispostos em paralelo). Verificaram que com TDH de 1,6 d os reatores do primeiro estágio (DFAF e UASB) e os do segundo estágio (DFAF) com meio suporte de pedra britada e de anéis de plástico, alcançaram máxima eficiência de remoção de DQO, atingindo valores de 99,0 e 98,6%, respectivamente. Para avaliar o aumento de estabilidade obtida pelo sistema, o mesmo foi alimentado com sobrecarga 3,5 vezes maior que a concentração da DQO do afluente num ensaio de 8 h. Os reatores do segundo estágio foram capazes de suportar a DQO emitida pelo DFAF do primeiro estágio, obtendo-se eficiência de remoção de DQO maior que 94%.

OLIVEIRA (2001) avaliou o desempenho e o efeito do descarte periódico de lodo da manta, operando dois reatores UASB de 705L, instalados em série, com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de DQO entre 1,64 e 2,37 g L⁻¹ e de SST de 2,16 g L⁻¹, com TDH de 14,7 h, em cada reator; e DQO entre 3,36 e 4,19 g L⁻¹ e SST entre 1,34 e 2,20 g L⁻¹, com TDH de 7,3 h em cada reator, com COV variando de 2,68 a 13,77 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no primeiro reator. O autor observou que a eficiência de remoção de DQO do conjunto de reatores UASB em dois estágios com TDH de 29,4 h foi em torno de 82% e de SST de 51%, com produção volumétrica de metano de 0,30 a 0,40 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹, sem descarte periódico de lodo da manta. Para o TDH de 14,6 h; com descarte periódico mantendo 40% do volume do reator ocupado com lodo, a eficiência de remoção de SST e DQO foi em torno de 80% e a produção volumétrica de metano de 0,812 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹.

OLIVEIRA (2003) avaliou o desempenho desses dois reatores UASB de 705 L, instalados em série, tratando águas residuárias de suinocultura, submetidos a descartes periódicos de lodo da manta, em condições de temperatura variando de 9,7 a 32,3°C. Os reatores foram mantidos com TDH de 7,3 h em cada reator e alimentados com o afluente com concentração de SST de 1,338 a 2,197 mg L⁻¹ e DQO de 3,361 a 4,189 g L⁻¹, durante 220 dias. No inverno, com temperaturas médias variando de 9,7 a 26,8°C, os valores médios das eficiências de remoção de DQO total, DQOss, DQO dissolvida e SST foram de 71, 74, 55 e 69% e de produção volumétrica de metano de 0,886 m³ (m³reator d)⁻¹. Na primavera, com temperaturas médias de 18,4 a 32,3°C, as remoções aumentaram para 81, 81, 67 e 85%, respectivamente, e a produção de metano diminuiu um pouco para 0,862 m³ CH₄ (m³reator d)⁻¹.

HELD et al. (2002) avaliaram um sistema de tratamento em dois estágios, consistindo de um reator de mistura completa (CSTR) de 200 L e um filtro anaeróbio de fluxo ascendente (UFAF) de 50 L, tratando a fração líquida do resíduo orgânico municipal em condições mesofílicas com concentrações de SST de 88 g L⁻¹ e DQO de 235 g L⁻¹. O CSTR foi operado por 5 meses com TDH de 24 d e COV variando de 7,5 a 9,8 g DQO_{total} (L d)⁻¹. Observaram que 68% da DQO e 64% de SV foram degradados, resultando em produção volumétrica de metano de 4,0 m³ (m³ d)⁻¹ e porcentagem de

metano no biogás de 47%. No UFAF, com TDH de 6,2 d e COV de 12,2 g DQO_{total} (L d)⁻¹, obtiveram percentagem de metano de 61% no biogás, a qual foi mais alta do que no reator CSTR (47%), e produção volumétrica de 2,0 m³ (m³ d)⁻¹, resultando em eficiência de remoção de DQO e SV de 37,5 e 44,0%, respectivamente

BLONSKAJA et al. (2003) estudaram reatores anaeróbios em dois estágios, consistindo de filtro anaeróbio e reatores UASB em série, no tratamento de águas residuárias de destilaria. O experimento foi conduzido com TDH de 10 e 19 h e COV de 2,5 e 5,1 g DQO (L d)⁻¹ no primeiro estágio e de 0,6 e 2,5 g DQO (L d)⁻¹ no segundo estágio. A eficiência de remoção da DQO foi de 54 e 93% no primeiro e segundo estágios, respectivamente.

PEREIRA (2003) avaliou dois reatores UASB de bancada com volumes de 39,0 e 10,5 L, instalados em série, alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentração de SST de 5000 mg L⁻¹ e DQO em torno de 12000 mg L⁻¹, com TDH de 62 a 16 h no primeiro reator e de 16 a 4 h no segundo reator. A COV aplicada no primeiro reator foi de 4,55 a 18,65 g DQO total (L reator d)⁻¹. As eficiências médias de remoção de DQO total no sistema de tratamento variaram de 79 a 95% e de SST de 73 a 94%, e a produção volumétrica de metano no primeiro reator foi de 0,45 a 1,80 L CH₄ (L reator d)⁻¹ e no segundo reator de 0,15 a 0,50 L CH₄ (L reator d)⁻¹. As eficiências médias de remoção de NTK e N-org., foram de 17 a 22% e 76 a 88%, respectivamente, e do P-total de 48 a 62% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios.

RAMIRES (2005) avaliou a produção de metano e as eficiências de remoção de matéria orgânica, nutrientes e patógenos em reatores UASB em dois estágios, (R1) e (R2) em escala piloto (com volumes de 908 e 188 L, para o primeiro e segundo reatores, respectivamente), alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST de 4940 a 12860 mg L⁻¹ e submetidos a TDH de 36 e 18 h com COV na faixa de 5,5 a 34,4 g DQO_{total} (L reator d)⁻¹ no primeiro reator (R1). As eficiências médias de remoção de DQO_{total} variaram de 57,0 a 84,0% no R1 e de 46,0 a 49,3% no R2, resultando em eficiências de 81,0 a 91,7%, no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios. As eficiências de remoção de P-total, NTK e N-org variaram de 60,0 a 66,4%; de 37,5 a 62,4% e de 82,9 a 94,6%, respectivamente, no

sistema de tratamento. Houve redução de coliformes totais de 99,94 a 99,99% e de coliformes fecais de 99,85 a 99,99%. Verificou-se ainda, produções volumétricas de metano que variaram de 0,717 a 1,325 m³ CH₄ (m⁻³ reator d)⁻¹ para o R1 e de 0,0066 a 0,983 m³ CH₄ (m⁻³ reator d)⁻¹ para o R2. O sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios alcançou remoções de ferro, zinco, cobre e manganês que variaram de 71 a 94%, 20 a 76%, 53 a 89% e de 39 a 59%, respectivamente.

SANTANA & OLIVEIRA (2005) avaliaram o desempenho de dois reatores UASB, em escala piloto (volumes de 908 L e 188 L), instalados em série, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando 2216 a 7131 mg L⁻¹ e DQO total de 8818 a 18717 mg L⁻¹. Foram aplicados TDH de 62,3 e 32,1 h no primeiro reator (R1) e de 12,9 a 6,5 h no segundo reator (R2) e COV na faixa de 3,40 a 14,44 g DQO (L reator d)⁻¹ no R1 e de 2,25 a 18,70 g DQO (L reator d)⁻¹ no R2. As eficiências médias de remoção de DQO total variaram de 74,0% a 89,6% no R1 e de 34,3% a 45,1% no R2, resultando em valores médios de 86,6% a 93,1% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios. As concentrações médias de metano no biogás foram de 76% a 81% no R1 e de 79% a 84% no R2. As produções volumétricas de metano variaram de 0,594 a 1,130 m³ CH₄ (m⁻³ reator d)⁻¹ no R1 e de 0,144 a 0,513 m³ CH₄ (m⁻³ reator d)⁻¹ no R2.

FERNANDES & OLIVEIRA (2006) avaliaram o efeito do afluente (águas residuárias de suinocultura) com concentrações médias de SST em torno de 6000 mg L⁻¹ (DQO variando de 7557 a 11640 mg L⁻¹) no desempenho de processo anaeróbio em dois estágios composto por reator compartimentado (ABR) e UASB, instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 L e 120 L, respectivamente), submetidos a tempos de detenção hidráulica (TDH) de 56 a 28 h no primeiro reator e de 13 a 6,5 h no segundo reator. As eficiências médias de remoção de DQO total variaram de 71% a 88% no reator ABR e de 42 a 50% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 95% no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios. As concentrações de metano no biogás foram acima de 79% para os reatores ABR e UASB e as produções volumétricas de metano variaram de 0,150 a 1,766 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹. Nas condições impostas ao sistema de tratamento anaeróbio observaram-se reduções de

coliformes totais e fecais com valores médios no afluente de $1,05 \times 10^{10}$ a $2,18 \times 10^{11}$ NMP 100 mL^{-1} e de $2,65 \times 10^9$ a $1,05 \times 10^{10}$ NMP 100 mL^{-1} e no efluente tratado de $8,2 \times 10^4$ a $4,3 \times 10^6$ NMP 100 mL^{-1} e de $1,5 \times 10^5$ a $8,4 \times 10^5$ NMP 100 mL^{-1} , respectivamente.

DUDA (2006) avaliou o desempenho de dois reatores em batelada seqüencial anaeróbios (RBSAn), instalados em série, em escala piloto (280 e 140 L) no tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST em torno de 10000 mg L^{-1} . Com COV aplicada variando de 4,4 a $12,7 \text{ g DQO (L reator d)}^{-1}$ e TDH de 96 a 36 h no primeiro reator (R1), observou eficiências de remoção de DQO e SST de 53 a 86% e de 56 a 86%, respectivamente, para o sistema de tratamento composto pelos RBSAn em dois estágios. As produções de metano no sistema de tratamento anaeróbio variaram entre $0,628$ a $0,786 \text{ m}^3 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$ e de $0,104$ a $0,167 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{kg DQO removida})^{-1}$. As eficiências de remoção de NTK, N-org e P-total, variaram de 21 a 31%; de 56 a 84% e de 32 a 40%, respectivamente, no sistema de tratamento em dois estágios. Houve redução de coliformes totais de 98,88 a 99,60% e de coliformes fecais de 96,87 a 99,60%, com efluente final no R2 da ordem de $5,5 \times 10^4$ NMP/100 mL de coliformes fecais. Verificou-se ainda, remoções de ferro, zinco, cobre e manganês, os quais variaram entre 37 a 81%, 35 a 78%, 31 a 72% e de 27 a 70%, respectivamente.

URBINATI (2006) operou o mesmo conjunto de reatores UASB que RAMIRES (2005) e os alimentou com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de 4589 a 13060 mg L^{-1} , submetendo-os TDH de 16 a 48 h no primeiro reator (R1) e de 3,3 a 9,9 h no segundo reator (R2), com COV na faixa de 5,5 a $40,1 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ reator d)}^{-1}$ no R1 e de 4,5 a $29,7 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ reator d)}^{-1}$ no R2. As eficiências médias de remoção, para o sistema de tratamento (R1 + R2), variaram de 86 a 93% e 76 a 96% para a DQO total e SST, respectivamente. As produções volumétricas de metano variaram de $0,327$ a $0,813 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^{-3} \text{ reator d})^{-1}$ no R1 e de $0,198$ a $0,291 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^{-3} \text{ reator d})^{-1}$ no R2.

BRUNO (2007) avaliou o desempenho de reatores UASB, em dois estágios, em escala de bancada (20 e 10 L, respectivamente), alimentados com águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, com DQO de 8626 a 23041 mg L^{-1} e submetidos

a TDH de 96, 124 e 148 h no reator de primeiro estágio (R1) e de 48, 68 e 74 h no reator de segundo estágio (R2) e a COV de 5,7; 3,6; 3,9 e 2,2 Kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) no (R1). As eficiências médias de remoção de DQO total e SST variaram de 66 a 98% e de 93 a 97%, respectivamente, no sistema com os reatores UASB (R1+R2). O teor de metano no biogás variou de 69 a 89% no R1 e de 52 a 73% no R2. A produção volumétrica máxima de metano de $0,563 \text{ m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^{-3} \text{reator d}^{-1})$ foi obtida com COV de $3,9 \text{ Kg DQO total } (\text{m}^3 \text{d}^{-1})$ e TDH de 124 h. As eficiências de remoção de NTK, N-org e P-total, variaram de 55 a 61%; de 74 a 96% e de 28 a 47%, respectivamente, no sistema de tratamento em dois estágios. Verificou-se também, remoções de ferro, zinco, cobre e manganês, acima de 81%, 53%, 66% e 58%, respectivamente.

ABREU NETO (2007) avaliou o desempenho de processo anaeróbico em dois estágios composto por reator compartimentado (ABR) e UASB, instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 L e 120 L, respectivamente) tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de 4591 a 13001 mg L^{-1} , e submetidos a TDH de 60 a 24 h no primeiro reator e de 13,6 a 5,4 h no segundo reator. As eficiências médias de remoção de DQO total variaram de 69% a 88% no reator ABR e de 34 a 58% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 95% para o sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios (ABR + UASB). A produção volumétrica máxima de $0,455 \text{ m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^{-3} \text{reator d}^{-1})$ ocorreu no ABR, com COV de $13,42 \text{ g DQO } (\text{L d}^{-1})$ e TDH de 48 h. As eficiências médias de remoção de NTK, N-org e P-total, variaram de 51 a 71%; de 76 a 94% e de 39 a 61%, respectivamente, e de 62 a 95% para cobre, ferro, manganês e zinco. Houve remoção de coliformes totais e fecais acima de 91,935 a 99,667% porém, foram observados nos efluentes número de coliformes fecais acima de $1,5 \times 10^5 \text{ NMP/100 mL}$.

Com base nestes resultados, observou-se que com a utilização dos reatores UASB em dois estágios, no tratamento de águas residuárias de suinocultura, foram alcançadas reduções da matéria orgânica de 65 a 95%. Além disso, verificaram remoções de P, NTK e coliformes acima dos valores usualmente observados em reatores anaeróbios de alta taxa em um estágio. Contudo, as formas e concentrações destes parâmetros nos efluentes dos reatores UASB em dois estágios ainda não

atendem às exigências dos padrões de lançamento em corpos d'água e da reutilização na produção agrícola, estabelecidos na legislação ambiental e sanitária.

Uma das desvantagens da utilização do reator UASB é o não atendimento dos padrões de lançamento do efluente tratado estabelecido pela legislação ambiental brasileira. Com isso um sistema de pós-tratamento dos efluentes dos reatores anaeróbio deve ser implantado objetivando o polimento da qualidade microbiológica, remoção de matéria orgânica e dos nutrientes, já que o lançamento remanescente destes constituintes poderia ocasionar sérios danos ambientais (CHERNICHARO, 2001).

Face ao exposto é possível confirmar que com o uso do reator UASB nas condições apresentadas pelos autores citados, tanto para águas residuárias predominantemente orgânicas diluídas (esgoto doméstico) quanto concentradas (águas residuárias de suinocultura), ocorre a mineralização de parcela significativa da matéria orgânica carbonácea e nitrogenada do afluente. Dessa forma o processo de nitrificação poderá ocorrer em reator aeróbio com maior eficiência e menor gasto de energia, buscando-se também propiciar durante o ciclo condições para a desnitrificação e remoção de P.

2.6. Processos de remoção do nitrogênio e fósforo

Em sistemas biológicos anaeróbios, a remoção de nitrogênio total comumente observada pode ser atribuída principalmente à assimilação dos componentes amonificados para a síntese celular, rotas metabólicas alternativas e armazenamento devido ao estresse metabólico.

Embora uma parcela de nitrogênio amoniacal possa ser assimilada para a formação de novas células, sua importância na remoção de nitrogênio é limitada. Por isso, em processos biológicos com remoção de nitrogênio, os fenômenos de nitrificação e desnitrificação são considerados preponderantes.

2.6.1. Nitrificação

No processo conhecido como nitrificação, o amônio, a forma reduzida de nitrogênio, é oxidado por bactérias autotróficas nitrificantes a nitrato. Somente uma pequena proporção de nitrogênio amoniacal é assimilada pela biomassa heterotrófica durante o tratamento de efluentes e o remanescente é por bactérias quimio-autotróficas. Bactérias autotróficas são hábeis em utilizar o nitrogênio em uma via não assimilativa, como fonte de energia, então somente uma pequena quantidade de biomassa é produzida.

A oxidação microbiana do íon amônio ocorre em dois distintos estágios, envolvendo diferentes bactérias nitrificantes quimio-autotróficas, que utilizam amônio ou nitrito como uma fonte de energia, oxigênio como acceptor final de elétrons, amônio como fonte de nitrogênio e carbonato como fonte de carbono.

Espécies pertencentes ao gênero *Nitrosomonas* (que oxidam NH_4^+ a NO_2^-) e *Nitrobacter* (que oxidam NO_2^- a NO_3^-) são responsáveis pela maior parte da nitrificação na natureza (ANTHONISEN et al., 1976).

É importante considerar que as bactérias nitrificantes têm velocidades de crescimento menores do que as que removem matéria carbonácea, necessitando, portanto, permanecerem mais tempo no reator para que possam oxidar o nitrogênio amoniacal. Dessa forma, na maioria das vezes, a idade de lodo de projetos dimensionados para que ocorra a nitrificação deverá ser mais elevada (COSTA, 2005).

Na etapa autotrófica, a nitrificação aeróbia ocorre com O_2 como acceptor de elétrons, o íon amônio é oxidado a nitrito e este posteriormente a nitrato segundo as reações 3.1 e 3.2.



Como bactérias nitrificantes são autotróficas, seu crescimento não depende da matéria orgânica, utilizando o CO_2 como fonte de carbono. METCALF & EDDY (2003)

apresentam um valor teórico de alcalinidade 7,14 g de CaCO_3 para converter um grama de amônia em nitrato.

As bactérias *Nitrobacter* são mais susceptíveis a inibição pela presença de amônia livre que as *Nitrosomonas*. ANTHONISEN et al. (1976) afirmou que para pH de 7,5 e concentrações de amônia total da ordem de 100 mg N L^{-1} , existe uma inibição de *Nitrobacter*, mas não de *Nitrosomonas*. Esta afirmativa vai de encontro ao fato que, frequentemente, em sistemas de nitrificação para tratamento de dejetos de suínos, existe um acúmulo de nitrito, quando as concentrações de entrada de amônio são de $1 \text{ g (N-NH}_4^+) \text{ L}^{-1}$ (KUNZ, 2004).

Os principais fatores ambientais que influenciam a nitrificação são temperatura, pH e oxigênio dissolvido. No que diz respeito à temperatura, observa-se a ocorrência de nitrificação na faixa de 5 a 50°C , e a temperatura ótima é na faixa de 25 a 30°C (BITTON, 2005).

HENZE et al. (1997) relataram que o pH ótimo para a formação de nitrito e nitrato é superior a 7,0; mas esse valor não está bem definido. O valor oscila entre 7 e 9; ademais as bactérias nitrificantes tem habilidade de adaptar-se mesmo em pH fora da faixa ótima, o que permite obter a mesma eficiência de nitrificação. Deve-se tomar cuidado com reatores de filme fixo, pois os valores de pH observados na fase líquida podem ser diferentes dos valores reais no biofilme.

Como o oxigênio é um requisito obrigatório para todas as espécies nitrificantes, a aeração torna-se essencial para a nitrificação. A difusão de O_2 no efluente é controlada por fatores como a temperatura, altitude e cargas orgânicas. FERREIRA (2000) concluiu que a velocidade de crescimento da *Nitrosomonas* não é limitada com níveis de OD acima de $1,0 \text{ mg L}^{-1}$. Mas na prática é requerido OD maior que $2,0 \text{ mg L}^{-1}$. Porém, em projetos de sistemas de lodos ativados é recomendado que o nível mínimo de OD seja estimado em $2,0 \text{ mg L}^{-1}$ no reator biológico para prever picos de carga de amônia no meio líquido. Segundo a EPA (1993), o valor de OD no meio líquido não deve ser menor que $0,5 \text{ mg L}^{-1}$, abaixo deste valor haverá acúmulo de nitrito, pois as bactérias responsáveis pela oxidação do nitrito a nitrato são mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio.

2.6.2. Desnitrificação

A desnitrificação é um processo biológico aplicado para remover NO_3^- ou NO_2^- de efluentes pela redução a N_2 . Muitas variedades de bactérias heterotróficas são hábeis em desnitrificar efluentes em condições anóxicas: *Pseudomonas*, *Paraccocus*, *Alcaligenes*, *Thiobacillus* e *Bacillus*. As bactérias que realizam a nitrificação são menos resistentes que as que realizam a desnitrificação, pelo fato das primeiras serem autotróficas e as segundas heterotróficas. Este processo ocorre na presença de uma fonte de carbono que funciona como doador de elétrons, enquanto o NO_3^- age como acceptor de eletrons na cadeia respiratória (SÁNCHEZ et al., 2000).

Quando o efluente a ser tratado apresenta altas concentrações de nitrogênio amoniacal e baixas concentrações de compostos orgânicos biodegradáveis, uma fonte suplementar de carbono é requerida para propiciar a adequada desnitrificação. Metanol é comprovadamente uma excelente fonte de carbono (ILIES & MAVINIC, 2000). No entanto, existe vários compostos naturais que podem ser usados como substrato pelas bactérias desnitrificantes, como detergentes iônicos, compostos aromáticos e sintéticos e solventes clorados .

Na etapa heterotrófica, a desnitrificação anóxica é responsável pela conversão de NO_3^- ou NO_2^- a N_2 . Esta etapa acontece na presença de fonte de matéria orgânica, como pode ser observado nas reações 3.3 e 3.4.



As principais condições ambientais a serem atendidas são temperatura, pH do meio, fonte de carbono, relação C/N adequada, baixa concentração de substâncias tóxicas e ausência de OD. HENZE et al. (1997) relataram valores de C/N ótimo de 4 a 5 kg DQO/kg N no caso da matéria orgânica e de 3,1 a 3,7 kg DQO/kg N no caso de ácido acético como fonte de carbono.

A determinação da atividade desnitrificante específica (ADE) possibilita calcular a máxima carga de nitrogênio que pode ser tratada num sistema. Baseados nisso, SÁNCHEZ et al. (2000) estudaram os efeitos da relação C/N, concentração de sólidos

suspensos voláteis (SSV) e de agitação na determinação da ADE, para estabelecer as condições operacionais ótimas. A máxima ADE obtida foi com 1,5 g SSV L⁻¹, relação C/N de 1,3 e agitações a 180 rpm, sendo observada, nestas condições a completa desnitrificação a N₂ (98 a 99% de N₂ na composição do gás).

Alguns autores relataram que a melhor relação C/N encontra-se próxima a 1 (um) e explicam que o uso de uma relação C/N abaixo do ideal, leva ao acúmulo de nitrito, devido à falta de elétrons implica em impedimentos da completa desnitrificação.

O pH ótimo para que ocorra a desnitrificação está na faixa de 6,5 a 7,5; com queda de 70% na taxa de desnitrificação com pH de 6,0 e 8,0 (Van HAANDEL & MARAIS, 1999). Durante a desnitrificação é produzida alcalinidade em concentrações de 3,57 g CaCO₃ (g N-NO₃⁻)⁻¹, reduzido a nitrogênio gasoso (FERREIRA, 2000). Portanto, a principal função da desnitrificação é reverter parcialmente os efeitos da nitrificação e, portanto, elevar o pH do meio.

Assim como, no processo de nitrificação, a temperatura também tem efeito direto na velocidade de crescimento das bactérias desnitrificantes, as quais em temperaturas elevadas, próximo de 30°C, possuem melhor velocidade de crescimento (COSTA, 2005).

Teoricamente, recomenda-se nível máximo de OD de 0,2 a 0,3 mg L⁻¹, acima deste valor a desnitrificação é reduzida significativamente (Van HAANDEL & MARAIS, 1999). Na prática é usual e aceitável trabalhar com OD de 0,5 mg L⁻¹, com máximo de 1,0 mg L⁻¹, a partir daí começa a inibição mais intensa da desnitrificação (FERREIRA, 2000).

As bactérias heterotróficas facultativas geralmente são menos sensíveis a substâncias tóxicas presentes no esgoto sanitário doméstico do que as bactérias autotróficas nitrificantes. A efetividade do processo de remoção de nitrogênio depende principalmente do processo de nitrificação, pois sem a presença de nitrato no meio líquido não é possível a realização do processo de desnitrificação. SANTOS et al. (2003) observaram em um reator piloto de lodos ativados em batelada seqüencial que a competição entre as bactérias heterotróficas e as nitrificantes por oxigênio não reduziu a zero os processos de nitrificação e desnitrificação, demonstrando que o oxigênio,

dependendo da concentração e da temperatura, pode não funcionar como uma substância tóxica.

Segundo ILIES & MAVINIC (2000), a temperatura afeta ambos os processos, nitrificação e desnitrificação. Estes autores investigaram a capacidade de remoção de nitrogênio de um sistema de quatro estágios “Bardenpho” (caracterizado por um pré e pós-processo de desnitrificação), para tratar líquidos percolados de aterros contendo acima de $2200 \text{ mg N-NH}_4^+ \text{ L}^{-1}$, sob progressivo decréscimo da temperatura (de 20°C para 10°C), ao longo de 311 dias. Durante 260 dias, a 20°C , o sistema manteve-se estável, gerando efluente livre de amônia e com baixa concentração de NO_x . Quando a temperatura foi diminuída para 17°C , a concentração de NO_x no efluente de tratamento do sistema aumentou, e a concentração de amônia no efluente permaneceu zero, evidenciando inibição apenas da etapa de desnitrificação para N_2 . O processo de nitrificação pareceu não ser afetado pela diminuição da temperatura até 14°C . Entretanto, quando a temperatura alcançou 10°C , o percentual de remoção de amônia passou de 100% para menos de 50% e a remoção de nitrogênio por desnitrificação diminuiu para menos de 5% do seu potencial, resultando num progressivo acúmulo de NO_x no efluente. Mesmo elevando novamente a temperatura, não houve qualquer sinal de recuperação da nitrificação ou desnitrificação.

Os conceitos anteriores apresentados sobre os processos de nitrificação e desnitrificação são conceitos clássicos, amplamente estudados, porém, pesquisas recentes têm demonstrado que as vias de transformação dos compostos nitrogenados podem ser realizadas de outras maneiras em sistemas biológicos.

A evolução das metodologias de identificação de microrganismos e do tipo de metabolismo desenvolvido por populações específicas revelou a existência de rotas alternativas para a transformação de nitrogênio amoniacal em nitrogênio gasoso em sistemas biológicos.

Estas novas técnicas se destacam por reduzir os custos de implantação e operação de um sistema de tratamento terciário para remoção de nitrogênio, frente à nitrificação e desnitrificação convencional.

Estes novos processos (ANAMMOX- processo de oxidação anaeróbia de amônia, SHARON- sistema de reator único para processo de conversão de altas concentrações de íon amônio em nitrito, CANON - remoção autotrófica completa de nitrogênio via nitrito, dentre outros), permitem a escolha daquele que melhor se adequa ao tipo de efluente, condição climática da região e recursos financeiros disponíveis. Estas técnicas podem envolver microrganismos aeróbios, anaeróbios e facultativos, sendo realizadas nos mais diversos tipos de reatores: em batelada, batelada seqüencial, fluxo contínuo, biofiltros, biodiscos, dentre outros.

2.6.3 Remoção biológica do fósforo (biodesfosfatação)

VAN HAANDEL & MARAIS (1999) destacam que a remoção de nitrogênio das águas residuárias não garante a inibição total do processo de eutrofização, pois o nitrogênio pode ser absorvido por meio gasoso, portanto, na maioria dos casos o fósforo é o fator limitante do processo de eutrofização das águas. Sendo assim, para que tal inibição ocorra há a necessidade de uma remoção significativa do fósforo.

A remoção biológica do fósforo se resume, praticamente, em duas etapas:

Etaapa anaeróbia: sob circunstâncias anaeróbias (ausência de oxigênio e nitrato) e presença de substrato facilmente degradável é criada uma condição em que algumas bactérias facultativas são capazes de utilizar o fosfato armazenado no seu metabolismo para adquirir energia (adenosina-trifosfato-ATP) necessária a degradação do substrato disponível (METCALF & EDDY, 2003). A utilização do fosfato é feita através da quebra das ligações de ATP para então ocorrer a absorção do substrato (ácidos graxos voláteis, por exemplo), como resultado a concentração de fósforo solúvel no meio líquido aumenta e a concentração de DBO₅ ou DQO diminui no tanque anaeróbio. O substrato adsorvido é armazenado no interior das células bacterianas até que possa ser utilizado nas condições aeróbias.

Etaapa aeróbia: nas condições aeróbias as bactérias começam a oxidar a DQO armazenada, a qual está muitas vezes na forma de poli-hidroxi-butirato (PHB). Em paralelo, as mesmas bactérias reconstroem o ATP, removendo então o fósforo solúvel

do esgoto. O fator mais importante na fase aeróbia é que as bactérias armazenam mais fosfato do que liberaram na fase anaeróbia (METCALF & EDDY, 2003).

Há indicações que a baixas temperaturas a taxa de liberação de fósforo diminui, implicando na necessidade de maiores tempos de detenção na zona anaeróbia para que haja a conclusão da fermentação e um consumo suficiente de substrato. Deve-se recordar que o processo de remoção biológica de fósforo foi descoberto na África do Sul, onde apresenta clima próximo ao subtropical (METCALF & EDDY, 2003).

O clima quente favorece a realização deste processo (METCALF & EDDY, 2003) e, assim, a biodesfosfatação eventualmente ocorre em alguns sistemas de lodos ativados em países como o Brasil, especialmente naqueles sistemas com fases extensas, sem aeração e com alta carga orgânica.

A zona anaeróbia do sistema não deve ter oxigênio e nitrato disponíveis. Os níveis elevados de nitrato retardarão ou pararão a liberação do fósforo, porque as bactérias utilizarão a forma combinada do oxigênio para a respiração e os substratos para a redução do nitrato, reduzindo dessa maneira a disponibilidade do substrato para a assimilação pelos Organismos Acumuladores de Fosfato (OAF) (METCALF & EDDY, 2003).

ALÉM SOBRINHO (1991) operando um sistema de lodos ativados modificado para remoção de fósforo, evidenciou que a remoção de nitrogênio amoniacal pela nitrificação (produção de nitrato) prejudicava a remoção biológica de fósforo. Isto sugere que os nitratos formados afetam negativamente na remoção de fósforo, pois promovem a formação de uma fase anóxica em detrimento da fase anaeróbia necessária para o processo, ou seja, as bactérias passam a utilizar o nitrato como aceptor de elétrons, não precisando efetuar a liberação de fosfato para assimilar o substrato disponível, o que indica que as bactérias que realizam a biodesfosfatação são as mesmas que realizam a desnitrificação.

Já na zona aeróbia, a concentração de OD deve ser mantida entre 1,5 e 3,0 mg L⁻¹. Concentrações de OD abaixo dessa faixa podem ocasionar uma baixa redução de fósforo do meio, podendo ainda ocorrer o desenvolvimento de um lodo de má

sedimentabilidade, deteriorando assim a qualidade do efluente por perda de sólidos (VAN HAANDEL & MARAIS (1999).

Os ácidos graxos voláteis (AGV) são uma fonte de alimento para os organismos responsáveis pela remoção do fósforo. Um aumento dos AGV no sistema de tratamento aumentará o alimento disponível ou aumentará a relação de A/M. Esta é uma vantagem quando se adiciona alimento à etapa anaeróbia. Os AGV podem ser gerados pela introdução de esgoto bruto na fase anaeróbia

O RBS tem sido estudado a algum tempo para vários propósitos, incluindo a remoção de nitrogênio e fósforo. Em estudos realizados por OSADA et al. (1991), TILCHE et al. (1999), KIM et al. (2004), OBAJA et al. (2005) e ZHANG et al. (2006) foi demonstrado o grande potencial nos processos de remoção biológica do fósforo, através da otimização das condições operacionais do tratamento de águas residuárias de suinocultura.

2.7. Reator em batelada seqüencial

LEE et al. (1997) estudaram o RBS e os efeitos das condições de oxi-redução na performance da nitrificação. Concluíram que a velocidade de nitrificação aumentava nos reatores que sofriam alterações das fases aeróbia e anaeróbia, tendo um aumento de 42% se comparado com os reatores que somente tinham a fase de aeração.

Segundo VON SPERLING (2005), o RBS consiste na incorporação de todas as unidades, processos e operações normalmente associadas ao tratamento convencional de lodos ativados em um único tanque (decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária). Como se utiliza um tanque único, esses processos e operações que passam a ser simplesmente seqüências no tempo e não unidades separadas como ocorre nos processos de fluxo contínuo.

Os reatores em batelada seqüencial (RBS) são operados em regime de ciclos. Cada ciclo é composto por quatro fases distintas:

- **enchimento** - consiste na adição da água residuária para a atividade microbiana. Pode ser estática, com mistura ou reação. O enchimento estático envolve a

introdução do esgoto sem mistura ou aeração. É mais comum em estações que objetivam a remoção de nutrientes. Nessa aplicação, o enchimento estático é acompanhado de enchimento com mistura, expondo os microrganismos a quantidades suficientes de substrato e, ao mesmo tempo, promovendo condições anóxicas ou anaeróbias. Tanto a mistura, quanto a aeração, são efetuadas na etapa de enchimento com reação. O sistema permite a adoção de diferentes tipos de enchimento ao longo do ciclo operacional.

Durante a etapa de enchimento pode ocorrer alguma remoção de formas oxidadas de nitrogênio (principalmente nitrito), remanescente do ciclo anterior, caso o enchimento seja feito com aeradores desligados. Com isso, ocorre a pré-desnitrificação na presença do carbono orgânico da água residuária afluente. Após a etapa de reação aeróbia, segue-se a etapa anóxica, na qual ocorre a etapa de desnitrificação (METCALF & EDDY, 2003).

- reação - o objetivo da etapa de reação é completar as reações iniciadas durante o enchimento. Pode compreender mistura, aeração ou ambas

- sedimentação - nesta fase, a mistura e a aeração são interrompidas para permitir a clarificação do líquido. O tempo varia de acordo com a sedimentabilidade da biomassa.

- descarte - após haver a separação da fase sólida e da fase líquida ocorre a etapa de descarte.

A depender do tempo de cada ciclo e das condições de operação, pode existir mais uma fase denominada repouso. Essa fase serve para ajustar o sistema de tratamento quando existem vários reatores em batelada.

Como o processo se dá ao longo do tempo e não do espaço como no sistema de fluxo contínuo, torna-se possível estabelecer, e variar, as condições de funcionamento, sendo possível a otimização das diversas etapas, anaeróbia, anóxica e aeróbia.

ARORA et al. (1985) sugeriram estratégias diferentes de operação com a finalidade de atingir objetivos no que se refere à qualidade desejada de efluente (mas sem distinguir faixas de concentração). A nitrificação pode ser atingida por meio do aumento do tempo de duração da reação, ou pelo aumento da duração da fase de

enchimento, enquanto a desnitrificação pode ser efetuada pelo aumento da duração da fase de sedimentação e descarte, desde que a concentração de OD seja zero.

A remoção do fósforo ocorrerá na ausência de nitrogênio oxidado e de OD durante a etapa de enchimento, quando a biomassa libera compostos de fósforo, posteriormente assimilados em excesso durante o período de reação (fase aerada) (ARORA et al., 1985). Sob condições anaeróbias, os microrganismos acumuladores de fósforo estocam (por assimilação) produtos da fermentação e na etapa aeróbia eles utilizam esses compostos estocados e consomem fósforo solúvel em quantidades maiores do que o necessário para seu metabolismo. O consumo de fósforo é maximizado em concentrações de OD de 2 mg L^{-1} . Portanto, para a remoção biológica de fósforo ocorrer, é necessário uma etapa anaeróbia inicial para a estocagem de produtos fermentados. Por isso, para ocorrer remoção de nitrogênio, é necessário que a desnitrificação ocorra antes da remoção de fósforo.

OSADA et al. (1991) operaram RBS em escala de bancada com volume total de 3 L e volume de trabalho de 2 L, para o tratamento águas residuárias de suinocultura com concentração de COT (carbono orgânico total) variando de 0,5 a $0,828 \text{ g L}^{-1}$ e COV de 0,5 e $0,75 \text{ g DBO (L d)}^{-1}$ com variação da relação N/DBO no afluente de 0,18; 0,75; 0,31 e 0,45. A aeração foi intermitente com 3 ciclos de 3,5:3,5 h (não aeração: aeração), com alimentação diária, com uma única fase de sedimentação/descarte/repouso. Essa última fase durou 3 horas e o descarte manual era feito após 2 h de sedimentação. As maiores eficiências de remoção foram de N total 97% e de P total 81%, com COV de $0,5 \text{ g DBO (L d)}^{-1}$ e N/DBO=0,18. Com a relação N/DBO=0,31 houve queda da remoção de N (para 72%) e P (para 19%).

TILCHE et al. (1999) operaram RBS com volume de 25 L para tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentração média de DQO de $4,6 \text{ g L}^{-1}$ e COV de $0,46 \text{ g DQO (L d)}^{-1}$. A aeração foi intermitente, com 5 ciclos de 2:2 h (não aeração: aeração), com alimentação no início de cada fase de desnitrificação, com uma única fase de sedimentação/descarte/repouso no final. Essa última fase durou 4 horas e o descarte era feito após 1,5 h de sedimentação. Nesse modo de operação, as eficiências

de remoção de DQO, N e P foram acima de 98% com relação média no afluente de $N/DQO=0,12$.

KIM et al. (2004) operaram RBS, com volume de 9 L, e utilizaram o potencial de oxi-redução e o pH no controle das fases anóxica e aeróbia. O sistema foi alimentado com águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST de 917 mg L^{-1} . Os autores estudaram tempos de 1,25; 2 e 3 h para as fases: anaeróbia, anóxica e aeróbia, respectivamente, e os tempos de alimentação, sedimentação e descarte foram fixados em 5, 55 e 5 min., respectivamente. Os autores verificaram eficiências de remoção do nitrogênio de 96%, de SST de 98,9% e de P-total de 50%, quando a operação foi adequada.

OBAJA et al. (2005) avaliaram RBS, em escala de bancada com volume de 3 L, com TDH de 0,87 d e com ciclos de 4, 8, 12 e 24 h por dia, para a remoção biológica de nitrogênio e fósforo de águas residuárias de suinocultura, brutas e diluídas, com concentrações de SST de 3,10 e $2,58 \text{ g L}^{-1}$ e de DQO total de 7450 e 3085 mg L^{-1} , respectivamente, e observaram eficiências de remoção de 99,8% para o nitrogênio e 97,8% para o fósforo.

ZHANG et al. (2006) operaram RBS para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO total de 7040 mg L^{-1} e NTK de 918 mg L^{-1} . O reator foi operado com TDH de 3,3 d e com ciclos de 8 h, alternando fases anaeróbia-anóxica-anóxico/anaeróbia-anóxica/aeróbia. Durante o ciclo foram feitas duas alimentações separadas, a primeira (600 mL) sempre ocorreu na partida de cada ciclo de 8 h e a segunda (200 mL) foi realizada no início do segundo estágio anaeróbio. Os autores observaram eficiências médias de remoção de NT, P-total e DQO de 98; 95 e 96%, respectivamente, e concluíram que no RBS é possível acomodar múltiplos processos com função simultânea de nitrificação, desnitrificação e remoção do fósforo.

2.8. Sistemas combinados anaeróbio/aeróbio para o tratamento de águas residuárias

De acordo com KATO et al. (1999), os reatores biológicos se constituem nas principais unidades de tratamento de águas residuárias, embora isoladamente não

atendam a totalidade dos requisitos para a remoção de todos os constituintes das águas residuárias. Aos reatores biológicos cabe primordialmente a remoção da matéria orgânica particulada ou dissolvida. Entretanto, freqüentemente, no tocante à remoção da matéria orgânica, um único tipo de reator biológico pode não atender aos padrões de qualidade para o efluente. Há ainda, necessidade de remoção de outros constituintes, como nutrientes - nitrogênio e fósforo- e organismos patogênicos, que não são removidos de forma satisfatória.

Segundo VAN HAANDEL & MARAIS (1999), o sistema combinado anaeróbio-aeróbio tem grande potencial de redução de custos de construção e operacional. Ainda, devido à remoção de grande parte do material orgânico do afluente no tratamento anaeróbio, a necessidade de oxidação do material orgânico residual no sistema aeróbio complementar é muito menor do que aquela necessária para o tratamento de esgoto sem tratamento anaeróbio precedente. Ao mesmo tempo, a unidade anaeróbia atuará como tanque de equalização, o que irá reduzir as oscilações da demanda de oxigênio e resultará em diminuição adicional da capacidade de aeração necessária.

LEE et al. (1997) consideraram que os sistemas combinados anaeróbio com aeróbio funcionam num todo como processo biológico de remoção de nutrientes, devendo-se tomar cuidado com a configuração dos reatores assim como a adição de recirculação de lodo ou efluente, pois altas concentrações de nitrato podem inibir a oxidação de P e, conseqüentemente, a eficiência de remoção P.

SOUSA & FORESTI (1996) avaliaram um sistema composto por reator UASB com volume de 4 L, seguido por dois reatores RBS de 3,6 L cada, o qual foi continuamente alimentado com esgoto sintético com DQO de 422 mg L⁻¹, SST de 246 mg L⁻¹ e de NTK de 57 mg L⁻¹ durante um período de 38 semanas. O reator UASB foi operado com TDH de 4,0 h e COV de 2,5 kg DQO (m³ d)⁻¹ e temperatura controlada de 30°C. O RBS foi operado com 6 ciclos de 4 horas por dia, com 2 horas de aeração para cada ciclo. O sistema de tratamento (UASB-RBS) apresentou eficiências médias de remoção de N-amoniaco, NTK, DQO e SST de 90, 85, 95 e 96%, respectivamente. Os resultados indicaram que o sistema se apresenta como alternativa de baixo custo para o tratamento de águas residuárias, competindo favoravelmente com o sistema aeróbio

convencional em três fatores: menor consumo de energia, menor produção de lodo de excesso e considerável remoção de nutrientes.

DELGENES et al. (1998) avaliaram um sistema integrado para remover simultaneamente carbono, nitrogênio e fósforo de água residuária sintética (contendo carbono, nitrogênio e fósforo) com SST de 5 g L^{-1} , carbono orgânico total (COT) de 2200 mg L^{-1} mantendo temperatura de 35°C . O sistema consistiu de dois reatores anaeróbios (reator acidogênico e reator metanogênico), com volumes de 1 e 9 L para o primeiro e segundo reato, respectivamente, seguidos de RBS, com volume de 2 L (volume de trabalho com 1,5 L), operado com fases anaeróbia/aeróbia para a remoção biológica de nutrientes. O RBS foi operado com ciclo diário de 6 h. O ciclo consistiu em 3 fases: fase anaeróbia (2,5 h), aeróbia (3 h) e de sedimentação (0,25 h). As eficiências do sistema de tratamento para as remoções de carbono, nitrogênio e fósforo foram de 98, 78 e 95%, respectivamente.

TORRES & FORESTI (2001) apresentaram estudo de uma planta piloto, composta por sistema combinado UASB-RBS, visando nitrificação e remoção de fósforo. O reator UASB operou com TDH de 6 h e o RBS aerado teve seu tempo de aeração variando entre 2 e 22 h. A remoção global de DQO foi de 92% e de 86% para SST com 10 h de aeração e de 91% e 84% com 2 h de aeração. Já para a conversão de nitrogênio, a remoção variou bastante em função do tempo de aeração. Com 10 h de aeração houve conversão de 100 % de NH_4^+ e 89 % de NTK. Para um período de aeração de 4 h houve conversão de 98% de NH_4^+ e 80% de NTK. Com aeração de 2 h alcançou-se conversão de 68% de NH_4^+ e 64 % de NTK. A concentração de oxigênio foi mantida sempre acima de $3,5 \text{ mg/L}$. O N-total no efluente variou entre 30,6 e $59,3 \text{ mg L}^{-1}$.

MARÇAL JÚNIOR (2001) avaliou um sistema de tratamento combinado, constituído por reator UASB seguido de RBS, no tratamento de esgotos sanitários. O sistema foi operado durante 27 semanas, com o objetivo de verificar seu desempenho na remoção de matéria orgânica carbonácea, nitrogênio amoniacal e fósforo. O reator UASB, com 145 L foi operado com TDH de 8 h durante todo o experimento. O reator RBS, de 106 L, foi operado com tempos de ciclo de 24, 12 e 6 horas, em seis etapas distintas. Os tempos de ciclo no RBS variaram de 24, 12, 6, 24, 24 e 24 h para as

etapas 1, 2, 3, 4, 5 e 6, respectivamente. As últimas três etapas foram caracterizadas pela adição de cloreto férrico. O sistema UASB-RBS apresentou eficiência média de remoção de DQO de 92% nas etapas 1, 2, 5, e 6. Na etapa 3, com tempo de ciclo de 6 horas e na etapa 4, com 24 h quando o RBS recebeu 50 mg L^{-1} de cloreto férrico, a eficiência média de remoção de DQO foi de 83%.

CYBIS & PICKBRENNER (2004) avaliaram o desempenho de três RBS alimentados com esgoto sintético tratado em RBS anaeróbio (volume de 15 L). Os três reatores RBS (volume de 10 L cada) foram operados com diferentes tempos de enchimento e reação (anaeróbia, aeróbia e anóxica), sedimentação, retirada e repouso, com ciclos operacionais de 12 h (2 ciclos diários) e o RBS anaeróbio com ciclos operacionais de 6 horas (4 ciclos diários). As eficiências de remoção de DQO e NT foram de 90, e 88%, respectivamente.

YANG & WANG (1999) operaram unidade de aeração intermitente com 4 ciclos, com tempos de aeração: não aeração de 4:2 h e 3:3 h (com descarte ao final do dia e alimentação em cada início de aeração), aplicando COV de $1,28$ e $1,09 \text{ g DQO (L d)}^{-1}$ com o afluente (águas residuárias de suinocultura provenientes de reator anaeróbio) com concentração de DQO de $4,10$ e $3,47 \text{ g L}^{-1}$, SST de $3,35$ e $2,07 \text{ g L}^{-1}$ e NTK de $0,79$ e $0,82 \text{ g L}^{-1}$, respectivamente. As eficiências de remoção de DQO foram de 87 e 86% e de NT de 89 e 92 %, respectivamente.

BERNET et al. (2000) estudaram o tratamento de águas residuárias de suinocultura com a combinação de dois reatores RBS: anaeróbio (volume $1,5 \text{ L}$) e aeróbio (volume $1,5 \text{ L}$ ou $3,0 \text{ L}$), em série. O reator RBS anaeróbio foi alimentado com o afluente com concentrações de SST variando de $2,84$ a $18,00 \text{ g L}^{-1}$. Ambos reatores foram operados com 1 ciclo por dia (22 h de reação anaeróbia e aeróbia e o tempo de alimentação variou com a taxa de recirculação aplicada). Os autores observaram que as eficiências de remoção de COT foram de 81 a 91% e de NTK de 85 a 91%

UZAL et al. (2003) avaliaram a combinação anaeróbio-aeróbio utilizando reatores UASB em dois estágios e RBS, no tratamento de águas residuárias de destilaria de bebidas, com concentrações médias de DQO total de 37060 a 50700 mg L^{-1} . Para os reatores UASB de primeiro e segundo estágio com TDH de $5,2 \text{ h}$ e COV de $15,3 \text{ g (L d)}^{-1}$

¹ e de 5,2 h e 3,7 g (L d)⁻¹, respectivamente, obteve eficiências de remoção de DQO total de 75% e de 39%, respectivamente. Os autores observaram, nos reatores UASB em dois estágios, a capacidade de acomodar altas cargas orgânicas (até 39 g (L d)⁻¹ com eficiências de remoção de DQO total de 95 a 96%. Para o SBR as eficiências de remoção foram de 53 a 61% e o sistema de tratamento (anaeróbio-aeróbio) foi eficiente na remoção de DQO (99,5%) e DBO (98,1%).

HUANG et al. (2005) avaliaram o desempenho de reator UASB, com volume total de 3,88 L, seguido por um reator de lodos ativados, com volume de 6 L para os tanques de aeração e sedimentação, respectivamente, no tratamento de águas residuárias de suinocultura pré-sedimentada com SST de 2000 a 3000 mg L⁻¹ e DQO total e NTK variando de 1600 a 2700 mg L⁻¹ e 320 a 416 mg L⁻¹, respectivamente. No tanque de aeração foi mantida concentração de OD de 3 a 4 mg L⁻¹ e a temperatura foi mantida na faixa mesofílica a 30°C. Os autores verificaram que o sistema combinado UASB e reator de lodos ativados foi eficiente na remoção de DQO, NTK e NT, com valores médios variando de 95 a 97%, 100% e de 54 a 55%, respectivamente.

SHIN et al. (2005) avaliaram um sistema de tratamento combinado usando reator anaeróbio de leito fixo (AUBF) híbrido, seguido por um reator aeróbio com membrana submersa (MBR) para promover a nitrificação. O AUBF foi constituído por uma zona de fermentação acidogênica e uma zona de desnitrificação. A zona de fermentação acidogênica foi constituído por um reator UASB (volume de 4,4 L) e a zona de desnitrificação foi constituído por um filtro anaeróbio (volume de 3,9 L). Os reatores foram mantidos em temperatura constante de 25°C e foram estudados TDH de 1,5 a 7,8 d. Foi utilizada taxa de recirculação de 3Q para promover a desnitrificação. Para alimentação dos reatores foi utilizada água residuária de suinocultura com SST variando de 200 a 5733 mg L⁻¹ e DQO variando de 1517 a 8184 mg L⁻¹. Os autores verificaram que o sistema combinado foi eficiente na remoção de DQO com 91%, e completa nitrificação com 99%, e a eficiência de remoção de NT foi de 60%.

DENG et al. (2006) avaliaram um sistema de tratamento combinado usando reatores anaeróbios de circulação interna (IC) com volume de 133 L (volume de trabalho de 120 L) seguido de RBS aeróbio com volume de 32,7 L (volume de trabalho

de 18 L) no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 3000 a 15000 mg L⁻¹; N-NH₃ de 400 a 1400 mg L⁻¹ e NT de 600 a 2100 mg L⁻¹, resultando em COV de 6 a 7 g DQO (L d)⁻¹ no reator IC. O RBS foi operado com 3 h de aeração, 3 h de repouso, 3 h de aeração, 1 h de sedimentação e 1 h de descarte. Para o RBS, os autores observaram eficiências médias de remoção de DQO e N-amoniaco de apenas 7,54 e 81,2%, respectivamente. Avaliando o sistema de tratamento combinado IC-RBS, as eficiências médias de remoção foram de 95,5; 99,4 e de 94,3%, para DQO, N-amoniaco e NT, respectivamente.

DENG et al. (2007) avaliaram sistemas de tratamento combinados usando reator UASB, com volume total de 17,7 L, seguido de RBS aeróbio, com volume total de 12,5 L e volume de trabalho de 10 L; no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 6561 mg L⁻¹; N-NH₃ de 720 mg L⁻¹, NT de 997 mg L⁻¹ e P-total de 125 mg L⁻¹, respectivamente. O RBS foi operado com ciclos de 8 h, com 4 h de aeração, 2 de sedimentação, 1 de repouso e 1 da retirada do sobrenadante. Os autores verificaram que o RBS alimentado com o efluente digerido no reator UASB foi pouco eficiente em termos de remoção de DQO, nitrogênio e fósforo. Após algumas modificações nas condições operacionais, nas quais o RBS foi alimentado com efluente do reator UASB acrescido do afluente bruto na proporção de 1:2, houve melhorias nas eficiências de remoção de DQO, nitrogênio amoniacal e fósforo com valores médios de 94,3; 98,8; e 70,6%, respectivamente, no sistema de tratamento combinado (UASB-RBS).

YOUNG - JIN et al. (2007) avaliaram um sistema de tratamento combinado usando dois "upflow multi-layer bioreactor" (UMBR), em escala piloto, com volume de trabalho de 14,5 m³ para cada reator, seguido por um tanque de aeração com volume de trabalho de 27,4 m³ e um tanque de sedimentação com volume de trabalho de 3,0 m³, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. As concentrações médias de SST e DQO total do afluente foram de 6945 e 22919 mg L⁻¹, respectivamente. No tanque de aeração foi mantida concentração de OD maior do que 2,0 mg L⁻¹ e temperatura na faixa de 18 a 24°C. Os autores verificaram que o sistema de tratamento combinado foi eficiente em termos de remoção de DQO, NTK e N-amoniaco, com valores médios variando de 86,3 a 94,1%; 93,2 a 98,3% e de 96,1 a 99,8%,

respectivamente. Os autores ainda concluíram que o sistema combinado foi uma alternativa atrativa para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de amônia, como é o caso de águas residuárias de suinocultura, e que o reator anaeróbio (UMBR) pode ser adotado como um reator pré-anóxico no processo biológico de nitrificação - desnitrificação.

DUDA & OLIVEIRA (2007) avaliaram o desempenho de dois reatores em batelada seqüencial anaeróbios (RBSAn) instalados em série, em escala piloto (volumes de 280 L e 140 L, respectivamente) no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com concentrações de sólidos suspensos totais (SST) em torno de 10000 mg L⁻¹, DQO_{total} variando de 16883 a 19459, mg L⁻¹, NTK de 752 a 1116 mg L⁻¹ e N.am. de 164 a 274 mg L⁻¹. Para o pós-tratamento do efluente do sistema de tratamento com os RBSAn utilizaram-se duas lagoas de polimento (volume de 1000 L, cada) em série com TDH de variando de 8,5 a 39,2 d. As cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas no primeiro RBSAn variaram de 4,43 a 12,75 g DQO_{total} (L d)⁻¹. As eficiências médias de remoção da DQO_{total} e de SST variaram de 53 a 86% e de 56 a 85%, respectivamente, no sistema de tratamento anaeróbio composto pelos RBSAn. As produções volumétricas de metano médias no sistema de tratamento anaeróbio com os RBSAn variaram de 0,628 a 0,796 m³ (m³ reator d)⁻¹. A utilização das lagoas de polimento em série, permitiu manter eficiências médias de remoção acima de 89% e 91% para a DQO_{total} e SST, respectivamente.

Ainda, DUDA & OLIVEIRA (2007) aplicando esse mesmo sistema observaram eficiências médias de remoção de NTK e P-total de 30 a 82% e 42 a 100%, respectivamente, no sistema de tratamento anaeróbio composto pelos RBSAn seguidos das lagoas de polimento. A utilização das lagoas de polimento em série, para o pós-tratamento do efluente gerado nos RBSAn, permitiu manter eficiências médias de remoção acima de 80% para o Fe, Zn, e Mn e de 76% para o Cu. O número de coliformes fecais do afluente que era de 1,4 x10⁷ NMP/100 mL foi reduzido até de 8x10³ NMP/100 mL no efluente das lagoas de polimento.

III. MATERIAL E MÉTODOS

3.1. Local

A pesquisa foi realizada nas instalações experimentais e laboratórios da área de Biodigestão Anaeróbia do Departamento de Engenharia Rural da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias na Universidade Estadual Paulista - UNESP, Câmpus de Jaboticabal, cujas coordenadas geográficas são: latitude de 21°15'22" S; 48° 18'58" W e altitude de 575 m. O clima da região, segundo classificação de Koppen, é Awa (subtropical úmido, seco no inverno e com chuva no verão), com precipitação média anual de 1.424mm e temperatura média anual de 22,2°C.

3.2. Instalações Experimentais

As instalações experimentais foram compostas por tanque de armazenamento do afluente equipados com um misturador, bomba helicoidal, dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), tanque intermediário e um reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio, instalados em série, conforme ilustrado na Figura 2.

Os reatores UASB, com volumes de 510 e 209 L, foram construídos com tubos de PVC com diâmetros de 500 e 250 mm e altura de 2,95 e 4,52 m, para o primeiro (R1) e segundo reatores (R2), respectivamente.

O primeiro reator UASB foi alimentado utilizando-se bomba helicoidal tipo Nemo, marca Netzsch. O segundo reator UASB foi alimentado, por gravidade, com o efluente do primeiro reator UASB. Acoplado às saídas de gás dos reatores UASB foram instalados gasômetros (de fibra de vidro) por meio dos quais foi efetuado o monitoramento da produção do biogás.

O tanque intermediário, com volume total de 90L, foi construído com tubo de PVC de 300 mm de diâmetro e altura de 1,07 m, para o armazenamento do efluente do segundo reator UASB e a alimentação do reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio.

O reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio, com volume de total de 339 L e volume útil de 210 L, foi construído com tubo de PVC com diâmetro de 400 mm e altura de 3,39 m.

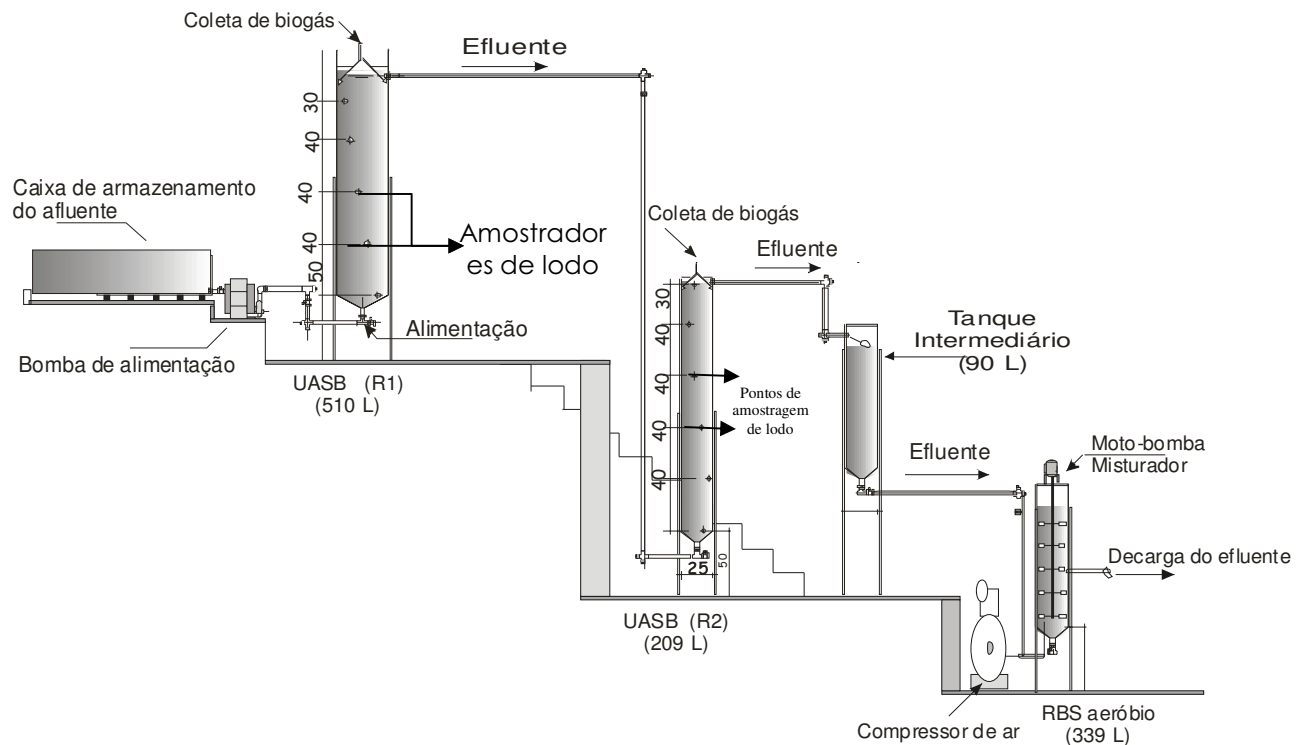


FIGURA 2. Esquema dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em dois estágios, seguidos de reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio.

O RBS foi aerado com uso de compressor da marca Pressure. No topo do RBS aeróbio foi instalado um conjunto motor-redutor conectado a um eixo com pás ao longo da altura do reator, com o objetivo de propiciar a mistura do líquido e lodo. Os impelidores foram acoplados a um eixo de aço carbono de 12,5 mm de diâmetro, o qual foi revestido com tubo de PVC, e encaixado em barra perfurada, confeccionada em aço inox e fixada no fundo do reator. O ar foi distribuído no interior do reator através de um difusor de ar de membrana (bolha fina), marca B & F Dias, o qual foi instalado na base do reator. Foram instalados temporizadores analógicos para a programação de ligamento e desligamento do compressor e do motor-redutor. Na tubulação de saída de

ar do compressor foi instalado um medidor de vazão analógico de diafragma marca LAO.

3.3. Afluente

O afluente utilizado para a alimentação do sistema de tratamento foi o dejetos bruto de suínos em fase de terminação confinados em instalações com lâmina d'água, para coleta e transporte dos dejetos, os quais foram pré-peneirados (peneira com malha quadrada de abertura de 3 mm) para a separação dos sólidos que pudessem entupir a tubulação de alimentação dos reatores.

As águas residuárias brutas utilizadas como afluente foram coletadas em confinamento de suínos nas fases de crescimento e terminação do Setor de Suinocultura da FCAV-UNESP, Câmpus de Jaboticabal. Os suínos eram alimentados com ração à base de milho e soja com complemento vitamínico e mineral. O mesmo foi coletado em caixas de 1000L e transportado diariamente para a alimentação do sistema de tratamento.

3.4. Descrição da operação e acompanhamento do sistema de tratamento

A operação do sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios foi dividida em quatro ensaios. Nos ensaios 1 e 2, procurou-se manter as concentrações de SST no afluente em torno de 5 g L^{-1} , variando-se o TDH de 28 e 14 h no primeiro reator (R1), e 11 e 6 h no segundo reator (R2), respectivamente. Nos ensaios 3 e 4, aumentou-se a concentração de SST em torno de 10 g L^{-1} e foram repetidos os TDH de 28 e 14 h no R1 e 11 e 6 h no R2, respectivamente.

O primeiro reator UASB (R1) foi alimentado com afluente com concentrações médias de SST de 8587; 5275; 11511 e 9290 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. O efluente do R1 foi conduzido por meio de tubo de PVC, por gravidade, para o R2. Continuando por gravidade, o efluente do R2 foi conduzido até um tanque intermediário de armazenamento (90 L), do qual foi conduzido para a alimentação, em batelada, do RBS. O RBS foi operado com volume de trabalho de 210

L, mantendo-se o descarte para a sedimentação do lodo ocupando 120 L e retirando-se 90 L de efluente tratado, o que correspondeu a aproximadamente 60% do volume do RBS ocupado com o lodo sedimentado e sobrenadante, e 40% do volume para o descarte do efluente tratado, conforme recomendações de VON SPERLING et al. (2005) e METCALF & EDDY (2003).

Na Figura 2, esta apresentada os pontos de coleta de lodo de 1 a 4 (pontos de amostragem eqüidistantes, da região superior da manta, ponto 4, até a base do reator, ponto 1), na manta dos reatores UASB (R1 e R2).

Na Tabela 1 estão apresentadas as condições operacionais impostas nos ensaios 1, 2, 3 e 4 do experimento no sistema de tratamento anaeróbio com os reatores UASB (R1 e R2), em dois estágios.

TABELA 1. Condições operacionais impostas no sistema de tratamento anaeróbio com os reatores UASB (R1 e R2), em dois estágios, e características do afluente durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Duração (d)	Período do ano	TDH ^(a) (h)		Vasc. ^(b) (m h ⁻¹)		SST ^(c) (mg L ⁻¹)	DQO _{total} ^(d) (mg L ⁻¹)	COV ^(e) (g DQO (L d) ⁻¹)
			R1	R2	R1	R2		R1	R1
1	91	15-12-07/ 14-03-08	28	11	0,093	0,371	8.578 ab	12.358 b	11 c
2	126	11-08-07/ 14-12-07	14	6	0,186	0,742	5.275 b	10.851 b	19 bc
3	310	20-06-06/ 10-08-07	28	11	0,093	0,371	11.511 a	21.309 a	18 bc
4	97	15-03-08/ 19-06-08	14	6	0,186	0,742	9.290 ab	14.941 b	26 a
CV (%)	-	-	-	-	-	-	69,3	87,8	50,3
Teste F.	-	-	-	-	-	-	6,5**	7,9**	10,7*

(a)- tempo de detenção hidráulica, (b) – velocidade ascensional, (c) - sólidos suspensos totais, (d) - demanda química de oxigênio (e) - carga orgânica volumétrica
Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

A operação do RBS foi subdividida em 8 fases. Cada condição de operação (ensaio) imposta aos reatores UASB foram aplicados no RBS, ciclos de 24 e 12 h.

O RBS aeróbio operado com um e dois ciclos diários (24 e 12 h, respectivamente) foi alimentado com o efluente do reator UASB (R2) com

concentrações médias de SST de 1263, 417, 1570, 1902, 1542, 569, 348 e 414 mg L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente.

Nas Tabelas 2 e 3 estão apresentadas às condições operacionais impostas ao RBS aeróbio durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8 do experimento.

TABELA 2. Características dos ciclos operacionais impostas ao reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio durante as fases.

Característica do ciclo operacional	Ciclos	
	I	II
Tempo de ciclo (h)	24	12
Volume de alimentação por ciclo (L)	90	180
Volume de alimentação por dia (L)	90	180
Tempo de alimentação (h)	0,5	0,5
Tempo de reação anaeróbia (h)	8,5	4,5
Tempo de reação aeróbia (h)	8,5	4,5
Tempo de sedimentação (h)	6,0	2,0
Tempo de retirada (h)	0,5	0,5

Ressaltando que, durante o ensaio 3, para os reatores UASB e fases 1 e 5, para o RBS, houve duas paradas no período de operação, em 01/10/06 a 02/11/06 e outra em 14/12/06 a 26/02/07, em virtude de problemas operacionais com a bomba helicoidal, compressor de ar e dificuldade de obtenção do afluente para alimentação dos reatores. Houve, portanto, necessidade de reinocular lodo no RBS na fase 1, em virtude do grande tempo em que o lodo aeróbio ficou parado.

Em todas as figuras para os reatores UASB (R1 e R2) são apresentados os ensaios em ordem crescente de concentração de SST e decrescente de TDH para facilitar o entendimento e a visualização. Nas figuras de apresentação dos resultados obtidos com o RBS aeróbio, as fases apresentadas não estão coincidindo com a época do ano de cada ensaio nos reatores UASB, e sim com as concentrações de SST do afluente em torno de 5 g L⁻¹, nos ensaios 1 e 2, e de 10 g L⁻¹, nos ensaios 3 e 4 do reator UASB (R1).

TABELA 3. Valores médios da concentração de sólidos suspensos totais (SST) e demanda química de oxigênio (DQO) do afluente do reator UASB (R1) e do afluente do reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e condições operacionais (cargas orgânicas volumétricas (COV) e tempo de detenção hidráulica (TDH) do RBS) durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

UASB (R1)							RBS			
Afluente							Afluente			
TDH	COV	DQO _{total}	SST	Fases	Duração	Período	TDH	COV	DQO _{total}	SST
(h)	(g DQO (L d) ⁻¹)	(mg L ⁻¹)			(d)		(h)	(g DQO (L d) ⁻¹)	(mg L ⁻¹)	
28	13,9 cd	16.557 b	8.564 bc	1	161	26-02-07/ 10-08-07	58	1,5 b	3.480 ab	1263 ab
	9,5 d	11.047 b	4.727 c	2	47	15-12-07/ 30-01-08/	26	1,1 b	1.381 bc	417 c
14	21,4 abc	12.654 b	6.070 bc	3	59	18-10-07/ 14-12-07	58	1,7 b	3.851 ab	1570 a
	16,0 bcd	9.049 b	4.427 c	4	68	11-08-07/ 17-10-07	26	3,6 a	4.210 ab	1902 a
28	24,1 ab	27.889 a	15.931 a	5	147	20-06-06/ 13-12-06	58	1,4 b	3.239 ab	1542 a
	11,8 cd	13.669 b	12.429 ab	6	45	01-02-08/ 14-03-08	26	1,1 b	1.246 bc	569 bc
14	29,0 a	16.847 b	10.856 abc	7	50	01-05-08/ 19-06-08	58	0,4 b	879 c	348 c
	21,9 abc	12.716 b	7.462 bc	8	47	15-03-08/ 30-04-08	26	1,2 b	1.445 bc	414 c
cv (%)	47,1	54,9	61,8	-	-	-	-	86,4	82,2	61,8
Teste F	9,8*	19,6**	12,3*	-	-	-	-	6,8**	5,4**	12,2**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

3.5. Procedimento de partida de cada ensaio.

Para a partida dos reatores UASB foi utilizado como inóculo lodo proveniente de outros reatores UASB, tratando águas residuárias de suinocultura e adicionaram-se de 20 a 30% do volume de cada reator (R1 e R2). No início dos ensaios 1, 2 e 4 foi mantido o lodo já existente, no R1 e R2, descartando-se o excedente, quando necessário, para a manutenção de 20% do volume do reator preenchido com lodo.

O RBS aeróbio foi inoculado com 100 L de lodo sedimentado com ST e SV de 16 e 12 g L⁻¹, respectivamente, proveniente do tanque de aeração de um sistema de lodos ativados, tratando esgoto sanitário doméstico, da Estação de Tratamento de Esgoto (ETE) de Bueno de Andrade - município de Araraquara.

Ocorreu reinoculação do RBS nas fases 1 e 5 em virtude da necessidade de paradas. Não houve descarte de excedente de lodo do RBS durante a realização das oito fases.

3.6. Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos nos afluentes, efluentes, lodo e biogás.

3.6.1. Amostragem

Foram coletadas amostras do afluente e efluentes na tubulação de entrada do reator UASB (R1), e de efluentes, nas tubulações de saída dos reatores UASB (R1 e R2) e do RBS. As amostras dos reatores UASB foram compostas por sub-amostras coletadas a cada hora no período de 6 h (das 8:00 às 14:00 h).

No RBS aeróbio foram coletadas amostras simples do efluente na etapa de descarte do efluente após o término do ciclo operacional.

As amostras de lodo foram coletadas semanalmente, para a determinação de ST e SV, as quais foram retiradas em quatro pontos de amostragem no R1 e R2 e cinco pontos de amostragem no RBS (Figuras 2).

Na Tabela 4 estão relacionados os exames físicos, microbiológicos e determinações químicas executadas nas amostras do afluente e efluentes, no lodo e biogás durante os

TABELA 4. Exames e determinações, frequências e fontes das metodologias utilizadas.

Exames e determinações	Frequência	Referência bibliográfica
Afluente e efluentes		
pH	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998)
Ácidos voláteis totais	2 x semana	DILLALO & ALBERTSON (1961)
Alcalinidade total, parcial e intermediária	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) JENKINS et al. (1983)
Demanda química de oxigênio (DQO_{total}); DQO da fração dissolvida ($DQO_{diss.}$) e devida aos sólidos suspensos (DQO_{ss})	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (método colorimétrico e digestão com refluxo fechado) e OLIVEIRA (1997)
Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV)	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998)
Nitrogênio total Kjeldahl (NTK)	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato, utilizando-se digestão em bloco com ácido sulfúrico e mistura digestora e posterior utilização do método semi-micro Kjeldahl)
Nitrogênio amoniacal (N - am.)	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) método semi-micro Kjeldahl
Fósforo total (P-total)	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato utilizando-se digestão em bloco com ácido nítrico e perclórico e posterior utilização do método colorimétrico empregando metavanadato e molibdato de amônio)
Potássio, cálcio, magnésio, sódio, cobre, ferro, manganês e zinco	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) (obtenção do extrato idem ao P-total e posterior leitura em espectrofotômetro de absorção atômica)
Coliformes totais e termotolerantes	2 x ensaio	APHA, AWWA, WPCF (1998) (técnica dos tubos múltiplos)
Contagem de bactérias heterotróficas	2 x ensaio	APHA, AWWA, WPCF (1998) (contagem padrão em placas, PCA- <i>Plate Count Agar</i>)
Efluente - RBS		
Nitrito e Nitrato	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) espectrofotométrico (543 e 220 nm), respectivamente
Oxigênio dissolvido	2 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998)- sonda
Biogás-UASB		
Produção	diária	OLIVEIRA (1997) (gasômetros)
Composição	1 x semana	APHA, AWWA, WPCF (1998) utilizando cromatografia gasosa
Lodo - UASB/RBS		
Sólidos totais (ST) e voláteis (SV)	semanal	APHA, AWWA, WPCF (1998)
Atividade da microbiota do lodo (UASB)	1 x ensaio	CHERNICHARO (1997) e OLIVEIRA (1997)
Teste da taxa de consumo de oxigênio do lodo (RBS)	1 x ensaio	MENDONÇA (2002).
Microscopia eletrônica de varredura	1 x ensaio	OLIVEIRA (1997)

3.6.2. Temperatura

As temperaturas medidas diariamente, em 2 horários (10 h e 15 h), foram as seguintes: ambiente (do ar nas imediações dos reatores), no afluente e nos efluentes, com o objetivo de verificar a relação entre as mesmas. Essas medidas de temperatura foram realizadas, utilizando-se o aparelho portátil digital, com sensor localizado na extremidade de uma haste metálica, a qual era introduzida nos pontos de amostragem do afluente e efluentes. Com esse aparelho também mediu-se a temperatura do biogás nos horários de determinações da produção, introduzindo-se a haste metálica nos gasômetros pelo orifício da válvula de saída do biogás.

Também foram obtidas as temperaturas climatológicas do ar (mínima, média e máxima) referentes aos períodos dos ensaios e fases do experimento, realizadas na Estação Agroclimatológica do Departamento de Ciências Exatas da FCAV/UNESP, Câmpus de Jaboticabal

3.6.3. Produção do biogás

A produção do biogás foi determinada pelo volume de biogás produzido diariamente no período diurno, medindo-se o deslocamento vertical dos gasômetros e multiplicando-se pela área da seção transversal interna dos gasômetros. Após cada leitura, os gasômetros eram zerados, descarregando-se todo o gás neles armazenados.

A correção do volume de gás para as condições de 1 atm e 0°C foi efetuada por meio da expressão que resulta da combinação das leis de Boyle e Gay-Lussac:

$$\frac{V_0 \times P_0}{T_0} = \frac{V_1 \times P_1}{T_1}$$

Onde,

V_0 = volume corrigido do biogás;

P_0 = pressão corrigida do biogás (10332,72 mm H₂O);

T_0 = temperatura corrigida do biogás, em °K (273 °K);

V_1 = volume do biogás nas condições de leitura (área do gasômetro multiplicada pela leitura, sendo as áreas de 0,0907 m², para os gasômetros dos reatores 1 e 2;

P1= pressão do biogás no gasômetro, em mm H₂O (pressão atmosférica do local + pressão interna do gasômetro: pressão atmosférica média de Jaboticabal é de 9632,43 mm H₂O e a pressão dos gasômetros é de 10,8 mm H₂O para os gasômetros dos reatores 1 e 2)

T1 = temperatura do biogás no instante de leitura, em °K.

3.6.4. Composição do biogás

As análises de composição do biogás foram realizadas semanalmente para a determinação dos teores de metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂).

A coleta do biogás era feita com a utilização de frascos de vidro com capacidade de 500 mL e com tampas de borracha, contendo dois tubos de vidro com mangueiras de látex nas extremidades, sendo a vedação efetuada por meio de presilhas metálicas. Para assegurar que os gases atmosféricos fossem completamente eliminados, os frascos de vidro eram acoplados aos gasômetros e o biogás presente nos mesmos passava pelos frascos por alguns minutos, permitindo a lavagem dos mesmos. As amostras eram coletadas e posteriormente analisadas em cromatógrafo de fase gasosa.

As análises de biogás foram realizadas em Cromatógrafo FININGAN GC - 9001 com detector de condutividade térmica (TCD) e colunas "Poropack Q" (3 m x 1/8") e peneira molecular. O gás de arraste foi o hidrogênio com vazão de 35 mL min⁻¹.

3.6.5. Atividade da microbiota do lodo (hidrolítica, acidogênica, acetogênica e metanogênica).

O ensaio da atividade metanogênica específica (AME) do lodo dos reatores UASB baseou-se nas metodologias descritas por CHERNICHARO (1997) e modificada por OLIVEIRA (1997) e STEIL (2001). Os sólidos voláteis do lodo (SV) foram determinados segundo APHA, AWWA, WPCF (1998).

O ensaio consistiu na determinação, por cromatografia de fase gasosa, das concentrações do metano presentes no biogás produzido e acumulado no volume livre (*headspace*) dos frascos-reatores de 500mL.

Adicionaram-se nos frascos reatores substratos orgânicos específicos: amido, glicose, propionato + butirato de sódio, acetato de sódio e formiato de sódio, os quais permitiram a

determinação da atividade hidrolítica, acidogênica, acetogênica, metanogênica acetotrófica e metanogênica hidrogenotrófica, respectivamente, do lodo.

Nos frascos reatores foram adicionados 300 mL do lodo anaeróbio com sólidos voláteis (SV) em torno de 5 g L^{-1} . O lodo foi aclimatado às condições de temperatura do ensaio (30°C) por 24 horas, sem agitação. Após, às 24 h, fluxionou-se gás nitrogênio como padrão interno gasoso a fim de minimizar possíveis erros decorrentes da retirada de gás nas amostragens e para a purga do oxigênio contida nos frascos reatores.

Em seguida, foram adicionados individualmente como fontes de substrato o amido, a glicose, o propionato + butirato de sódio, o acetato de sódio e o formiato de sódio na concentração de $2,5 \text{ g DQO L}^{-1}$ em cada frasco reator. As cargas orgânicas testadas no lodo dos frascos-reatores foram de $0,5 \text{ g DQO (g SV)}^{-1}$ para cada amostra de lodo e cada substrato orgânico utilizado, conforme recomendado por CHO et al. (2005).

A atividade basal do lodo foi medida em frascos controle (sem adição de qualquer fonte de substrato).

O monitoramento da concentração de metano foi realizado, utilizando cromatógrafo de fase gasosa (Finigan GC-2001), usando coluna Q Porapak, H_2 como gás de arraste e detector de condutividade térmica.

Uma reta padrão (Figura 3) para o metano foi estabelecida a fim de que as áreas de metano obtidas nos cromatogramas fossem convertidas para concentração de metano (mmol CH_4). Para tanto, foram injetados diferentes volumes de metano. Considerando-se que 1 mol de CH_4 corresponde a 22,4 L de metano na CNTP, e que os volumes injetados são conhecidos, pode-se estabelecer a relação entre a área cromatográfica e a concentração de metano. A partir desses dados, traçou-se um gráfico de áreas de metano em função da concentração de metano em mmoles. Ajustando-se esses pontos pelo método da regressão linear, obteve-se a equação da reta que foi utilizada para a conversão dos dados.

A equação da reta obtida foi: $Y = 3.000.000 X - 10.269$, onde $X = \text{mmol de CH}_4$ e $Y = \text{área cromatográfica}$.

A atividade metanogênica aparente (AMA) foi obtida por meio de uma curva com os valores de produção de metano em função do tempo do ensaio. Os resultados experimentais foram ajustados à sigmóide de Boltzmann por meio do software micronal Origin 6.0. A partir desta curva, determinou-se o coeficiente angular da reta da fase

logarítmica da curva, a qual representa a atividade metanogênica. Dividindo-se este valor pela concentração de biomassa de cada frasco-reator (g SV), obteve-se a atividade metanogênica específica aparente (AMA).

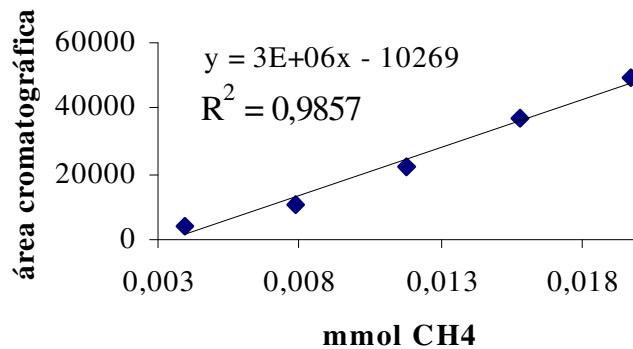


FIGURA 3. Reta padrão para o metano (mmol CH₄ versus área cromatográfica)

A atividade metanogênica específica (AME) foi calculada, subtraindo-se da AMA dos frascos reatores que receberam as fontes de substratos a AMA do frasco reator controle. Como os ensaios foram realizados em duplicata, para a obtenção da AME utilizou-se a média das atividades dos dois frasco.

Foram determinados os SV de cada frasco reator logo após o término dos ensaios. Para o cálculo da AMA e a determinação das cargas orgânicas aplicadas no lodo (S_o/X_o), utilizou-se o valor médio das concentrações inicial e final dos SV presentes nos frascos reatores.

3.6.6. Taxa de consumo de oxigênio.

A taxa com que o oxigênio é consumido pelos microrganismos do lodo de reatores aeróbios é denominada de taxa de consumo de oxigênio (TCO) ou taxa de utilização de oxigênio.

O teste da taxa do consumo de oxigênio é utilizado para determinar a velocidade da atividade biológica nos sistemas de tratamento aeróbio com lodo em suspensão, em que a alta taxa de consumo de oxigênio indica alta velocidade de atividade biológica e vice-versa.

O princípio do teste baseia-se em saturar com O₂ a partir no ar introduzido no meio líquido do lodo (retirado do interior do RBS na etapa de reação aeróbia) e interromper a

aeração observando-se a diminuição da concentração de oxigênio dissolvido em função do tempo. Para obter-se a TCO específica, dividiu-se o resultado da TCO pelo valor da massa de lodo (SSV) contida no frasco reator.

O ensaio da TCO foi realizado manualmente com a utilização de um medidor de oxigênio dissolvido (OD) com sonda 55 da marca YSI (HX0052-00150). Os testes foram realizados seguindo as recomendações descritas por MENDONÇA (2002).

O teste de TCO consistiu dos passos descritos a seguir:

- Retiraram-se no final das fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, amostras de lodo do interior do RBS, logo após o início do ciclo operacional e introduziu-se em um erlenmeyer de 1000 mL, o qual foi colocado sobre um agitador magnético, que permaneceu ligado durante todo o experimento para garantir a mistura completa, evitando zonas mortas e a sedimentação do lodo.

- Dentro do erlenmeyer foram colocadas a sonda do medidor de OD, barra magnética e uma pedra porosa ligada a um aerador de aquário.

- Depois de colocada a amostra de lodo (1000 mL), ligou-se o aerador (30 min) para saturar o conteúdo com O_2 .

- No passo seguinte, desligou-se o aerador e fez-se o acompanhamento do decaimento de OD por meio de leituras no medidor de OD e cronômetro.

3.6.7. Perfil do RBS

Visando a melhor compreensão do comportamento do RBS durante o ciclo operacional, realizou-se o monitoramento por meio de determinações de DQO total, SST, SSV, NTK, N.am, P-total, $N-NO_2^-$, $N-NO_3^-$, OD, temperatura, pH, AT, AP, AI e AVT em amostras coletadas a cada hora, num período de 12 h, no final da fase 6, retirando amostras na torneira de descarte de efluente do reator.

3.6.8. Microscopia eletrônica de varredura

Para o exame microbiológico em microscópio eletrônica de varredura (MEV), as amostras de lodo serão fixadas em glutaraldeído, pós-fixadas com tetróxido de ósmio, desidratadas por série crescente de concentração de etanol, secas no ponto crítico com CO_2

líquido ou com o uso de hexametildisilazane (HMDS), dispostas em suporte de alumínio, fixadas ao suporte com cola de prata e cobertas com fina camada de ouro, conforme metodologia descrita por OLIVEIRA et al. (1995). As amostras assim preparadas poderão ser observadas no MEV.

3.6.9. Análise estatística

Foram realizadas análises estatísticas dos valores obtidos por meio dos testes F e Tukey (5%), considerando-se delineamento inteiramente casualizado, com quatro tratamentos para os reatores UASB (ensaio 1, 2, 3 e 4) com diferentes números de repetições para cada parâmetro avaliado, os quais podem ser verificados no item Anexos (13 e 14).

Para o RBS aeróbio foram aplicados oito tratamentos (fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8) com diferentes números de repetições para cada parâmetro analisado, os quais podem ser verificados no item Anexos (15, 16, 17 e 18).

IV. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Temperatura

Na Figura 4 estão apresentados os valores das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, e na Figura 5, os valores médios das temperaturas do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e temperatura ambiente adjacente dos reatores, obtidos durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Nas Tabelas 5 e 6 estão descritos os valores médios das temperaturas médias diárias do ar observadas durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, com os reatores UASB, seguidos do RBS, nos ensaios 1, 2, 3 e 4 e fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

No ensaio 1, realizado no período 15/12/07 a 14/03/08, foi observado valor médio de temperatura média diária do ar de 23,8°C, variando de 19,4°C a 27,4°C.

Durante o ensaio 2, realizado de 11/08/07 a 14/12/07, foi observado valor médio de

temperatura média diária do ar de 24,3°C; variando de 18,9°C a 32,2°C. No ensaio 3, a temperatura média diária do ar foi de 21,5°C, variando de 13,1°C a 27,9°C e correspondeu ao período de 20/06/06 a 10/08/07. No ensaio 4, o qual se deu no período de 15/03/08 a 19/06/08, foi observado valor médio da temperatura média diária do ar de 20,8°C, variando de 15,2°C a 25,1°C.

TABELA 5. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média diária do ar durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Ensaio				CV	Teste F
	1	2	3	4	(%)	
Temperatura (°C)	23,8 a	24,3 a	21,5 b	20,8 b	13,2	5,7**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

Verificou-se que as temperaturas médias diárias do ar durante os ensaios 1 e 2 foram significativamente (p<0,01) maiores do que durante os ensaios 3 e 4. Entre os ensaios 3 e 4, não houve diferença (p>0,05) e os valores médios estiveram próximos de 20°C. Nos ensaios 3 e 4 ocorreram longos períodos de operação com temperaturas mínimas abaixo de 15°C.

TABELA 6. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da temperatura média do ar durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8 no reator seqüencial em batelada (RBS).

Tempe- ratura	Fases								CV	Teste
	1	2	3	4	5	6	7	8	(%)	F
(°C)	21,1 bc	23,1 ab	25,3 a	24,4ab	22,0 b	23,8 ab	19,7 c	22,3 b	12,7	7,8**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha, diferem pelo teste de Tukey, **- Significativo a 1% de probabilidade; * - Significativo a 5% de probabilidade; ns – significativo.

Durante as diferentes condições de operação do RBS (fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8), verificou-se que a temperatura média diária do ar na fase 3, de 25,3°C não diferiu (p>0,05), das fases 2, 4 e 6, e foi maior (p<0,05) do que na fase 7, quando foram observados os menores valores (19,7°C), os quais não diferiram (p>0,05) da fase 1.

Com o monitoramento das temperaturas médias do ar, do afluente e efluentes durante os ensaios e fases observou-se, que os reatores foram operados, predominantemente, na

faixa mesófila entre 20 a 30°C, em faixas adequadas para o processo anaeróbio de degradação da matéria orgânica, porém abaixo da faixa de temperatura ótima de 30 a 35°C, citado por CHERNICHARO (2007).

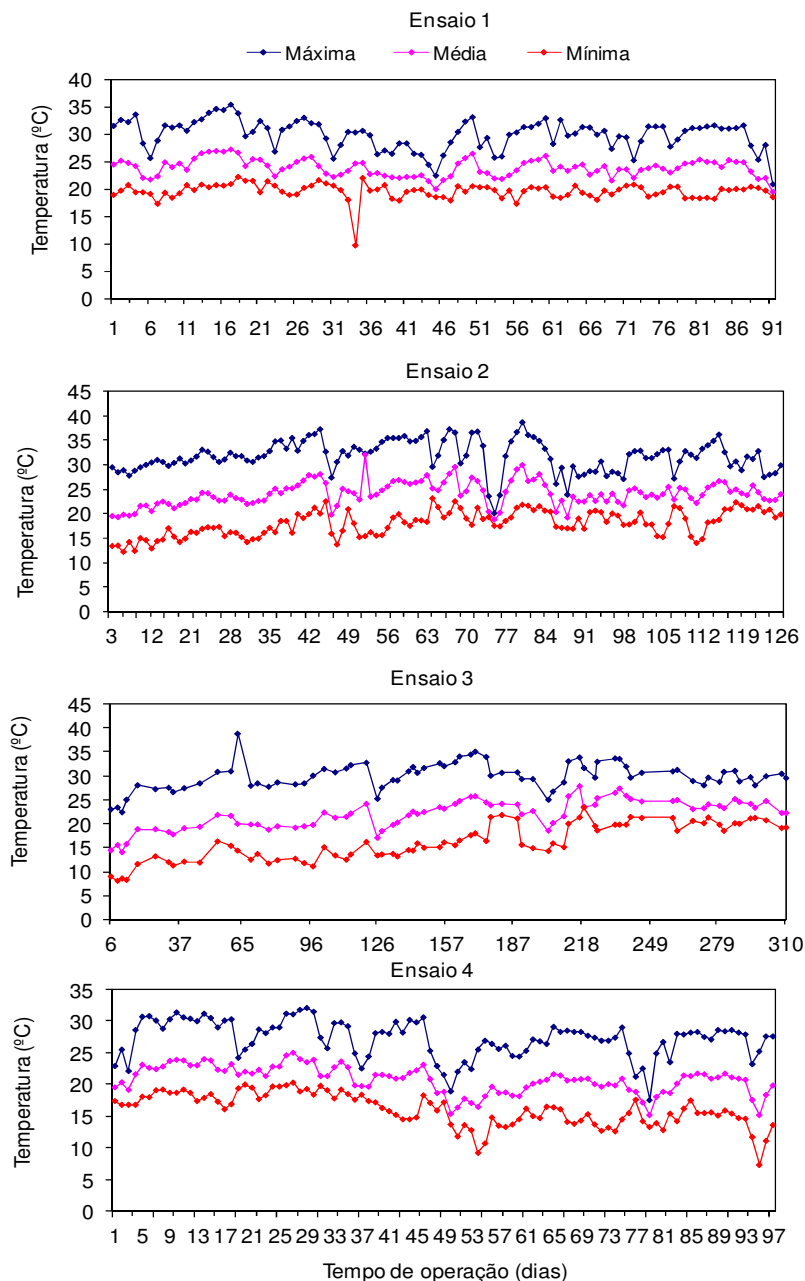


FIGURA 4. Valores das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar observadas na Estação Agroclimatológica, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, e conseqüentemente, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

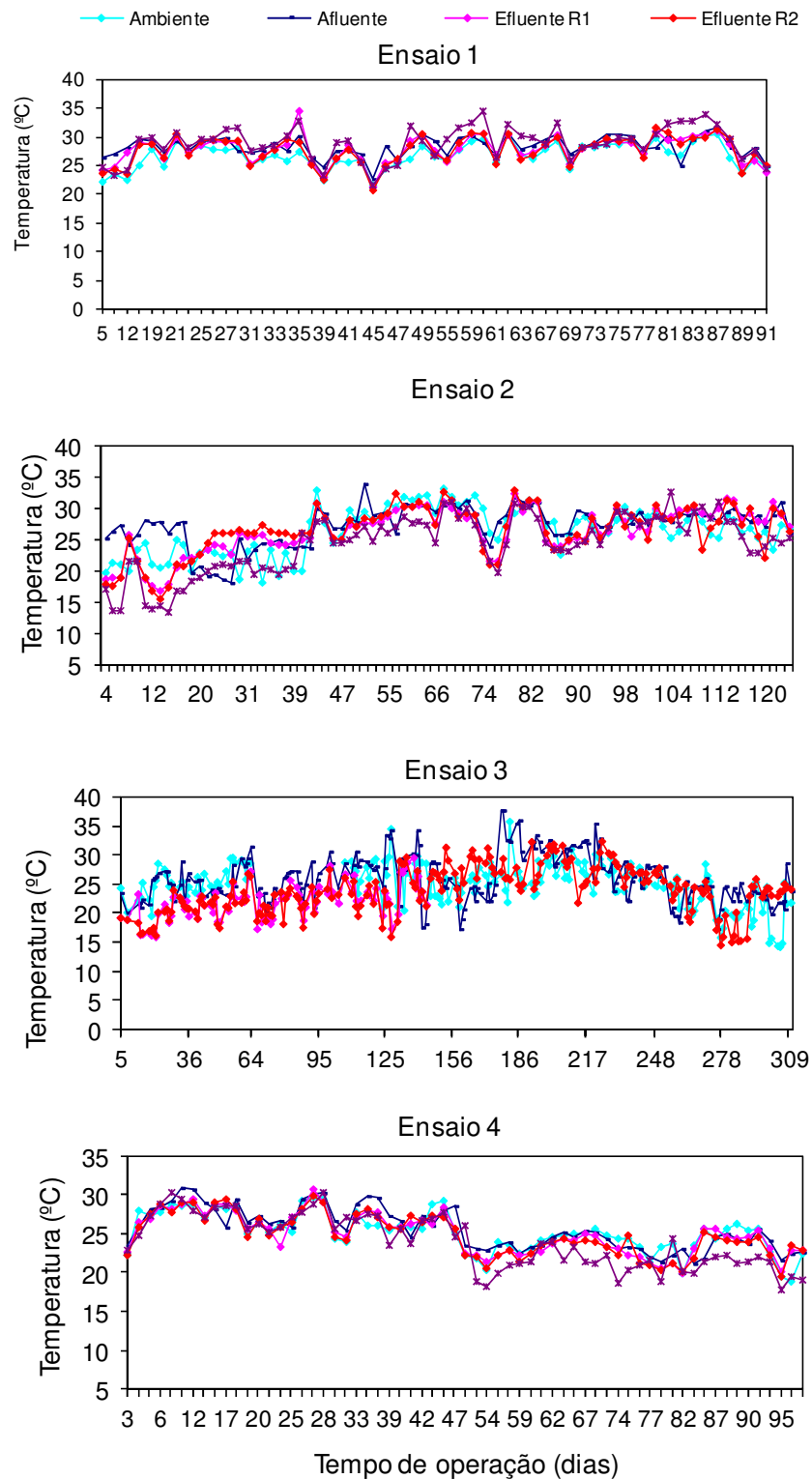


FIGURA 5. Valores médios das temperaturas do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e temperatura ambiente adjacente dos reatores, obtidos durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

4.2. Demanda Química de Oxigênio (DQO)

4.2.1. Reatores UASB (R1 e R2)

Na Tabela 7 estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas, da demanda química de oxigênio total (DQO total), demanda química de oxigênio da fração dissolvida (DQO dissolvida) e demanda química de oxigênio da fração dos sólidos suspensos (DQO ss), do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores UASB R1 e R2, e no conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) obtidos durante a operação nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores, em cada amostragem, da DQO total e DQO dissolvida no afluente e efluentes e das eficiências de remoção nos reatores R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) estão apresentados nas Figuras 6 (a e b) e 7 (a e b).

Os valores médios da DQO total do afluente foram de 12358, 10851, 21478 e 14941 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). No terceiro ensaio foi significativamente maior ($p < 0,05$) do que nos demais ensaios.

Os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas foram de, respectivamente, 11, 19, 18 e 26 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no R1, diferindo significativamente ($p < 0,01$), e a maior ($p < 0,05$) COV ocorreu com o menor TDH (14 h) e com concentrações de SST no afluente de 9290 mg L⁻¹ (ensaio 4). No R2, os valores foram de 5, 15, 12 e 7 g DQO_{total} (L d)⁻¹, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) com os maiores valores ($p < 0,05$) nos ensaios 2 e 3.

No efluente do R1, os valores médios da DQO total foram, respectivamente, 2504, 4000, 6639 e 1678 mg L⁻¹, para os ensaios 1, 2, 3 e 4, os quais diferiram significativamente ($p < 0,01$), com o menor valor ($p < 0,05$) no ensaio 4, e não diferiu ($p > 0,05$) do ensaio 1.

Os valores médios das eficiências de remoção de DQO total no R1 variaram de 55 a 86%, durante os quatro ensaios. Do ensaio 1 para o 2, com a diminuição do TDH e aumento da COV, houve redução significativa ($p < 0,05$) da eficiência de remoção.

Neste estudo, nos ensaios 1 e 2, com temperaturas em torno de 23°C, as eficiências de remoção no R1 foram de 77 e 55%, aplicando-se COV bem maior, de 11 e 19 g DQO total (L d)⁻¹. KALYUZHNYI et al. (2000), utilizando os reatores UASB em um estágio no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com COV de 12,39 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e TDH de 28,6 h

TABELA 7. Valores médios e coeficiente de variação (CV) da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada, da demanda química de oxigênio total (DQO total), dissolvida (DQO dissolvida) e devido à fração de sólidos suspensos (DQO ss) do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com os reatores UASB (R1 e R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
TDH (h)	R1	28	14	28	14		
	R2	11	6	11	6		
COV (g DQO total (L d ⁻¹))	R1	11 c	19 b	18b c	26 a	50,3	10,7**
	R2	5 b	15 a	12 a	7 b	58,8	14,6**
DQO total (mg L ⁻¹)	Afluente	12.358 b	10.851 b	21.478 a	14.941 b	87,8	7,9**
	R1	2.504 bc	4.000 ab	6.639 a	1.678 c	66,2	15,0**
	R2	1.314 b	4.031 a	4.088 a	1141 b	81,0	13,8**
DQO dissolvida (mg L ⁻¹)	Afluente	1.499 b	2.139 a	2.438 a	1.618 b	40,4	7,3**
	R1	581 b	935 a	1.154 a	379 b	56,0	16,4**
	R2	331 b	710 a	752 a	253 b	62,2	13,7**
DQO ss (mg L ⁻¹)	Afluente	10.859 b	8.736 b	19.040 a	13.323b	96,0	9,6**
	R1	1.923 bc	3.069 ab	5.185 a	1.299 c	80,8	7,9**
	R2	982 b	3312 a	3336 a	887 b	99,0	11,6**
E (%)							
DQO total	R1	77 ab	55 c	73 b	86 a	19,7	19,4**
	R2	43 a	29 a	37 a	34 a	67,8	1,8ns
	R1+ R2	88 a	54 b	81 a	90 a	20,0	25,9**
DQO dissolvida	R1	59 b	52 b	50 b	73 a	32,6	9,4**
	R2	37 a	26 a	36 a	31 a	64,6	1,3 ns
	R1+ R2	76 ab	65 c	70 bc	82 a	17,8	7,7**
DQO ss	R1	81 ab	51 c	72 b	88 a	25,8	17,6**
	R2	41 a	25 a	35 a	32 a	83,3	1,4 ns
	R1+ R2	90 a	48 b	82 a	92 a	24,0	27,3**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

com concentração de DQO de 14700 mg L^{-1} , obtiveram eficiências de remoção de DQO total de 77%. Neste trabalho, no R1, no ensaio 1, com DQO total do afluente de 12358 mg L^{-1} e operado com TDH de 28 h, ocorreu eficiência de remoção de DQO total idêntica.

Entretanto, do ensaio 3 para o ensaio 4, houve aumento de eficiência de remoção de DQO total de 73 para 86% com diminuição do TDH de 28 para 14 h, como consequência da adaptação do lodo, e a velocidade ascensional de $0,74 \text{ m h}^{-1}$, já aplicado no ensaio 2, e menor concentração de SSV do afluente no ensaio 4. Resultados similares também foram observados por SAYED & FERGALA (1995), utilizando reatores UASB, tratando esgoto sanitário doméstico, com aumento de eficiência da remoção de DQO de 75% para 84% com a diminuição do TDH de 10 para 6 h.

Os valores médios das eficiências de remoção de DQO total no R2 variaram de 29 a 43%, e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios. Os valores obtidos neste reator situaram-se próximos aos obtidos por PEREIRA (2003), utilizando reatores UASB em dois estágios, em escala de bancada. O autor observou valores de eficiência de remoção de DQO total de 23, 43 e 59 % com TDH de 4, 8 e 16 h, respectivamente, no segundo reator (R2), no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com o aumento da COV de 2,55; 4,75 e $21,03 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$, no R2.

Apesar das menores eficiências no R2, houve importante contribuição deste reator para que o conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) atingisse até 90% de eficiência de remoção de DQO total no ensaio 4, não diferindo ($p > 0,05$) dos ensaios 1 e 3, e com estabilidade ($\text{CV} < 20\%$).

Observa-se na Figura 6 (a e b) que para o R2, principalmente no ensaio 2, em que o reator foi operado pela primeira vez com TDH de 6h e, portanto, o lodo não estava adaptado as altas velocidades ascensionais, foram observadas algumas ausências de remoção de DQO total em virtude de arraste de sólidos orgânicos da manta de lodo. Contudo, considerando-se o conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) foram observadas remoções de DQO total com valores predominantemente superiores a 80%, com exceção ao ensaio 2, no qual ocorreu valor médio de 54%, significativamente menor ($p < 0,01$) dos que nos demais ensaios.

A DQO dissolvida do afluente do sistema de tratamento teve valores médios de 1499, 2139, 2438 e 1618 mg L^{-1} nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, os quais nos ensaios 2 e

3, foram significativamente maiores ($p < 0,01$) do que os ensaios 1 e 4.

Nos efluentes dos reatores R1 e R2, os valores médios da DQO dissolvida foram, respectivamente, de 581, 935, 1154 e 379 mg L^{-1} ; 331, 710, 752 e 253 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4. E assim como no afluente, nos ensaios 2 e 3, foram significativamente maiores ($p < 0,01$) do que nos ensaios 1 e 4.

Os valores médios de eficiências de remoção de DQO dissolvida no R1 foram de 59, 52, 50 e 73% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com o ensaio 4, significativamente ($p < 0,01$) melhor do que os demais ensaios.

No R2 foram observados menores valores de eficiência de remoção tanto para a DQO total, como para a DQO dissolvida e DQOss em relação ao R1, e também não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios. Resultados similares foram verificados por SANCHEZ et al. (2005), que avaliaram o desempenho de um reator UASB em escala de laboratório (5 L), alimentando com águas residuárias de suinocultura com valores médios de DQO total e de SSV de 10189 e 1166 mg L^{-1} , respectivamente. O reator UASB foi operado com aumento da COV de 1,0; 1,4; 1,6; 2,0; 2,7; 4,1 a 8,1 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ (TDH de 8, 6, 5, 4, 3, 2 e 1 d) e com temperatura de 30°C. Os autores verificaram que ocorreu queda na eficiência de remoção de DQO total de 18,6%, DQO dissolvida de 19,7%, SST e SSV de 27,1 e 42,6%, respectivamente, em relação ao maior valor, com a aplicação da COV maior, de 8,1 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$. Os autores concluíram que o aumento da COV promoveu queda de eficiência de remoção da DQO e SSV e da produção de metano, em virtude do aumento excessivo da concentração de matéria orgânica e ácidos graxos voláteis no efluente.

Nos ensaios 1, 3 e 4, houve contribuição do R2, nas eficiências de remoção de DQO total, DQO dissolvida e DQOss para o conjunto de reatores (R1 + R2), no entanto, no ensaio 2, houve redução na eficiência de remoção de DQO total e DQO ss no conjunto de reatores (R1 + R2). Isto ocorreu como já citado, em virtude do aumento do arraste de sólidos orgânicos da manta de lodo com as maiores velocidades ascensionais, o que pode ser confirmado pelas baixas eficiências de remoção de SST neste ensaio. O mesmo não ocorreu no ensaio 4 em virtude da adaptação do lodo e o aumento da velocidade ascensional, como da COV.

No conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) os valores médios de eficiências de remoção de DQO dissolvida foram de 76, 65, 70 e 82% nos ensaios 1, 2, 3 e 4,

respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios, e o maior ($p < 0,05$) valor no ensaio 4 e menor ($p < 0,05$) no ensaio 2.

Para a DQOss, resultante da diferença entre DQO total e DQO dissolvida, os valores médios no afluente foram de 10859, 8736, 19040 e 13323 mg L^{-1} nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No ensaio 3, a DQOss foi significativamente ($p < 0,05$) maior do que nos demais ensaios, acompanhando a DQO total. Esses valores corresponderam na média a 88, 80, 89 e 89 % da DQO total do afluente e são resultados similares aos obtidos por SANTANA & OLIVEIRA (2005), FERNANDES & OLIVEIRA (2006) e ABREU NETO (2007), que, em trabalho realizado com águas residuárias de suinocultura, em reatores UASB, obtiveram DQOss entre 71 a 76%, 66 a 74% e 86 a 95% da DQO total do afluente, respectivamente.

No efluente do R1 a DQOss teve, respectivamente, valores médios de 1923, 3069, 5185 e 1299 mg L^{-1} nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e houve diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios. Para o efluente do R2, os valores foram de 982, 3312, 3336 e 887 mg L^{-1} nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e nos ensaios 1 e 4, foram significativamente ($p < 0,05$) menores do que nos ensaios 2 e 3.

Os valores médios de eficiência de remoção de DQOss no R1 foram de 81, 51, 72 e 88% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No ensaio 2, assim como ocorreu para a DQO total, diferiu significativamente ($p < 0,01$) dos demais ensaios por apresentar os menores valores da eficiência de remoção.

As eficiências de remoção no R2 variaram de 25 a 41% e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios.

KALYUZHNYI et al. (2000) utilizaram os reatores UASB em um estágio no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 7100 a 10000 mg L^{-1} , obtiveram eficiência de remoção de DQO total de 60 a 85% e da DQOss de 67 a 89%, aplicando COV de 4 a 6 $\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ e TDH de 24 a 33 h.

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) os valores médios de eficiências de remoção de DQOss situaram acima de 80% durante os ensaios, com exceção do ensaio 2 (48%) que foi significativamente ($p < 0,01$) menor.

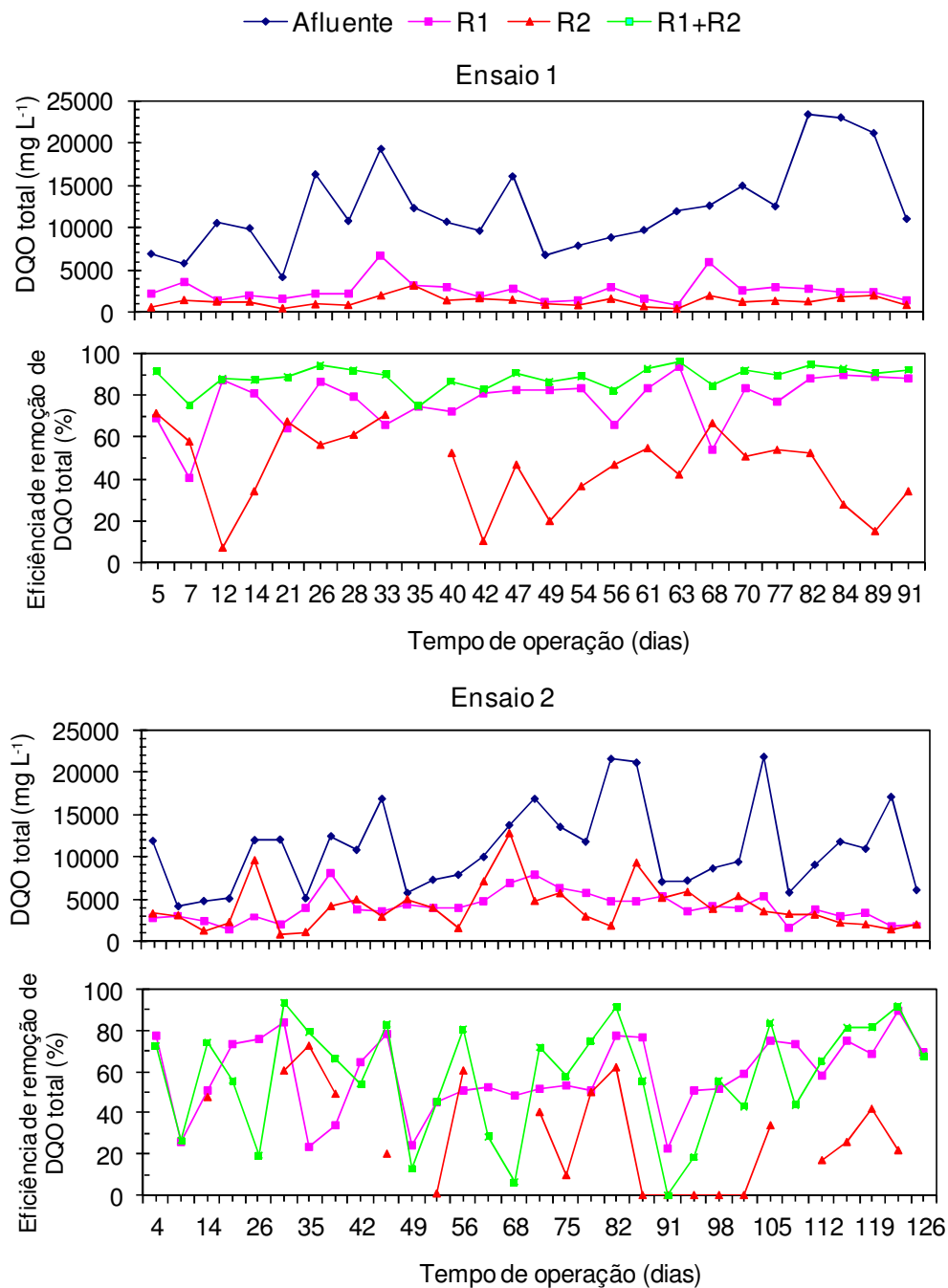


FIGURA 6 (a). Valores da DQO total do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2), e eficiências de remoção de DQO total no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 1 e 2.

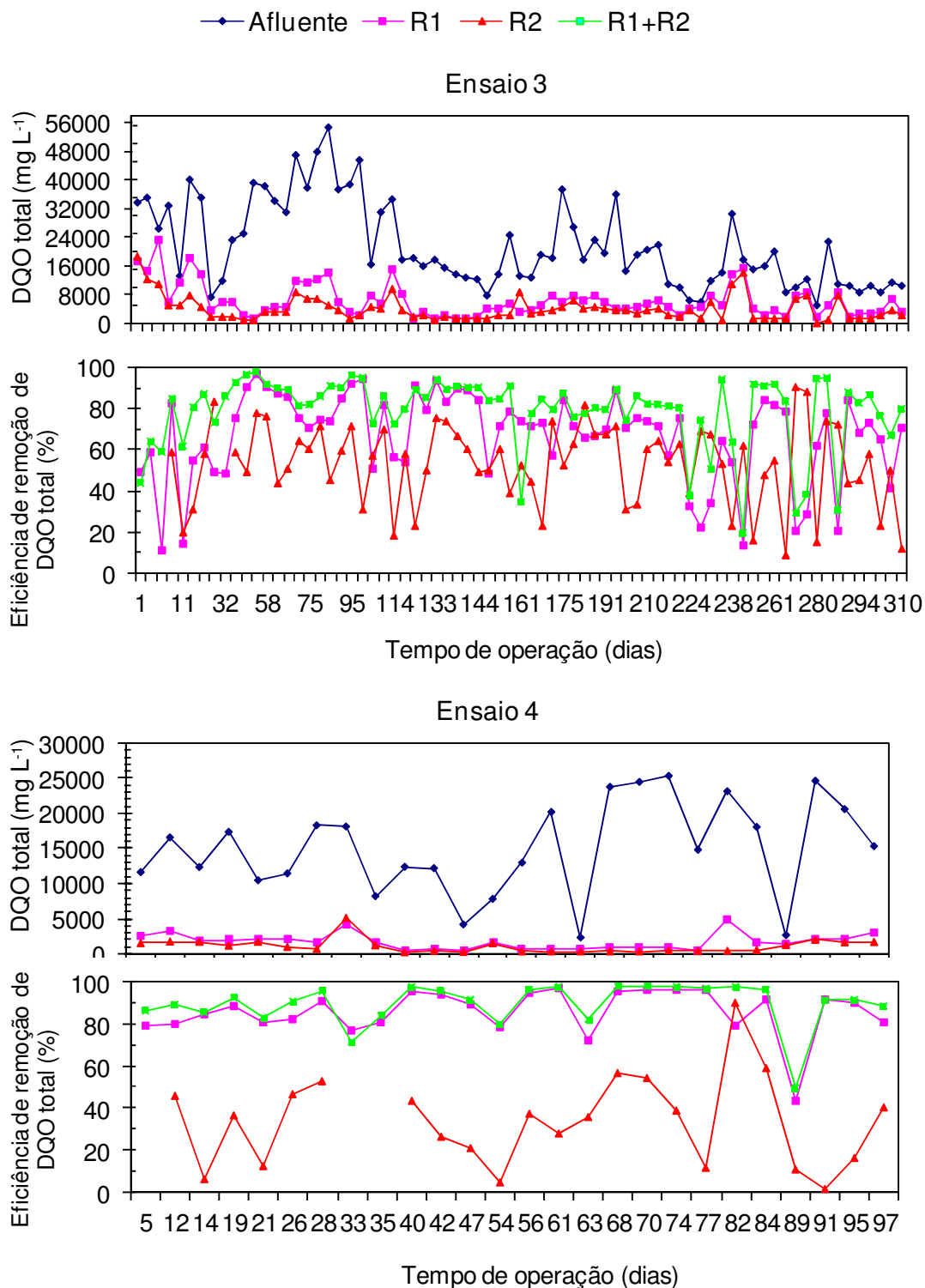


FIGURA 6 (b). Valores da DQO total do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de DQO total no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.

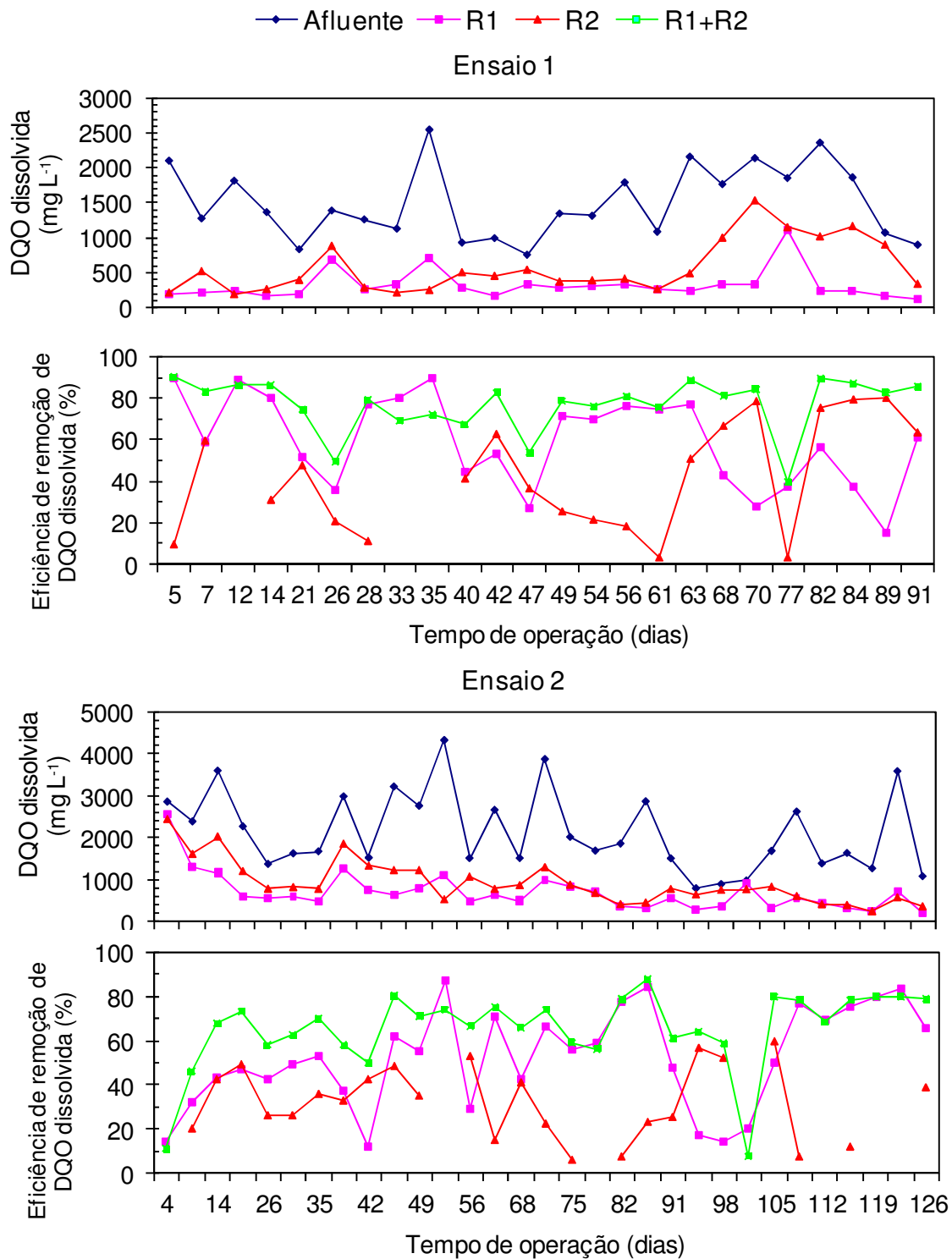


FIGURA 7 (a). Valores da DQO dissolvida do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de DQO dissolvida no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 1 e 2.

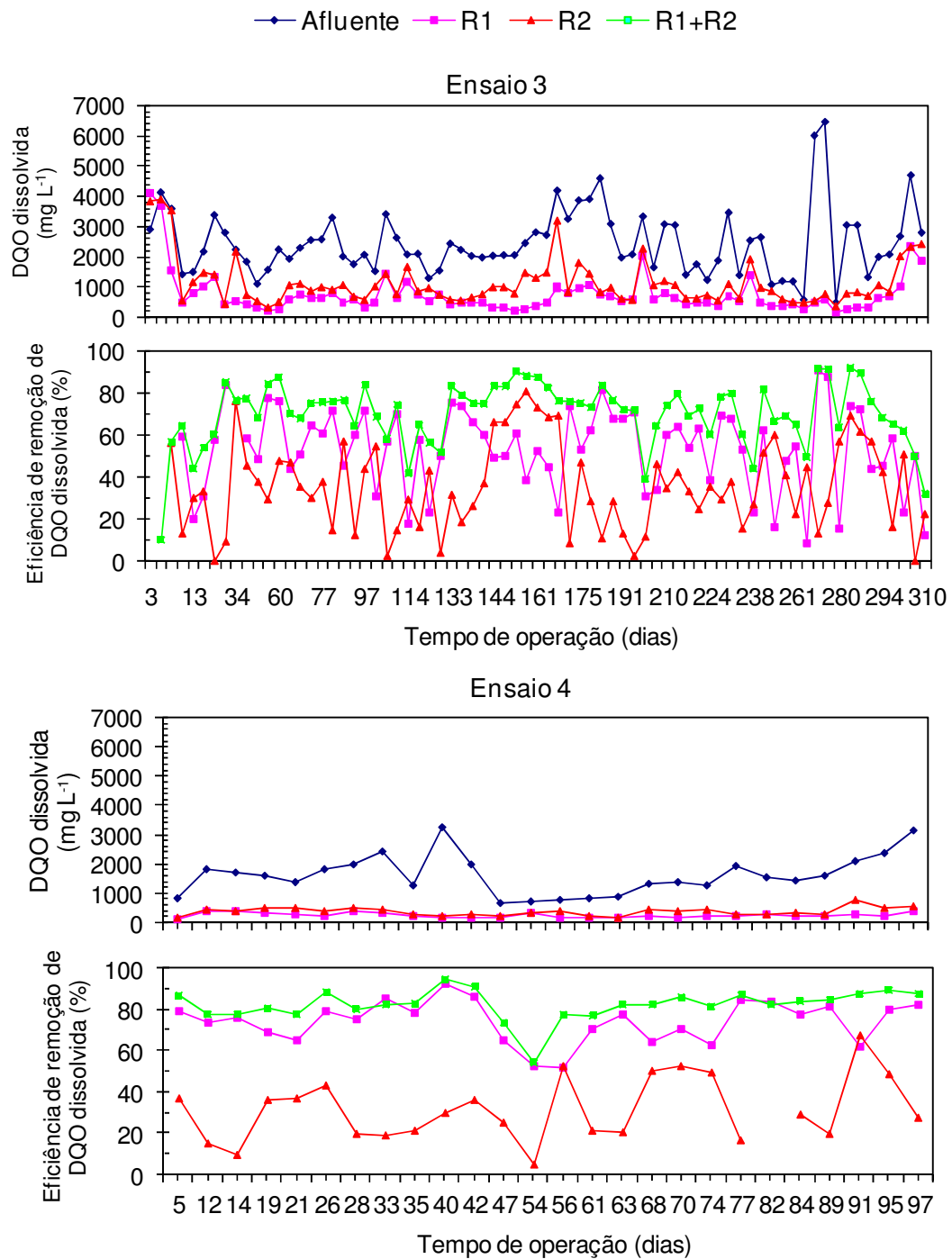


FIGURA 7 (b). Valores da DQO dissolvida do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de DQO dissolvida no R1, R2 e no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.

Comparando-se o conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) com TDH de 20h, no ensaio 4, observou-se que foi mais eficiente na remoção de DQO total (90%) do que o R1 em um estágio com TDH de 28 h (77%). Foi um valor superior ao encontrado por PEREIRA (2003) utilizando o conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2), com TDH 20 h, no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com COV de 18,65 g DQO total (L d)⁻¹, SST variando 2216 a 7131 mg L⁻¹ e DQO total de 8818 a 18717 mg L⁻¹(L d)⁻¹, no qual obteve valores de remoção de DQO total de 79%.

Assim a utilização dos reatores UASB em dois estágios, com TDH de 20 h, implicou em volume de reator menor e conseqüentemente menor custo e com a possibilidade de obtenção de eficiências de remoção de DQO total maiores.

4.2.2. RBS e sistema de tratamento combinado anaeróbio e aeróbio (R1+R2+RBS)

Na Tabela 8 estão apresentados os valores médios da demanda química de oxigênio total (DQO total), demanda química de oxigênio da fração dissolvida (DQO dissolvida) e demanda química de oxigênio da fração dos sólidos suspensos (DQOss), do afluente e efluente, e das cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas e eficiências de remoção do RBS e do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) obtidos durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Os valores em cada amostragem da DQO total e DQO dissolvida do afluente e efluente do RBS e das eficiências de remoção do RBS e do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) estão apresentados nas Figuras 8 (a, b, c e d) e 9 (a, b, c e d).

A DQO total do afluente do RBS teve valores médios de 3480; 1381; 3851; 4210; 3240; 1246; 880; e 1446 mg L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). No efluente do RBS, os valores médios da DQO total foram respectivamente, de 496; 221; 394; 455; 628; 162; 215 e 191 mg L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, e houve diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases, com os menores ($p < 0,05$) valores variando de 162 a 394 mg L⁻¹.

Os valores médios de COV, com os quais o RBS foi operado, variaram de 0,4 a 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e na fase 4 (3,6 DQO_{total} (L d)⁻¹) diferiu significativamente ($p < 0,01$) das demais fases, com o maior valor ($p < 0,05$). Com esses valores de COV aplicados observaram-se

TABELA 8. Valores médios e coeficiente de variação (CV) do tempo de detenção hidráulica (TDH), da demanda química de oxigênio total (DQO total), dissolvida (DQO dissolvida) e devido a fração de sólidos suspensos (DQOss), do afluente e efluente, e da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada e da eficiência de remoção no reator em batelada sequencial (RBS) aeróbio e do sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio (R1+R2+RBS), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	Temp. (°C)	TDH (h)	COV				DQO total				DQO dissolvida				DQOss			
			RBS	g DQO		Eficiência Remoção (%)	RBS (mg L ⁻¹)	efluente	RBS	Sistema	RBS	Sistema	RBS	Sistema	RBS	Sistema	RBS	Sistema
				total (L d ⁻¹)	total (L d ⁻¹)													
1	21,1 b	56	56	1,5 b	3.480.ab	496 ab	83 ab	96 a	96 a	88 ab	56 ab	88 ab	205 a	86 a	96 a	2.777 a	205 a	86 a
2	23,1 ab	28	28	1,2 b	1.381 bc	221 c	79 ab	97 a	97 a	58 ab	90 ab	90 ab	119 b	92 a	97 a	1.055 ab	119 b	92 a
3	25,3 a	56	56	1,5 b	3.851 ab	394b c	89 a	96 a	96 a	55 ab	87 ab	87 ab	200 ab	86 a	96 a	.3875 a	200 ab	86 a
4	24,2 ab	28	28	3,6 a	4.210 a	455 ab	80 ab	95 a	95 a	74 a	91 a	91 a	268 ab	89 a	96 a	3.301 a	268 ab	89 a
5	22,0 b	56	56	1,4 b	3.240 ab	628 a	74 b	97 a	97 a	44 b	85 b	85 b	332 a	82 a	98 a	2.628 ab	332 a	82 a
6	23,8 ab	28	28	1,0 b	1.246 bc	162 c	83 ab	99 a	99 a	62 ab	93 a	93 a	40 b	94 a	99 a	927 ab	40 b	94 a
7	21,9 b	56	56	0,4 b	880 c	215 c	79 ab	98 a	98 a	62 ab	92 a	92 a	109 b	84 a	98 a	636 b	109 b	84 a
8	22,3 b	28	28	1,2 b	1.446 bc	191 c	88 a	98 a	98 a	61 ab	93 a	93 a	98 b	93 a	99 a	1.180 ab	98 b	93 a
cv (%)	12,7			86,4	82,2	64,3	13,5	3,6	3,6	36,4	6,6	6,6	96,5	16,0	6,0	97,9	96,5	16,0
Teste F	7,8**			6,8**	5,4**	10,2**	3,5**	1,6ns	1,6ns	3,2**	4,6**	4,6**	5,5**	1,2 ns	1,2ns	4,3**	5,5**	1,2 ns

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%, ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *, p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade)..

altas eficiências de remoção de DQO total no RBS, as quais variaram na média de 74 a 89%. Houve diferenças significativas ($p < 0,05$) entre as fases 3 e 8 com a fase 5, nos quais ocorreram, respectivamente, as maiores eficiências de remoção de DQO total (88 e 89%) e a menor (74%).

No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), as eficiências de remoção de DQO total não diferiram significativamente ($p > 0,05$) e variaram na média de 95 a 99%, contribuindo para a estabilidade do sistema de tratamento ($CV < 3,6\%$).

Este resultado é coerente com os encontrados em outros trabalhos realizados com sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio (reator UASB e RBS aeróbio) no tratamento de esgoto sanitário doméstico.

TORRES & FORESTI (2001), por exemplo, fixaram o TDH do reator UASB em 6 h e variaram o tempo de aeração entre 2 h e 10 h no RBS, obtendo eficiências de remoção de DQO total de 91 e 92%, respectivamente, com valor médio de DQO total do afluente de 112 a 569 mg L⁻¹.

ISOLDI et al. (2005), utilizando sistema de tratamento combinado utilizando reator UASB e reator aeróbio para a remoção de nitrogênio total e DQO total de efluente de parboilização de arroz. No sistema de tratamento combinado ocorreu eficiência de remoção de DQO total e NTK de 84 e 83%, respectivamente.

CALLADO & FORESTI (2001) avaliaram o desempenho de um sistema composto de três RBS, dois anaeróbios e um aeróbio, trabalhando em série, formando um sistema anaeróbio/aeróbio/anaeróbio para a remoção biológica de carbono e nutrientes. Os reatores tinham volume total de 16,5 L cada e foram alimentados com 8,0 L por batelada e operou com ciclos de 12 h, utilizando com afluente esgoto sintético, com DQO de 500 mg L⁻¹. Os autores observaram eficiência de remoção de matéria orgânica de 90%, nitrogênio (85%) e fósforo (68%).

A DQO do afluente do RSB diferiu significativamente ($p > 0,01$) também para frações dissolvida e devido à sólidos suspensos. Os valores médios da DQO dissolvida do afluente foram 705; 326; 534; 909; 572; 338; 243; e 266 mg L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente. No efluente do RBS, os valores médios da DQO dissolvida foram, respectivamente, 290; 102; 193; 187; 296; 122; 106 e 93 mg L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases. Os valores médios obtidos nas fases 2, 6, 7 e 8, de 93 a 122 mg L⁻¹, não diferiram entre si ($p > 0,05$) e foram menores ($p < 0,05$) do que o da fase 5, de 296 mg L⁻¹.

Em todas as fases, observou-se a presença de uma fração solúvel da DQO resistente à degradação biológica, a qual persistiu no efluente como DQO dissolvida. Os

valores foram quase sempre em torno de 100 mg L^{-1} , independente do período de tempo em que o efluente foi exposto a aeração.

As eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS foram de 56, 58, 55, 74, 44, 62, 62 e 61% nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e diferiram significativamente entre si ($p < 0,01$). Notou-se, na fase 4 com uma carga orgânica significativamente ($p < 0,01$) mais alta $3,6 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$, ocorreu eficiência de remoção de DQO dissolvida maior (74%) do que na fase 5, com COV de $1,4 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$.

No sistema de tratamento combinado (R1+ R2 +RBS) as eficiências de remoção de DQO dissolvida diferiram significativamente ($p < 0,01$) com os valores médios variando de 85 a 93%. Os valores médios de eficiência de remoção obtidos nas fases 4, 6, 7 e 8, de 91 a 93%, não diferiram entre si ($p > 0,05$) e foram maiores ($p < 0,05$) do que o da fase 5, de 85%.

Os valores médios da DQOss no afluente do RBS, variaram na média entre 636 e 3875 mg L^{-1} e diferiram significativamente entre si ($p < 0,01$). No efluente do RBS, os valores médios de DQOss foram de 205, 119, 200, 268, 332, 40, 109 e 98 mg L^{-1} nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e diferiram significativamente entre si ($p < 0,01$). Os valores médios das fases 2, 6, 7 e 8, de 40 a 119 mg L^{-1} , não diferiram entre si ($p > 0,05$), e foram menores que o da fase 5, de 332 mg L^{-1} .

As eficiências médias de remoção de DQOss no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) variaram de 82 a 94% e de 96 a 99%, respectivamente, e não houve diferenças significativas ($p > 0,05$) entre as fases.

Observou-se que, no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), nas oito fases de operação, ocorreram remoções variando de 95 a 99% para a DQO total e de 96 a 99% para a DQOss, e não diferiram significativamente ($p > 0,05$) entre as fases. Isso demonstrou que, para as condições operacionais impostas aos reatores UASB em dois estágios, aplicando um ou dois ciclos de alimentação no RBS e com cargas orgânicas variando de 0,4 e $3,6 \text{ g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$ o sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) manteve-se estável e com eficiências médias acima de 95% durante todo o experimento. Assim, pode-se considerar que com TDH de 20 h (14 h+ 6h) nos reatores UASB (R1+R2) e TDH de 28 h no RBS, totalizando TDH de 48 h para o sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) é possível tratar águas residuárias de suinocultura com DQO total média de 10851 a 21309 mg L^{-1} com eficiências de remoção de DQO total de até 99%, resultando em DQO efluente de até 162 mg L^{-1} , o que atende aos padrões de lançamento de efluentes de alguns estados brasileiros (p. ex. RS e ES).

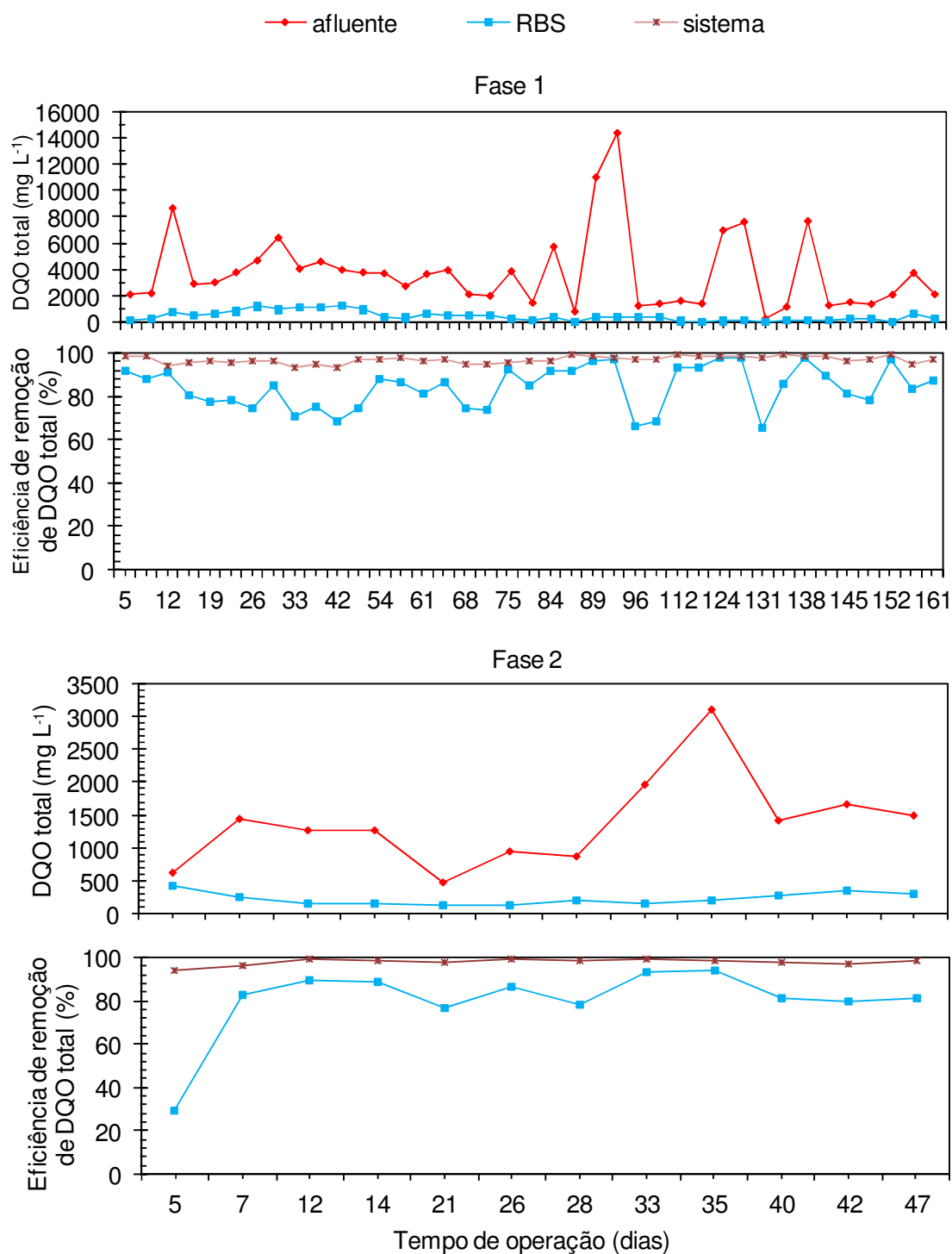


FIGURA 8 (a). Valores de DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1 e 2.

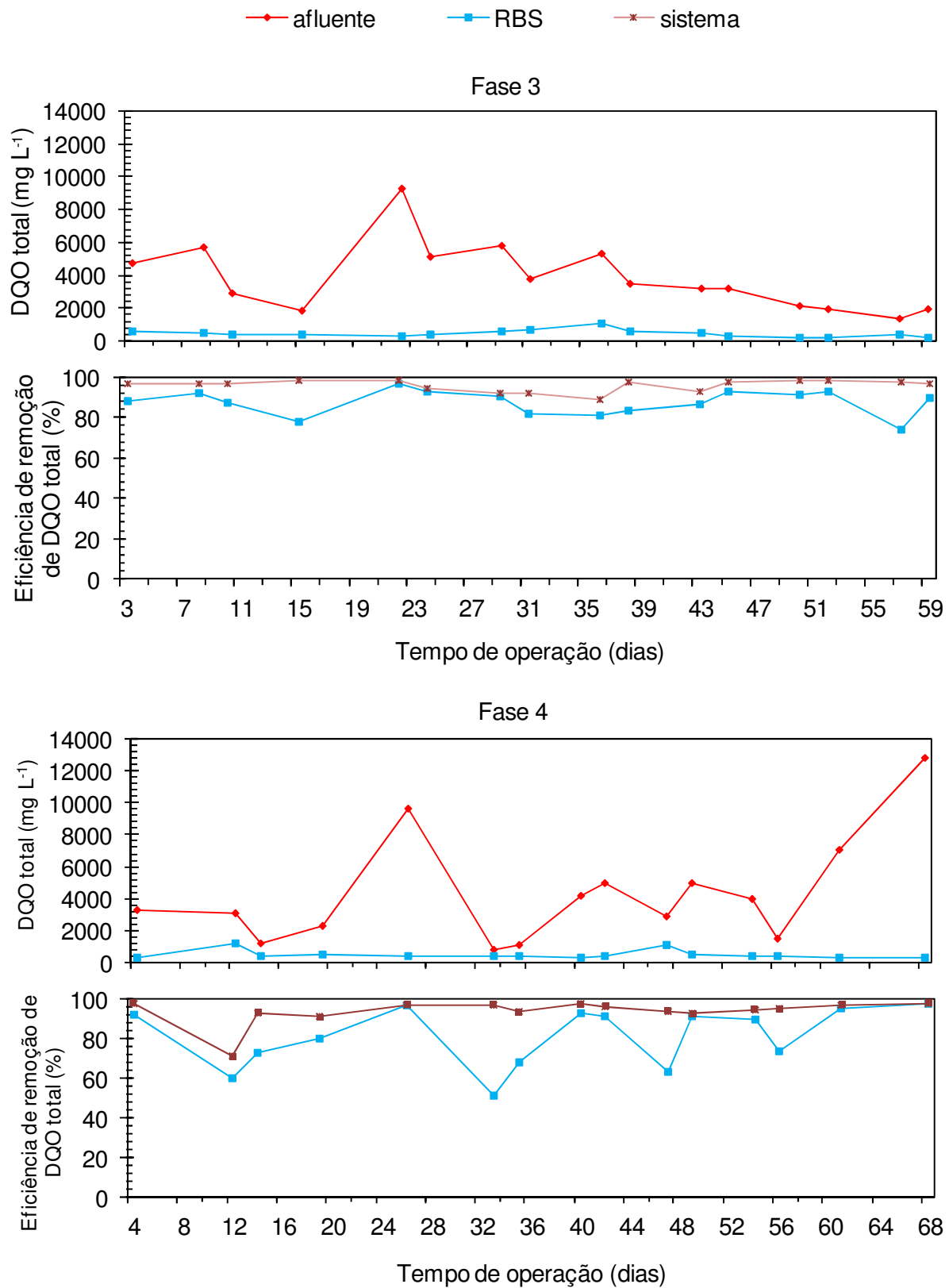


FIGURA 8 (b). Valores de DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.

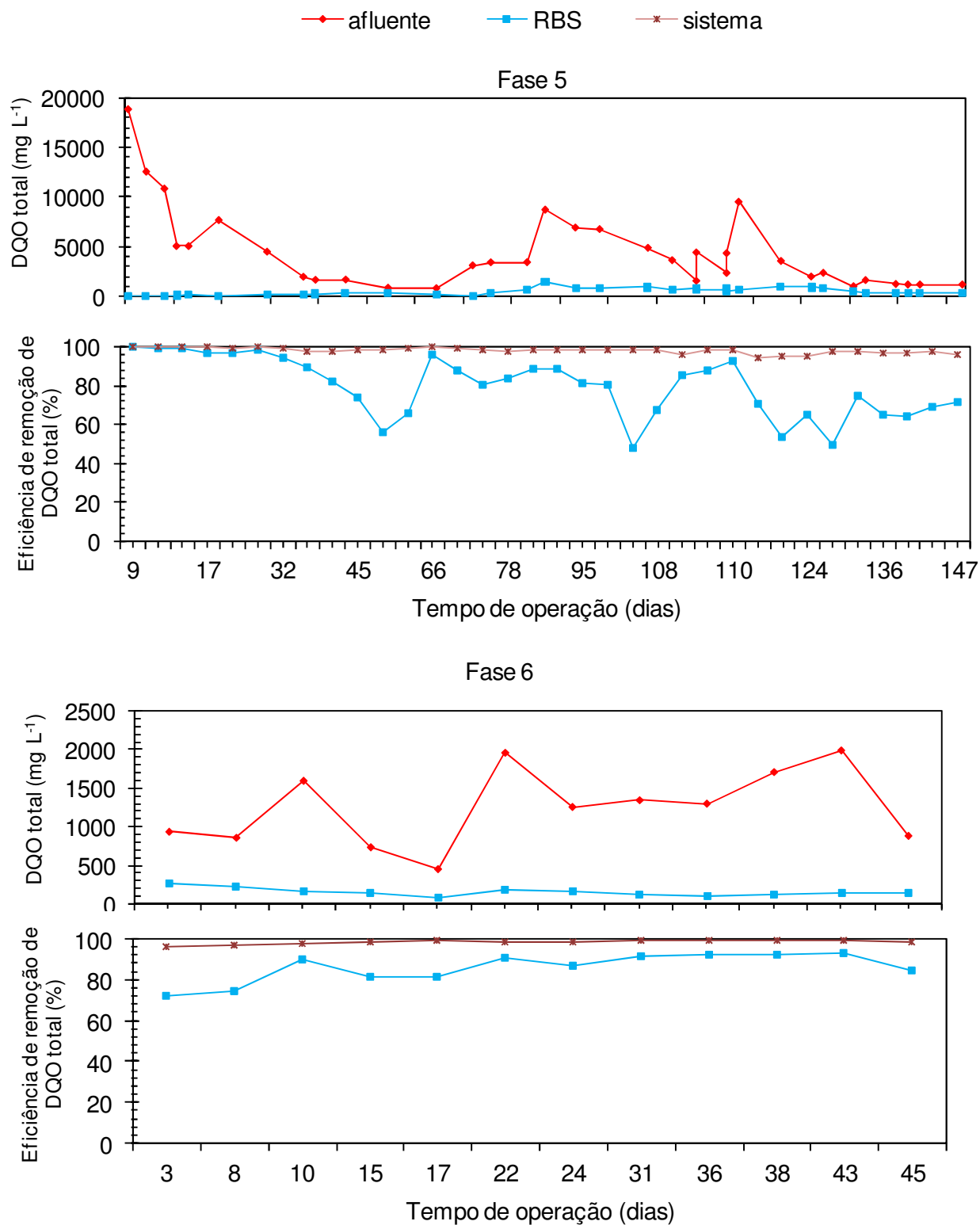


FIGURA 8 (c). Valores da DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6.

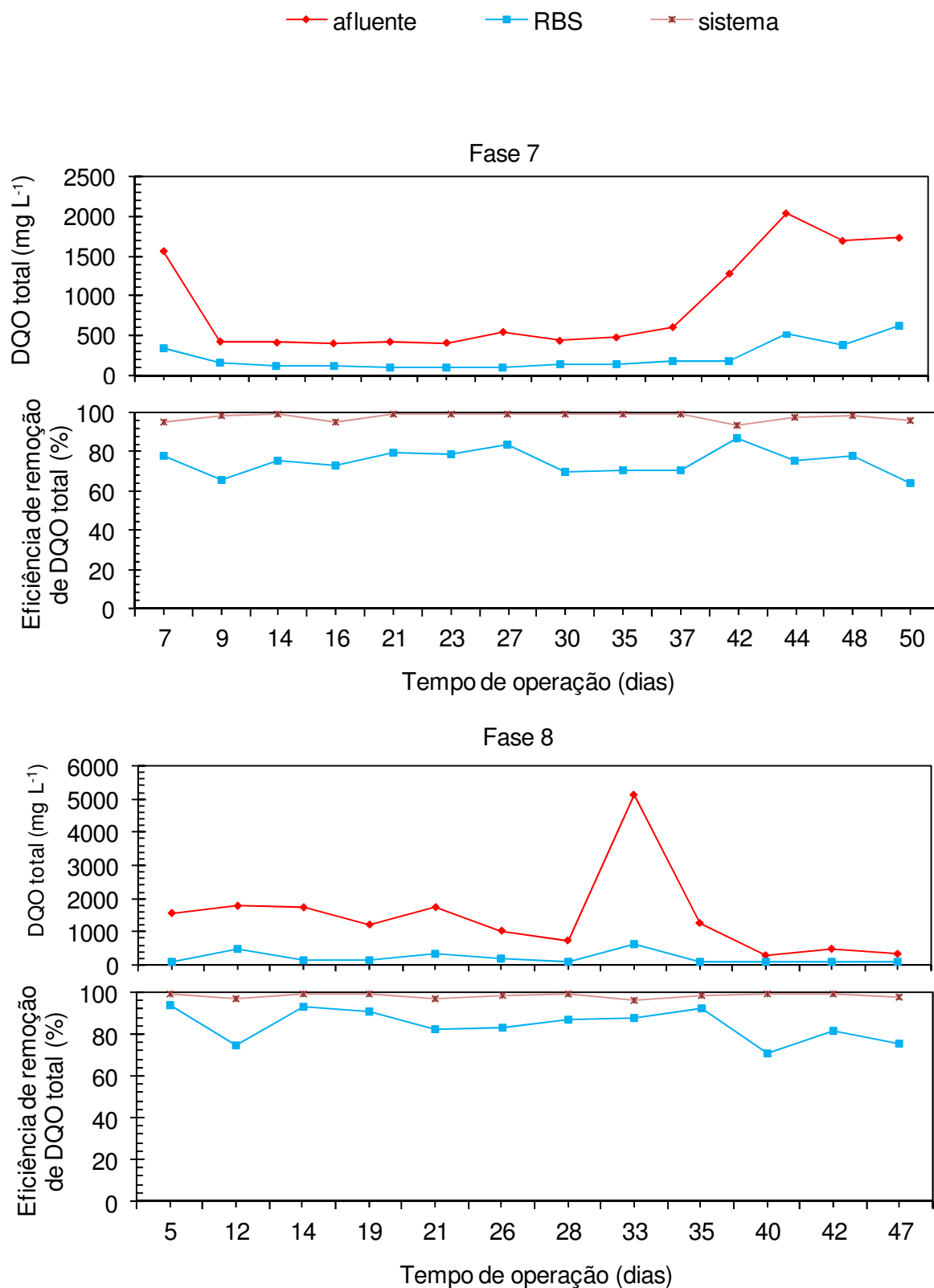


FIGURA 8 (d). Valores da DQO total do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO total no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8.

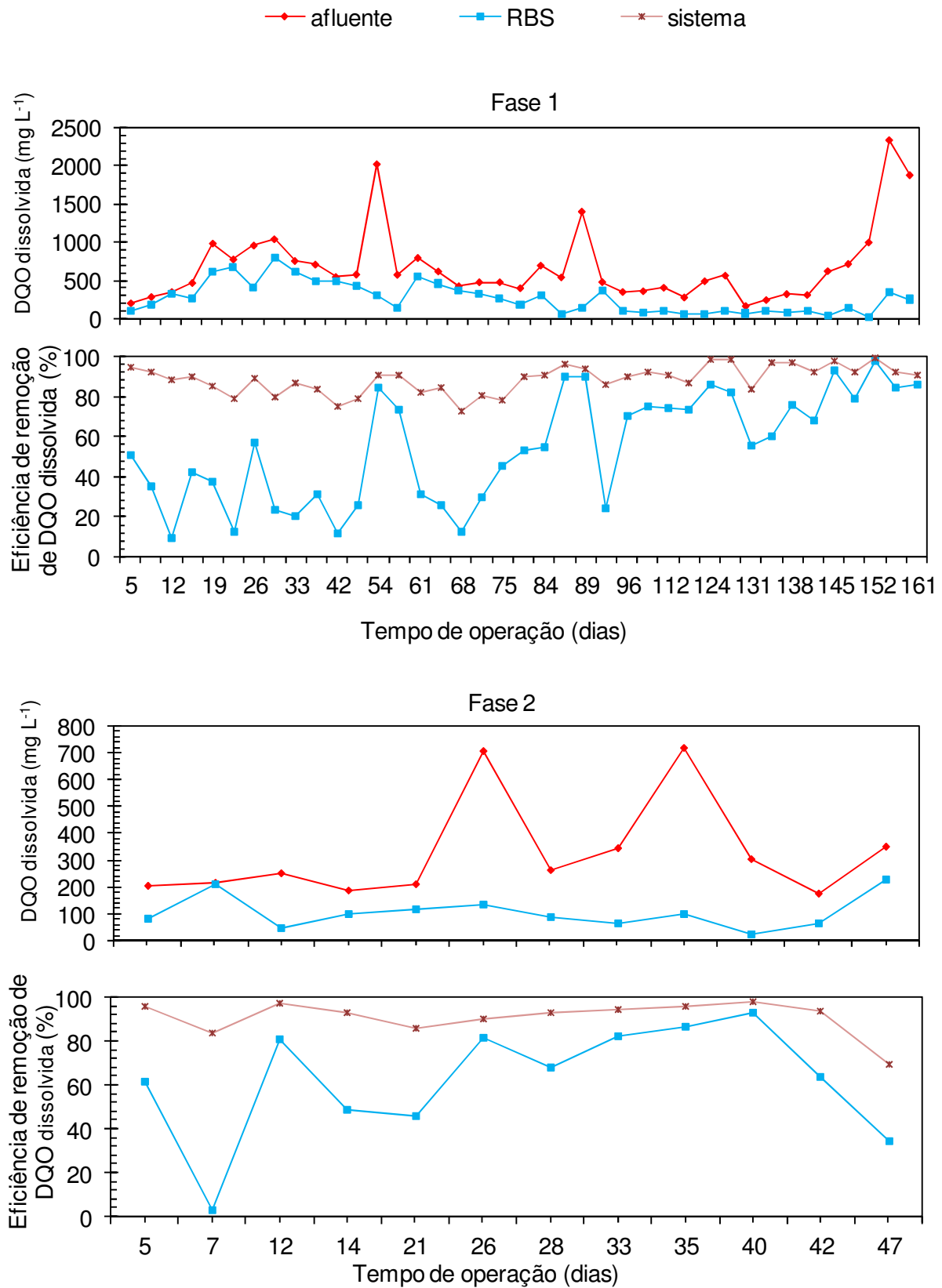


FIGURA 9 (a). Valores da DQO total dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1 e 2.

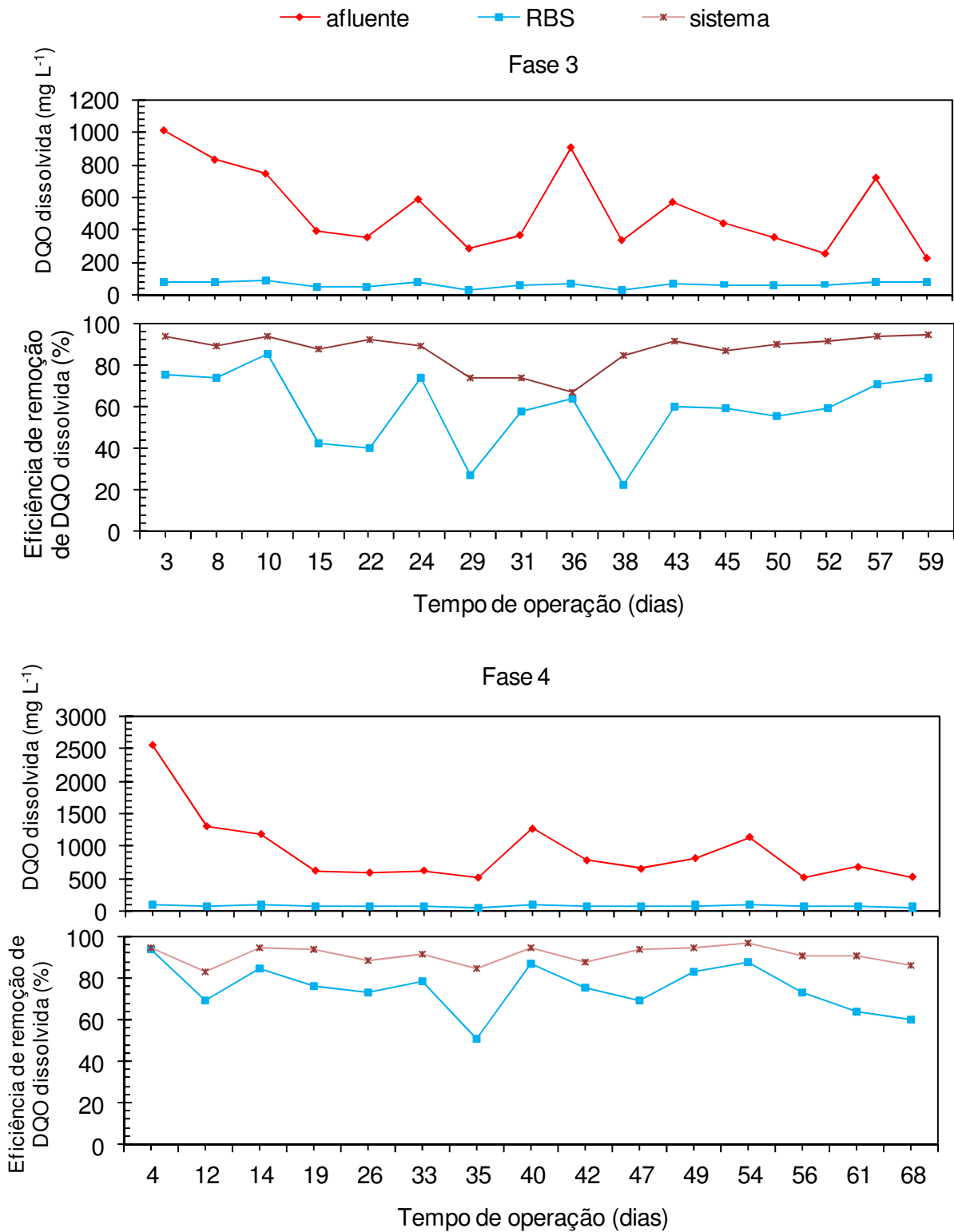


FIGURA 9 (b). Valores da DQO total dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.

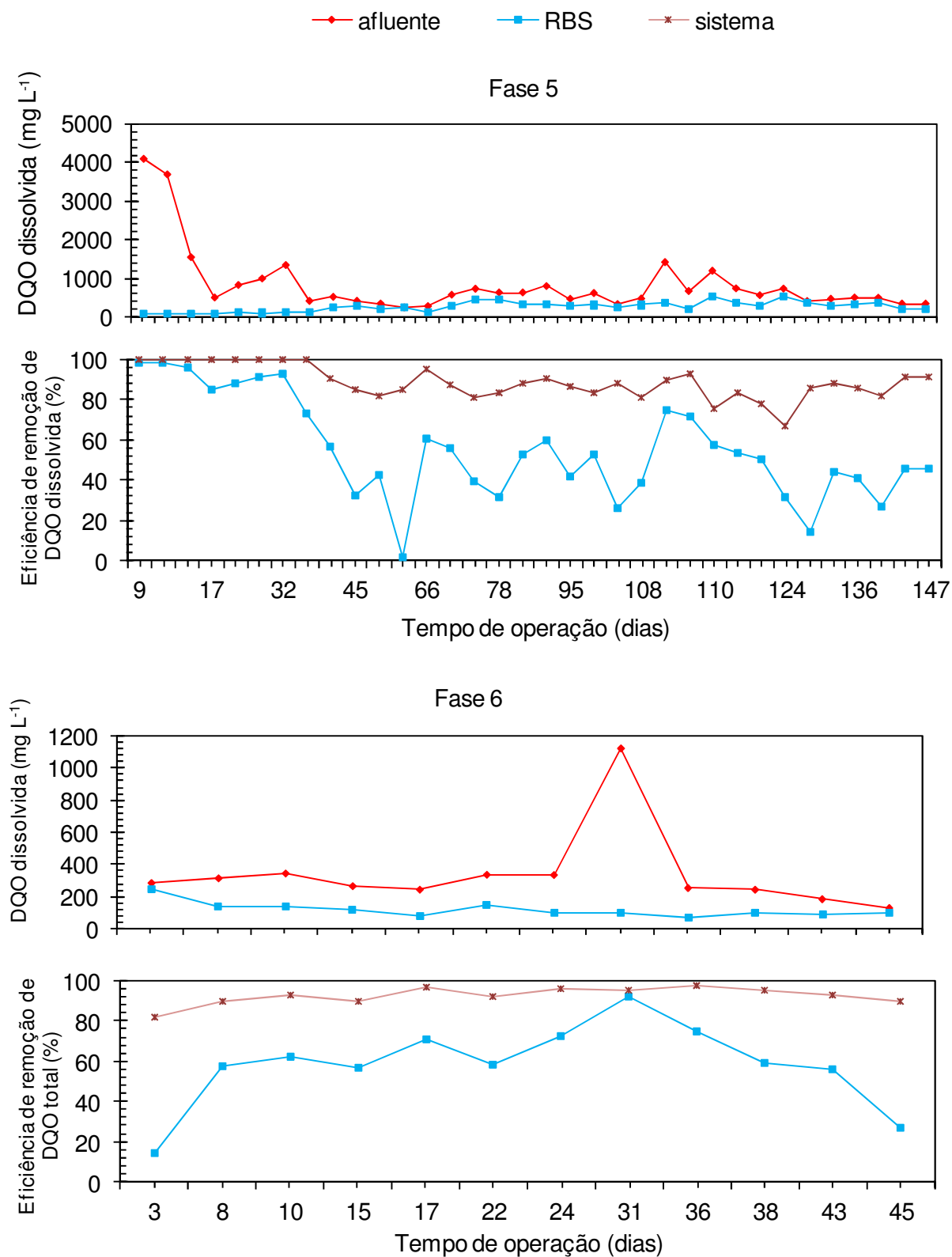


FIGURA 9 (c). Valores da DQO dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6.

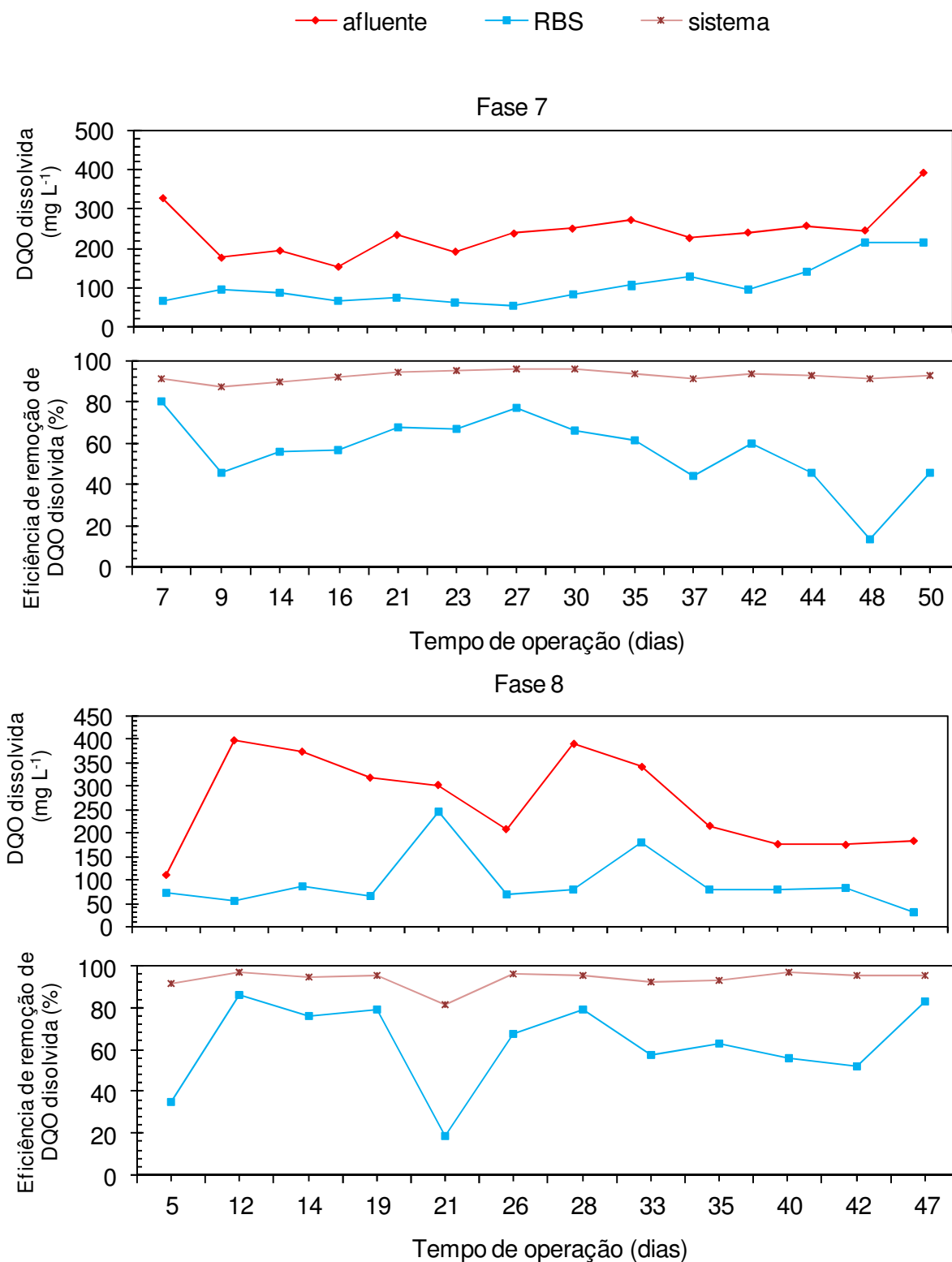


FIGURA 9 (d). Valores da DQO dissolvida do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção de DQO dissolvida no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8

4.3. Sólidos suspensos totais e voláteis

4.3.1 Reatores UASB (R1 e R2)

Na Tabela 9 estão apresentados os valores médios das concentrações de sólidos suspensão totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e dos efluentes e as eficiências de remoção nos reatores UASB, em dois estágios (R1 e R2) obtidos durante os ensaios 1, 2, 3 e 4. A variação desses parâmetros em cada amostragem estão apresentados nas Figuras 10 (a e b) e 11 (a e b).

Os valores médios das concentrações de SST e SSV no afluente foram de 6647, 4941, 10884 e 9021 mg L⁻¹ e de 5289, 3222, 9576 e 7196 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). Os menores ($p < 0,05$) valores ocorreram nos ensaios 1 e 2, e foram em torno de 5 g L⁻¹ de SST e os maiores ($p < 0,05$) nos ensaios 3 e 4, com valores em torno de 10 g L⁻¹.

Os valores médios de SSV no afluente corresponderam a 68, 61, 77 e 77% dos valores médios de SST, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Estes resultados confirmaram que as águas residuárias de suinocultura apresentaram uma composição predominante de material orgânico dos sólidos suspensos.

Os valores médios de SST no efluente do R1 foram de 1369, 1846, 2543 e 826 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). No ensaio 4, a concentração de SST no efluente foi menor ($p < 0,05$) do que no ensaio 3, apesar da utilização de menor TDH (14 h). Isto ocorreu em virtude do período de adaptação do lodo transcorrido entre os ensaios 3 e 4.

Os valores médios de SSV foram de 987, 907, 2074 e 648 mg L⁻¹, e no ensaio 3 foi significativamente ($p < 0,05$) maior do que nos demais ensaios. Os valores de SSV no efluente do R1 corresponderam de 48 a 86% dos SST.

As eficiências médias de remoção de SST no R1, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, foram, respectivamente, de 79, 56, 66 e 90%. Nos ensaios 2 e 3, os valores médios foram significativamente ($p < 0,05$) menores do que os ensaios 1 e 4. Para as eficiências de SSV, os valores médios foram de 78, 60, 67 e 89%, e assim como para o SST, nos ensaios 2 e 3, foram significativamente ($p < 0,05$) menores do que nos ensaios 1 e 4.

Resultados semelhantes foram observados por SCHOENHALS et al. (2007), os quais avaliaram o desempenho de dois reatores UASB operados em escala real com volume de 27,5 m³, tratando águas residuárias de suinocultura com SST variando 1600 e 3330 mg L⁻¹ e DQO de 6750 a 13525 mg L⁻¹, com TDH de 15,7 h. Os autores observaram eficiências máximas de remoção para SST e DQO de 72,5 e 40,0%, respectivamente.

CAMPOS et al. (2005) trataram águas residuárias de suinocultura com DQO total de 1806 mgL⁻¹ e ST de 1810 mgL⁻¹ em reator UASB com COV de 1,42 g DQO_{total} (L d)⁻¹, em escala laboratorial (11,7 L) e em temperatura mesofílica (27°C), obtiveram eficiências de remoção médias de DQO total e ST de 84 e 58%, respectivamente. O funcionamento do reator foi estável, com boas condições de tamponamento, retenção e digestibilidade de sólidos, demonstrando que os parâmetros de operação adotados permitiram o bom desempenho do sistema.

TABELA 9. Valores médios e coeficiente de variação (cv) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) no afluente e efluentes e eficiências de remoção, obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios, com os reatores UASB (R1 e R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
COV (g DQO total (L d ⁻¹))	R1	11 c	19 b	18 bc	26 a	50	10,7**
	R2	5 b	15 a	12 a	7 b	59	14,6**
SST (mg L ⁻¹)	Afluente	8.578 ab	5.275 b	11.511 a	9.290 ab	70	6,5**
	R1	1.369 bc	1.846 ab	2.543 a	826 c	59	15,7**
	R2	493 b	1.851 a	1.442 a	361 b	62	28,3**
SSV (mg L ⁻¹)	Afluente	5.289 bc	3.222 c	9.576 a	7.196 ab	77	10,6**
	R1	987 b	907 b	2.074 a	648 b	65	19,7**
	R2	328 b	863 a	1.125 a	276 b	79	15,9**
E (%)							
SST	R1	79 a	56 b	66 b	90 a	37	20,7**
	R2	55 a	13 b	44 a	53 a	51	20,5**
	R1+ R2	92 a	54 c	83 b	96 a	14	59,4**
SSV	R1	78 a	60 b	67 b	89 a	26	12,3**
	R2	56 a	25 b	48 a	53 a	60	5,8**
	R1+ R2	91 a	64 b	84 b	96 a	16	26,0**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

Mesmo com SST do afluente maior, de 4941 a 10844 mg L⁻¹, neste trabalho foi possível obter eficiências de remoção superior no R1 (de 79 e 90%), em virtude do longo período de operação dos reatores UASB.

Com a diminuição do TDH de 28 h (ensaio 3) para 14 h (ensaio 4), verificou-se no R1, aumento da eficiência média de remoção de SST de 66 para 90%. Resultados semelhantes foram observados por ABREU NETO (2007) tratando águas residuárias de suinocultura em reator anaeróbio compartimentado (ABR), na câmara 1, onde verificou que com a diminuição do TDH de 36 para 24 h, houve aumento significativo (p<0,05) de

remoção de SST com valor médio de 58 para 82%. Resultados similares também observado por SILVA & NOUR (2005) tratando esgoto doméstico com SST de 279 mg L⁻¹ em reator ABR (2000 L) com a diminuição do TDH de 12 para 8 h, observaram aumento da eficiência de remoção de SST de 48 para 54%.

Os valores médios de SST no efluente do R2 foram de 493, 1851, 1442 e 361 mg L⁻¹ e de SSV foram de 328, 863, 1125 e 276 mg L⁻¹ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Nos ensaios 2 e 3, os valores foram significativamente ($p < 0,01$) maiores do que os ensaios 1 e 4. O SSV no efluente do R2 correspondeu de 68 a 77% dos SST.

No R2, as eficiências médias de remoção de SST e SSV nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 55, 13, 44 e 53% e de 56, 25, 48 e 53%, respectivamente. Entre os ensaios 1, 3 e 4 (de 44 e 56%) não houve diferença significativa ($p > 0,05$), mesmo com COV (de 5 a 12 g DQO total (L d⁻¹)). No ensaio 2, as eficiências médias de remoção de SST e SSV foram as menores ($p < 0,05$) de 13 e 25%, respectivamente.

Os valores negativos de eficiência de remoção de SST e SSV no R2, no ensaio 2, (ausência de pontos na Figura 10a) foram em virtude, principalmente, do arraste dos sólidos orgânicos em todo o período em decorrência do primeiro aumento da velocidade ascensional de 0,37 para 0,74 m h⁻¹, provocar “seleção” do lodo arrastando os sólidos suspensos mais leves. Também, com o aumento da produção de biogás, houve aumento da turbulência e também provavelmente ocorreu a formação de “bolsões” resultante do acúmulo de gás na manta de lodo. Esse fenômeno foi verificado por CARVALHO (2006) utilizando reator UASB (160 L) com TDH de 10 h, no tratamento de esgoto sanitário doméstico com concentrações de SST variando de 64 a 117 mg L⁻¹, observou baixos valores de eficiência de remoção de SST e SSV de 31 e 36%, respectivamente. A autora concluiu que a média da eficiência de remoção da matéria orgânica não foi representativa nesse período uma vez que o reator foi prejudicado pelo arraste de sólidos no efluente.

Nesse reator (R2) ocorreram as menores eficiências de remoção de SST e SSV, entretanto, houve contribuição, principalmente, durante os ensaios 1, 3 e 4, para a manutenção da estabilidade e das altas eficiências de remoção no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2), evidenciando a vantagem de aplicar o processo anaeróbio em dois estágios para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com altas concentrações de sólidos suspensos.

Para o conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2), as eficiências médias de remoção de SST e SSV nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, 92, 54, 83 e 96% e de 91, 64, 84 e 96%. No ensaio 2 ocorreram e diferiram significativamente ($p < 0,01$) os menores ($p < 0,05$) valores de eficiência de remoção de SST e a maior produção de biogás

(Tabela 11). A diferença deveu-se ao maior valor de COV no R2, provocando aumento da produção de biogás e intensificação da mistura e arraste de sólidos suspensos mais leves do lodo.

Comparando o ensaio 1, com os resultados obtidos por SANTANA & OLIVEIRA (2005), observou-se similaridade, quando operaram reatores UASB em dois estágios, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST de 4300 a 7131 mg L⁻¹, com TDH de 48 e 24 h no primeiro reator e de 12 a 6 h no segundo reator, respectivamente, e observaram eficiências de remoção de SST de 86 e 87%. PEREIRA (2003), operando reatores UASB de bancada em dois estágios, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST de 5000 a 5490 com TDH de 31 e 16 h no primeiro reator (R1) e de 8 e 4 h no segundo reator (R2), respectivamente, obteve remoções de SST, para o conjunto de reatores em dois estágios (R1 +R2) de 94 e 73%. FERNANDES & OLIVEIRA (2006) com concentrações médias de SST no afluente em torno de 6000 mg L⁻¹ e TDH de 28 e 18 h no primeiro reator (ABR) e 6,5 e 4 h no segundo reator (UASB), obtiveram valores médios de eficiência de remoção de SST de 86 e 94% no conjunto de reatores em dois estágios (ABR + UASB) no tratando as águas residuárias de suinocultura.

Nos ensaios 3 e 4, os resultados foram semelhantes aos de ABREU NETO (2007), que utilizou reatores anaeróbios em dois estágios (ABR +UASB) no tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST de 11866 e 10436 mg L⁻¹ com TDH de 36 e 24 h no primeiro reator (ABR) e 8,2 e 5,4 h no segundo reator (UASB), e obteve remoções médias de SST de 86 e 94% para o conjunto de reatores em dois estágios (ABR+UASB).

RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST de 13 g L⁻¹ em reatores UASB (R1) com TDH de 36 h e COV de 13 g DQO total (L d⁻¹) no R1, obteve eficiências médias de remoção de SST de 82% e de SSV de 85% no R1. DUDA (2006), aplicando TDH de 36 h e COV de 13 g DQO total (L d⁻¹) em RBS anaeróbio em dois estágios (R1 e R2), alimentado com afluente com SST de 10 g L⁻¹, observou eficiências de remoção de SST de 80% e SSV de 77% no R1.

Nos trabalhos de PEREIRA (2003), RAMIRES (2005), SANTANA & OLIVEIRA (2005), FERNANDES & OLIVEIRA (2006) e ABREU NETO (2007) foram utilizados reatores anaeróbios em dois estágios cujas proporções entre o volume do primeiro e segundo reatores variava de 3,7 a 4,8:1,0. Neste trabalho a relação foi de 2,4:1,0 e os resultados obtidos nos ensaios 1, 3 e 4 demonstraram, que após a adaptação do lodo às velocidades ascensionais, no R1 de 0,09 e 0,19 m h⁻¹; e no R2 de 0,37 e 0,74 m h⁻¹; foi

possível obter eficiências de remoção de SST similares ou superiores, com TDH menores, de 39 e 20 h nos reatores UASB em dois estágios (R1 + R2).

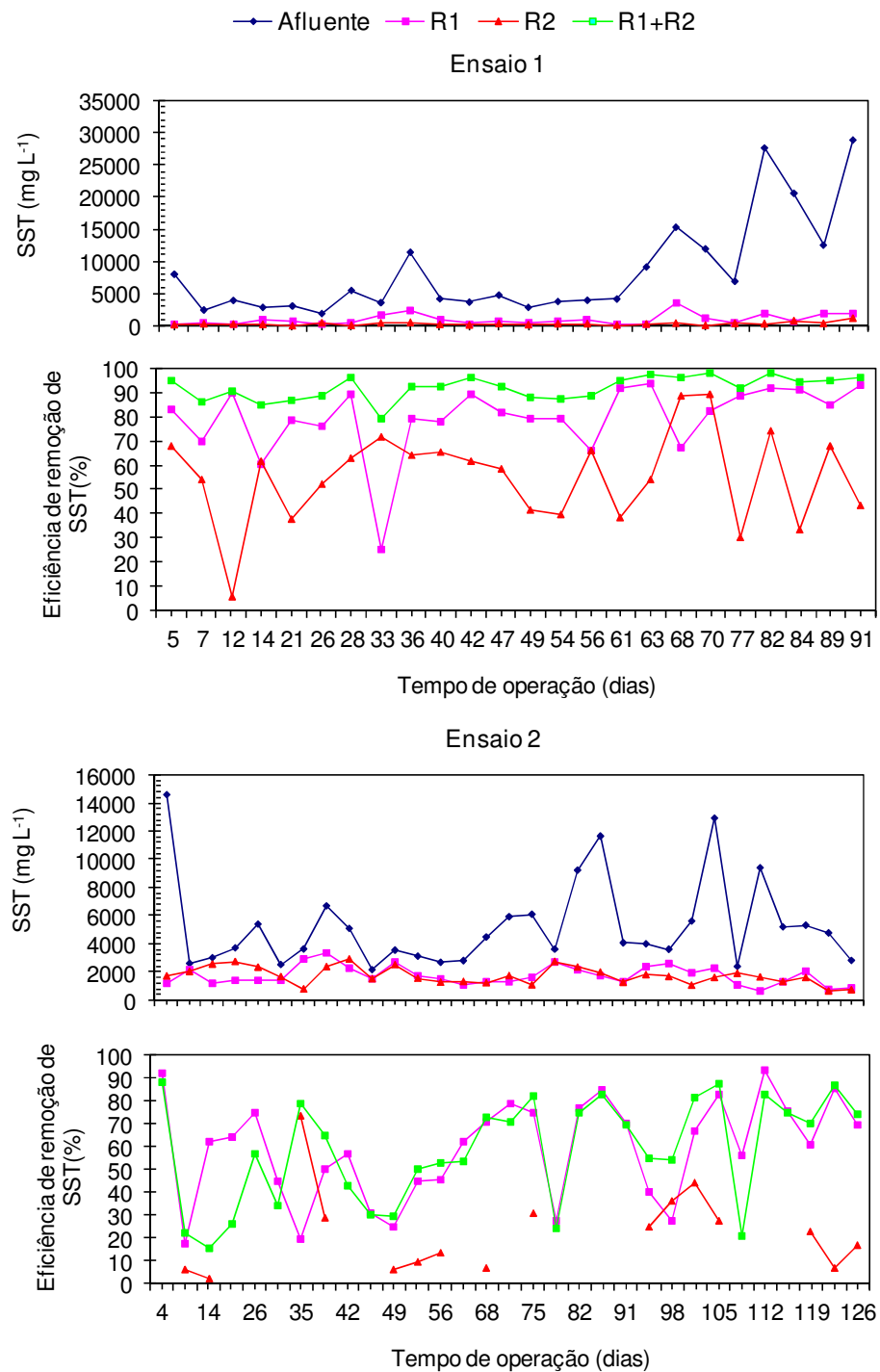


FIGURA 10 (a). Concentrações de SST do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SST no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 1 e 2.

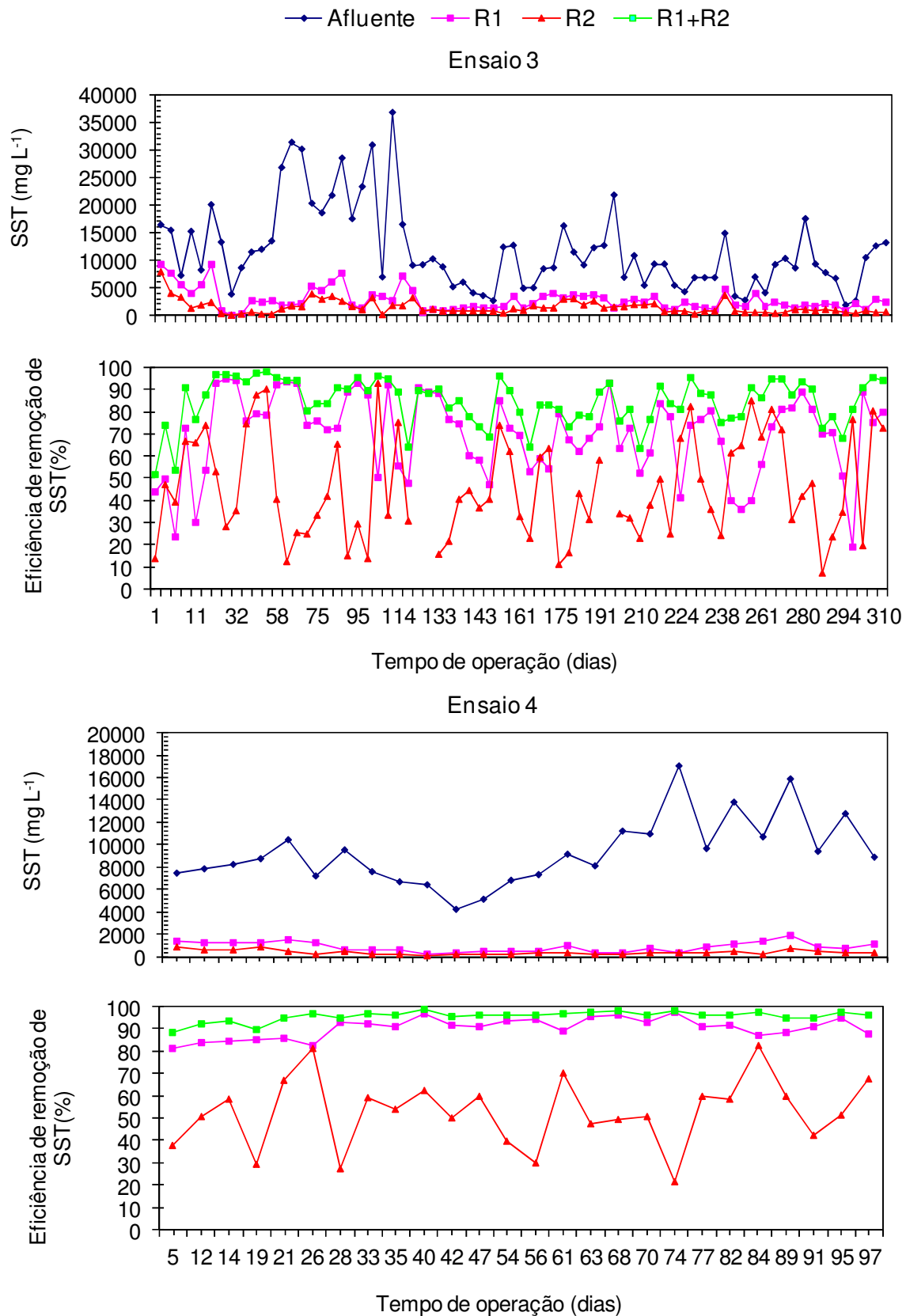


FIGURA 10 (b). Concentrações de SST do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SST no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.

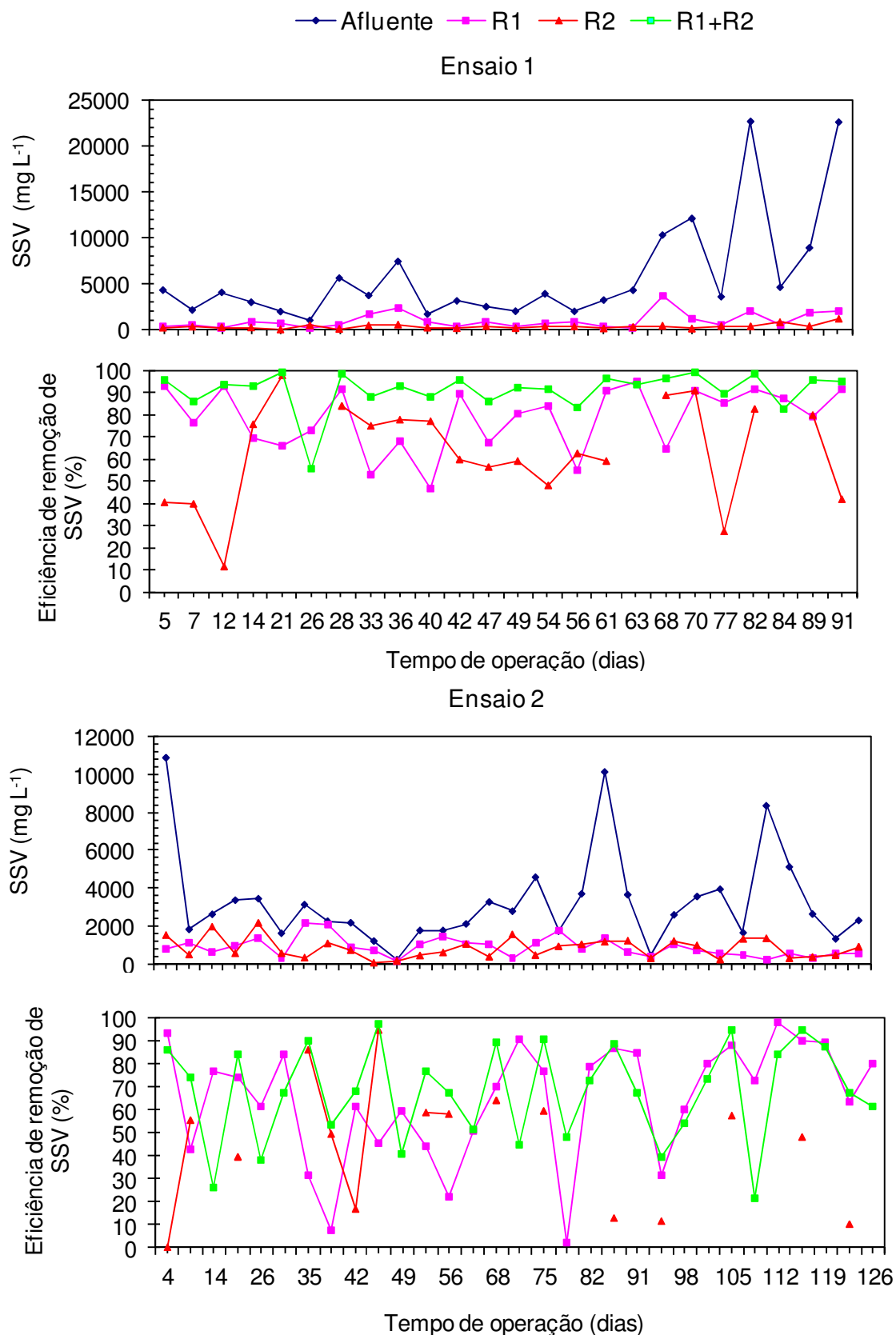


FIGURA 11 (a). Concentrações de SSV do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SSV no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 1 e 2.

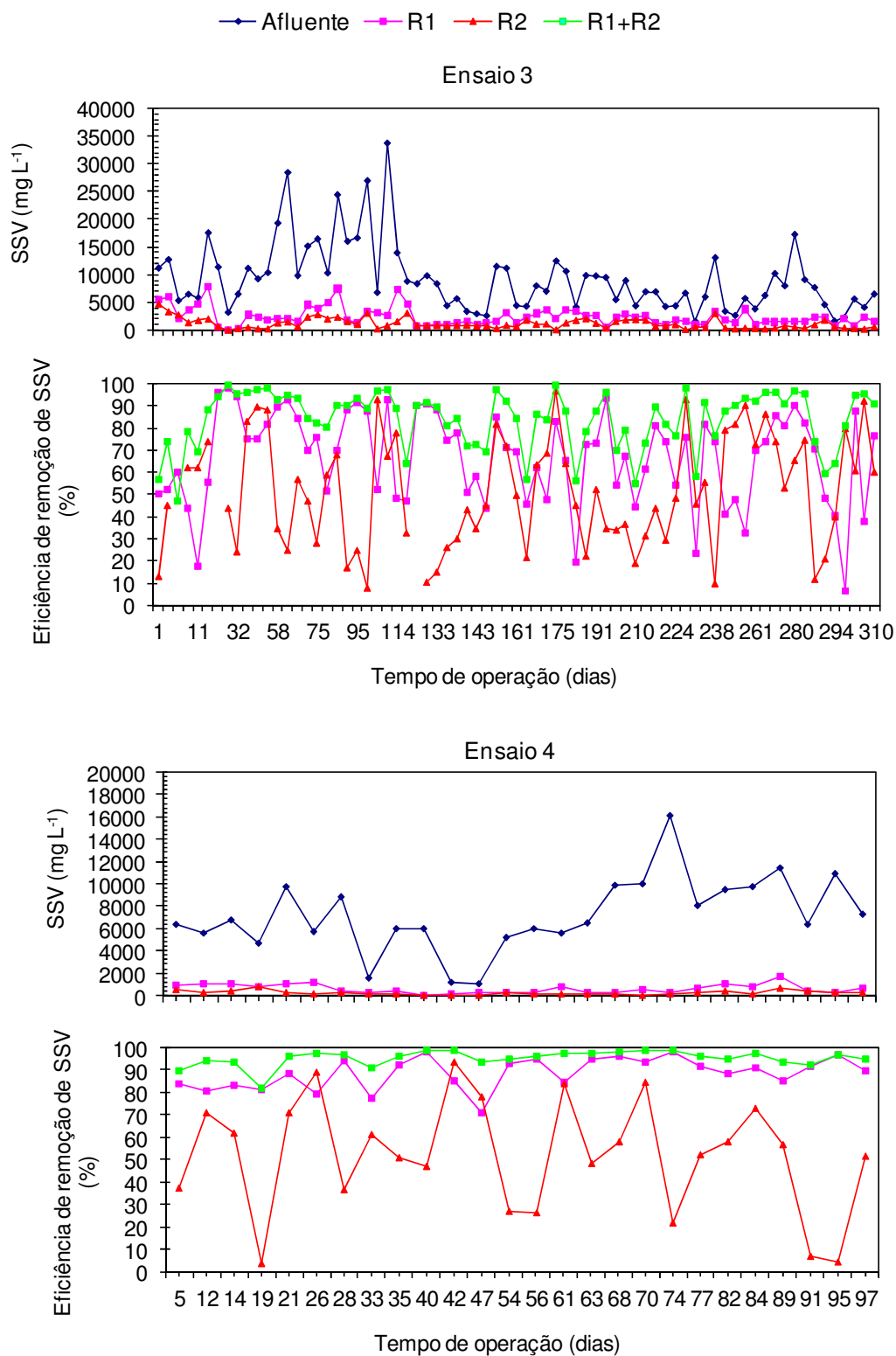


FIGURA 11 (b). Concentrações de SSV do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e eficiências de remoção de SSV no R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) durante os ensaios 3 e 4.

4.3.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)

Os valores médios das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV) do afluente e do efluente e das eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8 estão apresentados na Tabela 10. Nas Figuras 12 (a, b, c, d) e 13 (a, b, c, d) estão os valores de SST e SSV obtidos em cada amostragem.

As concentrações de SST no afluente e no efluente do RBS foram de 1263, 417, 1570, 1902, 1542, 569, 348 e 414 mg L⁻¹, e de 115, 40, 73, 172, 137, 30, 30 e 35 mg L⁻¹, respectivamente, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). Para os SSV os valores foram de 903, 263, 830, 774, 1247, 325, 206 e 290 mg L⁻¹ e de 85, 21, 55, 160, 136, 24, 17 e 20 mg L⁻¹ no afluente e efluente, respectivamente, e assim como para os SST, diferiram significativamente ($p < 0,01$) entre as fases. As menores ($p < 0,05$) concentrações de SSV no efluente de 17 a 24 mg L⁻¹, ocorreram nos ensaios 2, 6, 7 e 8, com COV de 0,4 a 1,2 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no RBS, e as menores ($p < 0,05$) concentrações no afluente. Nas fases 1, 3, 4 e 5 a COV variou de 1,3 a 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹.

Assim, a qualidade do efluente foi influenciada pela COV. Em condições similares de COV de 1,0 a 1,4 g DQO_{total} (L d)⁻¹, nas fases 1 e 5; 2, 6 e 8, a operação com 2 ciclos diários (fases 2, 6 e 8) resultou em efluente com menor ($p < 0,05$) concentração de SSV.

A relação SSV/SST no afluente do RBS variou de 0,41 a 0,80 e no efluente variou de 0,52 a 0,99, observa-se que a relação SSV/SST no RBS encontra-se próxima da faixa (de 0,75 a 0,77) apresentada em literatura para boas remoções da fração orgânica (VON SPERLING, 2005).

As eficiências médias de remoção de SST e SSV no RBS variaram de 88 a 93% e de 89 a 94%, respectivamente, e não diferiram entre as fases ($p > 0,05$). Assim, a utilização do RBS como pós-tratamento do efluente de reator UASB, mesmo com as variações significativas ($p < 0,05$) da concentração de SST do afluente, foi possível obter eficiências de remoção de SST estáveis e acima de 88%, durante todas as fases de operação.

No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) as eficiências médias de remoção de SST e SSV variaram de 96 a 99% e de 95 a 99%, respectivamente, e não diferiram significativamente ($p > 0,05$).

Comportamento similar, com relação à pouca variação e as altas eficiências da remoção de DQO e de SST, também foi verificado em outros trabalhos com sistemas de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio, com diferentes configurações e condições operacionais.

ZHANG et al. (2006) utilizaram afluente (águas residuárias de suinocultura) com

SST de $1,86 \text{ g L}^{-1}$ em RBS (com fases anaeróbias, anóxicas e aeróbia) com TDH de 3,3 d e obtiveram eficiências de remoção de SST de 90,3% e de SSV de 92,6%.

TABELA 10 Valores médios e coeficiente de variação (cv) das concentrações de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV) no afluente e efluente, e das eficiências de remoção, obtidos durante a operação do reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	COV	SST				SSV			
	$\text{g DQO}_{\text{total}} (\text{L d})^{-1}$	mg L^{-1}		Eficiência (%)		mg L^{-1}		Eficiência (%)	
		afluente	efluente	RBS	sistema	afluente	efluente	RBS	sistema
1	1,3 b	1.263 ab	115 ab	90 a	98 a	903 ab	85 a	90 a	98 a
2	1,2 b	417 c	40 ab	91 a	99 a	263 c	21 b	89 a	99 a
3	1,9 b	1.570 a	73 ab	93 a	98 a	830 abc	55 a	94 a	97 a
4	3,6 a	1.902 a	172 a	90 a	96 a	774 abc	160 a	89 a	95 a
5	1,4 b	1.542 a	137 ab	88 a	98 a	1.247 a	136 a	90 a	99 a
6	1,0 b	569 bc	30 b	90 a	99 a	325 bc	24 b	91 a	99 a
7	0,4 b	348 c	30 b	93 a	99 a	206 c	17 b	91 a	99 a
8	1,2 b	414 c	35 ab	92 a	99 a	290 c	20 b	92 a	99 a
cv (%)	89,9	61,8	127,3	10,3	7,3	80,3	194,0	9,9	9,7
Teste F	4,9**	12,2**	3,3**	0,7 ns	1,8 ns	6,9**	2,2*	0,4 ns	1,9 ns

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

TORRES & FORESTI (2001), utilizando UASB-RBS, com TDH de 6 h no UASB, obtiveram eficiências de remoção de SST de 84% com aeração de 2 h e 86% com 10 h de aeração, com concentrações médias de SST no afluente (esgoto sintético) variando de 44 a 131 mg L^{-1} . OBAJA et al. (2005) avaliaram RBS, em escala de bancada com volume de 3 L, com TDH de 0,87 d e com ciclos de 4, 8, 12 e 24 h por dia, para a remoção biológica de nitrogênio e fósforo de águas residuárias de suinocultura, brutas e diluídas, com concentrações de SST de 3,10 e $2,58 \text{ g L}^{-1}$ e de DQO total de 7450 e 3085 mg L^{-1} , respectivamente, e observaram eficiências de remoção de 99,8% para o nitrogênio e 97,8% para o fósforo.

Neste trabalho com o RBS operado com maiores concentrações de SST e menores TDH, foram observados eficiências de remoção de SST e SSV, superiores aos observados pelos autores.

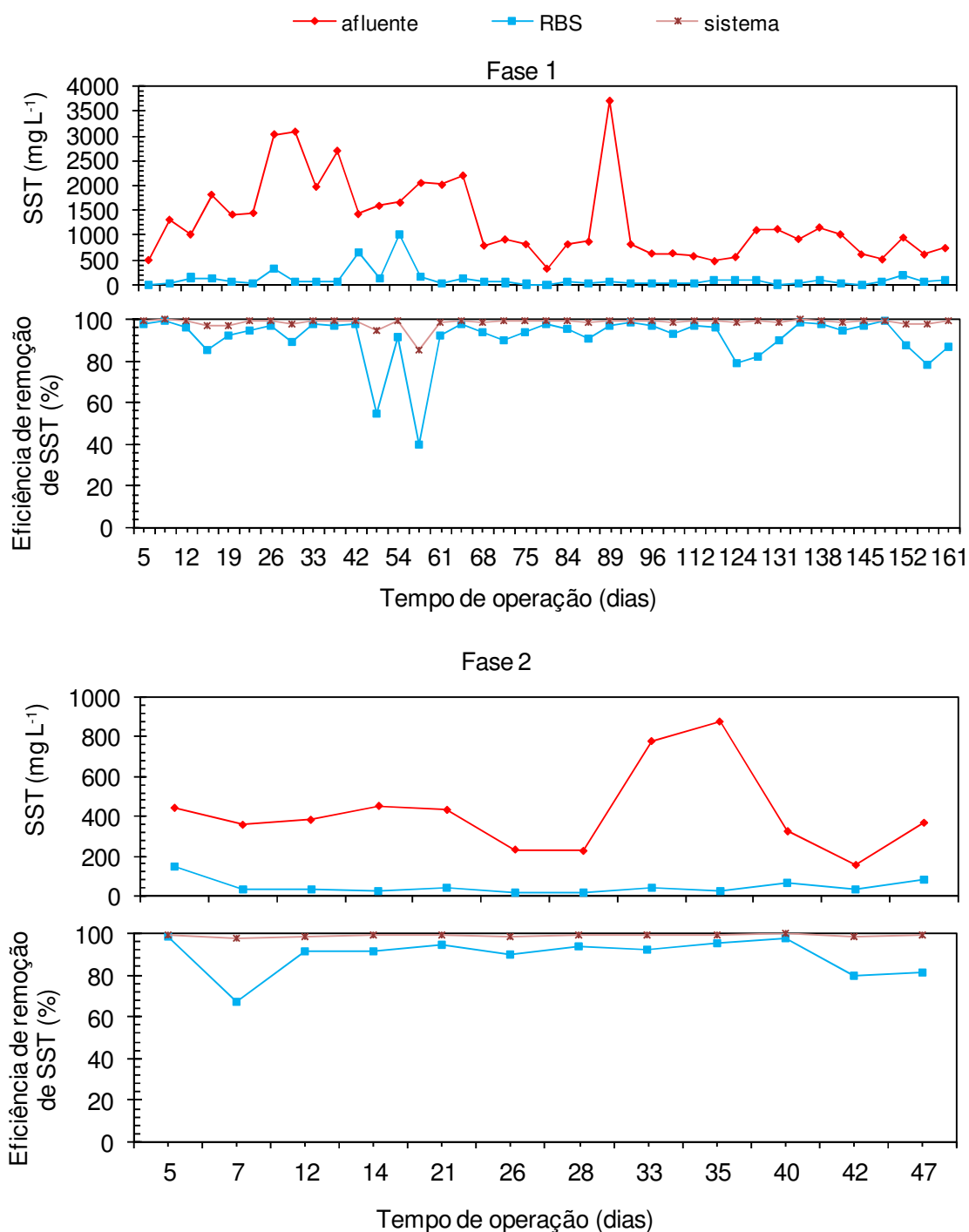


FIGURA 12 (a). Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1 e 2.

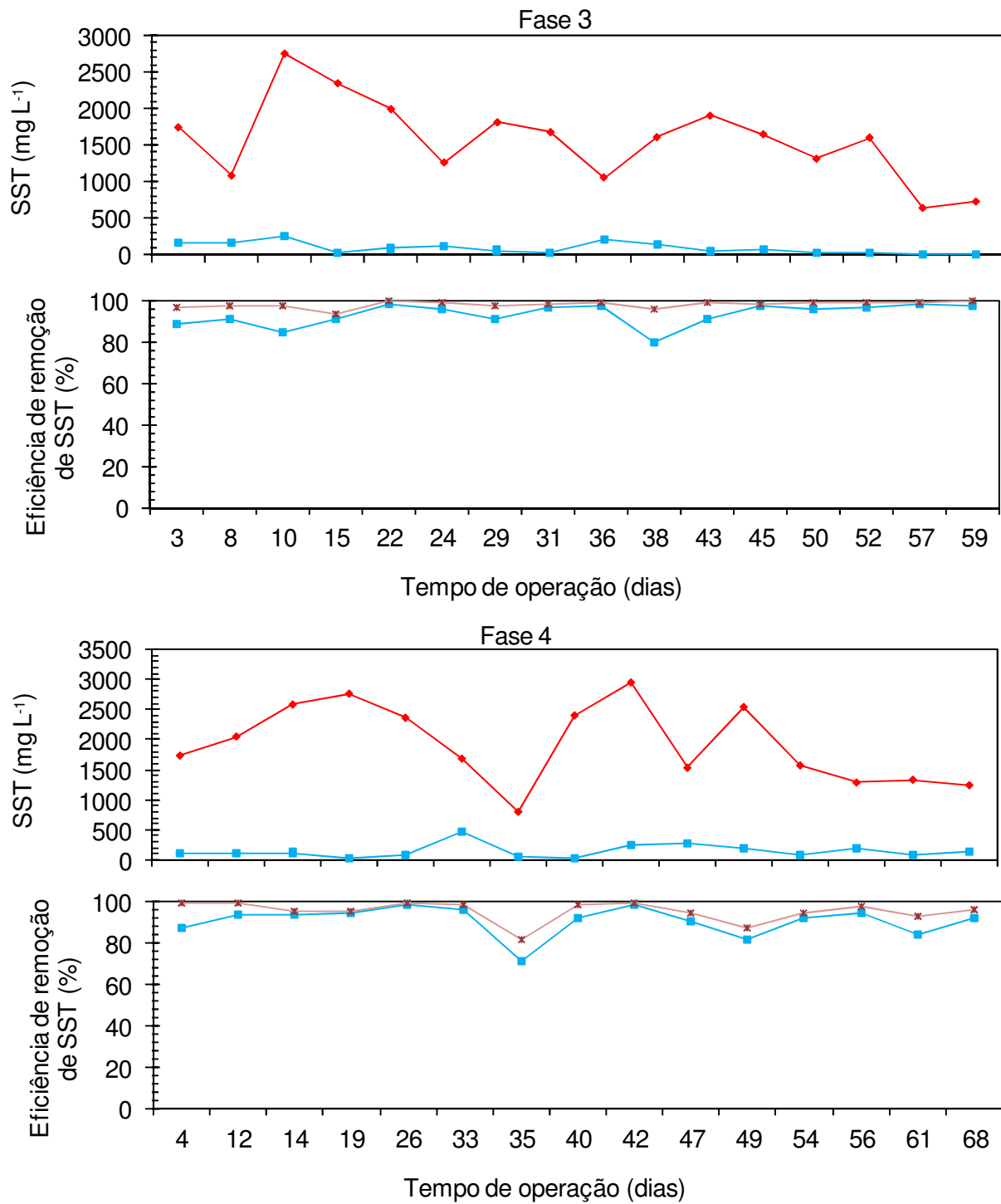


FIGURA 12 (b). Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.

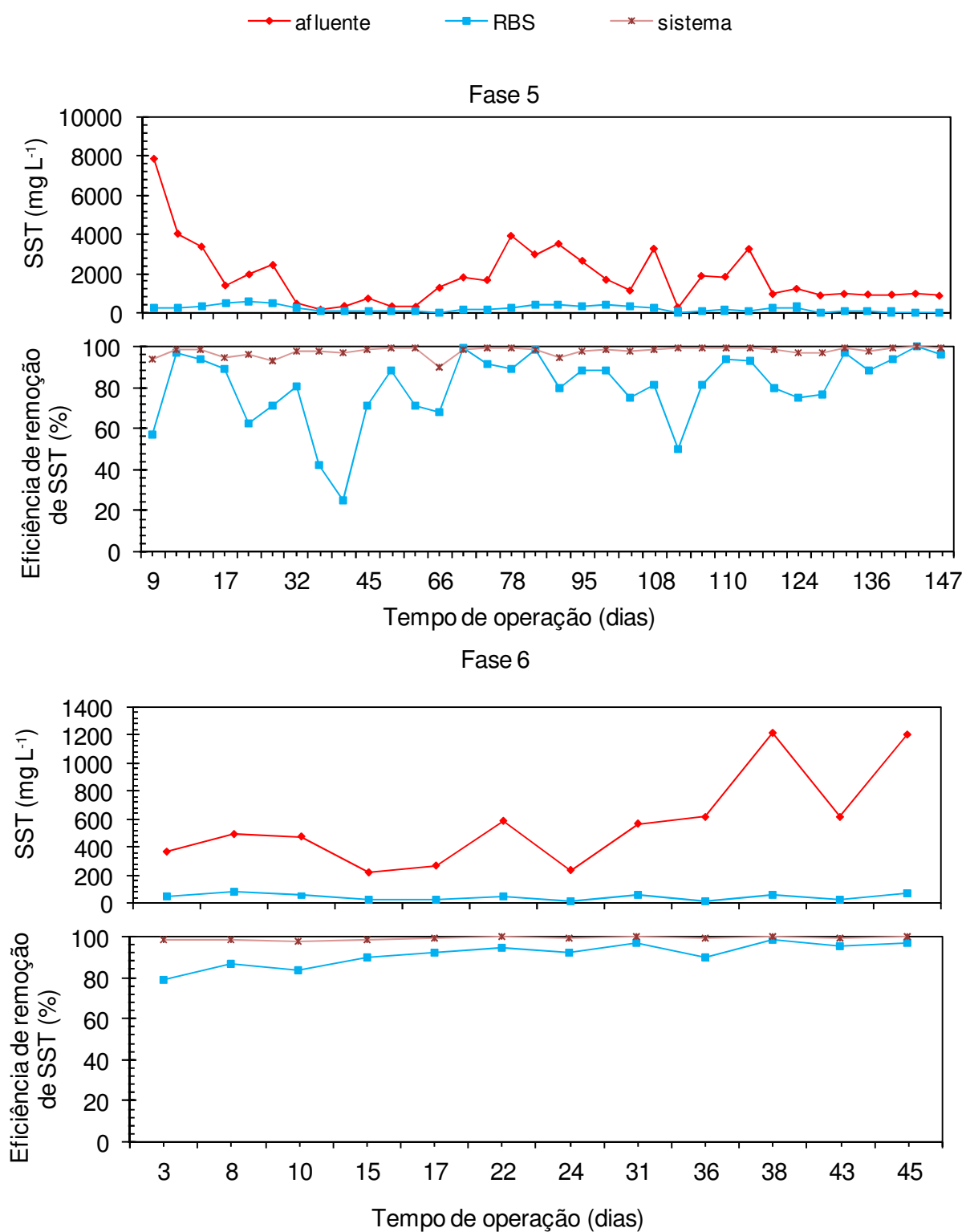


FIGURA 12 (c). Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6

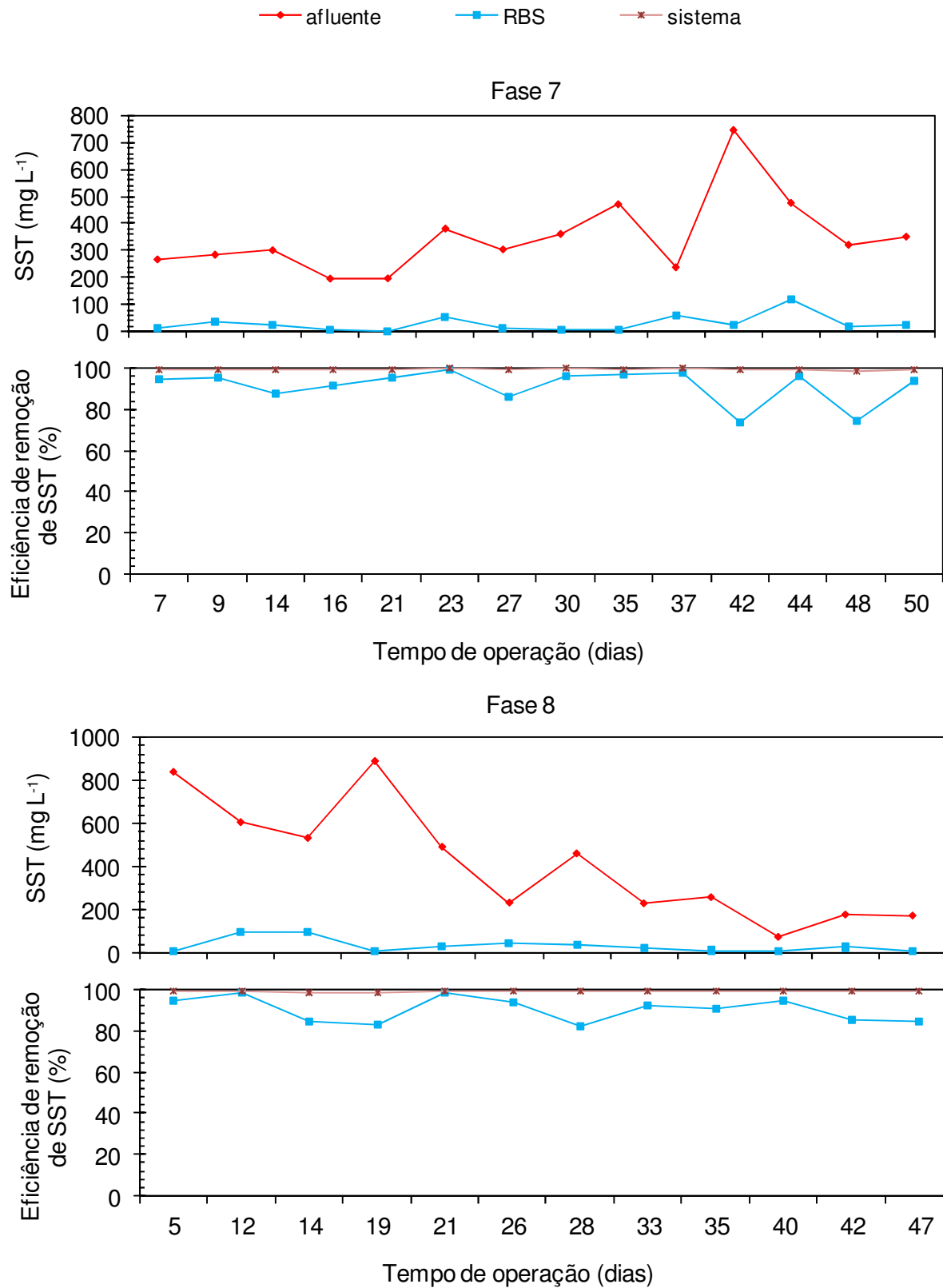


FIGURA 12 (d). Concentrações de SST do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8.

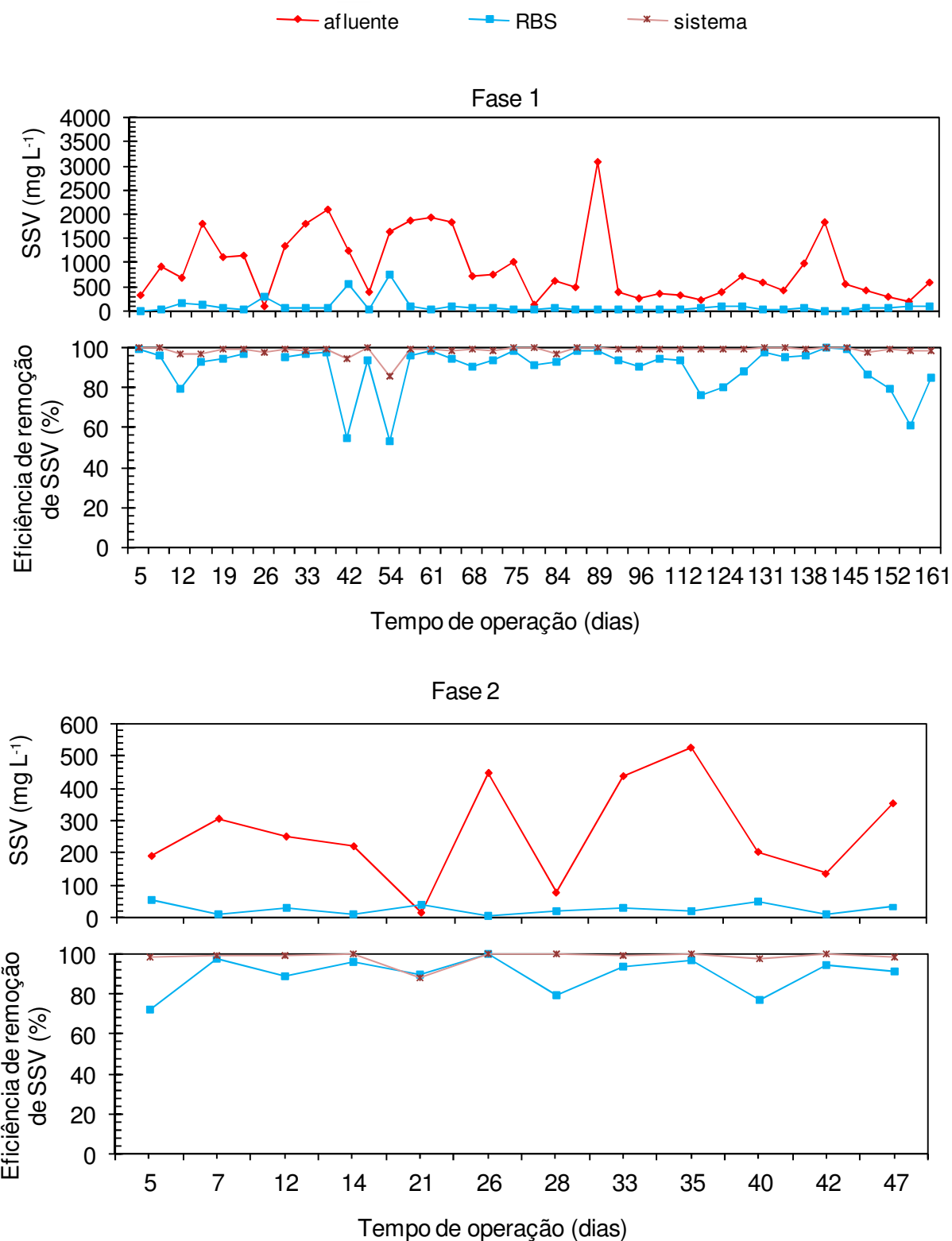


FIGURA 13 (a). Concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1e 2.

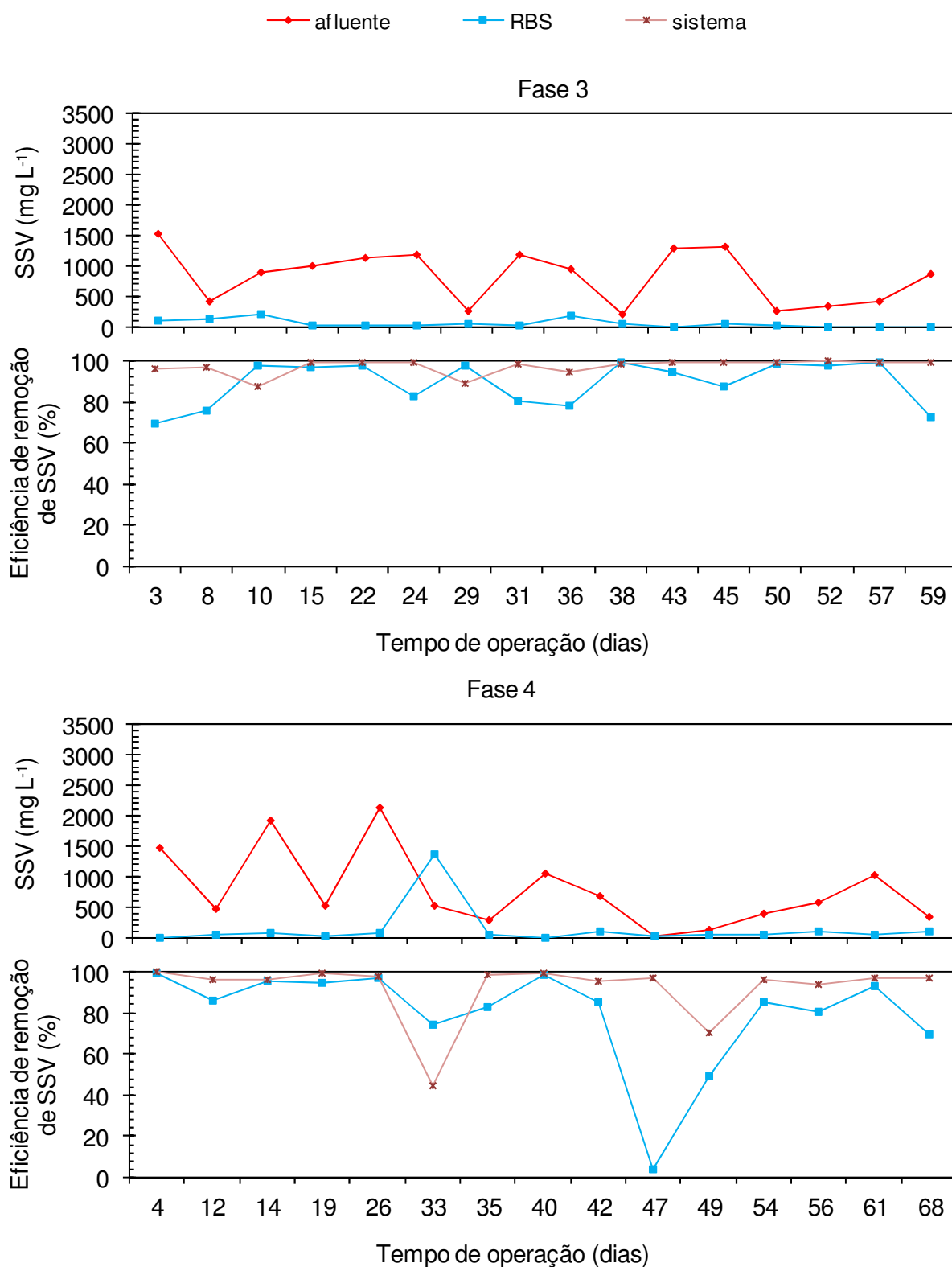


FIGURA 13 (b). Concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 3 e 4.

FIGURA 13 (c). Variação das concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 5 e 6.

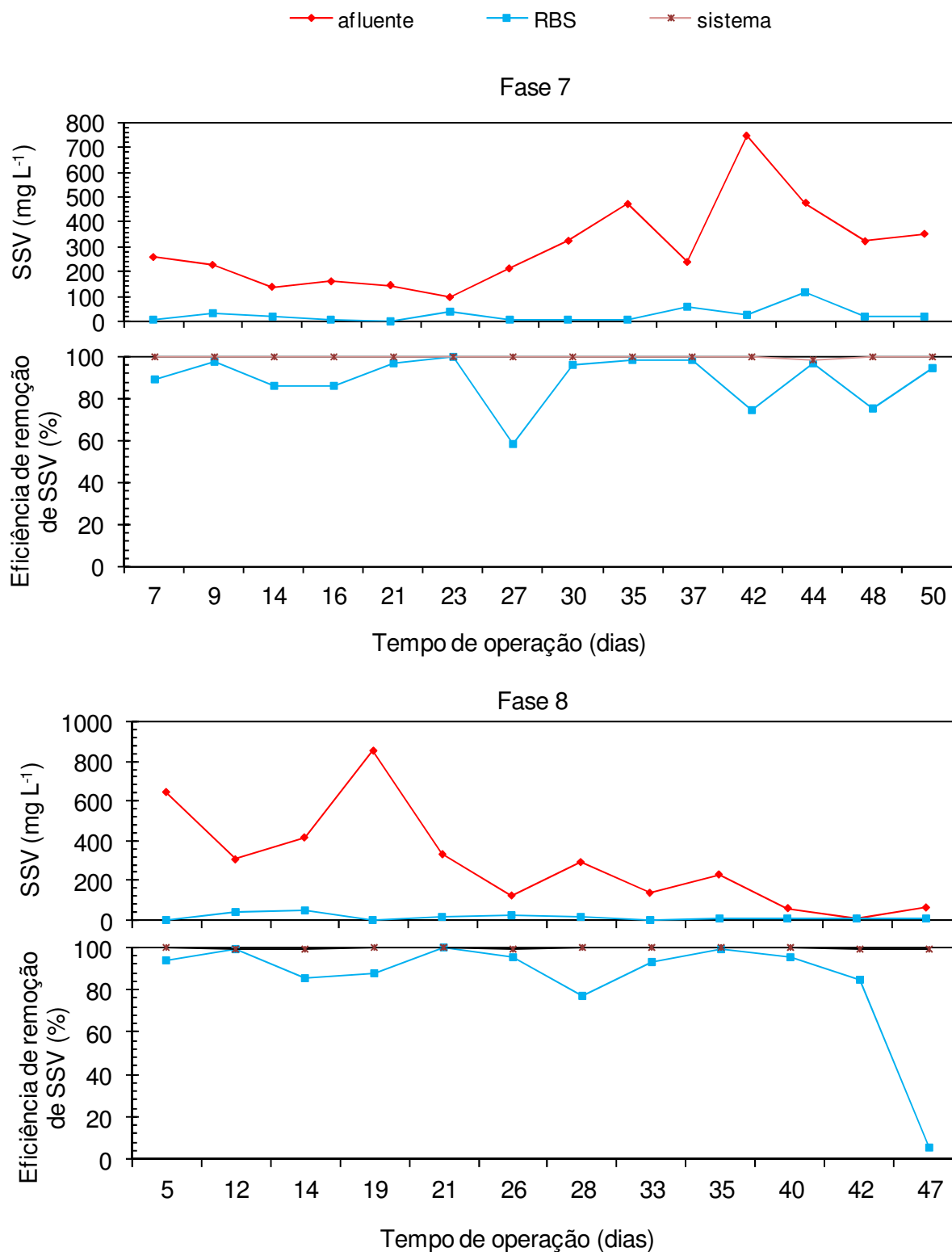


FIGURA 13 (d). Variação das concentrações de SSV do afluente e efluente do RBS, e eficiências de remoção no RBS e no sistema combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 7 e 8.

4.4. Produção e composição do biogás

Na Tabela 11 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) da porcentagem de metano (CH_4) no biogás e das produções diária de biogás, volumétrica e específica de CH_4 nos reatores UASB (R1 e R2) e para o conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2), obtidos durante os ensaios 1, 2, 3 e 4. Na Figura 14 estão ilustrados os valores diários da produção volumétrica de CH_4 no R1, R2 e conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2).

A porcentagem de CH_4 no biogás foi de 82,4; 81,5; 75,1 e 82,6% e de 81,2; 83,2; 80,8 e 82,3% nos reatores R1 e R2, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$).

As produções diárias de biogás no R1 foram de 0,908; 1,020; 0,648 e 0,783 $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). Para o R2 as produções diárias de biogás foram de 0,070; 0,062; 0,036 e 0,063 $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e assim como no R1, diferiram significativamente ($p < 0,01$) entre os ensaios.

Os valores médios da produção volumétrica de CH_4 no R1 nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de, respectivamente, 1,458; 1,613; 0,548 e 1,317 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d})^{-1}$ e no R2 de 0,263; 0,251; 0,157 e 0,244 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d})^{-1}$, com diferença significativa ($p < 0,01$) entre os ensaios. No ensaio 3 ocorreram os menores valores médios da produção volumétrica de CH_4 no R1 e no R2, e diferiram significativamente dos demais ensaios. Deve-se ressaltar que, em virtude de problemas na medida do biogás, como os entupimentos constantes na tubulação de saída da câmara de gás, nos 6 meses iniciais de operação, neste ensaio, os menores valores da produção de CH_4 resultaram de medidas subestimadas, prejudicando a comparação das médias. Na Figura 15 pode-se observar que a partir dos 181 dias de operação as produções de CH_4 são similares às observadas às dos outros ensaios.

Para o conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2), os valores médios da produção volumétrica de CH_4 foram de 1,073; 1,217; 0,441 e 0,947 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d})^{-1}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com diferença significativa ($p < 0,01$) entre os ensaios. No ensaio 2 ocorreu o maior ($p < 0,05$) valor médio da produção volumétrica de CH_4 do que no ensaio 4. O mesmo ocorreu para a produção de biogás no R1 e R1 + R2.

TABELA 11. Valores médios e coeficiente de variação (cv) da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diárias de biogás e volumétrica e específica de CH₄, obtidos durante a operação dos reatores UASB (R1 e R2) e conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *, p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns:																
Ensaio	COV		CH ₄		Produção diária de biogás			Prod. Volumétrica de CH ₄			Produção Específica de CH ₄ (m ³ CH ₄ (kg DQO _{total}) ⁻¹)					
	R1	R2	R1	R2	R1	R2	R1 + R2	R1	R2	R1 + R2	R1	R2	R1+R2	R1	R2	R1+R2
1	11c	5 b	82,4a	81,2c	0,908ab	0,070a	0,980ab	1,458a	0,263a	1,073ab	0,169a	0,071a	0,178a	0,240a	0,159a	0,241a
2	19b	15 a	81,5a	83,2ab	1,020a	0,062a	1,078a	1,613a	0,251a	1,217a	0,115b	0,022b	0,122b	0,288a	0,033b	0,286a
3	18bc	12 a	75,1b	80,8c	0,648c	0,036b	0,667c	0,548b	0,157b	0,441c	0,078c	0,019b	0,083c	0,168bc	0,066b	0,110b
4	26a	7 b	82,6a	82,3b	0,783bc	0,063a	0,847b	1,317a	0,244a	0,947b	0,069c	0,058a	0,070c	0,082c	0,192a	0,075b
cv (%)	50,3	58,8	4,6	2,9	42,9	63,0	43,5	48,9	27,4	42,6	87,2	76,3	85,0	128,2	120,0	111,5
Teste F	10,7**	14,6**	10,0**	7,8**	16,6**	14,3**	18,9**	19,4**	12,7**	25,5**	15,8**	56,9**	17,1**	8,85**	27,6**	19,6**
p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).																

Apesar do aumento significativo da COV do ensaio 2 para o ensaio 4, de 19 para 26 g DQO_{total}·(L d)⁻¹, não houve aumento de produção de CH₄, em virtude da diminuição significativa ($p < 0,05$) da temperatura no ensaio 4, limitando a hidrólise e a metanogênese, e do aumento da concentração de SST do afluente. Além disso, também houve diminuição da DQO dissolvida do afluente de 2139 mg L⁻¹ no ensaio 2 para 1618 mg L⁻¹ no ensaio 4.

A maior produção de biogás no ensaio 2, juntamente com o aumento da velocidade ascensional e a presença de lodo “leve e fino” na manta, também contribuiu para as instabilidades ocorridas nas remoções de DQO e sólidos suspensos.

Em trabalhos anteriores os valores de produção volumétrica de CH₄ foram similares ou inferiores aos obtidos neste trabalho. Somente PEREIRA (2003), em escala de bancada, obteve valores superiores.

TOLEDO & LUCAS JÚNIOR (1997) utilizaram reatores UASB em série com TDH de 10,32 h em cada reator, para tratar águas residuárias de suinocultura com DQO total de 0,95 g L⁻¹ e ST 0,44 g L⁻¹ a temperatura ambiente média de 20°C, e obtiveram produção volumétrica de CH₄ média de 0,42 e 0,133 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹, para o primeiro e segundo reatores, respectivamente.

OLIVEIRA (2000), utilizando reatores UASB em série (R1 +R2), com COV de 5 a 8 kg DQO (m³ d)⁻¹ de no R1 e com TDH de 14,7 h para cada reator, DQO total de 2514 a 3252 mg L⁻¹, no R1 e temperatura média de 23 a 21°C, obteve produções volumétricas de 0,393 a 0,589 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹. OLIVEIRA (2001) utilizando o mesmo sistema, com COV de 11 a 14 kg DQO (m³ d)⁻¹ com TDH de 7,3 h no R1 e concentração de DQO de 3361 e 3731 mg L⁻¹ e de SST de 1,4 a 2,2 g L⁻¹, obteve produções volumétricas de 0,886 e 0,862 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹.

PEREIRA (2003) obteve valores da produção volumétrica, de 2,30 L CH₄ (L reator d⁻¹), com reatores UASB em dois estágios (R1+R2), em escala de bancada, tratando águas residuárias de suinocultura com DQO total de 12306 mg L⁻¹ e SST de 5490 mg L⁻¹ no afluente do R1, TDH de 20 h no conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) e COV de 18,65 g DQO_{total}·(L d)⁻¹ no R1.

SANTANA & OLIVEIRA (2005) operando reatores UASB em série (R1+R2), para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST variando 2216 a 7131 mg L⁻¹ e DQO total de 8818 a 18717 mg L⁻¹, obtiveram produções volumétricas de metano no primeiro reator de 0,594; 0,742; 0,899 e 1,130 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹ com COV de 3,40; 5,33; 7,43; e 14,44 kg DQO total (m³ d)⁻¹ no R1.

URBINATI (2006), operando dois reatores UASB em série, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, com DQO total de 3734 a 26707 mg L⁻¹ e SST de 4589 a 13060 mg L⁻¹, obteve produções volumétricas de metano no primeiro reator de 0,327; 0,455 e 0,813 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹ com COV de 5,5; 10,4 e 20,7 kg DQO total (m³ d)⁻¹, respectivamente.

Os valores médios das produções específicas de CH₄ no R1 foram de 0,169; 0,115; 0,078 e 0,069 m³ CH₄ (kg DQO adicionada)⁻¹ e de 0,240; 0,288; 0,168 e 0,082 m³ CH₄ (kg DQO removida)⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e houve diferença significativa (p<0,01) entre os ensaios. No R2, os valores médios das produções específicas de CH₄ foram de 0,071; 0,022; 0,019 e 0,058 m³ CH₄ (kg DQO adicionada)⁻¹ e de 0,159; 0,033; 0,066 e 0,192 m³ CH₄ (kg DQO removida)⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e houve diferença significativa (p<0,01).

Segundo HILL & BOLTE (2000) e o IPPC (International Plant Protection Convention) apud FERNÁNDEZ et al. (2008), a produtividade de CH₄ de águas residuárias de suinocultura é de 300 a 450 L (kg SV_{adicionada})⁻¹, respectivamente, ou seja, 0,203 a 0,304 m³ CH₄ (g DQO)⁻¹, portanto, valores similares aos obtidos nos ensaios 1 e 2.

FERNÁNDEZ et al. (2008) estudaram o tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de ST e DQO total de 26 e 50 g L⁻¹, respectivamente. Durante o tratamento foi adicionado polímero orgânico para promover a separação da fração sólida e líquida, visando melhorar a digestão anaeróbia e produção do biogás, usando um frasco de vidro de 1000 mL, como reator anaeróbio. Os autores observaram porcentagem de CH₄ no biogás entre 68,3 e 79,0% e as produções específicas de CH₄ foram de 0,24 a 0,28 m³ CH₄ (g DQO adicionada)⁻¹ com DQO total de 16,8 g L⁻¹ e SST de 7,7 g L⁻¹ da fração líquida. Os autores observaram eficiência de remoção da fração líquida de SST de 98% e DQO de 71%.

SAYED (1987) obteve o maior valor de produção específica de metano de 0,28 m³ CH₄ (kg DQO removida)⁻¹ com COV de 3,5 g DQO_{total} (L d)⁻¹, atribuindo a maior participação da DQO dissolvida na DQO total no afluente de abatedouro.

NDEGWA et al. (2005) utilizaram ARBS, de 12 L, com recirculação do lodo (500 mL/min) no tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 4816 g L⁻¹ e ST de 3560 mg L⁻¹, com temperaturas de 20 e 35°C, e obtiveram produção de biogás 0,14 e 0,16 mL (mg DQO)⁻¹ com TDH de 5,2 e 6,0 d, respectivamente. Com a maior temperatura (35°C) aumentou a produção específica de biogás, no entanto, a porcentagem de metano no biogás não mudou significativamente com as diferentes temperaturas, sendo 65 e 74%, respectivamente

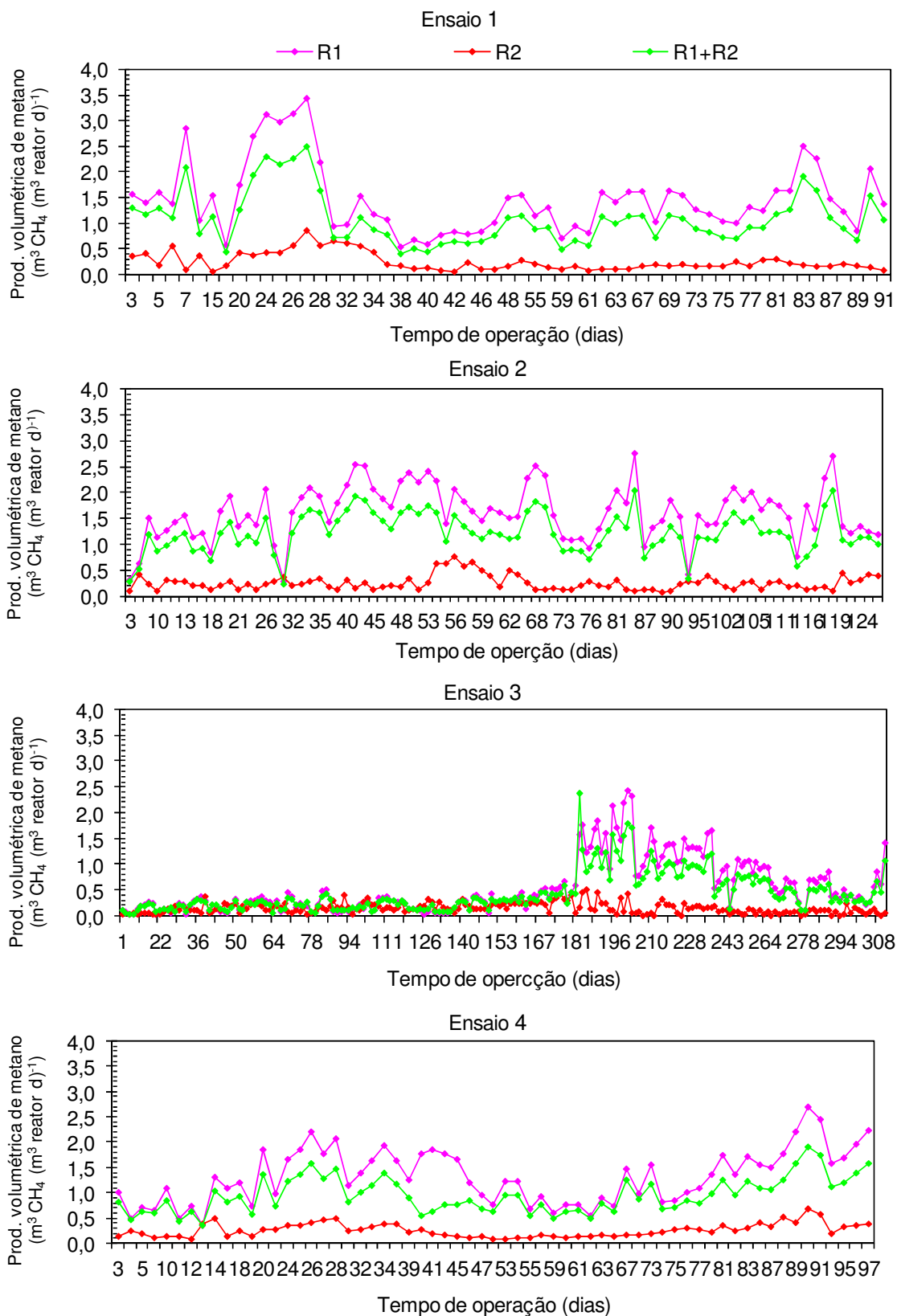


FIGURA 14. Produção volumétrica de metano (CH_4) nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Para o conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) os valores médios das produções específicas de CH_4 foram de 0,241; 0,286; 0,110 e de 0,075 $\text{m}^3 \text{CH}_4$ (kg DQO removida)⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os maiores valores médios das produções específicas de CH_4 foram observadas nos ensaios 1 e 2, com diferença significativa ($p < 0,05$) dos ensaios 3 e 4. O aumento da COV do ensaio 1 para o ensaio 2 com o afluente com SST de 6647 e 4944 mg L^{-1} , respectivamente, não propiciou acréscimo significativo na produção de CH_4 . No ensaio 3, com COV similar ($p > 0,05$) a do ensaio 2, com valor significativamente maior ($p < 0,05$) de COV, com aumento do SST do afluente para 10644 e 9021 mg L^{-1} , respectivamente, ocorreu diminuição significativamente ($p < 0,05$) de produção de metano. Altas concentrações de sólidos suspensos do afluente podem diminuir a atividade metanogênica do lodo, conforme foi observado neste trabalho (item 4.12 nas Tabelas 35 e 36). As menores ($p < 0,05$) temperaturas nos ensaios 3 e 4, de 21,5 e 20,8°C, respectivamente, podem ter intensificado a diminuição da produção de CH_4 .

Apesar disso, pode-se concluir que com o sistema de tratamento com os reatores UASB em dois estágios, nas condições impostas, foi possível obter o potencial de produção de CH_4 esperado para as águas residuárias de suinocultura e confirmar valores obtidos em outros trabalhos, com temperaturas médias de 20,8 a 24,3°C mantendo-se ou aumentando-se as eficiências de remoção de DQO e SST.

4.5. pH, alcalinidade e ácidos voláteis totais

4.5.1. Reatores UASB (R1 e R2)

Na Tabela 12 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação (CV) do pH, da alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), da relação AI:AP, concentração de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e nos efluentes, obtidos durante a operação dos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Os valores destes parâmetros em cada amostragem estão apresentados nas Figuras 15, 16, 17, 18 e 19.

Os valores médios do pH no afluente foram de 5,7; 6,2; 5,9 e 6,4 nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Os valores médios nos ensaios 1 e 3 foram significativamente ($p < 0,01$) menores do que nos ensaios 2 e 4.

Os valores médios de pH foram de 7,0; 7,2; 7,0 e 7,2 no efluente do R1, de 7,2; 7,2; 7,1 e 7,3 no efluente do R2, que nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios. Observou-se nos efluentes dos

reatores R1 e R2, os valores de pH nos quatro ensaios, foram sempre superiores aos do afluente, indicando boas condições para a geração de alcalinidade e conseqüentemente em quantidade suficiente para manter o poder tampão nos reatores.

Segundo CHERNICHARO (2007), a faixa ótima de pH para o desenvolvimento das arqueias metanogênicas é de 6,6 a 7,4 embora possa ocorrer estabilidade na formação de metano numa faixa de pH de 6,0 a 8,0.

Os valores médios da AT, AP e AI, no afluente variaram, respectivamente, de 573 a 943 mg L⁻¹, de 82 a 309 mg L⁻¹ e de 491 a 826 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, com diferenças significativas ($p < 0,01$).

Os valores médios da AT, AP e AI, no efluente do R1 variaram, respectivamente, de 788 a 1095 mg L⁻¹, de 508 a 695 mg L⁻¹ e de 229 a 402 mg L⁻¹, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios.

Os valores médios da AT, AP e AI, no efluente do R2 variaram, respectivamente, de 804 a 1156 mg L⁻¹, de 555 a 766 mg L⁻¹, e de 220 a 309 mg L⁻¹, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre os ensaios.

Nos efluentes dos reatores R1 e R2, observaram-se valores de AT superiores aos seus afluentes nos ensaios 1 a 3, indicando que houve acréscimo de alcalinidade parcial e decréscimo da alcalinidade intermediária proporcionando capacidade tampão aos reatores, também no ensaio 4, no qual não houve aumento de AT no R1 e R2.

Portanto, observou-se que os valores médios da AP do ensaio 1 ao ensaio 4 aumentaram tanto no R1 como no R2, indicando a predominância do tampão de bicarbonatos e diminuição da presença de ácidos graxos voláteis (AVT), confirmando a boa capacidade tampão que garantiu acréscimo e estabilidade do pH.

Os valores médios da relação AI/AP no R1 foram de 0,7; 0,8; 0,7 e 0,4 e no R2 de 0,5; 0,5; 0,6 e de 0,3, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). O menor ($p < 0,05$) valor ocorreu no ensaio 4 em relação aos ensaios 1 e 2, para o R1, e 3, para o R2.

De acordo com RIPLEY et al. (1983), valores da relação AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia. No entanto, segundo FORESTI (1994), é possível ocorrer estabilidade no processo com valores diferentes de 0,3; sendo necessário a verificação para cada caso em particular.

TABELA 12. Valores médios e coeficiente de variação (cv) do pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), ácidos voláteis totais (AVT) e da relação AI/AP, obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com os reatores UASB (R1 e R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	pH			AP			AI			AT			AI:AP			AVT		
	Afl.	R1	R2	Afl	R1	R2	Aflu.	R1	R2	Afl.	R1	R2	R1	R2	Afl.	R1	R2	
1	5,7b	7,0 a	7,2 a	82 b	508 b	555 b	491 b	280 b	249 b	573 c	788 b	804 b	0,7 a	0,5 ab	367 b	142 b	80 b	
2	6,2 a	7,2 a	7,2 a	117 b	561 ab	642ab	543 b	356 a	307 b	660 bc	917 ab	949 b	0,8 a	0,5 ab	643 a	257 ab	168 a	
3	5,9 b	7,0 a	7,1 a	100 b	695 a	766 a	826 a	402 a	390 a	940 a	1095 a	1156 a	0,7 ab	0,6 a	782 a	298 a	195 a	
4	6,4 a	7,2 a	7,3 a	309 a	651 ab	692 ab	634 ab	229 b	220 b	943 ab	879 b	913 b	0,4 b	0,3 b	448 b	156 b	115 b	
cv (%)	7,5	4,6	3,9	96,5	44,9	42,0	50,9	36,1	38,0	48,5	36,9	31,0	68,4	56,3	43,5	70,9	39,1	
Teste F	14,8**	2,1 ns	1,3 ns	11,2**	3,9*	4,9**	7,8**	12,5**	14,1**	12,7**	6,6**	9,1**	4,9**	4,6**	18,4**	8,1**	21,7**	

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); * p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

OLIVEIRA (1997) observou relação Al:AP com valores médios de 0,40 a 0,45. O autor atribuiu os maiores valores da relação Al:AP as menores TDH e maiores COV e associou à diminuição na alcalinidade devido à concentração de bicarbonato, relacionada com AP, e aumento na alcalinidade devido à concentração de ácidos voláteis, relacionado com Al, ocasionando queda da eficiência dos reatores.

SANTANA & OLIVEIRA (2005), RAMIRES (2005), FERNANDES & OLIVEIRA (2006) e DUDA (2006), tratando águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios em dois estágios, encontraram valores de Al/AP acima de 0,30 e condições estáveis de operação.

Os valores médios de AVT no afluente foram de 367; 643; 728 e 448 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) entre os ensaios.

A diminuição do TDH implica em aumento da COV, maior carga orgânica de material orgânico solúvel e suspenso, provocando aumento na atividade das bactérias hidrolíticas e acidogênicas e conseqüentemente aumento na concentração de AVT. É o que normalmente ocorre, no entanto, as variações significativas nos valores de AVT, entre os ensaios nos efluentes do R1 e R2, foram mais relacionadas com as oscilações no afluente do que com as mudanças nas condições de operação dos reatores.

Os valores de AVT no efluente do R1 foram de 143; 257; 298 e 156 mg L⁻¹, e nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). No efluente do R2 os valores foram de 80; 168; 195 e 115 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e nos ensaios 2 e 3, foram significativamente ($p < 0,01$) maiores do que nos demais ensaios.

A concentração de ácidos voláteis totais (AVT) é um parâmetro de extrema importância para a digestão anaeróbia. Os ácidos graxos voláteis devem estar em equilíbrio com a alcalinidade do sistema. A inibição do processo anaeróbio por ácidos graxos voláteis está associada ao pH. Baixos valores de pH estão geralmente relacionados a altas concentrações de ácidos graxos voláteis, e conseqüentemente, à falência do processo (KUS & WISMANN, 1995).

Os valores de AVT recomendados por GERARDI (2003) estão na faixa de 50 a 500 mg L⁻¹, para que exista estabilidade no processo. Observou-se que para os reatores R1 e R2 durante os quatro ensaios estiveram dentro da faixa recomendada

pelo autor.

No efluente do R1 ocorreram as maiores concentrações de AVT do que no R2 o que indica maior produção de ácidos orgânicos neste reator, confirmando a maior atividade hidrolítica e acidogênica no primeiro reator.

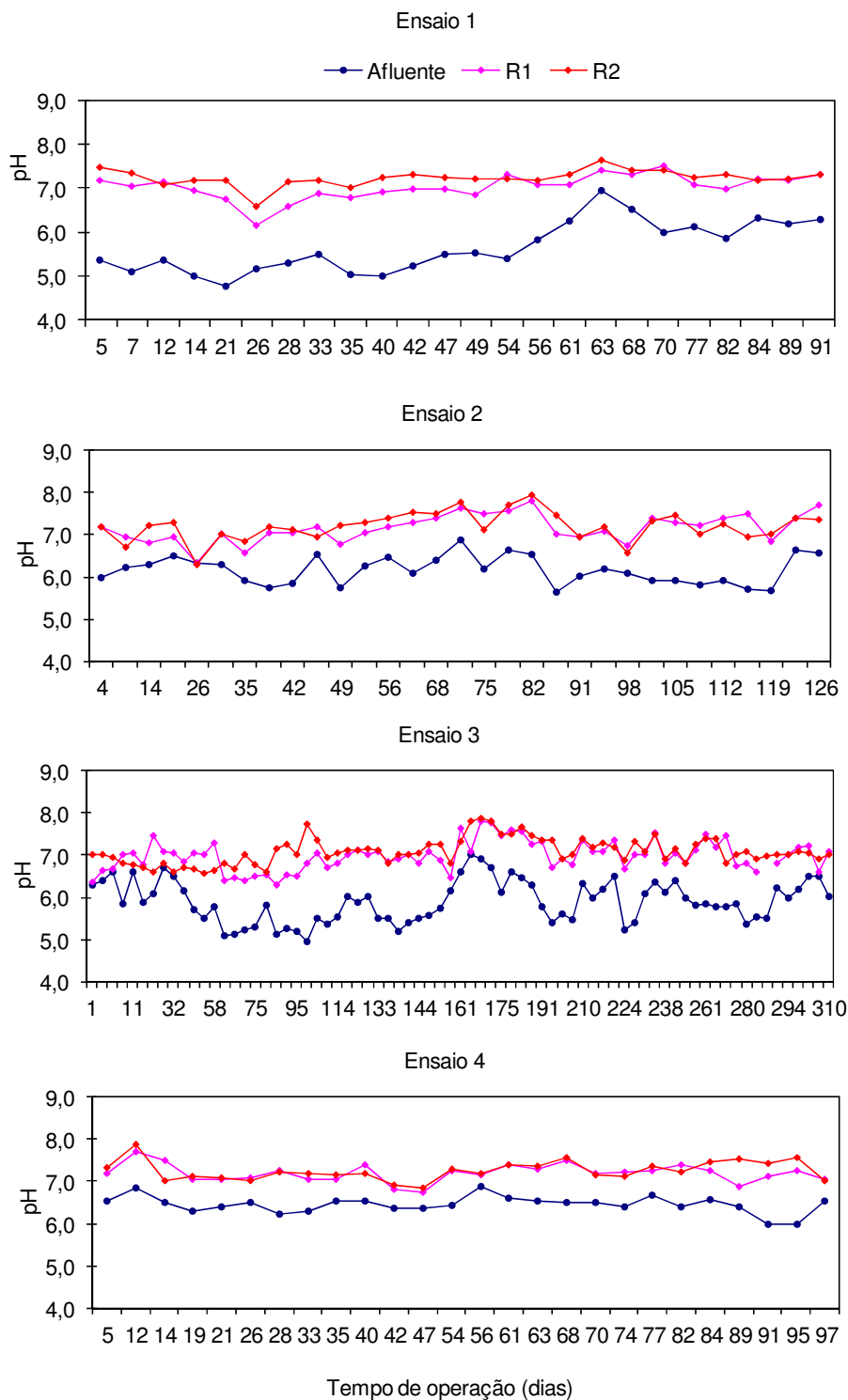


FIGURA 15. Valores do pH no afluente e dos efluentes nos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

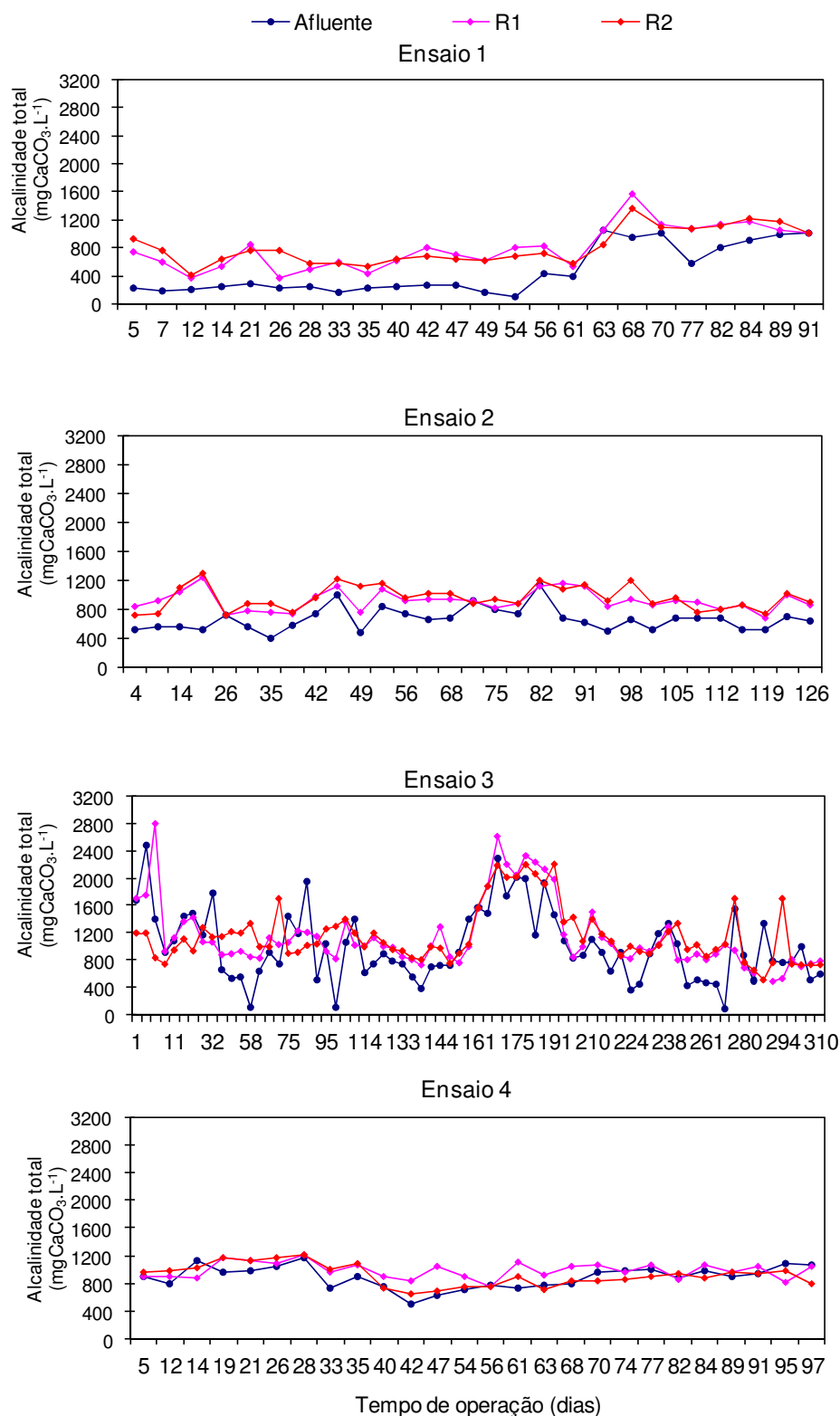


FIGURA 16. Valores de alcalinidade total (AT) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

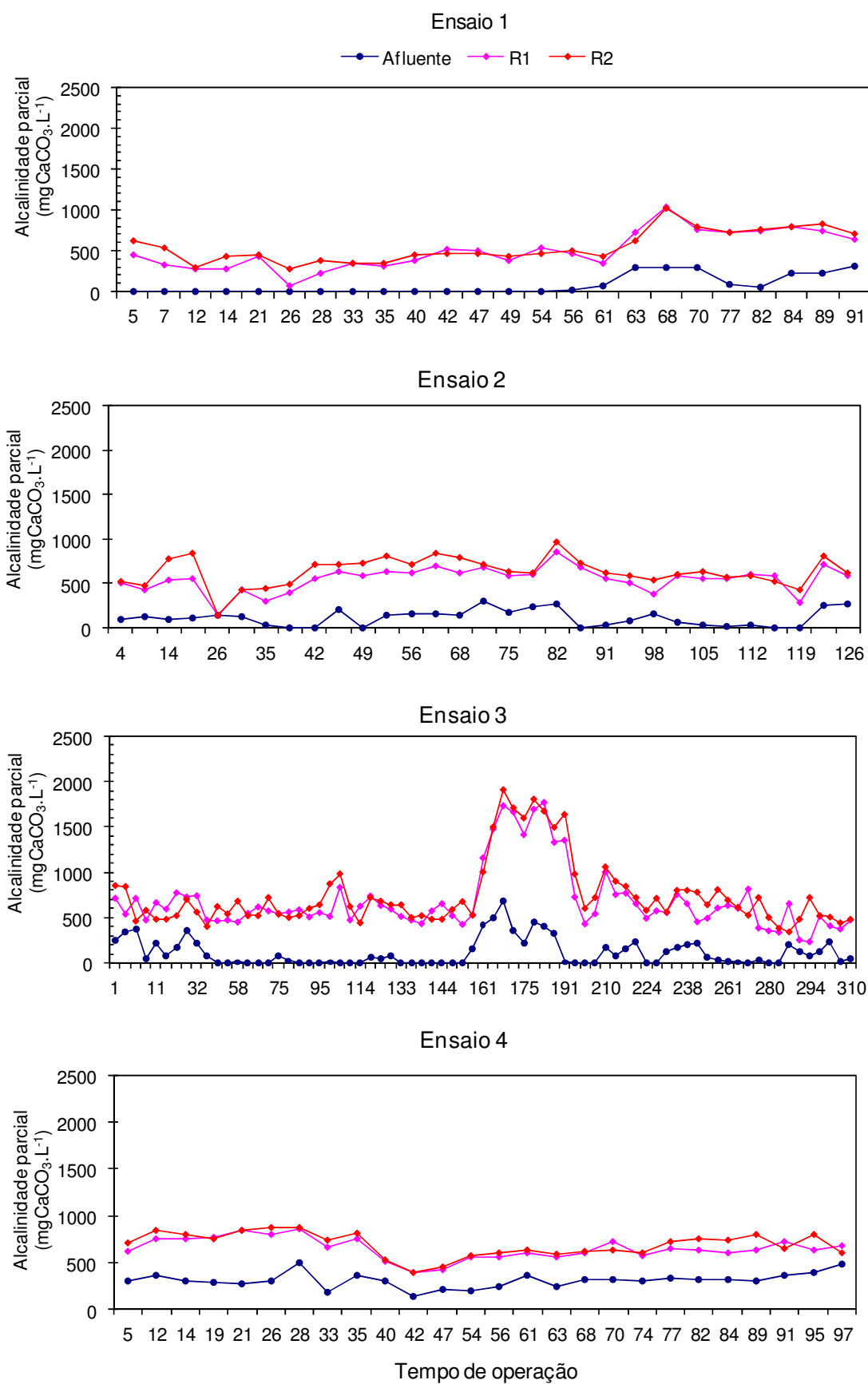


FIGURA 17. Valores de alcalinidade parcial (AP) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

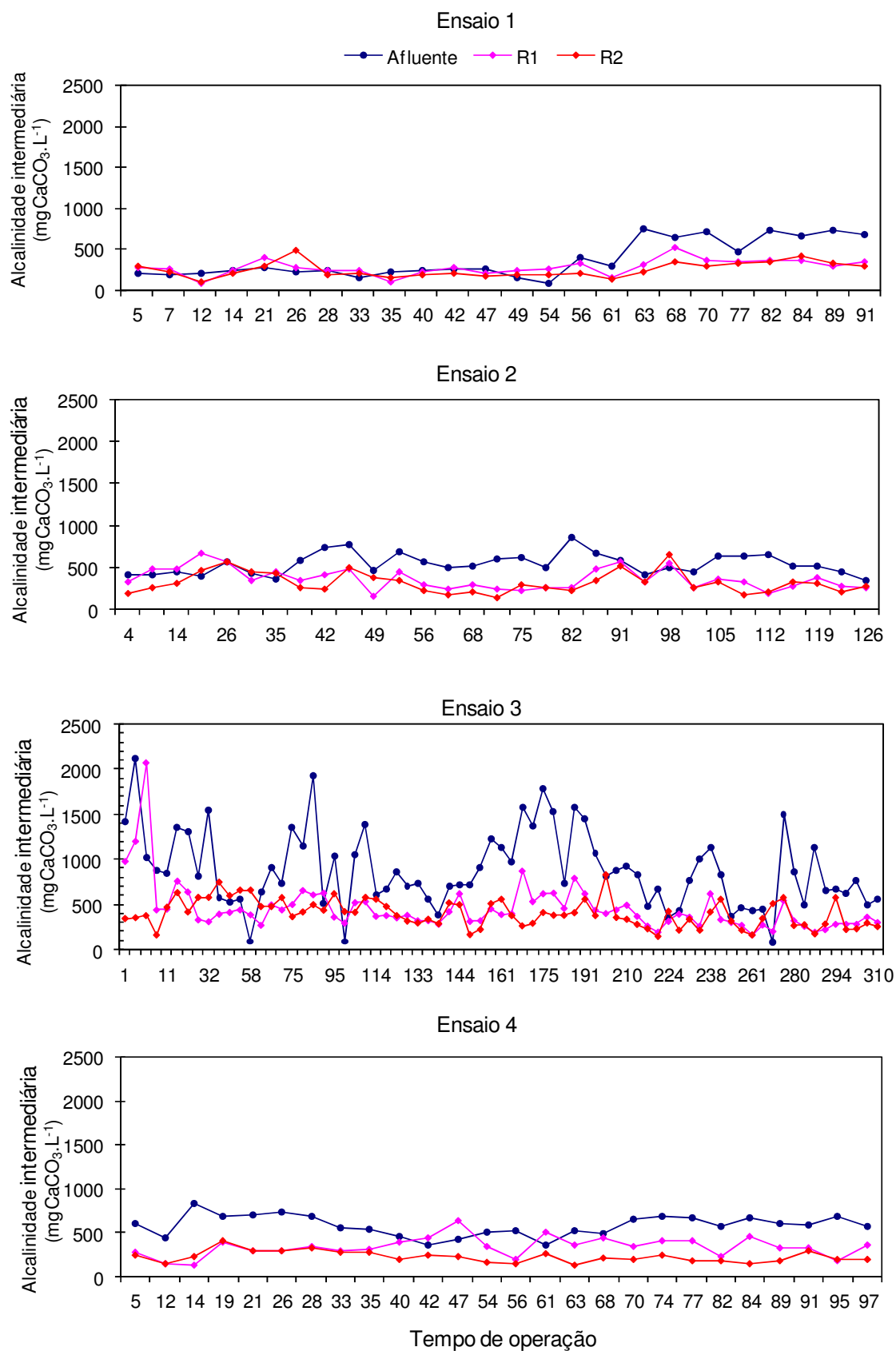


FIGURA 18. Valores de alcalinidade intermediária (AI) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

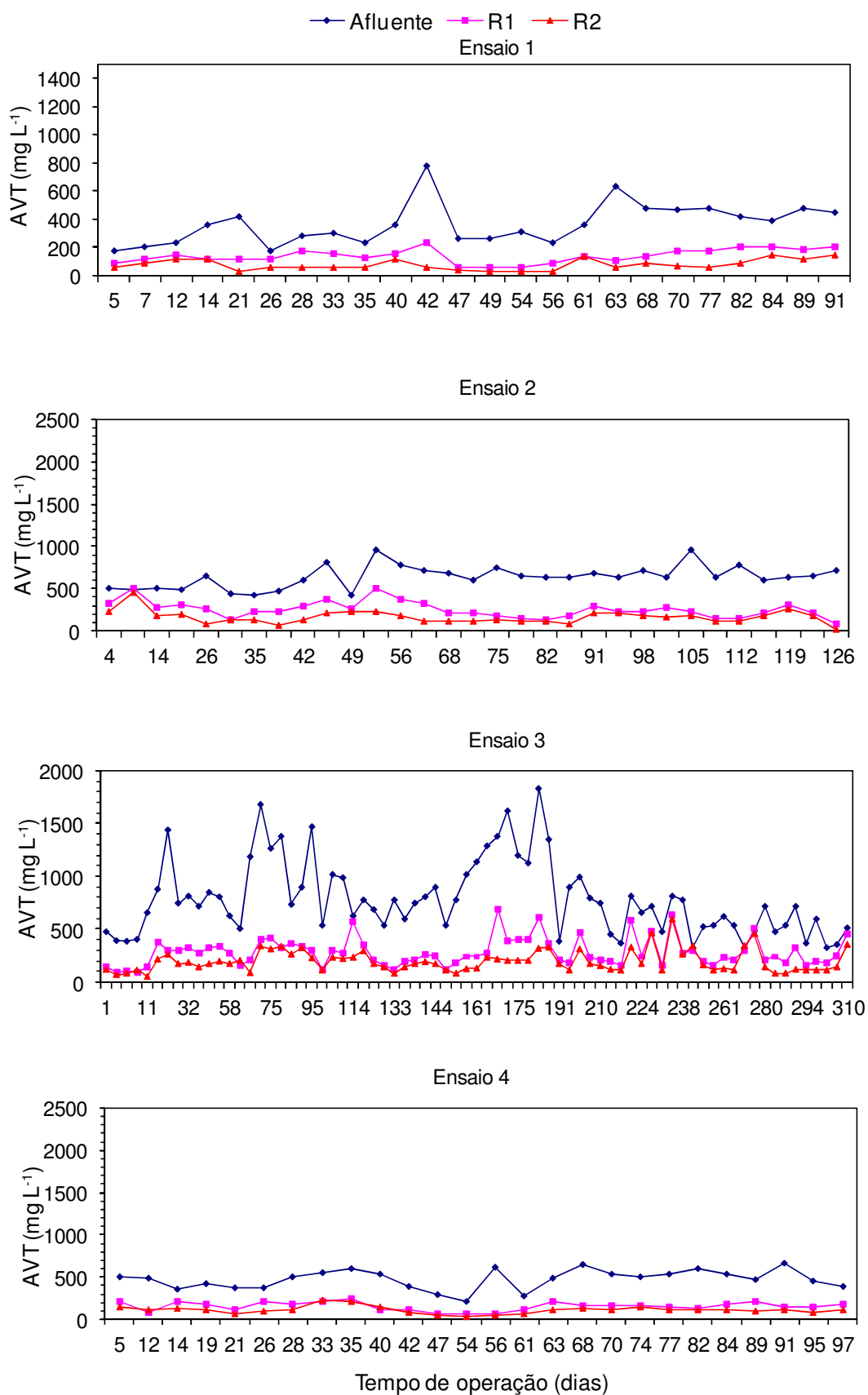


FIGURA 19. Concentração de ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

4.5.2. RBS

Na Tabela 13 estão apresentados os valores do pH, das alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI), da relação AI:AP e dos ácidos voláteis totais (AVT) no afluente e efluente do RBS, nas fases 1 a 8. Os valores do pH, AT, AP, AI e AVT em cada amostragem estão apresentados nas Figuras 20 (a e b), 21 (a e b) 22 (a e b), 23 (a e b) e 24 (a e b).

Os valores médios do pH no afluente do RBS foram de 7, 2; 7,2; 7,3; 7,2; 6,9; 7,3; 7,2, e no efluente de 6,9; 6,3; 7,3; 7,2; 7,5; 5,9; 6,3 e 5,5 nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases. Nas fases de 1 a 5, o pH no efluente situou-se acima de 6,5, em virtude dos maiores valores da AT.

Segundo METCALF & EDDY (2003), o controle do pH ocorre através do balanço da alcalinidade, a qual é consumida durante a nitrificação, e que o pH é parcialmente aumentado durante a desnitrificação no período anóxico, com o acréscimo de alcalinidade.

No processo de remoção de nitrogênio é interessante que se mantenha o pH acima de 6,5, pois é a faixa na qual a nitrificação é mais eficiente (METCALF & EDDY, 2003). Também CAMPOS (1999) indicaram que a faixa de pH ótima para as bactérias *Nitrosomonas* está entre 8,5 e 8,8 e para as *Nitrobacter* entre 8,3 e 9,3.

Os valores médios da AT no afluente do RBS foram de 1254; 645; 946; 968; 1072; 953; 856 e 979 mg L⁻¹, e no efluente de 340; 154; 281; 212; 325; 14; 79 e 31 mg L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases.

Os valores médios da AP no afluente do RBS foram de 876; 429; 643; 635; 603; 680; 667 e 722 mg L⁻¹, e no efluente de 278; 105; 216; 154; 235; 7; 53 e 16 mg L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases.

Observa-se na Figura 22 (b) que, ao longo da operação do RBS, ocorreram valores muito baixos de alcalinidade total, chegando a média de 14 mg L⁻¹ durante a fase 6, indicando o consumo da alcalinidade no RBS para o processo de nitrificação. O decréscimo significativo dos valores médios da alcalinidade no RBS pode ser um indicativo da alta atividade nitrificante.

No efluente do RBS os valores da relação AI/AP foram de 0,4; 0,7; 0,3; 0,4; 0,4; 1,1; 1,5 e 2,5, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, com diferenças

significativas ($p < 0,01$) entre as fases. Sendo que a fase 8 foi significativamente maior entre as demais fases.

As concentrações médias de AVT no afluente do RBS foram de 216; 74; 157; 184; 190; 86; 103 e 128 mg L^{-1} , e no efluente de 93; 31; 36; 56; 83; 43; 43 e 58 mg L^{-1} , nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases.

TABELA 13. Valores médios e coeficiente de variação (cv) dos valores de pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP) e alcalinidade intermediária (AI) ($\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$) de ácidos voláteis totais (AVT) ($\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$) e da relação AI/AP, no afluente e efluente do reator seqüencial em batelada (RBS) aeróbio nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	pH		AP		AI ($\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$)		AT		AI:AP	AVT ($\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$)	
	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS	RBS	Afluente	RBS
1	7,2 a	6,9b	876 a	278 a	378 b	62 ab	1.254 a	340 a	0,4 bc	216 a	93 a
2	7,2 ab	6,3c	429 b	105 ab	225 bcd	49 b	654 c	154 ab	0,7 bc	74 d	31 c
3	7,3 a	7,3ab	643 ab	216 ab	303 bc	64 ab	946 bc	281 ab	0,3 bc	157 abc	36 c
4	7,2 ab	7,2ab	635 ab	154 ab	333 bc	59 ab	968 bc	213 ab	0,4 bc	184 abc	56 c
5	6,9 b	7,5 a	603 b	235 ab	457 a	91 a	1.072 ab	326 a	0,4 bc	190 ab	83 ab
6	7,3 a	5,9 cd	680 ab	7 b	273 bcd	8 b	953 bc	14 b	1,1 b	86 cd	43 c
7	7,3 a	6,3 c	667 ab	53 ab	189 d	26 b	856 bc	79 ab	1,5 b	103 cd	43 c
8	7,2 ab	5,5 d	722 ab	16 b	257 bcd	15 b	979 abc	31 b	2,5 a	128 bcd	58 bc
cv (%)	3,7	8,7	37,7	125,0	36,5	100,1	28,9	117,0	110,7	50,9	50,7
Teste F	5,2**	20,9**	5,3**	3,8**	10,9**	4,9**	7,2**	4,2**	20,4**	7,8**	9,9**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

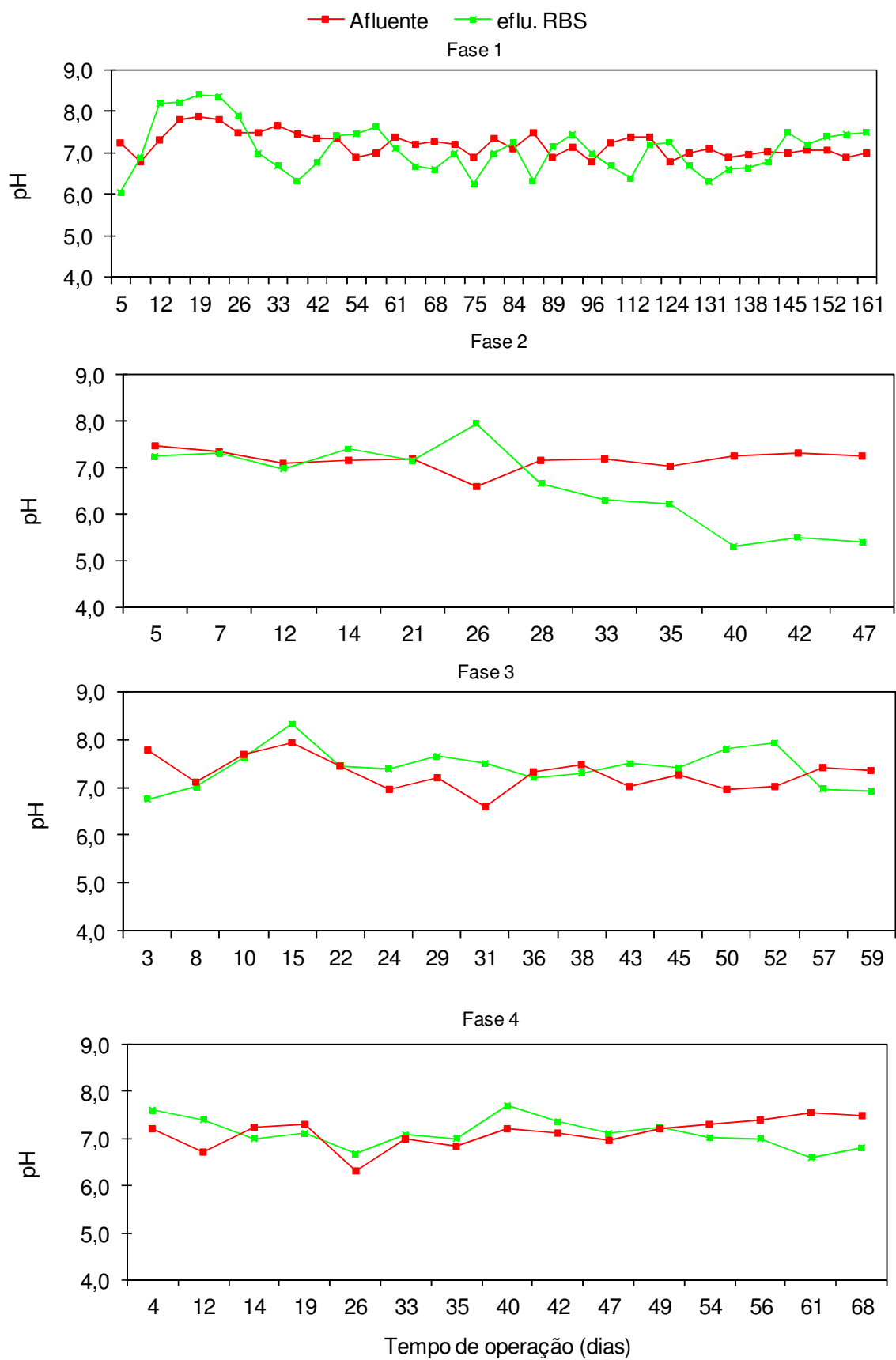


FIGURA 20 (a). Valores do pH do afluente e efluente do RBS durante as fases 1, 2, 3 e 4.

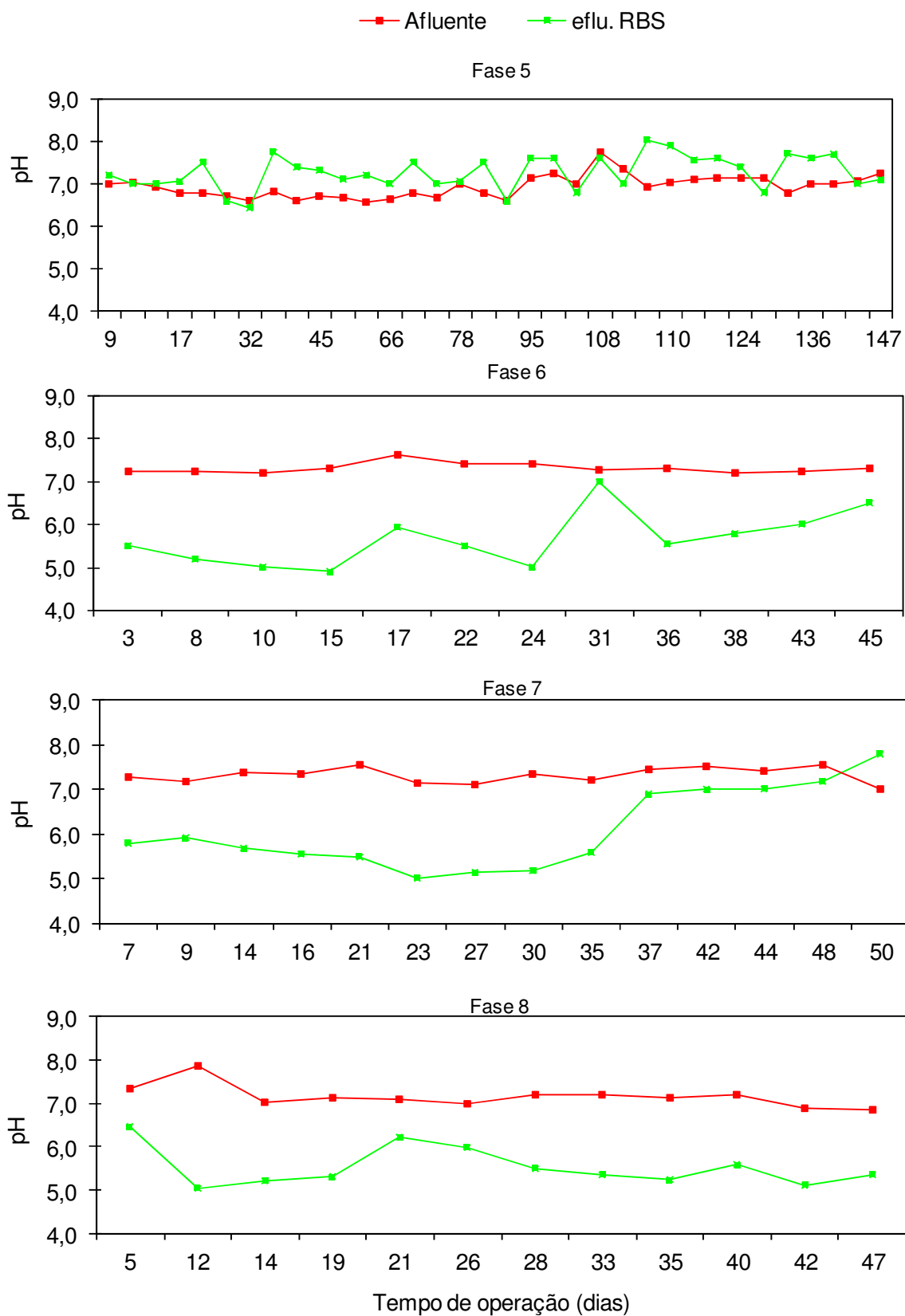


FIGURA 20 (b). Valores do pH do afluyente efluente do RBS durante as fases 5, 6, 7 e 8.

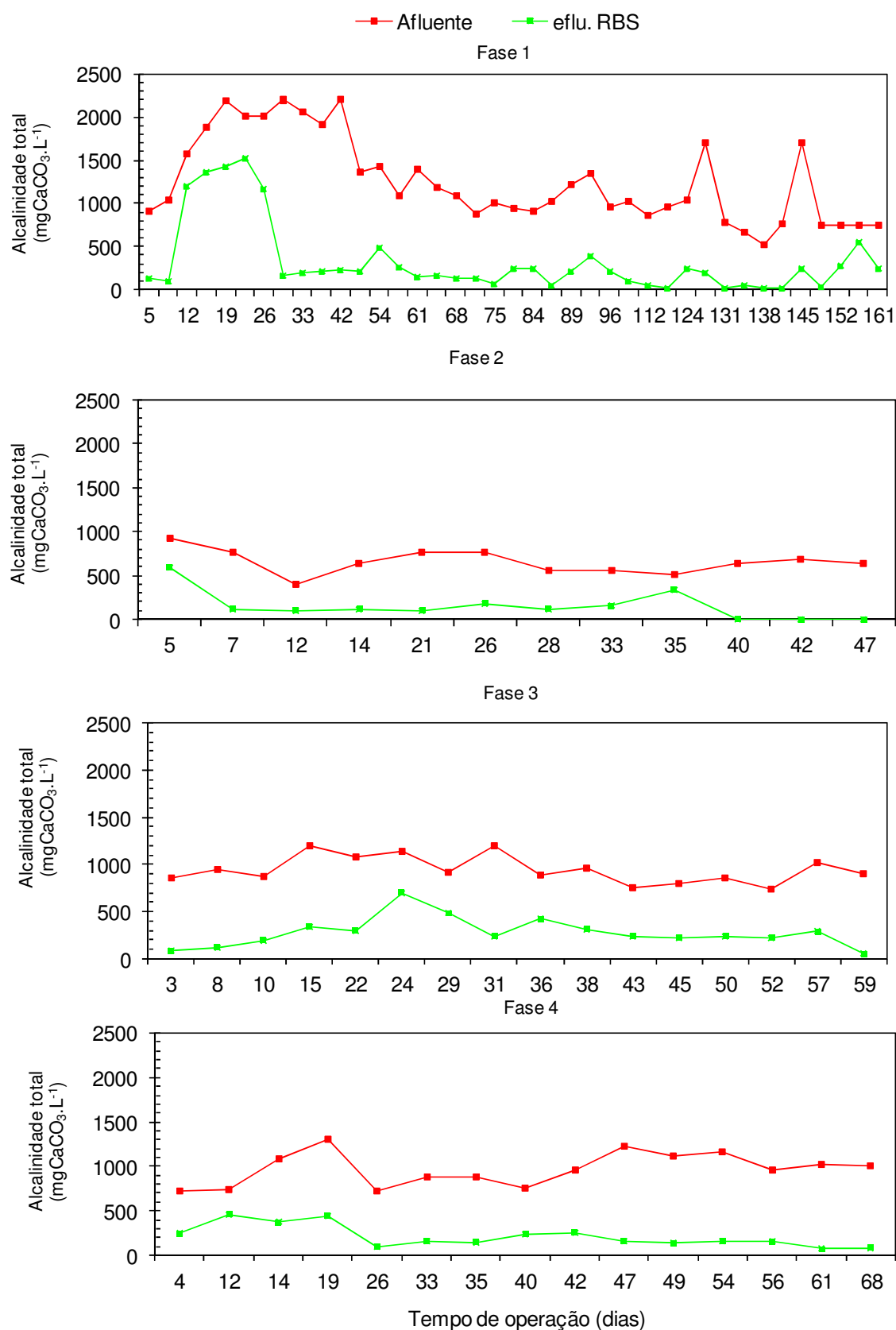


FIGURA 21 (a). Valores da alcalinidade total do afluente e do efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.

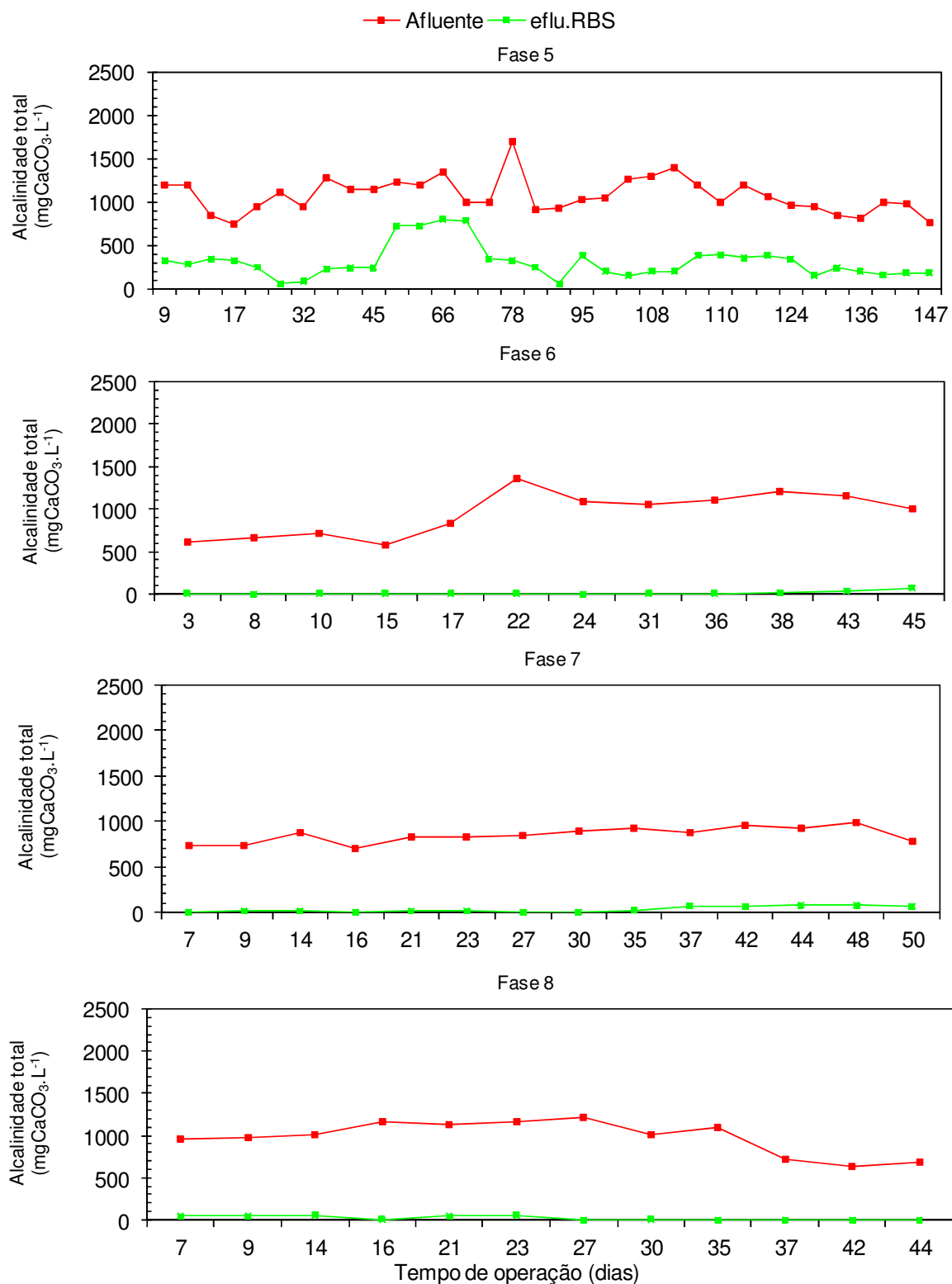


FIGURA 21 (b). Valores da alcalinidade total do afluente e efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8.

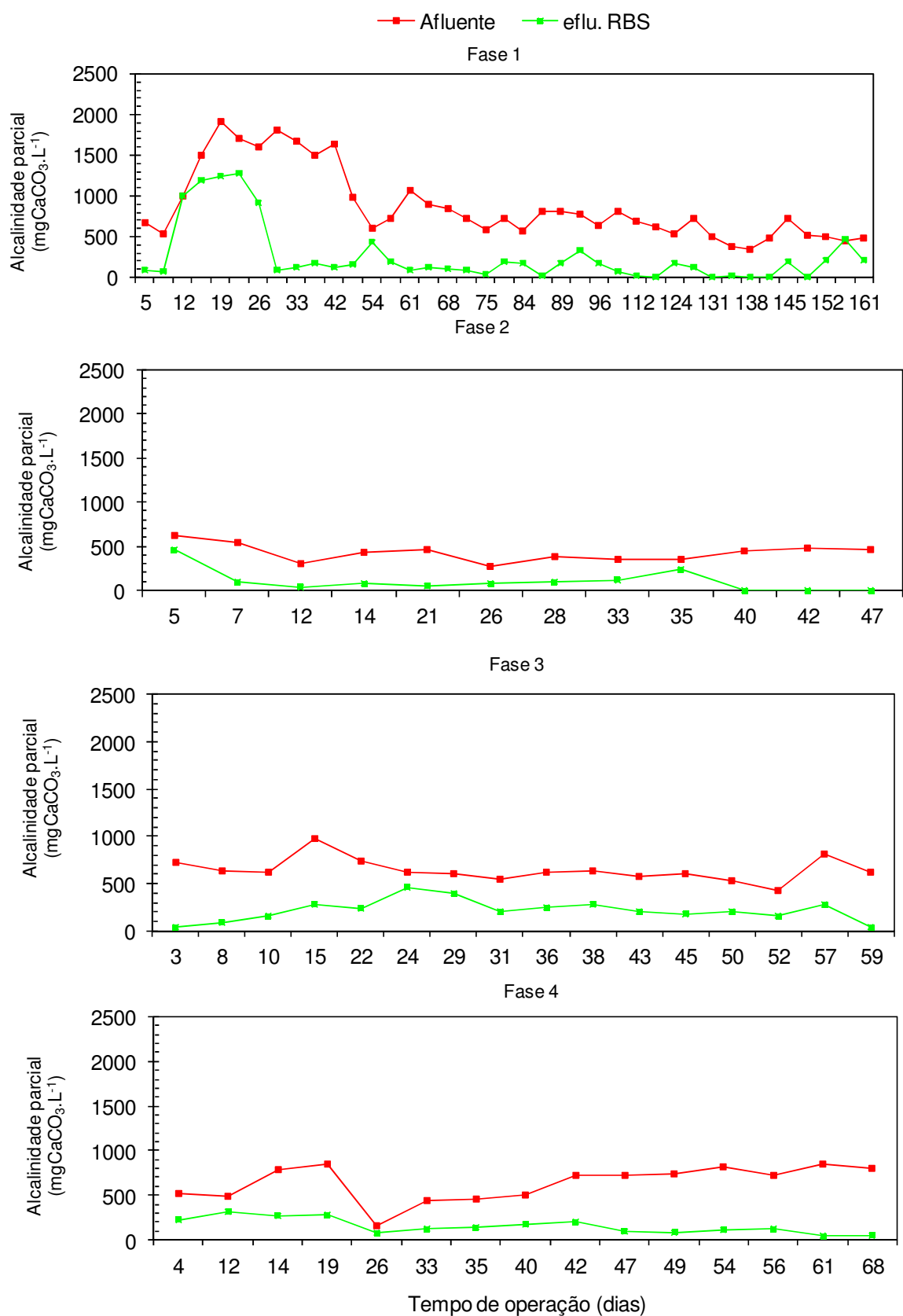


FIGURA 22 (a). Valores da alcalinidade parcial do afluente e do efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.

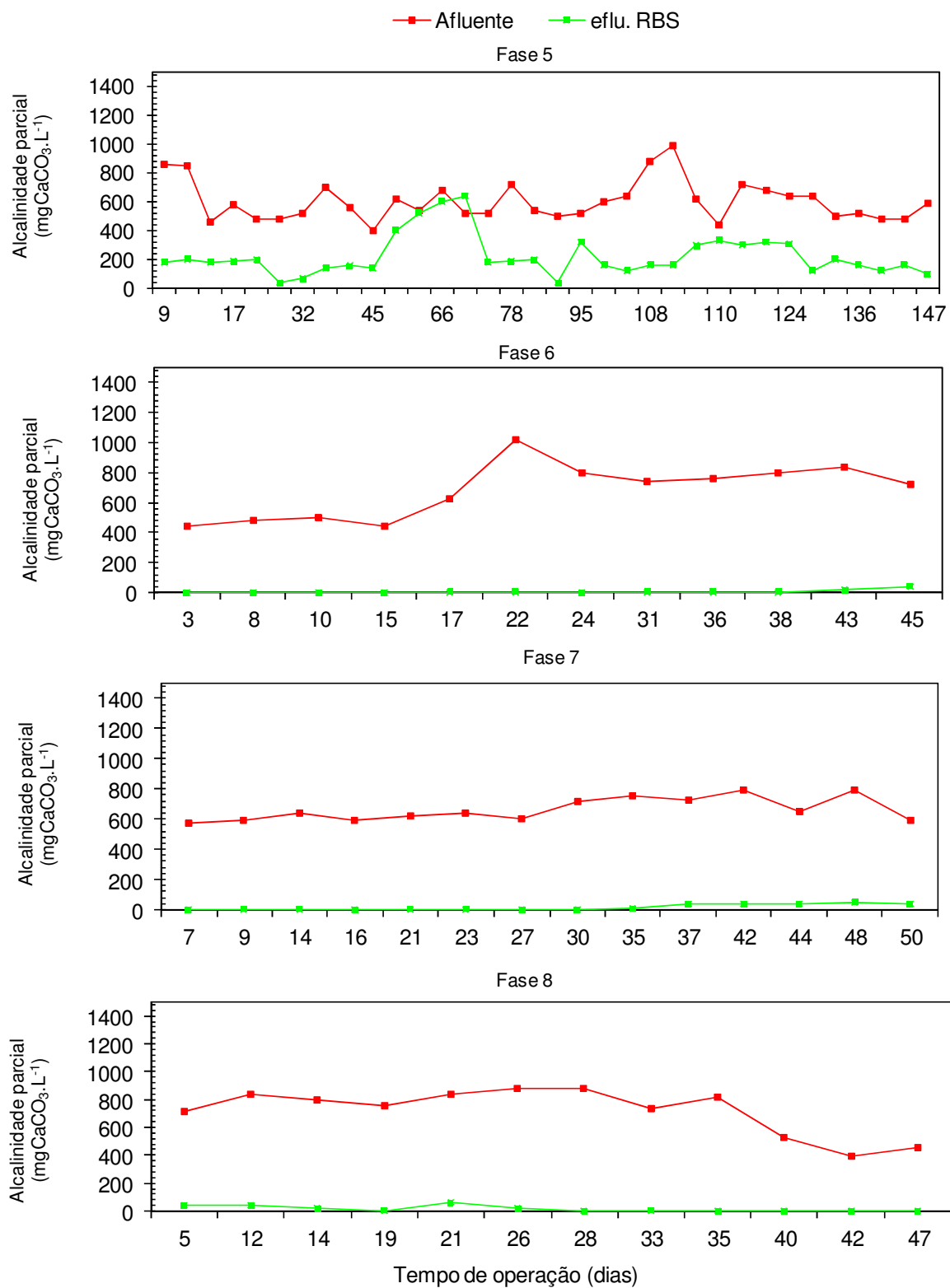


FIGURA 22 (b). Valores da alcalinidade parcial do afluente e do efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8.

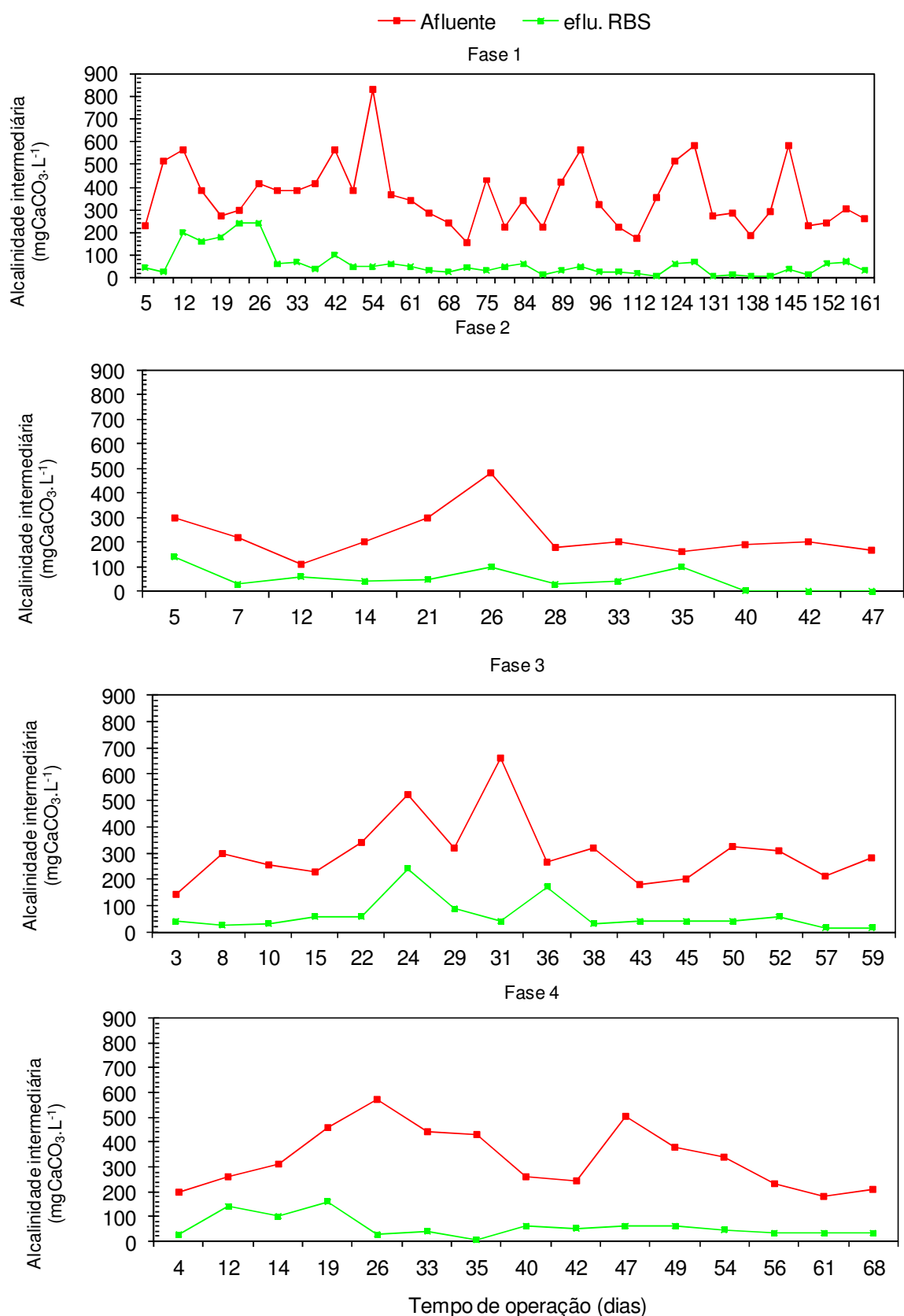


FIGURA 23 (a). Valores da alcalinidade intermediária do afluenta e do efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.

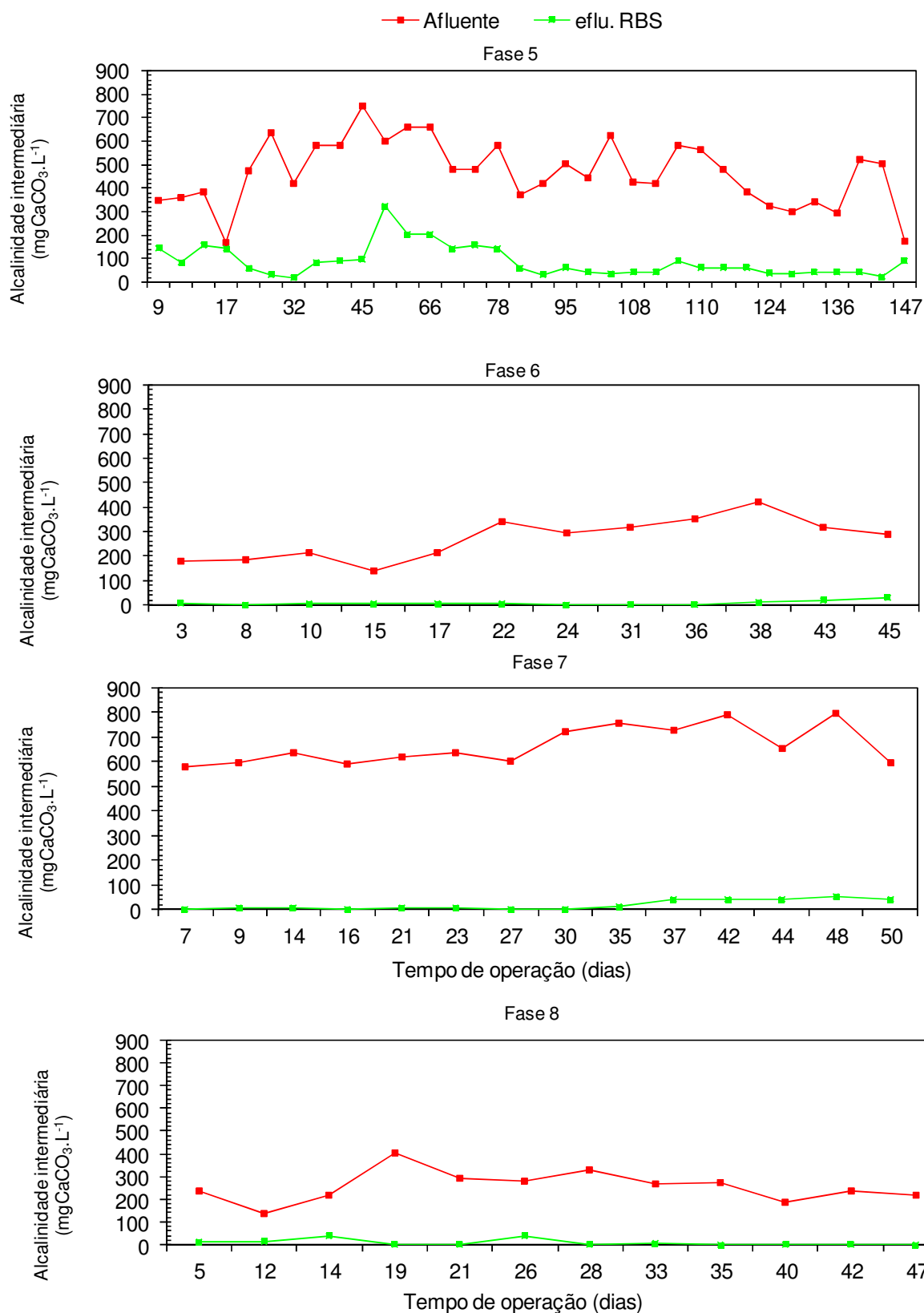


FIGURA 23 (b). Valores da alcalinidade intermediária do afluente e do efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8.

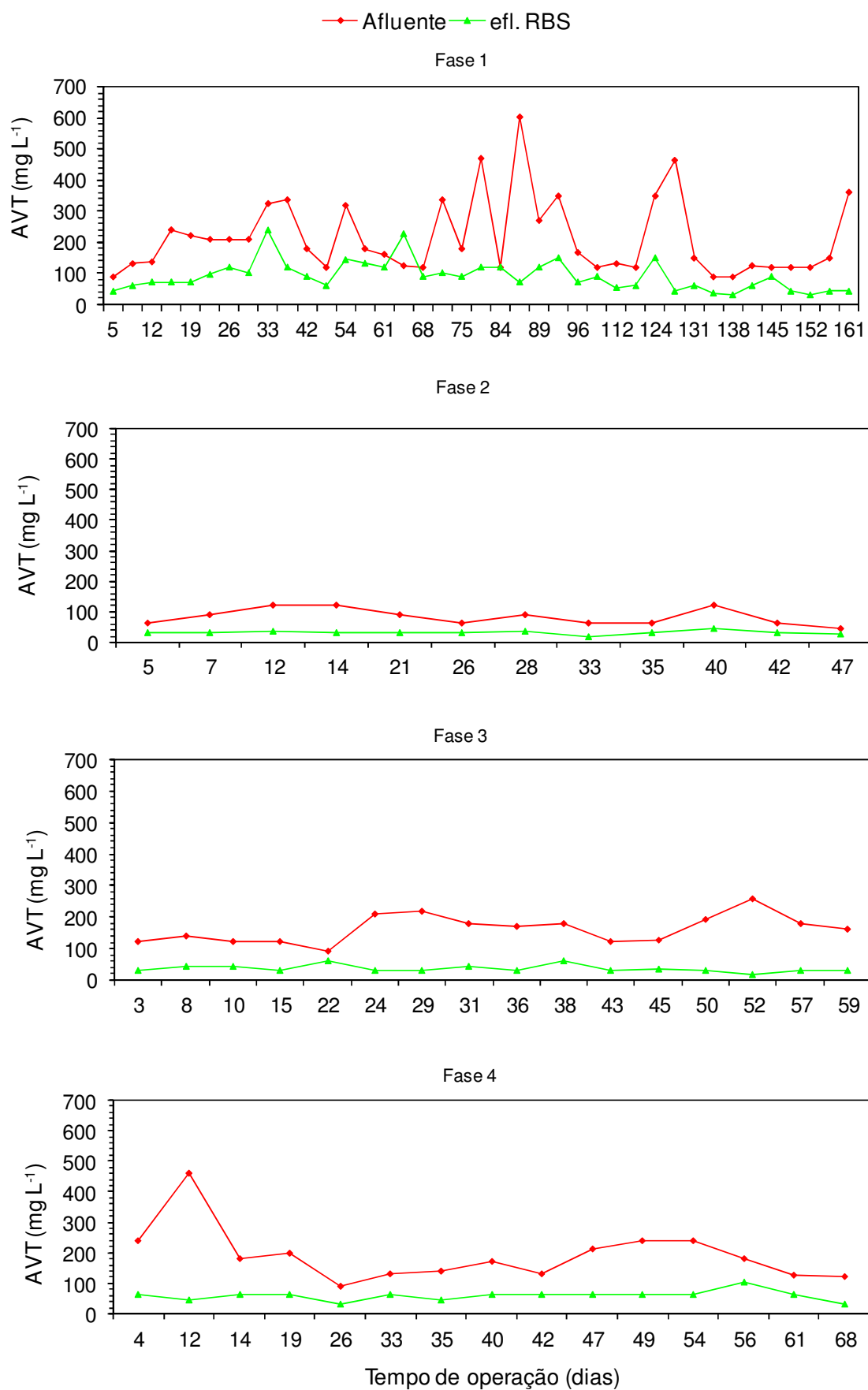


FIGURA 24 (a). Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluente do RBS nas fases 1, 2, 3 e 4.

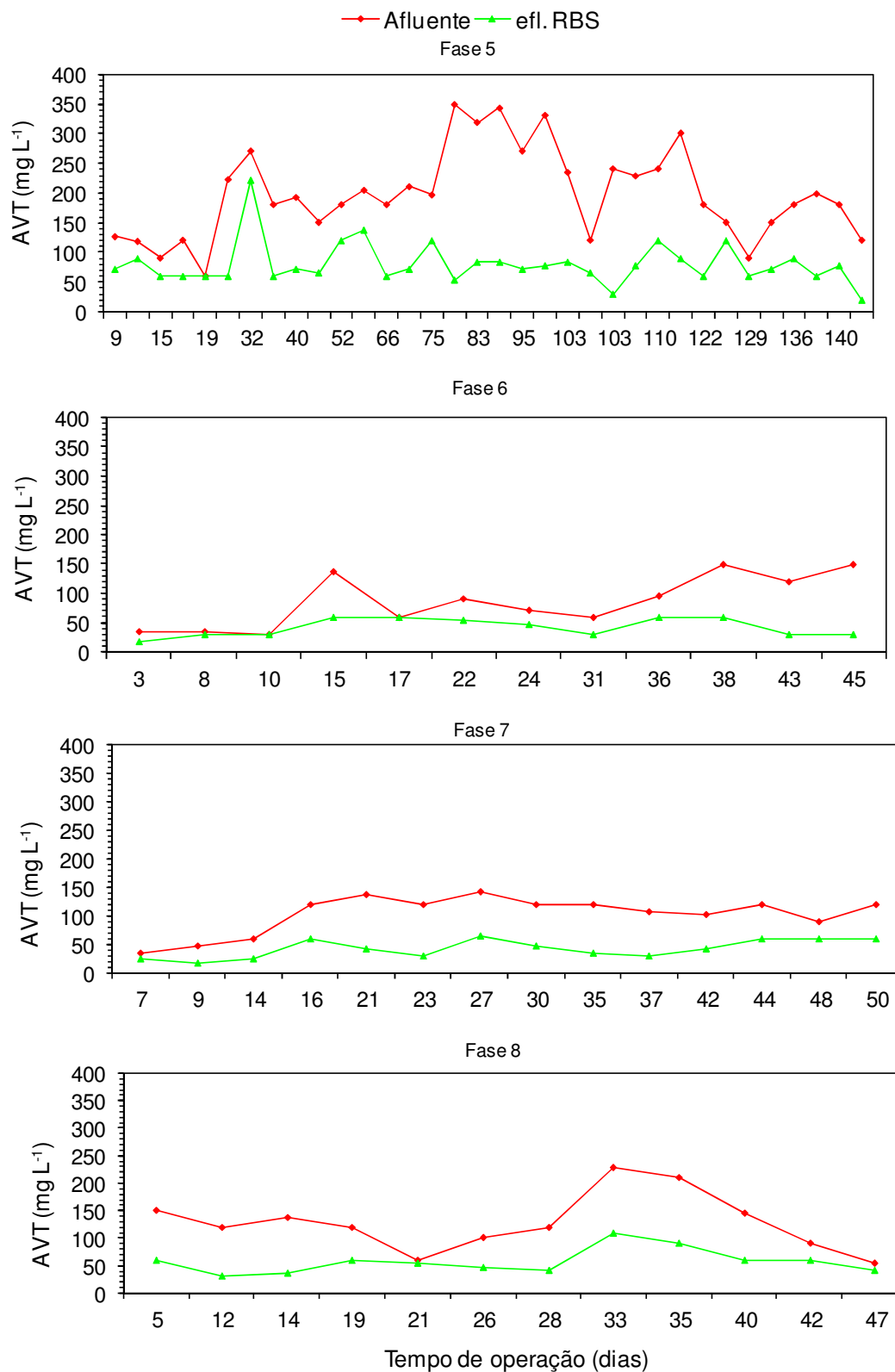


FIGURA 24 (b). Concentrações de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente e efluente do RBS nas fases 5, 6, 7 e 8

4.6. Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis (SV) da manta do lodo

Nas Tabelas 14, 15 e 16 estão apresentados os valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) do lodo, obtidos das amostras retiradas nos pontos de coleta de 1 a 4 (pontos de amostragem eqüidistantes, da região superior da manta, ponto 4, até a base do reator, ponto 1), na manta dos reatores UASB (R1 e R2), nos pontos 1 ao 5, abrangendo até a altura correspondente a região intermediária de lodo sedimentado do RBS aeróbio (da bases até 34 cm abaixo da registro de descarte do efluente) e as taxas de carregamento orgânico no lodo (TCL) durante os ensaios 1 ao 4 e fases 1 a 8, respectivamente.

No R1, os valores de sólidos (ST e SV) de lodo diminuíram acentuadamente da base para o topo da manta de lodo. Os valores de ST do lodo no ponto 1 variaram de 44051 a 76553 mg L⁻¹, e de SV de 35168 a 62338 mg L⁻¹. No ensaio 2 ocorreram os menores ($p < 0,05$) do que nos ensaios 1 e 3. Os valores de ST e SV variaram de 2622 a 6676 mg L⁻¹ e de 1924 a 5304 mg L⁻¹ no ponto 2, e de 2878 a 5337 mg L⁻¹ e de 1985 a 3467 mg L⁻¹ no ponto 4, sem diferenças significativas ($p > 0,05$) entre os ensaios. No ponto 3 os valores de ST variaram de 3531 a 4451 mg L⁻¹, sem diferenças significativas ($p > 0,05$) entre os ensaios. Os valores SV foram de 3224, 2104, 2877 e 2560 mg L⁻¹, com diferença significativa ($p < 0,05$) entre o menor valor no ensaio 2 e do ensaio 1.

As porcentagens médias de SV do lodo da manta do R1 variaram de 78 a 82%, de 79 a 72%, de 60 a 72% e de 69 a 75% do teor de ST nos pontos 1, 2, 3 e 4, respectivamente, nos ensaios 1 a 4.

Conforme também foi observado por OLIVEIRA & FORESTI (2004) estes valores evidenciam a predominância de matéria orgânica no lodo anaeróbio e, conseqüentemente, pela sua granulação, com alta participação de microrganismos (bactérias e arqueias) e pequena de minerais. O teor de cinzas tende a aumentar ao longo do tempo da operação em virtude da precipitação e adsorção de minerais, atingindo valores próximos a 50% do ST.

A taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) no R1 variou de 0,84 a 3,72 g DQO (g SV d)⁻¹. e diferiu significativamente ($p < 0,01$) entre os ensaios.

No R2 os valores médios de ST e SV, como no R2, diminuíram da base para o topo da manta de lodo, contudo de forma menos acentuada do que no R1,

principalmente no ensaio 4. Os valores de ST no ponto 1 variaram de 57775 a 78732 mg L⁻¹, e de SV de 25126 a 62148 mg L⁻¹, e no ensaio 3 ocorreram valores de ST e SV maiores ($p < 0,05$) do que nos ensaios 1 e 4. No ponto 2, os valores de ST e de SV variaram de 8157 a 27085 mg L⁻¹ e de 4898 a 18644 mg L⁻¹, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,05$). No ensaio 2 ocorreram menores ($p < 0,05$) valores de ST e SV do que no ensaio 4. No ponto 3 os valores de ST e SV de 11263 e 9619 mg L⁻¹ no ensaio 4 foram significativamente maiores ($p < 0,05$) do que nos demais ensaios, e nos quais variaram de 4237 a 5387 mg L⁻¹ e de 4295 a 2842 mg L⁻¹, respectivamente. No ponto 4, os valores de ST e SV foram de 3817, 2580, 4327 e de 5334 mg L⁻¹, e de 2677, 1941, 3398 e 3818 mg L⁻¹, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4. No ensaio 4, ocorreram valores maiores de ST do que no ensaio 2. Essa melhor distribuição de lodo no R2, resultando em baixa TCL, no ensaio 4, também contribuiu para o melhor desempenho dos reatores R1, R2 e R1 +R2 em relação ao ensaio 2.

A TCL no R2 variou de 0,74 a 2,72 g DQO (g SV d)⁻¹ e o ensaio 2, com maior valor (2,72 g DQO (g SV d)⁻¹) diferiu significativamente ($p < 0,01$) dos demais ensaios, em virtude dos arrastes de sólidos suspensos da manta, provocadas pelas maiores velocidade ascensional do líquido e produção de biogás, os quais comprometeram as eficiências de remoção de DQO e sólidos suspensos.

TABELA 14. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) e os respectivos coeficientes de variação (cv), do lodo da manta do reator UASB (R1) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.									
Ensaio	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		TCL
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
	mg L ⁻¹								
1	76553a	62338a	5757a	4453a	4451a	3224a	4606a	3467a	0,84b
2	44052b	35168b	2622a	1924a	3531a	2104b	2879a	1985a	3,72a
3	68711a	56603a	6676a	5304a	4039a	2877ab	5337a	3274a	1,93ab
4	65163ab	51123ab	3975a	2876a	3848a	2560ab	3355a	2424a	3,20ab
CV (%)	36,9	36,1	121,1	143,5	53,4	42,5	89,6	73,7	100,4
Teste F	5,9*	6,6**	1,8 ns	1,5 ns	0,5,ns	2,7*	1,9 ns	1,9ns	4,2**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

TCL: g DQO (g SV d)⁻¹

As porcentagens médias de SV do lodo da manta do R2 variaram de 43 a 66%, de 60 a 83%, de 59 a 85% e de 70 a 79% do teor de ST nos pontos 1, 2, 3 e 4, respectivamente, nos ensaios 1 a 4.

TABELA 15. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), e os respectivos coeficientes de variação (cv), do lodo da manta do reator UASB (R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		TCL (a)
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
	mg L ⁻¹								
1	57775b	25126b	14833ab	12283ab	4237b	2963b	3817ab	2677a	1,22b
2	69958ab	41963ab	8157b	4898b	4809b	2842b	2580b	1941a	2,72a
3	78732a	50148a	16727ab	12244ab	5387b	4295b	4327ab	3398a	1,22b
4	59664b	39249b	27085a	18644a	11263a	9619a	5334a	3818a	0,74b
CV (%)	31,3	41,9	102,8	65,8	70,7	71,2	64,7	68,6	68,8
Teste F	4,1**	6,4**	3,2*	8,4*	7,9*	12,7**	3,0*	2,6 ns	11,9**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

TCL: g DQO (g SV d)⁻¹

CHERNICHARO (1997) citou a recomendação de que a TCL durante a partida de um reator anaeróbio deve ser da ordem de 0,05 a 0,15 g DQO (g SVT d)⁻¹, dependendo do tipo de efluente a ser tratado. Estas cargas devem ser aumentadas, gradativamente, em função da eficiência do sistema de tratamento. A TCL, durante o regime permanente, pode atingir, de acordo com o afluente a ser tratado, valores em torno de 2,0 g DQO (g SVT d)⁻¹. Resultados obtidos durante a partida de um reator UASB, tratando esgoto sanitário doméstico, indicaram que a aplicação da TCL da ordem 0,30 g DQO (g SVT d)⁻¹ não prejudicaram a estabilidade do processo em termos de pH e ácidos graxos voláteis.

Hurshoff-Pol et al. (1983) apud OLIVEIRA (2001), num experimento para verificar o efeito da TCL na granulação do lodo de reatores UASB, observaram que se formaram grânulos com TCL acima de 0,6 g DQO (g SVT d)⁻¹, ao passo que, com 0,3 g DQO (g SVT d)⁻¹ ocorreram entumescimento e arraste de lodo.

Neste trabalho, nos reatores R1 e R2 com os maiores valores da TCL, no ensaio 2, foi observado as menores eficiências de remoção de DQO e sólidos

suspensos.

No RBS os valores de sólidos (ST e SV) diminuíram de maneira gradativa da base para o topo da região do lodo sedimentado, indicando boas características e massa suficiente para atender a DQO e N afluente, resultando em baixos TCL (Tabela 16). Os valores médios de ST e de SV no ponto 1, variaram de 15211 a 48787 mg L⁻¹ e de 4634 a 36103 mg L⁻¹, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$). Nas fases 1 e 5 ocorreram maiores valores de ST e SV do que nas fases 6, 7 e 8.

TABELA 16. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), e os respectivos coeficientes de variação (cv), obtidos no lodo sedimentado do RBS aeróbio durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		Ponto 5		TCL
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
	mg L ⁻¹										
1	29707a	21297ab	18706a	13577a	19520a	10775a	14952a	10750a	10093a	6442a	0,14a
2	25650ab	16063ab	22846a	15355a	18078a	11280a	15766a	8425a	2655a	1827a	0,14a
3	41719ab	27156ab	20258a	13335a	14720a	10969a	10972a	7185a	10335a	5872a	0,29a
4	31458ab	23471ab	19087a	11712a	17173a	12497a	9482a	6822a	7952a	5754a	0,33a
5	48787a	36103a	27267a	19462a	18954a	16020a	14471a	11531a	7295a	5879a	0,26a
6	15211b	10052b	18145a	14259a	18476a	12869a	8535a	6520a	3886a	2933a	0,15a
7	25131ab	8550b	23827a	18041a	12440a	10236a	5215a	3643b	2231a	1495a	0,04a
8	15924b	4634b	20421a	14002a	14528a	10163a	9846a	6441a	2409a	1729a	0,22a
CV (%)	51,8	67,8	47,9	46,3	51,9	62,9	62,5	64,4	80,8	80,5	129,0
Teste F	4,5**	5,1**	1,1 ns	1,5 ns	0,7 ns	0,8 ns	1,9 ns	2,2*	3,5**	3,0**	1,13 ns

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

TCL: g DQO (g SV d)⁻¹

Os valores de ST e SV variaram, respectivamente, de 18145 a 27267 mg L⁻¹ e de 11712 a 19462 mg L⁻¹ no ponto 2; de 12440 a 19520 mg L⁻¹ e de 11236 a 16020 mg L⁻¹ no ponto 3; de 2231 a 10335 mg L⁻¹ e de 1495 a 6442 mg L⁻¹ no ponto 5, sem diferenças significativas ($p > 0,05$) entre as fases.

No ponto 4 os valores de ST variaram de 5215 a 15766 mg L⁻¹ e sem

diferenças significativas ($p > 0,05$) entre as fases. Já para o SV, os valores variaram de 3643 a 11561 mg L⁻¹, e na fase 7 foi significativamente ($p < 0,05$) menor do que nas demais fases.

As porcentagens médias de SV do lodo da manta do RBS variaram de 29 a 75%, de 61 a 79%, de 55 a 85%, de 53 a 80% e de 57 a 81% do teor de ST nos pontos 1, 2, 3, 4 e 5, respectivamente, das fases 1 a 8.

A TCL no RBS variou de 0,04 a 0,33 g DQO (g SV d)⁻¹ e não houve diferenças significativamente ($p < 0,01$) entre as fases.

METCALF & EDDY (2003) citaram que a COV, em tanques de aeração, de processos de lodos ativados, podem variar de 0,3 até mais do que 3,0 kg DBO ou DQO (m³ d)⁻¹.

4.7. Estimativa do balanço de massa nos reatores UASB em dois estágios e no RBS.

Na Tabela 17 estão apresentados, para os reatores UASB R1 e R2 e conjunto de reatores UASB (R1+R2) em dois estágios, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, os valores médios das produções diárias de lodo e de metano, a COV, as médias diárias da DQO afluente, efluentes e removida, os valores das porcentagens de DQO total do afluente e removida convertidas em metano e a relação entre a produção de DQO-CH₄ e DQO dissolvida removida, denominada fator M por SAYED (1987) e o tempo de retenção de sólidos (TRS). Na Tabela 19 estão apresentados as estimativas da produção diária de lodo e o TRS no RBS, realizados de acordo com os procedimentos adotados por METCALF & EDDY (2003).

Na Tabela 18 são apresentados os resultados médios de Y acumulado obtidos durante a operação dos reatores UASB R1 e R2 e conjunto de reatores UASB (R1+R2) em dois estágios nos ensaios 1, 2, 3 e 4, por meio do balanço de massa da produção de metano e da DQO total removida, conforme descrito por OLIVEIRA & FORESTI (2004).

Os valores médios de DQO total removida convertida em lodo no R1 variaram na média de 3,4 a 10,0%, e para o conjunto de reatores (R1+ R2) de 4,7 a 16,0%. Os maiores valores médios da DQO total removida convertida em lodo no R1 (ensaio 3), podem estar relacionadas as baixas conversões dos sólidos suspensos orgânicos a CH₄ neste ensaio, e conseqüentemente acúmulo de matéria orgânica particulada na forma de lodo no reator.

No R2, foram observados os maiores valores de DQO total removida convertida em lodo, de 18,7 a 36,5%, em virtude da acumulação do lodo arrastado com o efluente do R1. Portanto, estes resultados não refletem a formação de lodo no R2, pois incluem parte do lodo formado no R1.

Observando-se os valores médios de conversão de DQO total removida em lodo para o conjunto de reatores (R1+R2), os quais variaram de 4,7 a 16,0%, têm-se, transformando, valores médios de 0,055 a 0,151 g SSV (g DQO removida)⁻¹. Estes valores de produção de lodo estão compreendidos na faixa das constantes teóricas de mínima e máxima produção específica de lodo, resultantes do crescimento biológico do lodo, de 0,03 mg SSV (mg DQO removida)⁻¹, a 0,18 mg SSV (mg DQO removida)⁻¹, correspondendo as fermentações metanogênicas e acidogênicas, respectivamente, conforme citado por VAN HAANDEL & LETTINGA (1994).

Os valores de DQO total removida convertida em CH₄ no R1, foram de 49,1; 38,8; 12,0 e 15,8 %, e para o conjunto de reatores (R1 +R2) foram de 47,2; 41,3; 11,7 e de 16,3%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Verificou-se que com o aumento da COV, do ensaio 1 para o ensaio 2, houve decréscimo na conversão de DQO total em CH₄. Segundo OLIVEIRA & FORESTI (2004) o aumento do TDH e temperaturas mais altas permitem maior solubilização da matéria orgânica suspensa e, conseqüentemente, a converter à metano.

No R2, os valores de DQO total removida convertida em CH₄ foram de 31,4, 9,6 e 30,1%, para os ensaios 1, 3 e 4, respectivamente. Do ensaio 1 para o 2, com o aumento da COV de 5 para 15 g DQO_{total} (L d)⁻¹ e diminuição do TDH de 11 para 6 h, e, conseqüentemente, aumento da velocidade ascensional de 0,371 para 0,724 m h⁻¹, ocorreram valores negativos de DQO total removida convertida em CH₄ e em lodo, em virtude do arraste intenso do lodo “leve” e fino da manta, em virtude de ainda não ter sido adaptado as maiores velocidades do líquido.

VAN HAANDEL & LETTINGA (1994) citaram que, em virtude das perdas de metano no efluente e para a atmosfera, a produção de metano medida é bem menor que aquela prevista com base em considerações estequiométricas, atingindo na prática valores de 20 a 50% da produção teórica de metano. Portanto, considerando-se que as somatórias de DQO removida convertida em lodo e em metano dos reatores UASB (R1+R2) foram de 55,3; 57,3; 24,5 e 21,0%; nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, verifica-se que nos ensaios 3 e 4 houve outras perdas, como conseqüência dos aumentos das concentrações de SST do afluente, da COV e a

TABELA 17. Estimativa das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH₄) e da relação entre a produção diária de (CH₄) medida (expressa em g DQO-CH₄. d⁻¹), a DQO dissolvida removida e o tempo de retenção de sólidos (TRS), a partir das médias diárias de DQO afluente, efluente, removida e na forma de CH₄ do reator 1 (R1), reator 2 (R2) e do conjunto de reatores UASB (R1 + R2) em dois estágios..

Reator	TDH	COV	Afluente			Efluente				Remoção				Prod.Diária		Prod. Diária		DQO total		DQO total		Relação		TRS
			DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	DQO _{total}	DQO _{diss}	CH ₄	lodo	lodo	lodo	removida	removida	convertida	convertida	DQO-CH ₄ por	DQO dissolvida	
(h)	(a)		g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g DQO-CH ₄ .d ⁻¹	g DQO-SV.d ⁻¹	g DQO-SV.d ⁻¹	g DQO-SV.d ⁻¹	em lodo (%)	em lodo (%)	em CH ₄ (%)	em CH ₄ (%)	removida	removida	(d)
28	11		5438,0	660,0	4778,0	1102,0	256,0	846,0	4336,0	404,0	3932,0	2129,2	294,3	6,8	49,1	5,3	16,7							
R1	14	19	9569,0	1882,0	7687,0	3524,0	823,0	2701,0	6045,0	1059,0	4986,0	2343,2	487,6	8,1	38,8	2,2	8,3							
	28	18	9511,0	1073,0	8438,0	2789,0	508,0	2281,0	6722,0	565,0	6157,0	809,3	671,9	10,0	12,0	1,4	10,0							
	14	26	13148,0	1224,0	11924,0	1477,0	334,0	1143,0	11671,0	890,0	10781,0	1840,7	398,4	3,4	15,8	2,1	40,7							
	11	5	1102,0	256,0	846,0	578,0	146,0	432,0	524,0	110,0	414,0	164,5	98,1	18,7	31,4	1,5	9,3							
R2	6	15	3524,0	823,0	2701,0	3540,0	625,0	2915,0	—	198,0	—	147,5	475,7	—	—	0,7	4,3							
	11	12	2789,0	508,0	2281,0	1799,0	331,0	1468,0	990,0	177,0	813,0	95,0	315,1	31,8	9,6	0,5	10,2							
	6	7	1477,0	334,0	1143,0	1004,0	223,0	781,0	473,0	111,0	362,0	142,5	172,4	36,5	30,1	1,3	34,5							
	39		5438,0	660,0	4778,0	578,0	146,0	432,0	4860,0	514,0	4346,0	2293,7	392,4	8,1	47,2	4,5	26,0							
R1+R2	20		9569,0	1882,0	7687,0	3540,0	625,0	2915,0	6029,0	1257,0	4772,0	2490,7	963,2	16,0	41,3	2,0	12,6							
	39		9511,0	1073,0	8438,0	1799,0	331,0	1468,0	7712,0	742,0	6970,0	904,3	987,0	12,8	11,7	1,2	20,2							
	20		13148,0	1224,0	11924,0	1004,0	223,0	781,0	12144,0	1001,0	11143,0	1983,2	570,8	4,7	16,3	2,0	75,2							

a - unidade: (g DQO_{total} (L d⁻¹)

b- cálculo: a partir da produção diária de CH₄ (L d⁻¹) nas CNTP tem-se ((produção diária de CH₄x16)/22,4)x4=(gDQO-CH₄.d⁻¹)

c- cálculo:SSV do efluente(g/d)/1,48

d- volume do reator (L)*SV do lodo (g L)/SSV_{efluente} (g L)

(-) valores negativos

ocorrência de temperaturas em torno de 20°C, a formação de espuma e flotação de lodo na superfície do decantador e também da câmara de gás.

No ensaio 1, no R1, foram verificados valores de DQO total removida convertida em CH₄ superiores aos obtidos por DUDA (2006), tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 10 g L⁻¹ em reatores RBSAn com COV de 12,7 g DQO_{total} (L d)⁻¹ o qual foi de 18%. RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 5 a 13 g L⁻¹, em reatores UASB com COV de 5,5 e 34,4 g DQO_{total} (L d)⁻¹, obteve 46,6 e 21,4%.

Os valores de DQO total removida convertida em CH₄ obtidos por OLIVEIRA (1997) variaram de 33,8 a 44,1%, para o reator UASB em um estágio tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 1,5 e 2,0 g L⁻¹ e COV de 5,72 a 6,07 kg DQO_{total}.(m³.d⁻¹), e de 32,0 a 50,8% para o reator UASB com o afluente com 2,0 g L⁻¹ de SST e operando com COV de 7,42 a 8,03 kg DQO_{total}.(m³.d)⁻¹, com TDH de 12 h e temperatura controlada de 25 a 30°C.

PEREIRA (2003), com reatores UASB em dois estágios (R1+R2) tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 5,0 e 5,5 g L⁻¹, obteve valores médios de DQO total removida convertida em CH₄ na faixa de 33,3 a 44,6% com COV de 4,55 a 18,65 kg DQO_{total}.m³.d⁻¹ para o primeiro reator (R1), para o segundo reator (R2) foi de 27,7 a 35,8% com COV de 2,55 a 21,03 kg DQO_{total}.m³.d⁻¹, e para o conjunto de reatores (R1 + R2) foi de 32,6 a 44,0%.

A relação DQO-CH₄ por DQO dissolvida removida foi de 5,3; 2,2; 1,4 e 2,1 no R1, de 1,5; 0,7; 0,5 e 1,3 no R2, e de 4,5; 2,0; 1,2 e 2,0 no conjunto de reatores UASB (R1+R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Observou-se que do ensaio 1 para o ensaio 2, com o aumento da COV, houve diminuição da relação DQO-CH₄ por DQO dissolvida removida. No entanto, do ensaio 3 para o ensaio 4, mesmo com aumento da COV de 18 para 28 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no R1, houve aumento da relação DQO-CH₄, o que pode ser atribuído as maiores taxas de hidrólise ocorridas por consequência dos maiores TRS observados (Tabela 17).

O TRS foi de 16,7; 8,3; 10,0 e 40,7 d no R1, e de 9,3; 4,3; 10,2 e 34,5 d no R2, e de 26,0; 12,6; 20,2 e 75,2 d no conjunto de reatores UASB (R1+R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Com o aumento da COV no ensaio 2, houve diminuição do TRS no R1, R2 e conjunto de reatores UASB (R1+R2). De acordo com NDON & DAGUE (1997), o aumento da COV provoca a maior produção de microrganismos dispersos e

conseqüentemente decréscimo do TRS. Segundo ZHANG et al. (2007), o aumento da COV diminui o TRS, em virtude do aumento de sólidos suspensos no reator, que irão diminuir a sedimentação do lodo e conseqüentemente mais lodo será descartado com o efluente.

O TRS mínimo para o processo metanogênico é de 10 dias com temperatura de 35°C (NDON & DAGUE, 1997). No R1, durante o ensaio 2, observou-se valor abaixo do recomendado de 8,3 d. E no R2, foram observados nos ensaios 1 e 2, valores de 9,3 e 4,3 d, os quais resultaram em menores valores de eficiência de remoção de DQO e SST.

TABELA 18. Estimativas de balanço de massa nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB (R1+R2) em dois estágios, realizada de acordo com os procedimentos adotados por OLIVEIRA (1997) com base em SAYED (1987) e YANG & CHOU (1985).

Reator	TDH	COV	DQO _{total} removida (I)	Produção diária de CH ₄ medida (II) ^(a)	I-II (III) ^(b)	(III/I)x100 (c)	(III/1,48)/I (d)
	(h)	(g DQO _{total} (L d) ⁻¹)	(g.d ⁻¹)	(g DQO-CH ₄ .d ⁻¹)	(g DQO _{total} .d ⁻¹)	(%)	(gSSV(gDQO total removida) ⁻¹)
R1	28	11	4336,0	2129,2	2206,8	50,9	0,34
	14	19	6045,0	2343,2	3701,8	61,2	0,41
	28	18	6722,0	809,3	5912,7	88,0	0,59
	14	26	11671,0	1840,7	9830,3	84,2	0,57
R2	11	5	524,0	164,5	359,5	68,6	0,46
	6	15	—	147,5	—	—	—
	11	12	990,0	95,0	895,0	90,4	0,61
	6	7	473,0	142,5	330,5	69,9	0,47
R1+R2	39		4379,0	2290,9	2088,1	47,7	0,32
	20		6934,0	2470,7	4463,3	64,4	0,43
	39		4162,0	1020,5	3141,5	75,5	0,51
	20		17073,9	1887,0	15186,9	88,9	0,60

^(a) - cálculo: a partir da produção diária de CH₄ (L d⁻¹) nas CNTP tem-se :((produção diária de CH₄x16)/22,4)x4=(g DQO-CH₄.d⁻¹)

^(b) - denominado :DQO acumulada no reator na forma de lodo, segundo SAYED (1987) YANG & CHOU (1985).

^(c) - denominado : eficiência da remoção física, segundo YANG & CHOU (1985), obtida por meio do valor da DQO acumulada no reator na forma de lodo dividido pelo valor da DQO total removida

^(d) - denominado : fator de acumulação de lodo no reator (Y acumulado) segundo SAYED (1987), obtido por meio dos valores da III (DQO acumulada no reator na forma de lodo) divididos por 1,48 g DQO (g.SSV)⁻¹ e em seguida divididos pela DQO total removida.

Os valores de TRS obtidos neste trabalho foram inferiores aos encontrados

por RAMIRES (2005), que observou valores de TRS de 26 a 90 d para COV de 13 a 5 g DQO_{total} (L d)⁻¹, respectivamente.

Adotando-se os procedimentos semelhantes a Yang & Chou (1985) apud OLIVEIRA & FORESTI (2004), estimaram-se os valores de acumulação de lodo no reator, denominado Y acumulado, e da eficiência de remoção física (Tabela 18).

As estimativas de acumulação de lodo (Y acumulado) foram obtidas a partir da DQO de lodo acumulado no reator, o qual foi a diferença entre a DQO total removida e a produção de metano (DQO-CH₄) dividido pelo valor de DQO total removida. Com este procedimento Sayed (1985) apud OLIVEIRA & FORESTI (2004) não considerou as possíveis perdas de gás, conseqüentemente incorporando no Y acumulado.

Os valores médios das eficiências de remoção física no R1 foram de 51, 61, 88 e 84% para COV de 11, 19, 18 e 26 g DQO_{total} (L d)⁻¹. No R2 foram de 69, 90 e 70%, e que no ensaio 2 ocorreu valor negativo em virtude dos maiores valores de COV e da velocidade ascensional aplicado neste ensaio, que provocaram perda de sólidos com o efluente.

OLIVEIRA (1997), com reatores UASB em um estágio, encontrou valores de eficiência de remoção física de 49 a 68% com COV variando de 5,72 a 8,03 kg DQO_{total} (m³ d)⁻¹. Estes valores foram similares aos obtidos neste experimento no R1, durante os ensaios 1 e 2. .

PEREIRA (2003), com reatores UASB em dois estágios (R1 +R2), encontrou valores de eficiência de remoção física variando de 56 a 67%, com COV de 4,55 a 18,65 kg DQO_{total} (m³ d)⁻¹ no primeiro reator (R1). Neste experimento, os valores obtidos para o conjunto de reatores (R1 +R2) foram de 48 e 64%, com COV de 11 e 19 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no R1, nos ensaios 1 e 2, respectivamente, e nos ensaios 3 e 4 com COV de 18 a 26 g DQO_{total} (L d)⁻¹, os valores encontrados foram superiores (75 e 89%, respectivamente) aos encontrados por PEREIRA (2003)

OLIVEIRA & FORESTI (2004) observaram valores decrescente de remoção física de 62 a 49% em reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura, com o aumento da temperatura, o que atribuíram a melhoria das condições de hidrólise e metanogênese, diminuindo a remoção física nos reatores e, conseqüentemente, a acumulação de lodo. Outro aspecto que fica evidente, é a relação direta da remoção física com a concentração de SST do afluente, não só pela intercepção e entrelaçamento dos sólidos suspensos na manta de lodo, como também pela

redução da atividade da microbiota do lodo diminuindo a conversão dos sólidos suspensos orgânicos biodegradáveis a metano, o que foi acentuado nos ensaios 3 e 4 com a diminuição da temperatura para valores em torno de 20°C coincidindo com o aumento da COV.

DUDA (2006), operando RBSAn para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST de 10 g L⁻¹, obteve valores de remoção física de 45 a 82% com COV de 4,4 a 12,7 g DQO_{total} (L d)⁻¹

Os valores de Y acumulado no R1, foram crescentes do ensaio 1 ao 3 com valores médios de 0,34; 0,41 e 0,59 g SSV (g DQO_{tota} removida)⁻¹ e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) de 0,32; 0,43; 0,51 e 0,60 g SSV (g DQO_{tota} removida)⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

OLIVEIRA & FORESTI (2004) obtiveram valores de Y acumulado de 0,38 a 0,49 g SSV (g DQO_{total} removida)⁻¹ para COV de 0,38 a 1,95 g DQO_{total} (L d)⁻¹. RAMIRES (2005) obteve valores de Y acumulado de 0,36 a 0,52 g SSV (g DQO_{total} removida)⁻¹ para COV de 5,5 a 34, 4 g DQO_{total} (L d)⁻¹.

O TRS no RBS foi de 241, 332, 247, 45, 90, 210, 483 e 225 d nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente. Comparando a fase 4, de menor TRS (45 d) com a fase 7, de maior TRS (483 d), não houve diferenças significativas (p>0,05) nas eficiências de remoção de SST (90 e 93% - Tabela 10), da DQO total (80 e 79% - Tabela 8) de P-total (53 e 28%-Tabela 24) e do N-am. (91 e 87% -Tabela 22), respectivamente. Para a eficiência de remoção de NTK (Tabela 22) a fase 4 diferiu significativamente (p<0,01), com o menor valor (79%) da fase 7 que apresentou maior valor (89%).

TABELA 19. Estimativas da produção diária de lodo e do tempo de retenção de sólidos (TRS) no RBS, realizados de acordo com os procedimentos adotados por METCALF & EDDY (2003).

Fases	Massa de SV do lodo (g)	SSV _{efluente} (g/d)	SV (g/L)	TRS (d)
1	1844	7,65	8,78	241
2	1256	3,78	5,95	332
3	1222	4,95	5,82	247
4	1289	28,8	6,14	45
5	1107	12,2	5,27	90
6	909	4,3	4,33	210
7	739	1,5	3,52	483
8	810	3,6	3,86	225

4.8. Macronutrientes e micronutrientes

4.8.1. Nitrogênio

4.8.1.1. Reatores UASB (R1 e R2)

Na Tabela 20 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio orgânico (N-org.) no afluente e efluentes e das eficiências de remoção de NTK e N-org. obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com os reatores UASB (R1 e R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Na Figura 25, estão apresentados, em cada amostragem os valores de NTK .

As concentrações médias de NTK no afluente foram de 681; 526; 910 e 517 mg L⁻¹ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No ensaio 3 a média foi significativamente maior (p<0,01) do que nos demais ensaios.

Segundo CHERNICHARO (2007), são necessários valores mínimos de relação DQO:N de 200:1 e 70:1 para a biomassa com baixo e alto coeficiente de produção celular, respectivamente. Nesse experimento, as relações DQO:N para os ensaios 1, 2, 3 e 4 foram, respectivamente, de 18:1; 21:1; 24:1 e 29:1, indicando que não houve deficiência de N para os microrganismos.

ABREU NETO (2007), observou concentrações de NTK variando de 602 a 1157 mg L⁻¹ em águas residuárias de suinocultura com DQO total variando de 21123 a 28770 mg L⁻¹. RAMIRES (2005) observou concentrações de NTK variando de 477 a 1588 mg L⁻¹ em águas residuárias de suinocultura com DQO total variando de 8390 a 26025 mg L⁻¹. COSTA & MEDRI (2002) observaram concentrações de NTK de 1825 mg L⁻¹ em águas residuárias de suinocultura com DQO total de 15153 mg L⁻¹.

As concentrações médias de NTK no efluente do R1 foram de 267; 347; 414 e 265 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e acompanhando a variação do afluente, no ensaio 3 foi significativamente maior (p<0,01) do que nos demais ensaios.

Houve diferença significativa (p<0,01) entre os valores médios das eficiências de remoção de NTK, os quais variaram de 33 a 58% no R1, nos ensaios 1 a 4. Observa-se que maiores eficiências de remoção ocorreram nos ensaios 1 e 3,

quando o reator foi operado com TDH de 28h.

No R2, os valores médios das eficiências de remoção de NTK variaram de 7 a 20%, nos ensaios 1 a 4, e nos ensaios 2 e 3 foram significativamente menores. Observam-se baixas eficiências de remoção de NTK, em virtude de arraste de sólidos suspensos da manta de lodo.

TABELA 20. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org) no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção (E), obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com os reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros		Ensaio				CV (%)	Teste F
		1	2	3	4		
NTK (mg L ⁻¹)	Afluente	681 b	526 b	910 a	517 b	42,4	15,1**
	R1	267 c	347 b	414 a	265 c	31,6	16,4**
	R2	219 c	357 b	432 a	205 c	37,9	26,9**
N-am. (mg L ⁻¹)	Afluente	152 b	155 b	208 a	189 ab	40,4	5,1**
	R1	175 b	204 ab	242 a	194 b	35,9	7,6**
	R2	180 b	205 b	255 a	161 b	34,6	13,4**
N-org. (mg L ⁻¹)	Afluente	529 ab	372 b	702 a	328 b	53,9	13,4**
	R1	92 b	142 ab	172 a	71 b	59,2	8,5**
	R2	39 b	152a	177a	44 b	93,2	11,9**
E (%)							
NTK	R1	58 a	33 b	49 a	43 ab	41,2	8,8**
	R2	17 a	7 b	7 b	20 a	106,5	10,4**
	R1 + R2	65 a	31 c	46 b	55 ab	41,9	15,1**
N-org	R1	78 a	61 b	70 ab	64 ab	29,9	3,6*
	R2	44 a	19 b	21 b	45 a	91,5	9,1**
	R1 + R2	88 a	59 b	68 b	85 a	31,0	10,6**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2), os valores médios das eficiências de remoção de NTK foram de 65, 31, 46 e 55%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No o ensaio 1, a média foi significativamente maior (p<0,01) do

que nos ensaios 2 e 3, indicando que o maior TDH e menor COV no ensaio 1, favoreceram a retenção de N-org. na manta de lodo, aumentando a remoção de N. A menor ($p<0,05$) remoção ocorreu no ensaio 2, quando o arraste de sólidos suspensos foi intensa com a adaptação do lodo.

Os valores médios no afluente foram de 152; 155; 208 e 189 mg L⁻¹, e houve diferenças significativas ($p<0,01$) entre os ensaios. Os menores valores nos ensaios 1 e 2 diferiram significativamente ($p<0,05$) dos observados no ensaio 3.

No efluente do R1, os valores de N-am. foram 175; 204; 242 e 194 mg L⁻¹, e no efluente do R2 de 180; 205; 255 e 161 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente com diferenças significativas ($p<0,01$) entre os ensaios, mantendo a maior ($p<0,05$) concentração no ensaio 3, como no afluente.

Os valores médios do N-org. no afluente variaram de 327 a 702 mg L⁻¹, com diferença significativa ($p<0,01$) entre os ensaios. Para o efluente do R1, os valores médios foram 92; 142; 172 e 172 mg L⁻¹ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e com diferença significativa ($p<0,01$) entre os ensaios. No efluente do R2, os valores médios do N-org. foram 39; 152; 177 e 44 mg L⁻¹, e nos ensaios 2 e 3, foram significativamente ($p<0,01$) maiores do que nos demais ensaios.

As eficiências de remoção do N-org. foram maiores no R1 e variaram de 61 a 78%, com diferenças significativas ($p<0,05$) entre os ensaios. No R2, assim como ocorreu para o NTK, os valores médios de N-org. foram significativamente ($p<0,01$) menores nos ensaios 2 e 3, com eficiências de remoção de 19 e 21%, respectivamente.

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2), os valores médios das eficiências de remoção de N-org. foram de 88, 59, 68 e 85%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com os maiores ($p<0,05$) valores nos ensaios 1 e 4, de maneira similar ao que ocorreu com os SSV confirmando a predominância do N-org. na forma suspensa e a sua remoção por hidrólise e amonificação e também retenção e/ou imobilização no lodo.

DUDA (2006), utilizando dois reatores em batelada seqüencial anaeróbios (RBSAn), em série, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 19119 e SST de 9800 mg L⁻¹ e NTK de 905 mg L⁻¹, aplicou COV de 12,75 g DQO_{total} (L d⁻¹) e observou valores médios das eficiências de remoção de NTK e de N-org de 31% e de 59% no primeiro reator, respectivamente.

RAMIRES (2005) obteve eficiências de remoção de NTK e N-org. de 28 a 41% e de 65 a 69%, respectivamente, aplicando TDH de 18 h e 36 h em reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura, com DQO total e SST variando de 8390 a 26025 mg L⁻¹ e de 4940 a 12860 mg L⁻¹ e NTK com valor médio de 546 mg L⁻¹, respectivamente. PEREIRA (2003) avaliou dois reatores UASB de bancada com volumes de 39,0 e 10,5 L, instalados em série, alimentados com águas residuárias de suinocultura com concentração de SST de 5000 mg L⁻¹ e DQO em torno de 12000 mg L⁻¹ e NTK variando de 443 a 491 mg L⁻¹, com TDH de 62 a 16 h no R1 e 16 a 4 h no R2. Obteve eficiências médias de remoção de NTK e N-org., de 17 a 22% e 76 a 88%, respectivamente, e do P-total de 48 a 62% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios.

ABREU NETO & OLIVEIRA (2008) avaliaram o desempenho do ABR e UASB, instalados em série, tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de 4591 a 13001 mg L⁻¹, DQO total de 13350 a 28770 mg L⁻¹ e NTK variando de 602 a 1156 mg L⁻¹, obtiveram eficiências médias de remoção de NTK, N-org e P-total, de 51 a 71%; de 76 a 94% e de 39 a 61%, respectivamente.

Neste trabalho as eficiências de remoção de NTK e de N-org. no conjunto de reatores UASB (R1+R2) foram semelhantes aos observados pelos autores citados, o que evidencia a importância da utilização de reatores anaeróbios em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura.

4.8.1.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)

Na Tabela 21 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), nitrito (N-NO₂⁻), nitrato (N-NO₃⁻), nitrogênio total (NT) e oxigênio dissolvido (O₂) no afluente e efluente do RBS. Na Tabela 22 estão as eficiências de remoção de NTK, N-am, N-org. e N-total, obtidos durante a operação do RBS e do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1 a 8. Os valores de NTK em cada amostragem estão apresentados nas Figuras 26 (a e b).

Os valores das concentrações médias de NTK no afluente do RBS variaram de 189 a 479 mg L⁻¹, com diferenças significativas ($p < 0,01$) e os maiores ($p < 0,05$)

valores foram observados nas fases 1 e 4. Os valores do N-org. no afluente do RBS variaram de 44 a 222 mg L⁻¹, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases.

No efluente do RBS, os valores de NTK diminuíram para 94, 23, 115, 110, 95, 40, 55 e 50 mg L⁻¹, resultando em eficiências de remoção do NTK de 80, 89, 64, 69, 70, 86, 80 e 77%, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases.

Para o sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), os valores médios de eficiência de remoção de NTK e N-org. variaram de 76 a 97% e de 69 e 97%, respectivamente, e com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases, com o maior ($p < 0,05$) na fase 2.

Para o N-am., os valores médios no afluente do RBS foram de 257, 142, 201, 209, 252, 203, 146 e 180 mg L⁻¹ nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente

No efluente do RBS os valores médios de N-am. decresceram para 16, 6, 7, 12, 26, 17, 22 e 22 mg L⁻¹ nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases, com o maior ($p < 0,05$) valor na fase 2 diferente do menor valor na fase 4. Nas fases 2 e 3 os valores foram menores ($p < 0,05$) do que na fase 5.

Com exceção das fases 5, 7 e 8, as concentrações médias de N-am. foram abaixo de 20 mg L⁻¹, atendendo ao padrão de lançamento de efluentes, de 20 mg L⁻¹, contido na Resolução 357 do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) (BRASIL, 2005). Mesmo das fases 5, 7 e 8, os valores médios não diferiram significativamente ($p > 0,05$) dos menores valores de 20 mg L⁻¹ de N-am.

As eficiências médias de remoção de N-am. no RBS variaram de 82 a 96 %. Observou-se que no RBS, mesmo com COV de 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹, a eficiência de remoção permaneceu acima de 90% (fase 4). No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), as eficiências de remoção de N-am. foram de 92, 94, 95, 91, 87, 90, 87 e 89%, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e não houve diferença significativa ($p > 0,05$).

As concentrações médias de NT no efluente do RBS variaram de 74 a 149 mg L⁻¹, valores médios inferiores aos do afluente, os quais variaram de 189 a 478 mg L⁻¹ (NTK). As eficiências médias de remoção de NT no RBS variaram de 41 a 71%. Observou-se que, quando o RBS foi operado com o menor valor de COV aplicado (0,4 g DQO_{total} (L d)⁻¹), na fase 7, ocorreu a menor ($p < 0,05$) eficiência de remoção de

TABELA 21. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações (em mg L⁻¹) de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), nitrogênio total (NT), nitrito (N-NO₂⁻), nitrato (N-NO₃⁻) e oxigênio dissolvido (OD) no afluente e efluente durante a operação do reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases			TDH	Temp.	COV												
			(h)	(°C)	(g DQO												
						NTK		N-org		N-am.		N-NO ₂ ⁻		N-NO ₃ ⁻		NT	OD
			RBS			afluente	efluente	afluente	efluente	afluente	efluente	Efluente (RBS)					
1	56	21,1 b	1,3 b	479 a	94 abc	222 a	79 ab	257 a	16 ab	11 a	44 a	149 a	2,6 ab				
2	28	23,1 ab	1,2 b	189 d	23 d	47 b	16 c	142 b	6 b	6 a	45 a	74 b	2,4 ab				
3	56	25,3 a	1,9 b	340 bc	115 a	139 ab	108 a	201 ab	7 b	5 a	25 b	145 a	2,0 bc				
4	28	24,4 ab	3,6 a	379 ab	110 a	170 ab	98 a	209 ab	12 ab	7 a	33 ab	148 a	1,8 bc				
5	56	22,0 b	1,4 b	361 b	95 ab	109 b	69 abc	252 a	26 a	6 a	42 a	143 a	1,5 c				
6	28	23,8 ab	1,0 b	247 bcd	35 d	44 b	18 c	203 ab	17 ab	4 a	33 ab	72 b	2,5 ab				
7	56	19,7 c	0,4 b	192d	51 bcd	46 b	29 bc	146 b	22 ab	7 a	44 a	99 ab	3,0 ab				
8	28	22,3 b	1,2 b	219 d	50bcd	39b	28 bc	180 ab	22 ab	6 a	48 a	104ab	3,6a				
cv (%)		12,7	89,9	36,7	71,2	92,6	86,5	34,3	80,8	127,0	32,5	48,6	49,3				
Teste F		7,8**	4,9**	14,4**	5,5**	8,1**	6,7**	5,6**	5,1**	1,6 ns	6,0**	4,7**	5,2**				

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); * : p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

NT (41%) do que nos ensaios 1 e 6, quando a COV foi maior (1,3 e 1,0 g DQO_{total} (L d)⁻¹, respectivamente).

No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), as eficiências de remoção de NT foram de 79, 89, 73, 68, 84, 87, 79 e 75%, respectivamente, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases. Na fase 4, a média de remoção de NT foi significativamente menor ($p < 0,05$) do que as médias das fases 1, 2, 5 e 6.

TABELA 22. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das eficiências de remoção (E) de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrogênio orgânico (N-org.), nitrogênio total (NT) no reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	E (%)							
	NTK		N-org.)		N-am.		NT	
	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema ^a	RBS	sistema
1	80 ab	87b c	62 a	83 a	94 ac	92 a	67 a	79 ab
2	89 a	97 a	70 a	97 a	96 a	94 a	62 ab	89 a
3	64 c	79 ce	20 b	72 bc	96 a	95 a	55 ab	73 bc
4	69 bc	76 e	36 ab	69 c	94 ab	91 a	58 ab	68 c
5	70 bc	89 ab	45 ab	89 a	89 bd	87 a	58 ab	84 a
6	86 ab	93 ab	49 ab	90 a	92 abc	90 a	71 a	87 a
7	80 bc	89 ab	37 ab	91 a	82 e	87 a	41 b	79 abc
8	77 abc	88 abc	30ab	80abc	88 de	89 a	51 ab	75 abc
cv (%)	19,5	10,0	75,6	18,6	6,3	8,3	28,9	13,2
Teste F	5,3**	8,8**	3,9**	6,3**	11,4**	2,2ns	4,8**	6,6**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

Com base nesses resultados, pode-se inferir que houve atividade nitrificante e desnitrificante durante as fases de operação do RBS, confirmadas pela redução acentuada nos valores de NTK, N-am. e NT.

A relação NTK:DQO tem sido considerado de interesse para a análise de sistemas de lodos ativados, por estar relacionado com a ocorrência do processo de nitrificação. No esgoto sanitário, a relação NTK:DQO varia na faixa de 0,05 a 0,12 mg N (mg DQO)⁻¹, dependendo dos hábitos sócio-econômicos da população contribuinte e do pré-tratamento dado ao esgoto (TORRES, 2000). De acordo com VAN HAANDEL & LETTINGA (1994), quando esta relação é maior que 0,15 a 0,20; o processo de nitrificação pode ser comprometido. No RBS estudado encontraram-se, em todos os ciclos, com exceção a fase 2 e 5, valores superiores (0,18; 0,10; 0,29; 0,24; 0,15; 0,24; 0,33 e 0,23) aos limites recomendados para a nitrificação no tratamento de esgoto doméstico. Entretanto, observaram-se valores de eficiência de remoção de NTK acima de 64% no RBS e acima de 76% no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)

Segundo Carvalho et al. (2000) apud LIMA (2006), a relação NTK:DQO é uma variável importante em sistemas de tratamento, nos quais ocorre o crescimento simultâneo das colônias nitrificantes e heterotróficas, e conseqüentemente há competição pelo O₂. Uma alta relação DQO:NTK favorece o crescimento das heterotróficas, em virtude da sua maior taxa de crescimento específica quando comparada com as nitrificantes.

YANG & WANG (1999) operaram unidade de aeração intermitente com 4 ciclos, com tempos de aeração: não aeração de 4:2 h e 3:3 h (com descarte ao final do dia e alimentação em cada início de aeração), aplicando COV de 1,28 e 1,09 g DQO (L d)⁻¹ com o afluente (águas residuárias de suinocultura provenientes de reator anaeróbio) com concentração de DQO de 4,10 e 3,47 g L⁻¹, SST de 3,35 e 2,07 g L⁻¹ e NTK de 0,79 e 0,82 g L⁻¹, respectivamente. As eficiências de remoção de NT foram de 89 e 92 %, respectivamente.

BERNET et al. (2000) estudaram o tratamento de águas residuárias de suinocultura com a combinação de dois reatores (RBS), em série. O RBS anaeróbio foi alimentado com o afluente com COV de 4,8 g DQO (L d)⁻¹, de SST variando de

2,84 a 18,00 g L⁻¹. Ambos os reatores foram operados com 1 ciclo por dia (22 h de reação e o tempo de alimentação variando com a taxa de recirculação aplicada). Os autores observaram que as eficiências de remoção de NTK foram de 85 a 91 %.

Os valores médios do teor de nitrito no efluente do RBS foram de 11, 6, 5, 7, 6, 4, 7 e 6 mg L⁻¹ nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e não houve diferença significativa ($p > 0,05$).

PEREIRA-RAMIREZ et al. (2003) avaliaram o desempenho de um reator biológico aerado (RBA) com volume de 20 L e TDH de 4 d, para o pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO total de 854 mg L⁻¹, provenientes de um sistema composto por reator UASB (TDH 12 h) e filtro anaeróbio (TDH 8,5 h) em série, para a remoção da carga orgânica remanescente e nitrificação. As eficiências da remoção foram de 66% para a DQO total e de 98 a 99% para a remoção de NTK e N-NH₄⁺. Não foram encontradas diferenças significativas da concentração de nitrito no efluente, durante a operação do RBA. Os autores atribuíram ao fato de que a taxa de oxidação do nitrito pela *Nitrobacter* é maior do que a taxa de oxidação do nitrogênio amoniacal pela *Nitrosomonas*, concluindo que a taxa de conversão a nitrato controla a taxa global da reação, para a qual não houve limitação

Neste trabalho os valores médios de nitrito, nas oito fases de operação, foram menores do que os valores médios de nitrato, e indicam que a maior parte do N-am. do efluente e do N-org. amonificado do RBS foi oxidada até nitrato.

Para os teores de nitrato (N-NO₃⁻) no efluente do RBS, os valores médios foram de 44, 45, 25, 33, 42, 33, 44 e 48 mg L⁻¹ nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, e houve diferença significativa ($p < 0,01$). Na fase 3 ocorreu menor ($p < 0,05$) concentração média de nitrato no efluente do RBS do que nas fases 1, 2, 5, 7 e 8, nas quais as COV ficaram inferiores, confirmando que pode ter ocorrido menor disponibilidade de matéria orgânica para a desnitrificação. Esses valores de N-NO₃⁻ no efluente do RBS evidenciam uma boa nitrificação, entretanto como citado, podem ter ocorrido limitações para a nitrificação. Mesmo com as altas concentrações de N-NO₃⁻ verificadas no efluente do RBS, considerando-se o remanescente de NTK, evidencia-se que houve limitação para completar a nitrificação. Dentre alguns fatores que podem ter influenciado, a temperatura média permaneceu na maior parte do

tempo acima de 20°C, a qual não é limitante para a nitrificação de acordo com METCALF & EDDY (2003). A quantidade de O₂ transferido, de acordo com estimativas feitas baseados em parâmetros obtidos em METCALF & EDDY (2003) e CHERNICHARO et al. (2001), sempre esteve acima (de 2,6 a 13,2; vezes) do O₂ requerido para atender as demandas carbonácea, do lodo e da nitrificação, o que pode ser confirmado pelo OD remanescente no efluente do RBS, o qual variou de 1,5 a 3,6 mg L⁻¹ (Tabela 21), após a sedimentação de 2 e 6 h. Compostos orgânicos tóxicos normalmente não estão presentes em águas residuárias de suinocultura

METCALF & EDDY (2003) citaram que concentrações de Cu de 0,10 mg L⁻¹ causam inibição da oxidação da amônia. As concentrações médias de Cu no efluente do RBS foram de 0,22 a 0,46 mg L⁻¹ (Tabela 29). Além disso, concentrações de N-amoniaco de 100 mg L⁻¹ e 20 mg L⁻¹, a 20°C e pH 7, podem inibir as oxidações de amônia e de nitrito, respectivamente, (METCALF & EDDY, 2003 e WU et al., 2007). Os valores médios no afluente do RBS de 142 a 257 mg L⁻¹ de N-am. foram acima do recomendado, e o pH no afluente e efluente variou de 6,9 a 7,3 e de 5,5 a 7,6, respectivamente.

Outro fator ambiental é o pH, que interfere significativamente na nitrificação, principalmente, com valores abaixo de 6,8 (METCALF & EDDY, 2003). Neste trabalho, os valores médios de pH variaram de 6,9 a 7,3 no afluente e de 5,5 a 7,5 no efluente do RBS; indicando que a alcalinidade do afluente do RBS foi consumida provocando condições abaixo das quais devem ser utilizadas para manter taxas de nitrificação razoáveis (pH de 7,0 a 7,2, segundo METCALF & EDDY, 2003). A quantidade de alcalinidade requerida depende da concentração inicial e da quantidade de N-am. para ser oxidado. A alcalinidade requerida para a nitrificação, descontando-se a parte do N-amoniaco convertido em nitrogênio celular, é de 7,07 g CaCO₃ por g de N-am. convertido a nitrato (METCALF & EDDY 2003). Dessa forma, as quantidades de alcalinidade requerida para a nitrificação do NTK removido no RBS foram de 2722, 1174, 1591, 1902, 1880, 1464, 969 e 1174 mg CaCO₃ nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, valores superiores a alcalinidade do efluente do reator UASB (R2), ou seja do afluente do RBS, as quais foram de 1254,

654, 946, 968, 1072, 953, 856 e 979 mg L⁻¹ nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente (Tabela 13).

Assim, a alcalinidade necessária para completar até o valor requerido foi proporcionado pela desnitrificação, na qual são produzidos 3,57 g CaCO₃ por g N-NO₃⁻ reduzido (METCALF & EDDY, 2003). Considerando-se que o N disponível para a desnitrificação é a diferença entre o NTK removido o N - (NO₂⁻ + NO₃⁻) do efluente do RBS e o N incorporado no lodo (estimado conforme descrito por METCALF & EDDY (2003), Anexo 21) do RBS, as estimativas da alcalinidade produzida na desnitrificação foram de 1060, 334, 577, 550, 618, 566, 284 e 312 mg CaCO₃ L⁻¹, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, as quais somadas com a alcalinidade do afluente do RBS resultaram em 2314, 788, 1523, 1518, 1690, 1519, 1140 e 1291 mg L⁻¹ de alcalinidade disponível para a nitrificação, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, respectivamente, as quais foram similares a alcalinidade requerida para a nitrificação do NTK removido.

Segundo DENG et al. (2007), pode-se melhorar o processo de desnitrificação com o fornecimento de uma parcela de água residuária bruta junto ao afluente que foi pré-tratado por processo anaeróbio.

As concentrações médias de oxigênio dissolvido no efluente do RBS aeróbio variaram de 1,5 a 3,6 mg L⁻¹, após a sedimentação, durante as oito fases de operação. Na fase 8, o OD foi maior (p<0,05) do que nas fases 3, 4 e 5, quando a COV foi mais alta (principalmente na fase 4).

A concentração mínima de oxigênio no interior do líquido para manter um ambiente aeróbio para os microrganismos depende de vários fatores: tamanho do floco, intensidade de agitação, temperatura e, principalmente, taxa de consumo de oxigênio (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). Os autores citaram que a concentração mínima de OD para que ocorra a nitrificação é de 2 mg L⁻¹, também citado por METCALF & EDDY (2003).

As concentrações de OD no efluente do RBS indicam que não houve condições para a desnitrificação na etapa de sedimentação, o que pode ser confirmado no item 4.10. (perfil temporal do RBS). Com concentrações de OD de 0,2

mg L⁻¹, a taxa de desnitrificação pode decrescer para 10 a 50% da taxa máxima (METCALF & EDDY, 2003).

Assim, a desnitrificação ocorreu somente na etapa de reação anaeróbia (anóxica) após a entrada do afluente e com a mistura, mas não foi suficiente para remover todo o N-NO₃⁻ e N-NO₂⁻, conforme pode também ser observado na Figura 32 (item 4.10. Perfil temporal do RBS). A diminuição da temperatura pode reduzir as taxas de desnitrificação, resultando na remoção de zonas anóxicas maiores e/ou na redução de N (GRADY et al., 1999). As temperaturas médias durante a operação do RBS variou de 19,7 a 25,3°C, as quais não são limitantes para a atividade de bactérias heterotróficas desnitrificantes visto que, a desnitrificação ocorre apenas em uma faixa de temperatura de 0°C a 50°C, com ótimo na faixa de 35 a 50°C (Barnes & Bliss, 1983 apud VON SPERLING, 2002). O pH entre 7 e 8 não causa efeitos significativos na taxa de desnitrificação, a qual diminui com o decréscimo de pH de 7 para 6 (METCALF & EDDY, 2003), concluindo-se que o pH deve situar-se próximo a neutralidade, evitando-se valores inferiores a 6,0 e superiores a 8,0 (VON SPERLING, 2002). Dessa forma, os valores de pH do afluente do RBS, de 6,9 a 7,3; foram adequados para a desnitrificação. Quanto ao efeito de substâncias tóxicas ou inibidoras, é pouca provável a ocorrência nas águas residuárias de suinocultura e, além disso, as bactérias desnitrificantes encontram-se presentes em maior diversidade de espécies, o que reduz o impacto de algum agente inibidor específico (VON SPERLING, 2002).

A concentração de matéria orgânica biodegradável em relação a concentração de nutrientes no afluente pode afetar significativamente a desnitrificação (GRADY et al., 1999). Para essa concentração, GRADY et al., (1999), sugeriu que relações de DQO/NTK menores que 5 poderão conduzir a baixas eficiências de remoção de nitrogênio e valores maiores que 9 a excelentes remoções. Neste trabalho, as relações DQO total/NTK do afluente do RBS variaram de 4,6 a 11,3 e não se correlacionam com as eficiências de remoção de NTK e NT no RBS. Para a remoção de N-am., a menor relação DQO total/NTK (de 4,6), no ensaio 7, e valores mais altos (de 7,3 a 11,3) nos ensaios 1 a 4 coincidiram com as

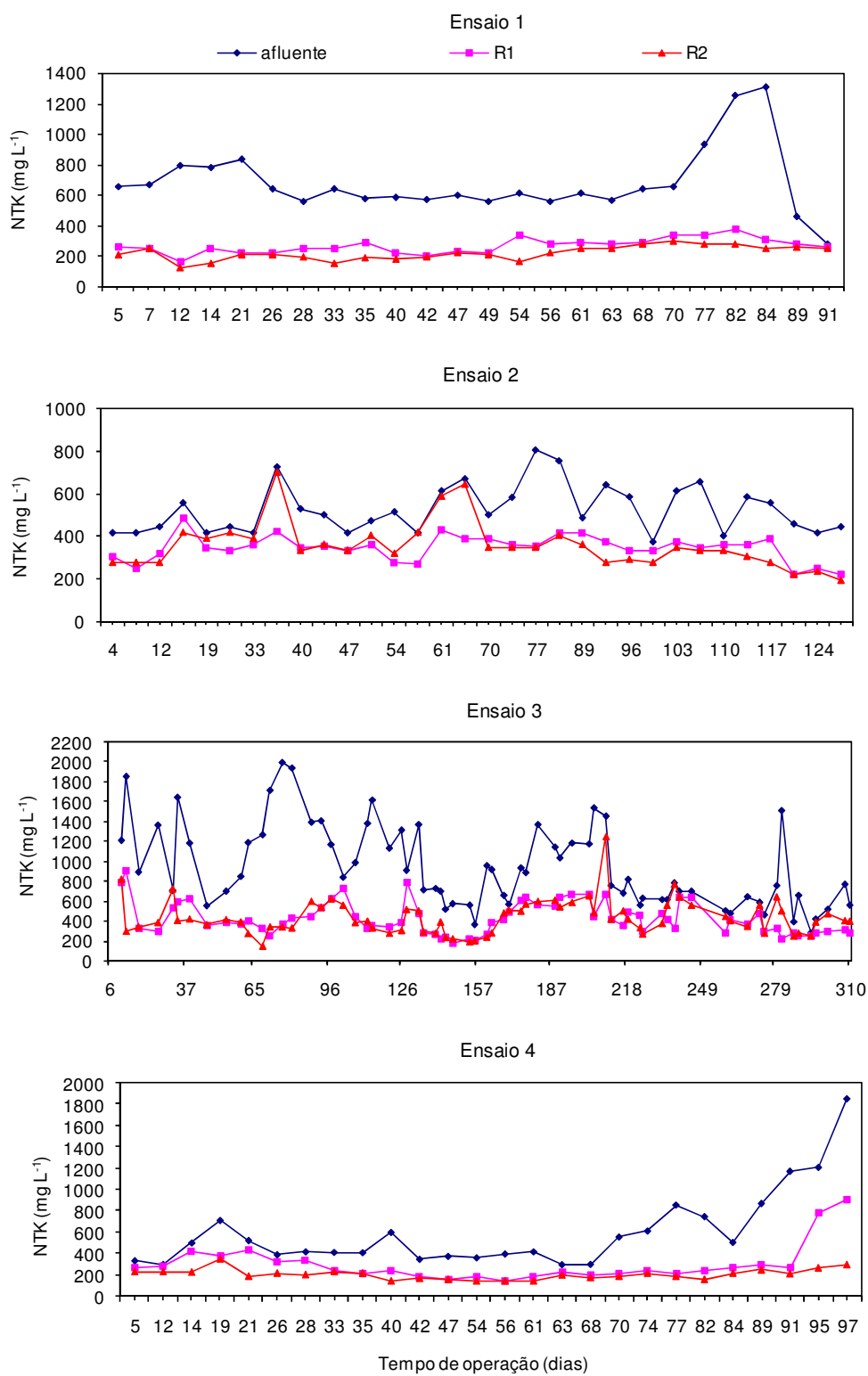


FIGURA 25. Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

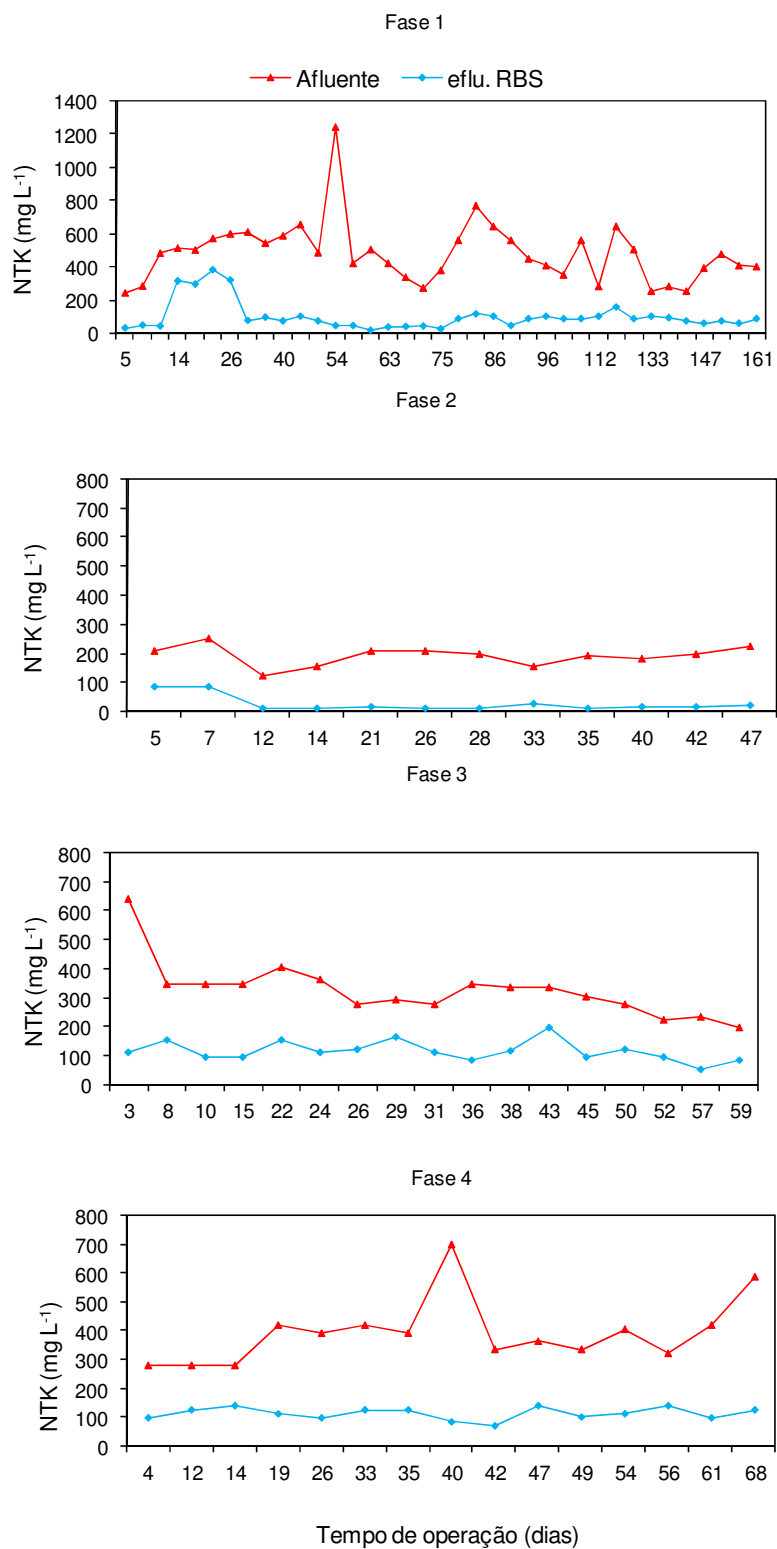
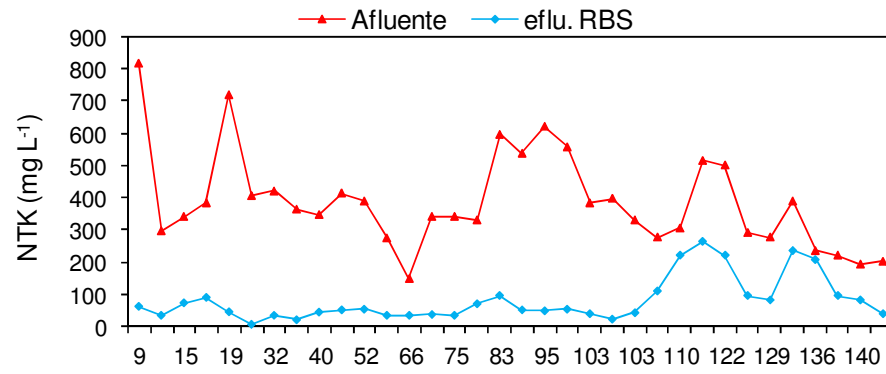
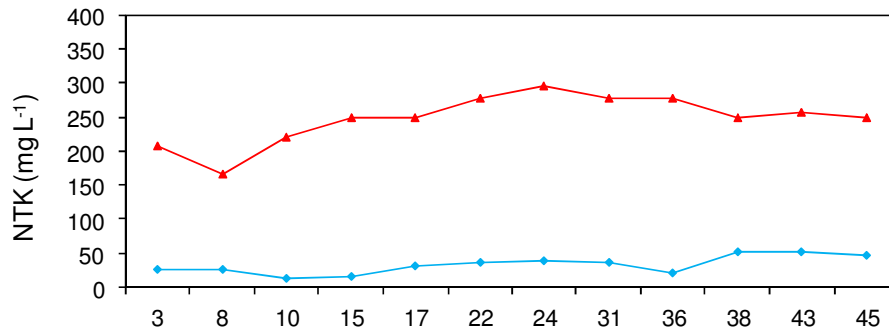


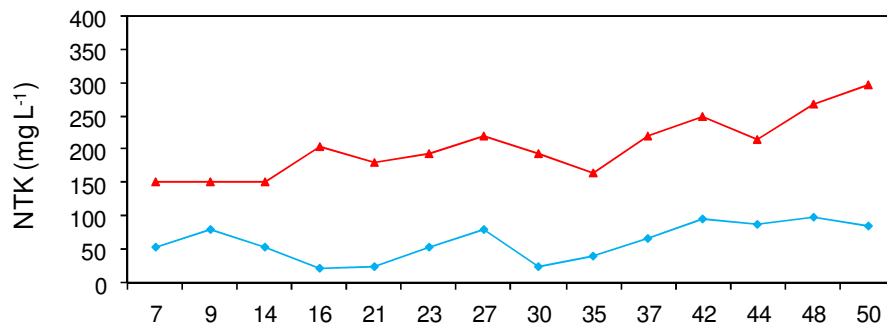
FIGURA 26 (a). Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no afluente e efluente do RBS, nas fases 1, 2, 3 e 4.



Fase 6



Fase 7



Fase 8

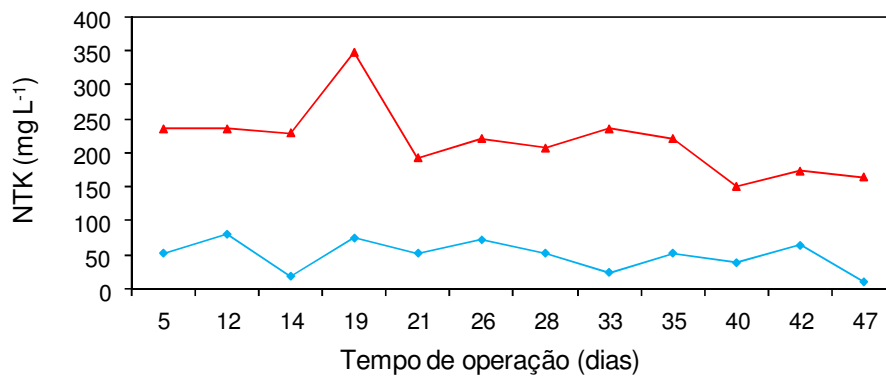


FIGURA 26 (b). Concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) no afluente e efluente do RBS, nas fases 5, 6, 7 e 8.

médias de eficiências de remoção menores (82% no ensaio 7) e maiores (de 94 a 96% nos ensaios 1 a 4) que diferiram significativamente ($p < 0,05$).

GRADY et al. (1999) citaram que pode ocorrer desempenho adequado com valores de relação DQO/NTK menores do que os recomendados, entre outros fatores, em virtude da incorporação de matéria orgânica e N na biomassa na dificuldade de biodegradação da matéria orgânica do afluente e das diferenças das configurações dos sistemas de tratamento resultaram em diferentes eficiências de utilização da matéria orgânica

Conforme já citado, concentrações de OD de até $0,2 \text{ mg L}^{-1}$ reduzem a desnitrificação. Contudo, com longos tempos de retenção sólidos (TRS) nos sistemas com TDH na faixa de 18 a 30 h, o tempo disponível pode ser suficiente para altas eficiências de remoção de nitrato, mesmo que a taxa de desnitrificação esteja sendo inibida pela presença inibida pela presença de baixas concentrações de OD (METCALF & EDDY, 2003). Neste trabalho, ocorreram concentrações de OD em torno de $0,4 \text{ mg L}^{-1}$ (item 4.10 e Figura 28) no período de reação anaeróbia (anóxica), que foi de 8,5 e 4,5 h, indicando que estas condições podem também ter limitado a remoção completa do nitrato nesse período e, conseqüentemente, dificultando a diminuição das concentrações de $\text{N}-(\text{NO}_3^- + \text{NO}_2^-)$ no efluente do RBS.

4.8.2. Fósforo

4.8.2.1. Reatores UASB (R1 e R2)

Na Tabela 23 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (cv) das concentrações de fósforo total (P-total) no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios da concentração de P-total no afluente variaram de 260 a 616 mg L^{-1} , e diferiram significativamente ($p < 0,01$), com o maior ($p < 0,05$) valor ocorrendo no ensaio 3 e os menores nos ensaios 1 e 2. Esses valores são próximos aos encontrados por DUDA & OLIVEIRA (2007), os quais observaram variação de

338 a 426 mg L⁻¹, para águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de DQO total de 19459 mg L⁻¹.

Segundo CHERNICHARO (2007), são necessários valores mínimos da relação DQO:P de 1000:1 e 350:1 para a biomassa com baixa e alto coeficiente de produção celular, respectivamente. Nesse experimento, as relações DQO:P para os ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de, respectivamente, 37:1; 42:1; 35:1; e 36:1, indicando que não houve falta desse macronutriente para os microrganismos.

No efluente do R1, as concentrações médias de P-total foram de 96, 115, 289 e 136 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, com a média no ensaio 3 significativamente ($p < 0,01$) maior entre os outros ensaios.

TABELA 23. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das concentrações de P-total, no afluente e efluentes, e da eficiência de remoção (E) nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros		Ensaio				CV (%)	Teste F
		1	2	3	4		
P-total (mg L ⁻¹)	Afluente	337 b	260 b	616 a	410 ab	80,6	8,4**
	R1	96 b	115 b	289 a	136 b	95,4	10,8**
	R2	82 b	99 b	284 a	104 b	94,5	14,9**
E (%)							
P-total	R1	66 a	52 ab	48 b	64 a	38,1	7,4**
	R2	17 a	18 a	13 a	22 a	107,6	1,6ns
	R1 + R2	71 a	60 a	48 b	73 a	38,0	12,6**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

As eficiências de remoção de P-total no R1 foram de 66, 52, 48 e 64%, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) com as maiores ($p < 0,05$) eficiências ocorrendo nos ensaios 1 e 4, diferindo da menor no ensaio 3.

No efluente do R2, as concentrações médias de P-total foram de 82, 99, 284 e 104 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. No ensaio 3, novamente a média foi significativamente ($p < 0,01$) maior do que os ensaios 1, 2 e 4. As eficiências de remoção variaram de 13 a 22% e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios.

Para o conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) as eficiências de remoção de P-total variaram de 48 a 73%, com o menor ($p < 0,01$) valor no ensaio 3 diferindo dos demais ensaios.

RAMIRES (2005) obteve valores médios de remoção de P-total de 61 a 74%, utilizando reatores UASB em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura, o que atribuiu com base em resultados obtidos por PEREIRA (2003) e OLIVEIRA (1997) à retenção de sólidos no lodo dos reatores e a possibilidade de remoção por imobilização na biomassa e precipitação do fósforo na manta de lodo. O P corresponde de 2,0 a 2,6% do peso seco dos microrganismos (METCALF & EDDY, 2003). GRADY et al. (1999) citaram que parte do fósforo liberado durante a fase de digestão anaeróbia de processo de remoção biológica de fósforo de resíduos sólidos pode precipitar e ser retido com os sólidos. Os precipitados incluem a estrovita ($MgNH_4PO_4$) “brushita” ($CaHPO_4 \cdot 2H_2O$) e vivianita ($Fe_2(PO_4)_3 \cdot H_2O$). OLIVEIRA et al. (1997), examinando o lodo granulado de reatores UASB utilizado para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, observaram minerais, incrustados nos grânulos, compostos de Ca, Fe, S, Mg e Al (o analisador de raio X não detectava C, N, H e O).

Valores elevados de pH podem também resultar na precipitação de fósforo, removendo-o da fase líquida (GRADY et al, 1999). Teoricamente, a solubilidade mínima de $AlPO_4$ ocorre com pH 6,3 e de $FePO_4$ com pH 5,3; entretanto em aplicações práticas boas remoções de P tem ocorrido na faixa de pH 6,5 a 7,0, a qual é compatível com a maior parte dos processos biológicos de tratamento (METCALF & EDDY, 2003). Neste trabalho, no afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) os valores de pH variaram de 5,7 a 6,4; de 7,0 a 7,2 e de 7,1 a 7,3, os quais não foram limitantes para a precipitação do P.

4.8.2.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)

Na Tabela 24 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (cv) das concentrações de fósforo total (P-total), no afluente e no efluente do RBS, e das eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1 + R2+ RBS), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Os valores médios da concentração P-total no afluente variaram de 78 a 457 mg L⁻¹, e na fase 5 a média foi significativamente ($p < 0,01$) maior do que nas demais fases.

No efluente do RBS os valores médios da concentração P-total variaram de 39 a 151 mg L⁻¹, e na fase 5, a média foi significativamente ($p < 0,01$) maior do que as demais fases, acompanhando a maior concentração média no afluente.

As eficiências de remoção de P-total no RBS variaram de 28 a 61% e houve diferença significativa ($p < 0,01$) entre as fases. A menor ($p < 0,05$) eficiência ocorreu na fase 7 e diferiu das maiores nas fases 1, 3 e 5.

VON SPERLING (2002), citaram que as eficiências de remoção de P-total de esgoto doméstico podem variar entre 25 e 30% nos sistemas de lodos ativados convencionais e entre 10 e 20% nos sistemas de aeração prolongada e com UASB-lodos ativados. Esses valores podem ser melhorados de acordo com as condições operacionais dos reatores..

TORRES & FORESTI (2001) avaliou um sistema de tratamento composto por sistema combinado UASB-RBS, visando nitrificação e remoção de fósforo. O reator UASB operou com TDH de 6 h e o RBS aerado teve seu tempo de aeração variando entre 2 e 22 h. A remoção do nitrogênio variou em função do tempo de aeração. Com 10 h de aeração houve conversão de 100 % de NH₄⁺ e 89 % de NTK. Para um período de aeração de 4 h houve conversão de 98% de NH₄⁺ e 80% de NTK. Com aeração de 2 h alcançou-se conversão de 68% de NH₄⁺ e 64 % de NTK. A concentração de oxigênio foi mantida sempre acima de 3,5 mg L⁻¹.

OBAJA et al. (2005) avaliaram RBS em escala de bancada, com volume de 3 L, com TDH de 0,87 d e com ciclos de 4, 8, 12 e 24 h por dia, na remoção biológica de nitrogênio e fósforo de águas residuárias de suinocultura, brutas e diluídas, com concentrações de SST de 3,10 e 2,58 g L⁻¹, de DQO total de 7450 e 3085 mg L⁻¹, NT

de 1650 e 785 mg L⁻¹ e P de 147 a 120 mg L⁻¹, respectivamente. Observaram eficiências de remoção nos ciclos de 12 e 24 h com 99,8 e 99,6% para o nitrogênio (N-NH₄⁺) e de 98,6 e 98,8% para o fósforo, respectivamente, no RBS aeróbio.

DENG et al. (2007) avaliaram sistemas combinados usando reator UASB, com volume total de 17,7 L, seguidos de RBS aeróbio, com volume total de 12,5 L e volume de trabalho de 10 L; para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com DQO de 6561 mg L⁻¹; N-NH₃ de 720 mg L⁻¹, NT de 997 mg L⁻¹ e P-total de 125 mg L⁻¹, respectivamente. O RBS foi operado com ciclos de 8 h, com 4 h de aeração, 2 h de sedimentação, 1 h de repouso e 1 h da retirada do sobrenadante. Os autores verificaram no sistema de tratamento combinado eficiências de remoção de DQO, nitrogênio amoniacal, fósforo e nitrogênio total de 94,3; 98,8; e 70,6%, respectivamente.

GASPAR et al. (2006) operaram uma unidade piloto de lodo ativado para o pós-tratamento de esgoto doméstico, pré-tratado por processo anaeróbio em reator UASB, visando a remoção de nitrogênio e fósforo. Foi adicionado coagulante (cloreto férrico nas concentrações de 80 a 150 mg FeCl₃ L⁻¹), visando obter melhores eficiências na remoção do fósforo. No sistema de lodos ativados, as eficiências na remoção de P-total variaram de 63 a 94%. O uso de cloreto férrico para a remoção físico-química de fósforo mostrou-se eficaz somente com elevadas relações Fe/P-total. As eficiências médias de remoção de DQO total variaram de 73 a 87% no sistema de lodo ativado.

Neste trabalho, as remoções de P no RBS foram pouco inferiores aos obtidos por TORRES (2000) e muito abaixo das alcançadas por OBAJA et al. (2005). Alguns outros fatores não causaram prejuízo para a remoção de P no RBS. A remoção biológica de P tem sido aplicada com sucesso em uma ampla faixa de temperaturas, e afigura-se que a capacidade de remoção de P não seja afetada por baixas temperaturas (VON SPERLING, 2002).

Mamais & Jenkins (1992) apud METCALF & EDDY (2003) demonstraram que a remoção biológica de P pode ser mantida em sistemas anaeróbios/aeróbios com TRS maior do 2,5 d a 20°C. A menor temperatura média durante a operação do RBS foi a 20°C e o TRS foi de 45 d.

O desempenho da remoção biológica de P não é afetada pela concentração de OD desde que na zona aeróbia esteja acima de $1,0 \text{ mg L}^{-1}$ (METCAL & EDDY, 2003), o que foi observado no efluente do RBS.

A remoção de P é mais eficiente no pH entre 7,5 e 8,0; é bastante reduzida com valores de pH inferiores a 6,5 e é perdida no pH próximo a 5,0 (VON SPERLING, 2002). O pH no efluente do RBS variou de 5,5 a 7,5 e observou-se que na fase 7 quando ocorreu a menor eficiência de remoção de P-total (28%) o pH era de 6,3; e nas fases 1,3 e 5 quando as eficiências (54, 59 e 61%, respectivamente) foram significativamente maiores ($p < 0,05$) os valores de pH eram de 6,9; 7,3 e 7,5.

No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) as eficiências de remoção de P-total variaram de 77 a 85%, e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre as fases.

A entrada de nitrato na zona anaeróbia diminui a eficiência de remoção de P. A razão é que a redução de nitratos na zona anaeróbia utiliza substrato que de outra forma, estaria disponível para assimilação pelos organismos armazenadores de fósforo. Em decorrência, o nitrato tem efeito de reduzir a relação DBO/P no sistema (VON SPERLING, 2002). Neste sentido o autor apresentou valores da relação DQO/P e relacionou com a possibilidade de remoção biológica de P. Neste trabalho as relações DQO total removida/AP variaram de 8,3 a 69,0. Conforme já citado as relações DQO/NTK no afluente do RSB foram de 4,6 a 11,3 e observou-se que a menor remoção de P na fase 7, coincidiu com a menor relação DQO/NTK (4,6), e diferiu significativamente ($p < 0,05$) da remoção nas fases 1, 3 e 5 quando as relações de DQO/NTK foram 7,33; 11,3 e 9,0, respectivamente. VON SPERLING (2002) citou que com relação $\text{DQO/NTK} < 7$ é pouco provável que se alcance a remoção biológica de P em sistemas com nitrificação. Isto indica que na entrada anaeróbia (anóxica) houve limitação de matéria orgânica para manter a desnitrificação e remoção biológica de P, principalmente, nas fases 2, 6, 7 e 8 quando a DQO total do afluente do RBS foi menor e limitou mais a redução de P (eficiência).

PEREIRA-RAMIREZ et al. (2003) avaliaram o desempenho de um reator biológico aerado (RBA), também conhecido como reator de lodo ativado no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura provenientes de um sistema

composto por reator UASB e filtro anaeróbio em série, com TDH de 20 h, e observou 26% da remoção do P-total no RBA. Os autores atribuíram a remoção, provavelmente por incorporação à biomassa e deposição de sais de fosfato precipitado no reator.

TABELA 24. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de P-total, do afluente e efluente do RBS, e das eficiências de remoção (E) no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	COV	P-total			
		mg L ⁻¹		Eficiência (%)	
		afluente	RBS	RBS	sistema
1	1,3 b	166 b	70 b	54 a	77 a
2	1,2 b	78 b	45 b	39 ab	81 a
3	1,9 b	89 b	39 b	59 a	84 a
4	3,6 a	110 b	42 b	53 ab	82 a
5	1,4 b	457 a	141 a	61 a	82 a
6	1,0 b	86 b	52 b	37 ab	84 a
7	0,4 b	90 b	63 b	28b	85 a
8	1,2 b	117 b	63 b	45 ab	83 a
cv (%)	89,9	78,5	54,2	47,8	15,5
Teste F	4,9**	19,8**	18,0**	3,8**	1,3 ns

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

ZHANG et al. (2006) também operaram um RBS (volume de trabalho de 11 L), sendo que durante o ciclo de 8 h, o RBS foi alimentado com 200 mL (I ciclo) e 600 mL (II ciclo), no período de reação anaeróbia, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de DQO total de 7040 mg L⁻¹, NTK de 918 mg L⁻¹ e P-total de 92 mg L⁻¹. O reator foi operado com TDH de 3,3 d e com ciclos de 8 h, alternando ciclos anaeróbio-anóxico-anóxico/anaeróbio-

anóxico/aeróbio, usando taxa de aeração de $1,0 \text{ L (m}^3 \text{ s)}^{-1}$. Os autores observaram eficiências médias de remoção de NT, P-total e DQO de 98; 95 e 96%, respectivamente.

Neste estudo foram observados valores médios de eficiências de remoção de DQO, NTK, N-am. NT e P-total, inferiores e similares aos obtidos por ZHANG et al. (2006), OBAJA et al. (2005) e similares ou superiores aos verificados por TORRES (2000), PEREIRA RAMIRES et al. (2003), GASPAR et al. (2006) e DENG et al. (2007). As diferenças entre as características do afluente, configurações do sistema de tratamento e condições operacionais aos trabalhos citados são variáveis. De maneira geral, observa-se que com ciclos mais curtos, como os utilizados por OBAJA et al. (2005), ZHANG et al. (2006) e DENG et al. (2007) foi possível obter remoções de N e P mais elevadas.

Outro aspecto, além dos citados, que pode ter contribuído para limitar a remoção de P foi a operação com TRS mais elevados. Segundo VON SPERLING (2002), sistemas operados com idade de lodo mais elevadas produzem menor lodo excedente. A principal rota de retirada de fósforo do sistema é através do lodo excedente, já que o fósforo encontra-se acumulado em elevadas concentrações nas células bacterianas. Assim, quanto maior a idade do lodo, menor a produção de lodo, menor o descarte de lodo excedente, e menor a retirada de fósforo do sistema. Portanto, sistemas de aeração prolongada são menos eficiente na remoção de fósforo do que sistemas de lodos ativados convencional.

4.8.3. Potássio, cálcio, magnésio e sódio

4.8.3.1. Reatores UASB (R1 e R2)

Na Tabela 25 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), magnésio (Mg), potássio (K) e sódio (Na), do afluente e efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

De acordo com LUDKE & LUDKE (2002), os dejetos de suínos apresentam considerável variação na sua composição, devido ao manejo nutricional adotado para os animais, porcentagem de diluição do dejetos e a fase da vida em que os animais se encontram. É necessária uma adequação nutricional na dieta de suínos e a correta formulação, para reduzir a quantidade de nutrientes na alimentação, e conseqüentemente reduzir suas quantidades nos dejetos e ao mesmo tempo aumentar a eficiência da utilização de muitos outros.

Tabela 25 Valores médios (em mg L⁻¹) e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e de sódio (Na), do afluente e dos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores UASB R1 e R2 e do conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+ R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				CV (%)	Teste F
		1	2	3	4		
Ca	Afluente	818 a	115 c	388 b	674 a	82,6	21,1**
	R1	199 a	86 b	134 b	90 b	75,4	7,8**
	R2	105 ab	85 ab	116 a	68 b	60,1	4,8**
K	Afluente	412 a	377 a	296 b	365 ab	36,1	7,6**
	R1	299 a	296 a	173 b	289 a	37,5	25,6
	R2	268 a	247 a	182 b	256 a	42,2	9,0**
Mg	Afluente	53 b	59 b	80 a	71 ab	51,6	4,5**
	R1	23 b	34 ab	39 a	21 b	53,6	9,4**
	R2	12 c	33 b	45 a	21 c	51,6	26,2**
Na	Afluente	64 a	59 a	65 a	61 a	51,7	0,3ns
	R1	34 b	50 a	43 b	48 a	38,3	4,7**
	R2	31 c	46 a	37 bc	45 ab	39,5	6,4**
E (%)							
Ca	R1	73 a	24 c	48 b	70 a	47,1	26,7**
	R2	42 a	6 b	17 b	16 b	100	6,6**
	R1+ R2	86 a	25 c	51 b	79 a	41,7	42,6**
K	R1	25 ab	21 b	36 a	21 b	70,3	6,6**
	R2	14 a	18 a	8 a	12 a	123,0	1,5ns
	R1+ R2	32 a	33 a	30 a	30 a	63,2	1,0 ns
Mg	R1	48 ab	42 b	46 b	60 a	46,9	3,3*
	R2	45 a	-	-	4 b	99,0	7,2**
	R1+ R2	74 a	42 bc	36 c	61 ab	58,2	15,5**
Na	R1	43 a	15 c	30b	20bc	67,6	12,1**
	R2	10 a	7,7 a	14a	10a	111,0	2,3 ns
	R1+ R2	44 a	21 b	39a	25b	63,0	8,5**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

As maiores ($p < 0,05$) concentrações de cálcio no afluente foram verificadas nos ensaios 1 e 4 com, respectivamente, 818 e 674 mg L⁻¹, e diferiram significativamente ($p < 0,05$) dos ensaios 2 e 3, nos quais os valores foram de, respectivamente, 115 e 388 mg L⁻¹. Nos efluentes dos reatores R1 e R2, houve diminuição em relação ao afluente, e os valores variaram de 86 a 199 mg L⁻¹ e de 68 a 116 mg L⁻¹, respectivamente, com diferença significativa ($p < 0,01$) entre os ensaios. Considerando-se os valores das concentrações de Ca apresentados por GRADY et al. (1999), com relação a resposta do processo de anaeróbio na presença de nutrientes de 100 a 200 mg L⁻¹ como estimulante e de 2500 a 4500 mg L⁻¹ com moderadamente inibidora, observa-se que no R1, nos ensaios 1, 3 e 4, não atingiram valores para inibição, e no ensaio 2, quando foram observados maiores produções de biogás, ficou na faixa de estimulação da digestão anaeróbia. No efluente do R2 permaneceu na faixa de estimulação.

As eficiências de remoção de cálcio no R1, nos ensaios 1 e 4, foram de 73 e 70%, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,05$) dos ensaios 2 e 3.

Observou-se que apesar da aplicação de menores TDH (14 h) no ensaio 4, não houve diferença em termos de eficiência de remoção de cálcio do ensaio 1, com TDH de 28 h.

Os valores de eficiência de remoção de cálcio no R2 foram muito baixos e apresentaram altos valores de cv, em virtude da ausência de remoções em algumas amostragens. Portanto, as médias de eficiência apresentadas são provenientes das amostragens nas quais houve remoção. As eficiências de remoção variaram de 6 a 42%, e no ensaio 1 foi significativamente ($p < 0,01$) maior do que os outros ensaios.

Os valores médios de eficiência de remoção de cálcio no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) variaram de 25 a 86%, e nos ensaios 1 e 4, foram significativamente maiores ($p < 0,05$) do que nos ensaios 2 e 3. Esse comportamento coincide com os valores dos SST, indicando que os mecanismos de remoção podem ser similares, como a interceptação, adsorção, precipitação e sedimentação na manta de lodo.

As concentrações médias de potássio no afluente variaram de 296 a 412 mg L⁻¹, com diferenças significativas entre os ensaios ($p < 0,01$). No efluente do R1, as

variações foram de 173 a 299 mg L⁻¹, e no ensaio 3, ocorreu valor médio significativamente ($p < 0,01$) menor. No efluente do R2 as concentrações de potássio foram de 268, 247, 182 e 256 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e apresentou comportamento similar ao R1, com os menores valores no ensaio 3, diferindo significativamente ($p < 0,01$) dos demais ensaios. Nos afluentes do R1 e do R2 a concentração de potássio foi característica da faixa de estimulação (de 200 a 400 mg L⁻¹, segundo GRADY et al. 1999) de processos anaeróbios.

As eficiências de remoção de potássio no R1 variaram de 21 a 36%, e foram significativamente diferentes ($p < 0,01$). Nos ensaios 2 e 4 ocorreram remoções de potássio similares com 21%, indicando que, com a aplicação do mesmo TDH (14 h) e com concentrações de SST diferentes, não houve diferença de remoção para esse mineral, nesses dois ensaios. No R2 não houve diferença significativa ($p > 0,05$) para a remoção de potássio, e os valores de eficiência variaram de 8 a 18%.

No conjunto de reatores em dois estágios (R1 + R2) as eficiências de remoção do potássio variaram de 30 a 33%, e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios.

As concentrações de magnésio no afluente variaram de 53 a 80 mg L⁻¹, e no efluente do R1 os valores de magnésio variaram de 21 a 39 mg L⁻¹, e houve diferença significativa ($p < 0,01$) entre os ensaios. No efluente do R2, os valores médios foram de 12, 33, 45 e 21 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e no ensaio 3, foi significativamente ($p < 0,05$) maior do que nos demais ensaios. Para o magnésio, as concentrações para estimulação da digestão anaeróbia são de 75 a 150 mg L⁻¹ (GRADY et al., 1999). No afluente do R1, os valores médios foram próximos de 75 mg L⁻¹, e no afluente do R2 estiveram abaixo da metade do limite inferior

As eficiências de remoção de magnésio no R1 foram maiores no ensaio 4, com 60%, diferindo significativamente ($p < 0,05$) dos ensaios 2 e 3. No R2, no ensaio 1, a média foi significativamente ($p < 0,01$) maior, com 45%, do que no ensaio 4. Nos ensaios 2 e 3, não houve remoção.

As concentrações de sódio no afluente variaram de 59 a 65 mg L⁻¹, e não ocorreu diferença significativa ($p < 0,05$) entre os ensaios. No efluente do R1, os

valores foram de 34, 50, 43 e 48 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e nos ensaios 2 e 4, foram significativamente ($p < 0,05$) maiores do que nos ensaios 1 e 3. No efluente do R2, os valores da concentração de sódio foram de 31, 46, 37 e 45 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3, e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) entre os ensaios. As concentrações médias de sódio nos afluentes do R1 e do R2 foram abaixo da faixa de 100 a 200 mg L⁻¹, considerada estimulante para o processo de anaeróbio de acordo com GRADY et al. (1999).

A eficiência de remoção de sódio no R1 foi significativamente ($p < 0,01$) maior no ensaio 1, com 43%, em relação aos outros ensaios, os quais apresentaram médias de 15, 30 e 20%, nos ensaios 2, 3 e 4, respectivamente. Verificou-se que, para este mineral a maior eficiência de remoção foi alcançada quando o reator foi operado com maiores TDH (28 h) e com concentrações de SST em torno de 5 g L⁻¹. No R2, não houve diferença significativa ($p > 0,05$) quanto a remoção do sódio.

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) observaram-se maiores valores de eficiência de remoção de sódio nos ensaios 1 e 3, com diferença significativa ($p < 0,05$) dos ensaios 2 e 4. Nos ensaios 1 e 3, os reatores foram operados com maiores TDH.

DUDA (2006), tratando águas residuárias de suinocultura com SST em torno de 10000 mg L⁻¹, observou valores de K no afluente variando de 59 a 292 mg L⁻¹, Mg de 46 a 79 mg L⁻¹ e de Ca de 159 a 676 mg L⁻¹. RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura com SST variando de 4940 a 12860 mg L⁻¹, observou concentrações médias de K no afluente variando de 3 a 15 mg L⁻¹, Mg de 6 a 11 mg L⁻¹ e Ca de 20 a 50 mg L⁻¹, e eficiências de remoção de K de 8 a 40%, Mg de 11 a 15% e Ca de 5 a 24%.

4.8.3.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)

Na Tabela 26 estão apresentados os valores médios e os respectivos coeficientes de variação (cv) das concentrações de ferro (Fe), zinco (Zn), cobre (Cu) e manganês (Mg) no afluente e efluente do RBS. Na Tabela 27 estão as eficiências de remoção (E) no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+ R2+RBS), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6,7 e 8.

As maiores concentrações de cálcio no afluente do RBS foram verificadas nas fases 5 e 6 com, respectivamente, 155,3 e 105,4 mg L⁻¹, e houve diferença significativa ($p < 0,01$) entre as fases. No efluente do RBS, os valores variaram de 3,4 a 63,5 mg L⁻¹. Na fase 5 o valor foi significativamente ($p < 0,01$) maior do que nas demais fases.

As eficiências de remoção do cálcio no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1 +R2+RBS) variaram de 50 a 93% e de 73 a 99%, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$) entre as fases. Os maiores ($p < 0,05$) valores (99%) nas fases 2, 6 e 7 diferiram das fases 1, 3, 4 e 5 (de 73 a 85%).

A maior concentração de potássio no afluente (331,9 mg L⁻¹) do RBS na fase 6 diferiu significativamente ($p < 0,05$) das fases 1, 2, 4 e 5. No efluente do RBS na fase 5 ocorreu valor significativamente maior ($p < 0,01$), com concentrações de 75,6 mg L⁻¹, do que nas demais fases, quando foram de 14,2 a 32,0 mg L⁻¹. Observaram-se reduções significativas na concentração de potássio no efluente do RBS, resultando em eficiências de remoção acima de 83 a 89%, com exceção da fase 5, na qual foi significativamente ($p < 0,01$) menor (48%). No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) as eficiências variaram de 69 a 96%, e houve diferença significativa ($p < 0,05$) com o menor valor na fase 5 e os maiores de 90 a 96% nas demais fases.

As concentrações de magnésio no afluente variaram de 7,1 a 45,1 mg L⁻¹, com diferenças significativas ($p < 0,01$) entre as fases. No efluente do RBS, os valores variaram de 0,7 a 22,0 mg L⁻¹, e na fase 5 ocorreu o maior ($p < 0,05$) valor que diferiu das menores, de 0,7 a 8,8 mg L⁻¹, nas fases 2, 3, 6, 7 e 8. As eficiências de remoção no RBS variaram de 42 a 95% e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) de 70 a 99%, e foram significativamente ($p < 0,01$) diferentes. Os menores valores ($p < 0,05$) nas fases 1 e 5 (70%) diferiram dos maiores nas fases 6, 7 e 8 (97 a 99%). Os menores ($p < 0,05$) valores médios de eficiência de remoção de Ca, K e Mg ocorreram na fase 5, quando foi observado o menor valor médio de pH no efluente do RBS, associado com baixos valores de AP e maior valor de Al. De acordo com METCALF & EDDY (2003), quando a cal é adicionada a água ela reage com a alcalinidade de bicarbonato existente para precipitar CaCO₃. Como o valor de

pH da água residuária aumenta até em torno de 10, o excesso de íons de cálcio reagirão como fosfato para precipitar hidroxiapatita $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$.

Tabela 26. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e sódio (Na) no afluente e efluente do RBS, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	Parâmetros							
	Ca		K		Mg		Na	
	(mg L ⁻¹)							
	afluente	RBS	afluente	RBS	afluente	RBS	afluente	RBS
1	87,7 b	36,3 b	197,2 cd	14,2 b	45,1 a	20,9 ab	42,7 a	18,4 bcd
2	104,1 b	5,1 c	204,0 bcd	32,0 b	7,1 d	0,8 c	20,8 b	15,9 cd
3	80,4 b	29,2 bc	265,9 abc	29,1 b	27,7 bc	8,8 bc	46,4 a	19,7 abcd
4	91,3 b	24,5 bc	226,2 bcd	18,8 b	40,5 ab	10,3 abc	46,5 a	22,8 abc
5	155,3 a	63,5 a	160,6 d	75,6 a	44,6 a	22,0 a	29,4 b	12,6 d
6	105,4 ab	5,1 c	331,9 a	26,7 b	17,9 cd	0,8 c	41,4 a	21,3 abcd
7	56,0 b	3,4 c	214,2 bcd	24,9 b	15,8 cd	0,7 c	42,9 a	26,7 ab
8	79,7 b	6,0 c	297,7 ab	30,6 b	26,2 bcd	1,2 c	48,3 a	27,6 a
cv (%)	55,7	82,8	39,8	78,1	50,9	109,8	36,6	44,9
Teste F	6,7**	15,5**	7,8**	17,6**	12,8**	9,3**	7,5**	6,7**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); * p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

As concentrações de sódio no afluente variaram de 20,8 a 48,3 mg L⁻¹, com diferenças significativas (p<0,01) entre as fases. No efluente do RBS, os valores variaram de 12,6 a 27,6 mg L⁻¹, entre as fases. As eficiências de remoção no RBS variaram de 19 a 59% e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) de 52 a 72%, e foram significativamente (p<0,01) diferentes. Os maiores valores (p<0,05) nas fases 1, 3, 5 e 6, (66 a 77%) diferiram dos menores nas fases 2, 4, 7 e 8 (52 a 59%) Os valores médios de eficiência de remoção do sódio no RBS variaram de 19

a 59% e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) variaram de 52 a 72%, e foram significativamente ($p<0,01$) diferentes entre as fases.

Tabela 27. Valores médios das eficiências de remoção (E) de cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg) e sódio (Na) no RBS e no do sistema de tratamento combinado (R1+ R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	Parâmetros							
	Ca		K		Mg		Na	
	E (%)							
	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema
1	56 bc	73 d	89 a	94 a	54 cd	70 b	59 a	72 ab
2	92 a	99 a	83 a	90 a	88 ab	98 ab	19 c	52 c
3	62 bc	74 cd	89 a	92 a	66 bc	83 ab	57 ab	68 abc
4	73 ab	77 cd	88 a	96 a	75 ab	83 ab	50 ab	59 bc
5	50 c	85 bc	48 b	69 b	42 d	70 b	54 ab	77 a
6	93 a	99 a	92 a	94 a	93 a	98 a	33 bc	66 abc
7	93 a	99 a	88 a	93 a	94 a	99 a	37 bc	52 c
8	90 a	97 ab	89 a	91 a	95 a	97 a	41 abc	55 c
cv (%)	32,8	16,2	21,1	14,8	33,3	21,6	43,4	25,1
Teste F	13,6**	12,5**	22,4**	1,1 ns	18,4**	11,1**	7,4**	6,4**

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p<0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p<0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p>0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

4.8.4. Cobre, ferro, manganês e zinco;

4.8.4.1. Reatores UASB (R1 e R2)

Na Tabela 28 estão apresentados os valores médios das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mg) e zinco (Zn), e os respectivos coeficientes de variação (cv), no afluente e nos efluentes, e das eficiências de remoção (E) nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+ R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As concentrações médias de cobre no afluente variaram de 1,8 a 2,4 mg L⁻¹; e não diferiram significativamente ($p > 0,05$). No efluente do R1, houve redução da concentração do cobre para 0,6; 0,5; 1,0 e 0,6 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,05$) com o menor ($p < 0,05$) valor, no ensaio 2, diferindo do maior no ensaio 3. As eficiências de remoção no R1 variaram de 49 a 70%, e no ensaio 3, foi significativamente ($p < 0,01$) menor do que nos demais ensaios. Nos ensaios 1 e 2, as eficiências de remoção foram idênticas (65%), evidenciando que mesmo operando o R1 com TDH de 28 e 14 h, e procurando manter as concentrações de SST em torno de 5 g L⁻¹, houve similaridade nas eficiências de remoção.

As concentrações de cobre no efluente do R2 variaram de 0,2 a 0,5 mg L⁻¹; diferindo significativamente ($p < 0,01$) entre os ensaios. As eficiências de remoção de cobre variaram de 30 a 50%, diferindo significativamente ($p < 0,05$) entre os ensaios, e no ensaio 1, ocorreu o maior ($p < 0,05$) valor de remoção diferindo significativamente do ensaio 2.

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) a menor eficiência de remoção de 59%, ocorreu no ensaio 3 e diferiu significativamente ($p < 0,01$) dos ensaios 1, 2 e 4, com valores de 77 a 83%.

As concentrações médias de ferro no afluente variaram de 23,2 a 35,3 mg L⁻¹; e não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os ensaios. No efluente do R1 as concentrações de ferro variaram de 6,4 a 12,0 mg L⁻¹ e houve diferença significativa ($p < 0,05$) com o maior valor no ensaio 3 diferindo ($p < 0,05$) do menor no ensaio 4. As eficiências de remoção no R1 foram de 40, 52, 60 e 74%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$), com o maior valor no ensaio 4 diferindo ($p < 0,05$) do menor no ensaio 1..

As concentrações médias de ferro no efluente do R2 variaram de 3,3 a 11,2 mg L⁻¹. As eficiências de remoção no R2 foram de 33, 19, 20 e 40%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e diferiram significativamente ($p < 0,01$).

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2), as maiores eficiências de remoção de ferro foram observadas no ensaio 4 (88%), com diferença significativa ($p < 0,01$) dos demais ensaios (de 57 a 63%).

Tabela 28. Valores médios (em mg L⁻¹) e coeficiente de variação (cv) das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e zinco (Zn), e das eficiências de remoção (E) nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+ R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				CV (%)	Teste F
		1	2	3	4		
Cu	Afluente	2,1 a	1,8 a	2,1 a	2,4 a	56,2	1,0 ns
	R1	0,6 ab	0,5 b	1,0 a	0,6 ab	113,0	3,3*
	R2	0,2 b	0,4 a	0,5 a	0,3 ab	61,3	6,6**
Fe	Afluente	23,2 a	24,7 a	35,3 a	30,2 a	69,2	1,7ns
	R1	9,7 ab	11,4 ab	12,0 a	6,4 b	81,4	3,2*
	R2	6,9 bc	8,7 ab	11,2 a	3,3 c	71,5	10,6**
Mn	Afluente	3,3 a	3,0 a	2,3 b	2,7 b	63,6	3,8*
	R1	0,7 a	1,0 a	1,3 a	1,3 a	84,3	2,4ns
	R2	0,5 b	0,9 ab	1,0 a	0,9 ab	60,1	5,1**
Zn	Afluente	4,0 b	4,5 ab	5,2 a	5,6 a	38,5	4,2**
	R1	2,2 b	2,1 b	1,7 b	3,6 a	64,2	11,7**
	R2	1,5 b	1,2 b	1,4 b	2,5 a	70,9	7,7**
E (%)							
Cu	R1	65 a	65 a	49 b	70 a	45,4	6,7**
	R2	50 a	30 b	36 ab	37 ab	69,9	3,2*
	R1+ R2	82 a	77 a	59 b	81 a	35,9	9,1**
Fe	R1	40 b	52 ab	60 ab	74 a	65,7	3,6**
	R2	33 ab	19 b	20 b	40 a	88,1	6,5**
	R1+ R2	63 b	62 b	57 b	88 a	41,9	8,3**
Mn	R1	74 a	57 b	42 c	34 c	48,6	15,5**
	R2	23 a	20 a	21 a	33 a	114,0	1,5ns
	R1+ R2	80 a	60 b	46 b	56 b	49,6	9,8**
Zn	R1	44 b	49 b	65 a	33 b	44,9	12,8**
	R2	35 a	34 a	29 a	28 a	77,3	0,59ns
	R1+ R2	62 a	69 a	67 a	54 a	37,2	2,3ns

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

As concentrações médias de manganês no afluente variaram de 2,3 a 3,3 mg L⁻¹, com diferença significativa (p<0,05) e os valores dos ensaios 1 e 2 maiores do que os dos ensaios 3 e 4. No efluente do R1 os valores variaram de 0,7 a 1,3 mg L⁻¹, sem diferença significativa (p>0,05) entre os ensaios. As maiores eficiências de remoção ocorreram no ensaio 1 com 74%, o qual diferiu significativamente (p<0,01) dos demais ensaios (de 34 a 57%).

As concentrações médias de manganês no efluente do R2 variaram de 0,5 a 1,0 mg L⁻¹, com diferença significativa ($p < 0,01$) entre os ensaios. As eficiências de remoção variaram de 20 a 33% sem diferença significativa ($< 0,05$) entre os ensaios.

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) a maior eficiência média de remoção de manganês foi observada no ensaio 1 (80%) a qual diferiu significativamente ($p < 0,01$) dos demais ensaios (de 46 a 60%).

As concentrações médias de zinco no afluente variaram de 4,0 a 5,6 mg L⁻¹, Nos efluentes dos reatores R1 e R2 os valores variaram de 1,7 a 3,6 mg L⁻¹ e de 1,2 a 2,5 mg L⁻¹, respectivamente. As maiores concentrações ocorreram no ensaio 4 ($p < 0,01$). A eficiência de remoção no R1 variou de 33 a 65%, e foi significativamente ($p < 0,01$) maior no ensaio 3. No R2 as eficiências variaram de 28 a 35%, sem diferença significativa ($p > 0,05$), comportamento similar observado para o manganês.

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1 + R2) as eficiências de remoção de zinco variaram de 54 a 69% e não houve diferença significativa ($> 0,05$) entre os ensaios.

RAMIRES (2005), tratando águas residuárias de suinocultura com SST 12788 mg L⁻¹, em reatores UASB em dois estágios e com TDH de 36 h no R1 e 7,5 h no R2, obteve eficiências de remoção para o Fe de 94%, de 77% para o Zn, de 89% para o Cu e de 59% e para o Mn no conjunto de reatores UASB (R1+R2). DUDA (2006) tratando águas residuárias de suinocultura com SST em torno de 10000 mg L⁻¹, em RBA anaeróbio em dois estágios, observou eficiências médias de remoção de 50 a 82% para o Fe; 64 a 81% para o Zn; 61 a 72% para o Cu e 42 a 65% para o Mn.

4.8.4.2. RBS e sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)

Na Tabela 29 estão apresentados os valores médios das concentrações de ferro (Fe), cobre (Cu), manganês (Mn) e zinco (Zn) e os respectivos coeficientes de variação (cv), do afluente e efluente do RBS, e na Tabela 29 estão os valores médios das eficiências de remoção (E) no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+ R2+RBS), nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6,7 e 8.

As concentrações de cobre no afluente do RBS variaram de 0,22 a 0,52 mg L⁻¹ e no efluente de 0,05 a 0,17 mg L⁻¹, e foram significativamente ($p < 0,01$) diferentes entre as fases com o maior ($p < 0,05$) valor na fase 1. As eficiências de remoção de cobre no RBS variaram de 49 a 78%, porém não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre as fases. No sistema de tratamento combinado (R1+R2+ RBS) as remoções foram de 83 a 97%, sem diferença significativa ($p > 0,05$) entre as fases.

Observa-se que para a eficiência de remoção de cobre no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) não houve efeito ($p > 0,01$) significativo dos ciclos de 24 e 12 h e das diferentes cargas orgânicas volumétricas aplicadas.

Tabela 29. Valores médios e coeficientes de variação (cv) das concentrações de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) do afluente e do efluente do RBS, nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Parâmetros								
Fases	Cu		Fe		Mn		Zn	
	(mg L ⁻¹)							
	afluente	RBS	afluente	RBS	afluente	RBS	afluente	RBS
1	0,52 a	0,17 a	13,71 a	2,13 a	1,10 a	0,16 bc	1,14 bc	0,20 a
2	0,22 b	0,09 b	6,02 bc	0,36 b	0,73 ab	0,07 bc	0,92 c	0,05 a
3	0,38 ab	0,11 ab	7,42 bc	0,55 b	0,70 ab	0,08 bc	1,03 c	0,08 a
4	0,36 ab	0,15 ab	10,20 ab	1,18 ab	1,09 a	0,16 bc	1,54 abc	0,19 a
5	0,46 ab	0,07 b	7,83 bc	1,30 ab	0,96 a	0,19 b	1,42 bc	0,17 a
6	0,28 ab	0,05 b	7,94 abc	0,55 b	0,41 b	0,03 c	2,06 abc	0,19 a
7	0,41 ab	0,10 ab	4,21 bc	0,79 ab	0,92 ab	0,21 ab	2,34 ab	0,15 a
8	0,31 ab	0,14 ab	2,33 c	0,63b	0,83 ab	0,35 a	2,71 ab	0,21 a
cv (%)	61,6	90,8	67,8	112,2	59,4	74,0	70,3	97,7
Teste F	3,1**	3,6**	8,1**	5,0**	3,4**	8,9**	4,6**	2,3*

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

As maiores ($p < 0,05$) concentrações de ferro no afluente e efluente do RBS ocorreram na fase 1, com concentrações de 13,71 e 2,13 mg L⁻¹, respectivamente, e

foram diferentes ($p < 0,05$) dos valores das fases 2, 3, 5, 7 e 8 no afluente (de 2,33 a 7,83 mg L⁻¹), e fases 2, 3, 6 e 8 no efluente (de 0,36 a 0,63 mg L⁻¹). As eficiências de remoção no RBS foram de 69 a 92% como menor ($p < 0,05$) valor na fase 5 e os maiores nas fases 2, 3 e 6. No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) as eficiências variaram de 77 a 98%, e não houve diferença significativa entre as fases.

Tabela 30. Valores médios das eficiências de remoção (E) de cobre (Cu), ferro (Fe), manganês (Mn) e de zinco (Zn) no RBS e do sistema de tratamento combinado (R1 +R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fases	Parâmetros							
	Cu		Fe		Mn		Zn	
	E (%)							
	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema
1	63 a	87 a	82 ab	93 a	83 a	94 a	83 ab	96 a
2	49 a	85 a	92 a	97 a	80 a	97 a	95 a	99 a
3	65 a	94 a	92 a	97 a	87 a	98 a	93 a	98 a
4	62 a	89 a	87 ab	94 a	84 a	95 a	87 ab	97 a
5	78 a	83 a	68 b	77 a	71 ab	62 b	74 b	94 a
6	70 a	97 a	92 a	98 a	93 a	99 a	91 ab	96 a
7	71 a	94 a	78 ab	98 a	73 ab	90 a	94 a	97 a
8	56 a	92 a	71 ab	97 a	58 b	80 ab	90 ab	96 a
cv (%)	49,9	22,4	26,2	22,1	27,6	21,3	22,2	8,9
Teste F	1,5 ns	1,1 ns	4,2**	1,2ns	3,7**	12,3**	3,3**	0,83ns

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** $p < 0,01$ (Significativo a 1% de probabilidade); * $p < 0,05$ (Significativo a 5% de probabilidade); ns: $p > 0,05$ (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

As concentrações de manganês no afluente do RBS variaram de 0,41 a 1,10 mg L⁻¹ com os maiores ($p < 0,05$) valores nas fases 1, 4, 5 e o menor ($p < 0,05$) na fase 6 e no efluente variaram de 0,03 a 0,35 mg L⁻¹, e com menor ($p < 0,05$) na fase 6 e o maior ($p < 0,05$) na fase 8. As eficiências de remoção de manganês no RBS variaram de 58 a 93% com o menor ($p < 0,05$) valor na fase 8, e no sistema de tratamento

combinado (R1+R2+RBS) as remoções variaram de 62 a 99%, com o menor ($p<0,05$) valor na fase 5, e diferiram significativamente ($p<0,01$) entre as fases.

As concentrações de zinco no afluente do RBS variaram de 0,92 a 2,71 mg L⁻¹ e foram significativamente ($p<0,01$) diferentes entre as fases com os menores ($p<0,05$) valores nas fases 1, 2, 3 e 5. No efluente do RBS, os valores variaram entre 0,05 e 0,21 mg L⁻¹, e não diferiram ($p>0,05$) entre as fases. As eficiências de remoção de zinco no RBS variaram de 74 a 95% com o menor valor na fase 5 diferindo ($p<0,05$) dos maiores da fase 2, 3 e 7. No sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) as remoções variaram de 96 a 99%, e não diferiram significativamente ($p>0,05$) entre as fases. As remoções de metais nos processos biológicos de tratamento ocorre, principalmente, pela adsorção e complexação dos metais com os microrganismos. Além disso, são possíveis processos que resultam na transformação e precipitação de metais. Os microrganismos associam-se aos metais adsorvendo-os a superfície celular em virtude das interações entre os íons metálicos e a superfície microbiana carregada negativamente. Os metais também podem ser complexados por grupos carboxilas de polissacarídeos microbianos e outros polímeros ou adsorvido por materiais protéicos de células. Tem sido observadas remoções de quantidades significativas de metais solúveis em processos biológicos. As eficiências de remoção têm variado de 50 a 98% dependendo da concentração inicial do metal, da concentração de sólidos no reator biológico e do tempo de retenção de sólidos (TRS) no sistema (METCALF & EDDY, 2003).

As concentrações de metais nos afluentes, de SV do lodo (Tabelas 14, 15 e 16) e o TRS (Tabela 17) do sistema de tratamento combinado (UASB e RBS) foram altas, o que normalmente resultou em eficiências de remoção de Ca, Mg, Cu, Fe, Mn e Zn, altas de até 99%.

Além disso, em processos anaeróbios a redução de sulfato de hidrogênio pode promover a precipitação de sulfetos metálicos (METCALF & EDDY, 2003). Ainda, quando o pH for 6,4 ou mais alto, qualquer excesso de Fe poderá precipitar como cobalto de ferro e prevenir qualquer inibição causada por ferro solúvel (GRADY et al. 1999). Nas águas residuárias de suinocultura os teores de N-protéico

são altos e conseqüentemente há disponibilidade de sulfeto nos reatores. Os valores médios de pH nos reatores UASB e RBS na etapa anaeróbia foram sempre acima de 6,9 e com concentrações de alcalinidade de bicarbonato (AP) em torno de 400 a 850 mg Ca CO₃ L⁻¹. Dessa forma, ocorreram condições favoráveis também para a precipitação de metais. As menores ($p < 0,05$) eficiências de remoção de Fe (68%) e de Zn (74%), no RBS, e de Mn (62%), no sistema de tratamento foram na fase 5 quando o pH do afluente do RBS foi menor ($p < 0,05$).

Não houve toxicidade evidente por metais pesados, apesar de altas concentrações de Cu, Fe, Mn e Zn, porque, de acordo com GRADY et al. (1999), somente os metais solúveis é o que causam inibição e os sulfetos metálicos são extremamente insolúveis, resultando em concentrações residuais de metais pesados muito menores do que, por exemplo, as concentrações de metais solúveis que causam 50% de inibição em digestores anaeróbios: 1 a 10 mg L⁻¹ de Fe⁺², 10⁻⁴ mg L⁻¹ de Zn⁺², 10⁻⁷ mg L⁻¹ de Cd⁺² e 10⁻¹⁶ mg L⁻¹ de Cu⁺².

O CONAMA, na Resolução 357 de 2005, estabeleceu o limite máximo de lançamento dos efluentes com 15 mg L⁻¹ para o Fe; 5,0 mg L⁻¹ para o Zn; 1,0 mg L⁻¹ para Cu e de 1,0 mg L⁻¹ para o Mn. E os limites máximos estabelecidos para as concentrações em cursos d'água doce de classe 3 são de 5,0 mg L⁻¹ para o Fe; 5,0 mg L⁻¹ para o Zn; 0,013 mg L⁻¹ para Cu e de 0,5 mg L⁻¹ para o Mn (BRASIL, 2005).

Portanto, os efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS), para esses metais, atendem aos padrões de lançamento de efluentes e de qualidade de cursos d'água doce de classe 3 (exceto o Cu) nas fases 1, 3, 4, 7 e 8 e poderiam ser utilizados na irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras.

4.9. Nutrientes no lodo dos reatores UASB e do RBS

Na Tabela 31 estão apresentados os valores médios das concentrações de NTK, K, P, Ca, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn no lodo coletado no ponto intermediário dos reatores UASB R1 e R2 ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4, e na Tabela 32 para o lodo do RBS no final das fases 1, 4, 5 e 8.

Comparando-se as concentrações de nutrientes no lodo dos reatores UASB e RBS com os valores típicos da composição de células bacterianas, apresentados por METCALF & EDDY (2003) observa-se que as concentrações no lodo dos reatores UASB e RBS, respectivamente, de 52000 a 84600 mg/kg de base seca de lodo e de 49300 a 65100 mg/kg de base seca para o N, de 4930 a 8040 mg/kg e de 8590 a 13160 para o P, de 303 a 700 mg/kg e de 2820 a 5310 mg/kg para o K, de 640 a 3850 mg/kg e de 1300 a 3170 mg/kg para o Na, de 1050 a 1910 mg/kg e de 1240 a 1910 mg/kg para o Ca, de 3120 a 6920 mg/kg e de 4690 a 5460 mg/kg para o Mg, e de 4460 a 4800 mg/kg e de 4190 a 4780 mg/kg para o Fe, foram inferiores aos 120000 mg/kg de N, 20000 mg/kg de P, 10000 mg/kg de Na e 5000 mg/kg de Ca de células bacterianas em virtude da incorporação no lodo de sólidos orgânicos carbonáceos do afluente, principalmente, sólidos suspensos contidos em altas concentrações nas águas residuárias de suinocultura e produzidos pelos microrganismos. As concentrações de Mg no lodo foram similares e as de Fe superiores aos 5000 mg/kg de Mg e 2000 mg/kg de Fe da célula bacteriana, e podem ser atribuída das altas concentrações no afluente e remoções com incorporação no lodo.

Observa-se que as concentrações de nutrientes foram similares entre os reatores UASB (R1+R2) e o RBS somente o P teve concentrações mais altas no lodo do RBS, o que está relacionado ao mecanismo de remoções de P nas bactérias armazenadoras de P com a estimulação no interior da célula, que proporcionaram altas remoções de P de 28 a 61% no RBS.

As concentrações no lodo dos reatores (UASB e RBS), respectivamente, de 300 a 500 mg/kg e de 440 a 500 mg/kg para o Cu, de 220 a 450 mg/kg e de 350 a 650 mg/kg para o Mn, e de 680 a 850 mg/kg e de 350 a 650 mg/kg para o Zn representaram de 870 a 2060 mg/kg dos 300 mg/kg correspondente aos outros elementos traços da célula bacteriana (METCALF & EDDY, 2003). As concentrações de Cu, Mn e Zn também foram similares nos lodos dos reatores UASB (R1 e R2) e do RBS.

O N, o P, o Mg, o Fe, o K, o Na e o Ca, foram encontrados em maiores concentrações no lodo dos reatores R1, R2 e RBS.

Segundo a Resolução do CONAMA, nº359, o lodo de esgoto e de produtos derivados, para o uso agrícola, deve respeitar os limites máximos de concentração de Cu e Zn de 1500 e 2800 mg/kg base seca de lodo, respectivamente. O lodo proveniente dos reatores UASB (R1 e R2) e do RBS podem ter uso agrícola, quanto aos limites de Cu e Zn.

Segundo OLIVEIRA (1997) um dos mecanismos de precipitação observado e o lodo granulado de reatores UASB pode ser a formação da estrovita (MgNH_4PO_4) e vivianita ($\text{Fe}_3\text{PO}_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$), que podem representar a forma de remoção de nutrientes, principalmente, N e P das águas residuárias, como as provenientes da suinocultura.

SOUSA (1996) operando reator UASB, em escala de bancada tratando esgoto doméstico sintético, encontrou que a composição do grânulo, apesar de ser bem ampla (12 componentes), apresentou como principais constituintes ferro (56%), fósforo (24%), cálcio (12%) e enxofre (4%). Os outros componentes apareceram em proporções bem menores.

TABELA 31. Valores das concentrações de NTK, P, Ca, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn na massa seca de lodo sedimentados coletado no ponto intermediário dos reatores UASB (R1 e R2) no final dos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Nutrientes	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Ensaio 4	
	mg/kg de base seca							
	R1	R2	R1	R2	R1	R2	R1	R2
NTK	61.000	50.700	72.300	60.200	84.600	61.000	59.400	52.000
P	5.830	8.040	6.180	4.930	5.250	5.830	4.980	7.200
Ca	1.840	1.450	1.240	1.050	1.140	1.840	1.910	1.780
Mg	4.610	3.330	4.790	3.550	4.910	4.610	3.120	6.920
Na	3.850	1.250	960	670	1.110	3.850	640	1.380
K	3.030	3.910	3.890	7.000	5.150	3.030	5.910	3.230
Fe	4.490	4.470	4.670	4.630	4.800	4.490	4.640	4.460
Cu	420	300	360	310	300	420	300	560
Zn	830	820	680	790	710	830	780	850
Mn	350	280	350	280	220	350	260	450

Segundo TIWARI et al. (2006), os requerimentos nutricionais de, nitrogênio e fósforo são essenciais durante a formação dos grânulos, e também o nitrogênio, fósforo e potássio foram indicados para retardar o efeito de cargas de choque e prevenir a flotação de grânulos nos reatores UASB. Segundo LETTINGA & HUSLHOLFF-POL (1991) durante o processo de metanogênese os microrganismos requerem magnésio para estimulação do crescimento celular e o sódio para o transporte de aminoácidos e regulação interna.

YU et al. (2001) verificaram que a concentração ótima de cálcio para a granulação está em torno de 150 a 300 mg L⁻¹. Altas concentrações de cálcio, formam o CaCO₃ precipitado, o qual poderá obstruir os poros, levando a limitação de transferência de massa.

TABELA 32. Valores das concentrações de NTK, P, Ca, Mg, Na, Cu, Fe, Mn e Zn na massa seca de lodo coletado no ponto intermediário do RBS ao final das fases 1, 4, 5 e 8.

Nutrientes	Fase 1	Fase 4	Fase 5	Fase 8
	mg/kg de base seca			
NTK	49.300	64.900	64.900	65.100
P	13.160	10.640	8.590	8.770
Ca	1.910	1.240	1.710	1.450
Mg	5.460	6.040	5.100	4.690
Na	1.350	3.170	1.300	2.810
K	5.310	5.260	2.820	4.710
Fe	4.780	4.190	4.270	4.610
Cu	490	500	450	440
Zn	760	820	860	870
Mn	650	350	580	380

4.10. Perfil temporal do RBS operado com ciclo de 12 h.

Realizou-se perfil de 12 h, no final da fase 6, com amostras retiradas, na torneira de descarte do efluente do RBS aeróbio, a cada 1 h, com a finalidade de

estabelecer relações mais detalhadas entre os parâmetros envolvidos: oxigênio dissolvido (OD), temperatura, pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP) e alcalinidade intermediária (AI), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), demanda química de oxigênio total (DQO total), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.), nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-) durante a etapa do ciclo. O RBS foi alimentado com o efluente do UASB (R2), o qual apresentou valores de SST e DQO total de 906 e 1430 mg L^{-1} , respectivamente.

Durante a realização do perfil a temperatura do líquido variou de 22,0 a 23,2°C. Com relação à variação da concentração do OD, pode ser observado na Figura 28, que durante o período de descarte o efluente tinha concentração de OD em torno de 2,0 mg L^{-1} , e após a alimentação no período de reação anaeróbia, a concentração de OD, diminui para valor médio em torno de 0,40 mg L^{-1} . No período de reação aeróbia, as medidas das concentrações de OD situaram-se na faixa de 0,50 mg L^{-1} . Vale ressaltar que em virtude do rápido decaimento das concentrações de OD durante as medições, os valores apresentados na Figura 27, correspondem às medidas de OD estabilizadas e, portanto, menor do que o OD no interior do RBS. No final da fase de reação aeróbia o OD aumentou para concentrações em torno de 4,0 mg L^{-1} e no final do período de sedimentação diminui de 4,4 para 3,4 mg L^{-1} , no início do descarte do efluente.

O valor do pH, no período de descarte foi em média de 6. No período de reação anaeróbia o pH manteve-se ao redor de 7,2. A alcalinidade total (AT) após a alimentação e no início do período de reação anaeróbia aumentou para 645 $\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$, em virtude, principalmente, do aumento da AP. Durante a etapa anaeróbia a alcalinidade continuou aumentando até em torno de 750 mg L^{-1} . Observou-se o comportamento padrão de pH durante o perfil, ou seja, aumento no período anaeróbio, com a alcalinidade do afluente e da desnitrificação, e decréscimo no período aeróbio, em decorrência do consumo de alcalinidade no processo de nitrificação (Figura 28). Recomenda-se que seja mantido o pH acima de 6,5 (METCALF & EDDY, 2003) que é a faixa na qual a nitrificação é mais eficiente

Ocorreu a diminuição nos valores de AP, AI e AT no período de reação aeróbia, para valores médios de 47, 86 e 133 $\text{mg (CaCO}_3) \text{ L}^{-1}$, respectivamente, com

conseqüente queda nos valores de pH de 7,2 para 5,5 no final da reação aeróbia, coincidindo com a oxidação do N-am. e a elevação das concentrações de nitrito e nitrato (Figura 31).

Os valores médios de AVT no início e durante a maior parte do período de reação anaeróbia foram em torno de 150 mg L^{-1} , e no final do período de reação anaeróbia diminuíram para 90 mg L^{-1} , em virtude da absorção pelas bactérias armazenadoras de fósforo que nesta fase acumulou os ácidos graxos voláteis para a formação de polihidroxibutirato (PHB) o qual será utilizado (oxidado) na reação aeróbia durante a absorção e acúmulo de P nas bactérias armazenadoras de P, conforme pode ser observado na Figura (30).

Quanto ao teor de SST, SSV e DQO total (Figura 28), pode-se observar que no início período da reação anaeróbia os valores de SST, SSV e DQO foram em torno de 9627, 6607 e de 22254 mg L^{-1} , respectivamente. Durante os períodos de reação anaeróbia e aeróbia os valores de SST, SSV e DQO total diminuíram para em torno de 8851, 5992 e de 10106 mg L^{-1} , respectivamente, em virtude do consumo durante o processo da desnitrificação e oxidação na etapa aeróbia. No período de sedimentação ocorreram reduções mais significativas para valores em torno de 76, 69 e 214 mg L^{-1} de SST, SSV e DQO total, respectivamente. No período de descarte os valores foram pouco menores, de 55, 50 e 155 mg L^{-1} .

Vale ressaltar que o valor de DQO total no efluente do RBS atendeu aos padrões de lançamento de efluentes contidos nas legislações estaduais de controle de poluição da água de 200 mg L^{-1} em Vitória/ES e de 150 a 400 mg L^{-1} no Rio Grande do Sul. Os valores médios de N-am. (Figura 31) nos períodos de sedimentação e de descarte do efluente do RBS foram em média 13 e 17 mg L^{-1} , respectivamente, atendendo ao padrão de lançamento de efluentes, de 20 mg L^{-1} , contido na Resolução 357 do Conselho Nacional de Meio Ambiente (CONAMA) (BRASIL, 2005). Esses dados corroboram com os dados apresentados no RBS durante as fases de operação.

A concentração de NTK, no período alimentação aumentou para valores em torno de 700 mg L^{-1} na reação anaeróbia ao atingir até 850 mg L^{-1} , com média de 733 mg L^{-1} . Ocorreu redução do NTK no período de reação aeróbia, e nos períodos

de sedimentação e descarte até os valores médios de 50 e 48 mg L⁻¹, respectivamente, com a separação de lodo (Figura 30). Com base nesses resultados pode-se inferir que houve atividade nitrificante e de oxidação do N-org. durante a etapa de reação aeróbia do ciclo, quando foi observada a redução acentuada dos valores de NTK. O NT apresentou variação similar com valores pouco superiores. Os valores de nitrito apresentou comportamento variável, com valores de 4 a 6 mg L⁻¹, nas etapas de reação anaeróbia e início da reação aeróbia, depois estabilizou com valor médio em torno de 4 mg L⁻¹. As concentrações de nitrato nos períodos de aeração, sedimentação e descarte, aumentou para 40 mg L⁻¹, com a atividade nitrificante na etapa aeróbia, e no período de reação anaeróbia decresceu para 13 mg L⁻¹ com a atividade desnitrificação.

O N-amoniacal aumentou até 120 mg L⁻¹ com a alimentação, a hidrólise e a amonificação do N-org. na fase anaeróbia. Na metade até o final da reação anaeróbia houve diminuição da concentração de N-am., até valores em torno de 70 mg L⁻¹. É possível que tenha ocorrido a oxidação da amônia, com utilização do nitrato, e produção de N-gasoso. METCALF & EDDY (2003) descreveram essa via de remoção de N, em condições anaeróbias, realizadas por bactérias autotróficas nitrificantes (*Nitrosomonas europaea*) ou por bactérias em processos Annamox, o qual pode ser de 6 a 10 vezes mais rápido.

Com relação ao perfil do P-total observaram-se valores médios de 230 e 103 mg L⁻¹, para o período de reação anaeróbia e aeróbia, respectivamente, e nos períodos de sedimentação e descarte os valores decresceram para 91 e 55 mg L⁻¹, respectivamente.

O aumento do P-total na fase anaeróbia é proveniente da alimentação e da liberação pelas bactérias armazenadora de fósforo. O decréscimo na fase aeróbia deu-se com a absorção e formação de polifosfatos estocados nas células bacteriana armazenadoras de fósforo. A diminuição nas etapas de sedimentação e descarte ocorreu com a retirada das bactérias armazenadoras de fósforo com o lodo sedimentado, reduzindo a concentração na fração líquida.

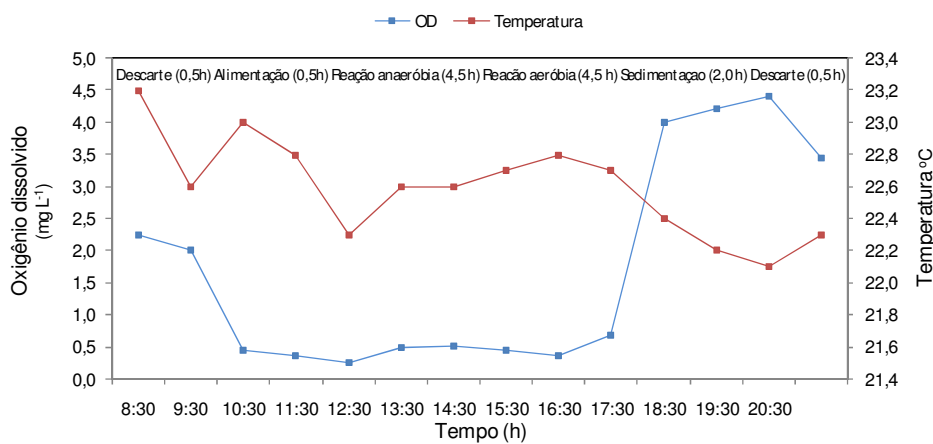


FIGURA 27. Concentração de oxigênio dissolvido e temperatura do efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.

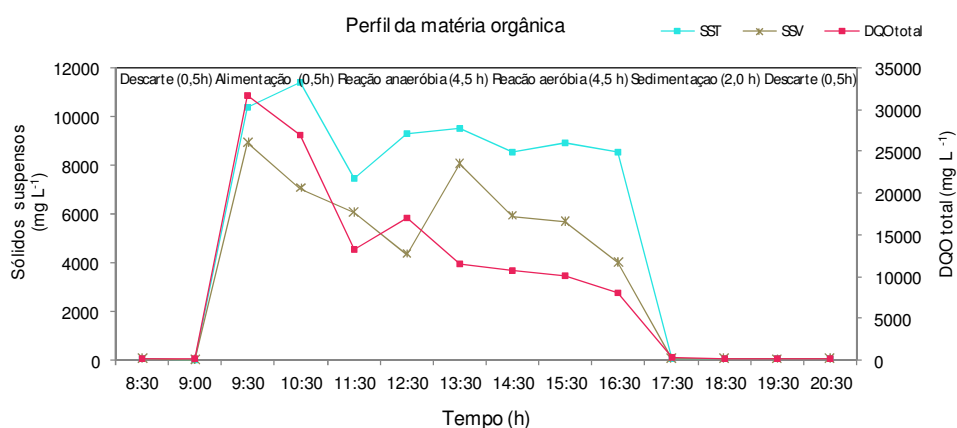


FIGURA 28. Valores de pH, alcalinidade total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) e ácidos voláteis totais (AVT) no efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.

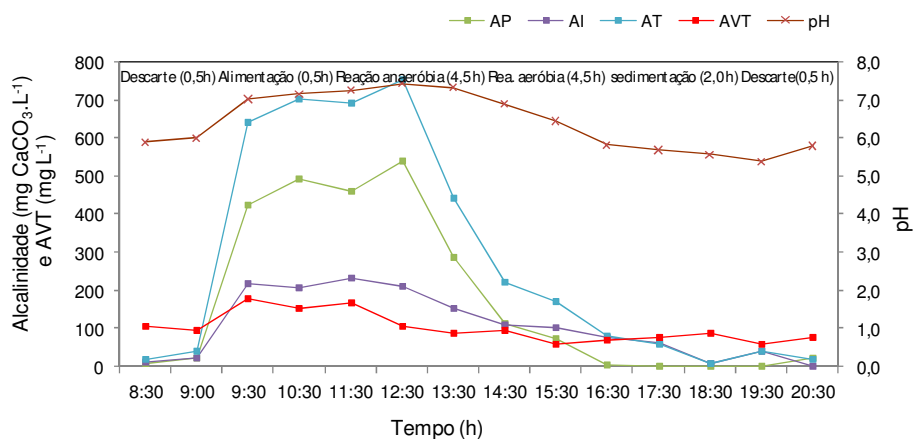


FIGURA 29. Valores de SST, SSV e DQO total no efluente no RBS durante o ciclo de 12 h.

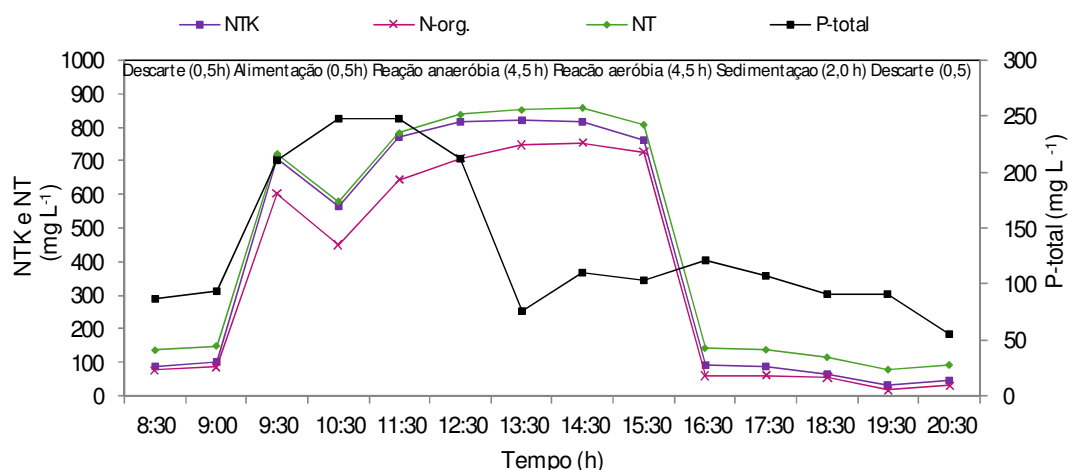


FIGURA 30. Concentrações de NTK, N-org., NT e P-total no efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.

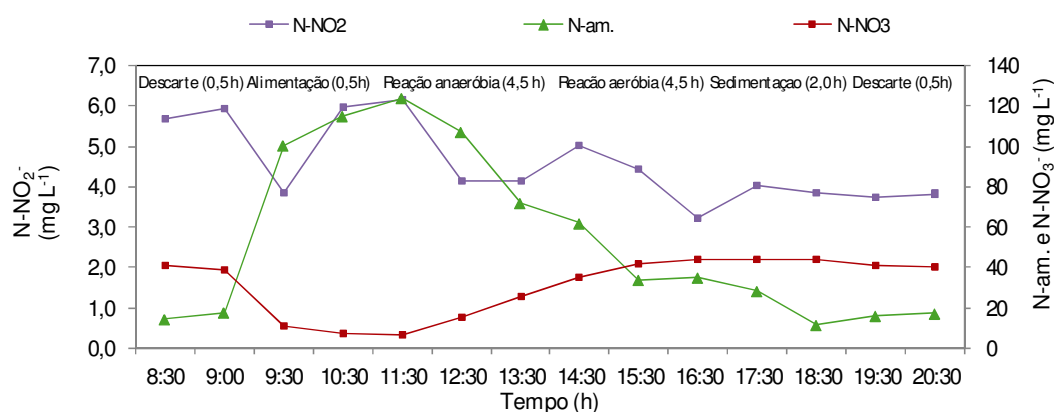


FIGURA 31. Concentração de N-am., N- NO₂⁻ e N-NO₃⁻ no efluente do RBS durante o ciclo de 12 h.

4.11 Taxa de consumo de oxigênio (TCO)

Nas Figuras 23 e 24, está ilustrado o decaimento de OD durante as realizações do teste com o lodo do RBS das fases de operação. A TCO foi determinada pelo coeficiente angular da reta, obtido por regressão linear dos dados de OD em função do tempo e a TCOe dividindo-se o valor da TCO pela concentração de SSV do lodo durante o teste.

Na Tabela 33 estão apresentados os valores da taxa de consumo de oxigênio (TCO) específica de consumo de oxigênio (TCOc) do lodo do RBS. A faixa de

concentração de oxigênio dissolvido (OD) mantida no reator biológico é fundamental para garantir o crescimento das bactérias heterotróficas e nitrificantes. São indicados diferentes valores de concentração mínima, ou crítica, de OD, de 0,5 a 1,0 mg L⁻¹ para a remoção do material orgânico e de 1,0 a 2,0 mg L⁻¹ para a nitrificação (METCALF E EDDY, 2003; GRADY et al. 1999; VAN HAANDEL & MARAIS, 1999; VON SPERLING, 2005).

Durante os ensaios de TOC o OD inicial variou de 0,13 a 6,4 mg L⁻¹ de O₂, atendendo as necessidades para a oxidação da matéria orgânica e/ou nitrificação, e o requisito para a determinação confiável de TCO, o qual é de um consumo de oxigênio de 2,0 a 3,0 mg L⁻¹ num teste com duração mínima de 2 a 3 minutos (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999).

TABELA 33. Taxas de consumo de oxigênio (TCO) e específica de consumo de oxigênio (TCOe) do lodo do RBS nas as fases 1, 2, 3, 4 5, 6, 7 e 8

Fases	SSV (mg L ⁻¹)	TCO (mg O ₂ (L h) ⁻¹)	TCOe (mg O ₂ (mg SSV h) ⁻¹)
1	3935	230	0,059
2	4990	295	0,059
3	3360	241	0,072
4	2530	245	0,096
5	7160	202	0,028
6	6570	180	0,027
7	7053	335	0,048
8	8560	274	0,032

No entanto, para avaliar a velocidade dos processos metabólicos e a condição do lodo é importante determinar experimentalmente a TCO e TCOe. A determinação tem vários objetivos, dentre eles, determinar a toxicidade de efluentes industriais, a atividade do lodo em termos de taxa máxima de utilização de material orgânico e do grau de estabilização de lodo em digestores aeróbios (VAN HAANDEL & MARAIS, 1999). METCALF & EDDY (2003), citaram que a taxa específica de respiração do lodo (SOUR) em g O₂ (g SSV h)⁻¹ pode ser correlacionada com a DQO do efluente final de sistemas de lodos ativados, permitindo, inclusive, prever a qualidade do

efluente final durante condições transientes de carregamento. Alterações na taxa específica de respiração do lodo podem também ser usadas para detectar a presença na água residuária afluenta de substâncias tóxicas ou que causam a inibição.

Os valores de TCO variaram de 180 a 335 mg O₂ (L h)⁻¹ durante as fases de operação do RBS.

VAN HAANDEL & MARAIS (1999) citaram que o valor da TCO, na maioria dos sistemas de lodos ativados tratando esgoto sanitário doméstico, está situado entre 30 a 100 mg O₂ (L h)⁻¹, correspondentes à taxa baixa e alta, respectivamente. Nesta pesquisa, os valores foram acima, em virtude das altas concentrações de SSV no RBS, e as TCO podem ser consideradas altas.

Os valores de TCOe variaram de 0,027 a 0,096 mg O₂ (mg SSV h)⁻¹, ou seja, de 27 a 96 g O₂ (kg SSV h)⁻¹ durante as fases de operação do RBS. Os menores valores da TCOe, de 28 e 27 g O₂ (g SSV h)⁻¹ foram observados nas fases 5 e 6, e os maiores, de 72 e 96 g O₂ (g SSV h)⁻¹, nas fases 3 e 4. HENZE et al. (1997) citaram que a taxa de respiração do lodo para águas residuárias brutas são de aproximadamente 50 g O₂ (kg SSV h)⁻¹. Valores na faixa de 20 a 40 g O₂ (kg SSV h)⁻¹ corresponderam o lodo ativo, ou seja, com muitos microrganismos vivos e com substrato (matéria orgânica) suficiente, ao passo que, valores baixos, de 5 a 10 g O₂ (kg SSV h)⁻¹, podem significar que o lodo está “envenenado”, não há matéria orgânica facilmente degradável presente, ou que o lodo está sendo estabilizado.

Nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8 os valores de TCOe foram similares ou superiores aos valores que correspondem a lodo ativo. Na fase 5 ocorreram as menores eficiências de remoção de DQO total e DQO dissolvida, o que pode ter ocorrido, em virtude do baixo valor de TCOe no lodo do RBS. Nas fases 3 e 4, quando foram observados as menores eficiências de remoção de DQO total e DQO dissolvida, respectivamente, diferindo significativamente (p<0,05) das eficiências obtidas na fase 5, em decorrência das melhores características do lodo no RBS nas fases 3 e 4.

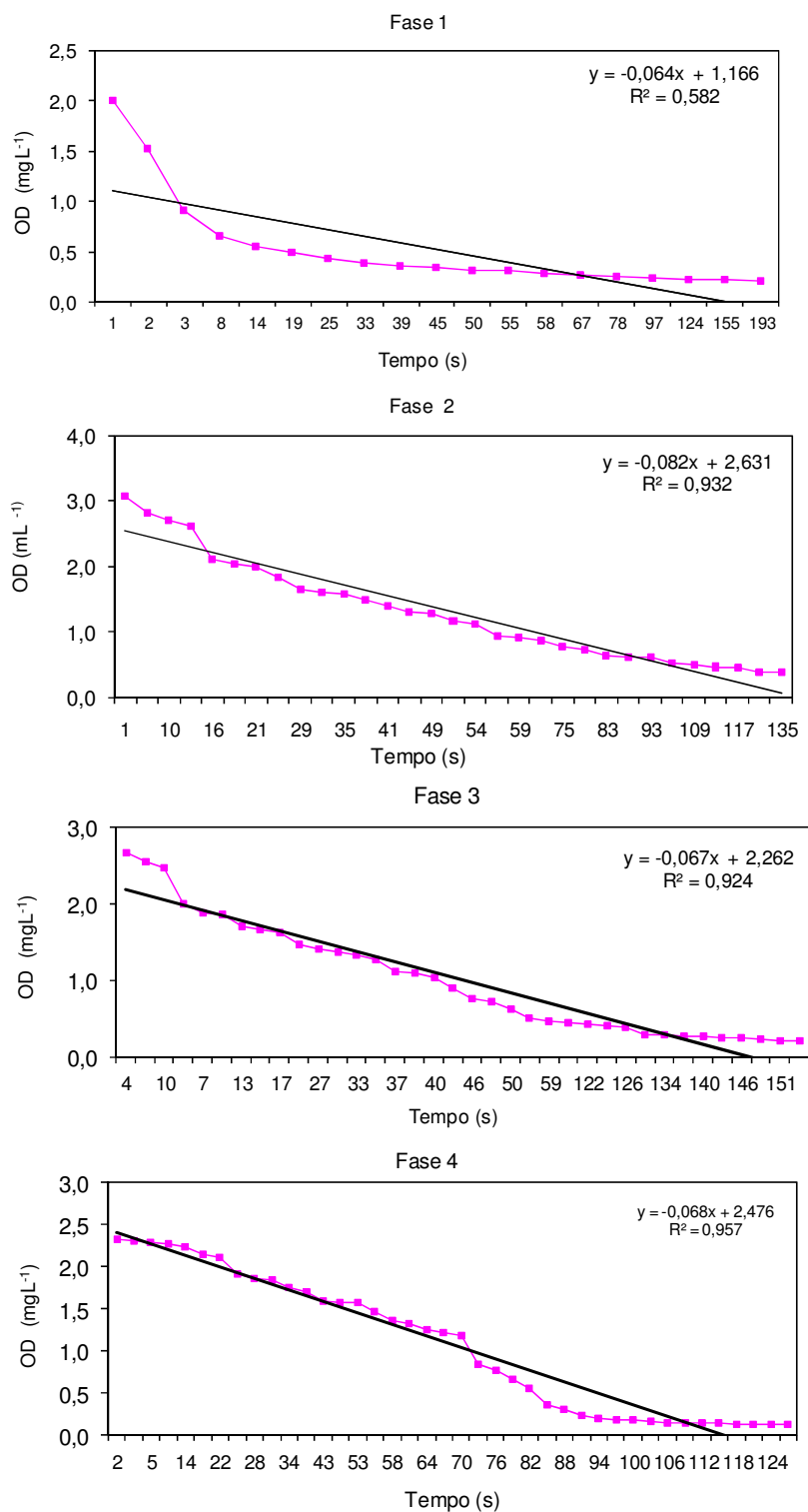


FIGURA 32. Concentração de oxigênio dissolvido (OD) durante o ensaio para a verificação da TCO no lodo do reator seqüencial em batelada (RBS) aeróbio durante as fases 1, 2, 3 e 4.

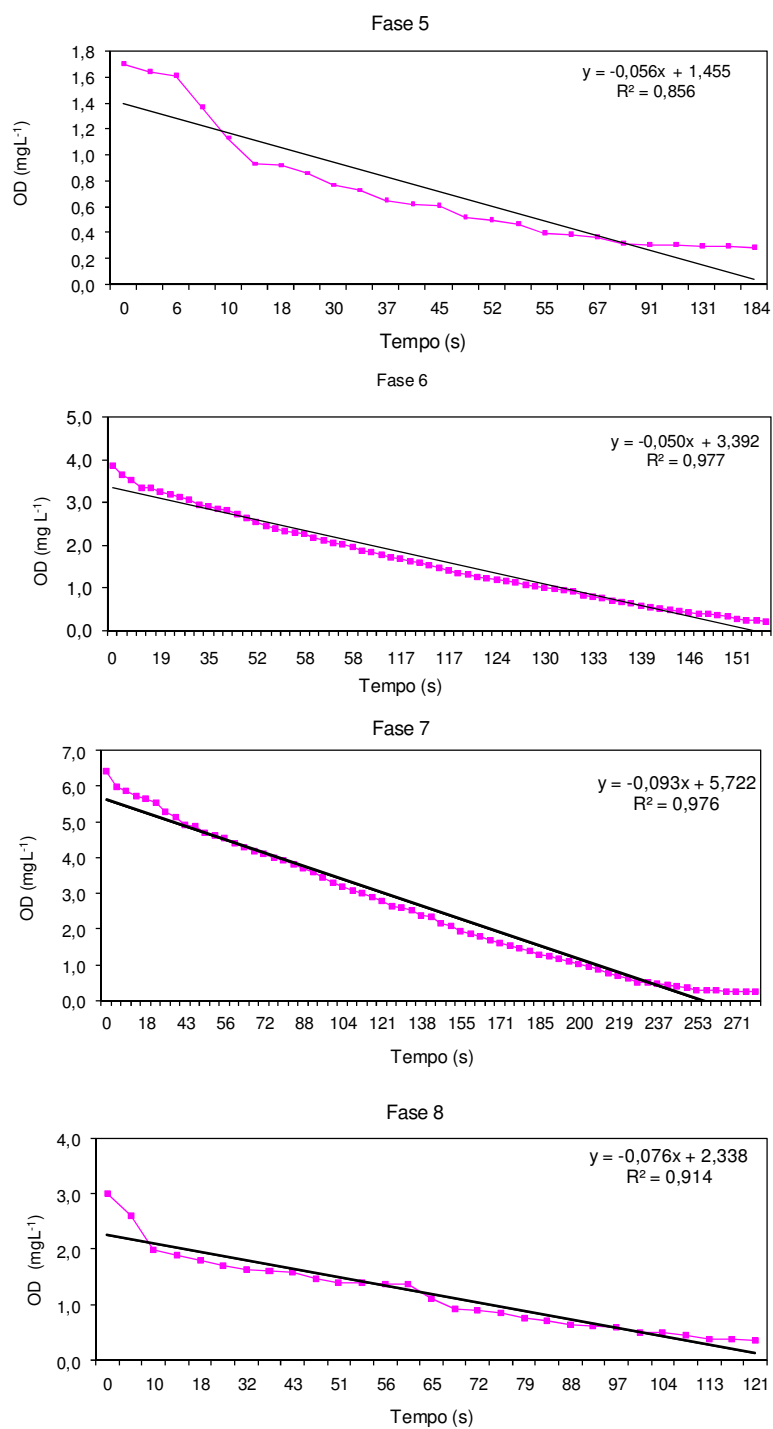


FIGURA 33. Concentração de oxigênio dissolvido (OD) durante o ensaio para a verificação da TCO no lodo do reator seqüencial em batelada (RBS) aeróbio durante as fases 5, 6, 7 e 8.

4.12. Coliformes totais, termotolerantes e bactérias heterotróficas

Na Tabela 34 estão apresentados os valores médios do número mais provável (NMP) de coliformes totais e termotolerantes e de bactérias heterotróficas no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores UASB R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4. Na Tabela 35 estão os valores do número mais provável (NMP) de coliformes totais e termotolerantes e de bactérias heterotróficas no afluente e efluente do RBS, e das eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) durante as fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Segundo METCALF & EDDY (2003), a quantidade de coliformes totais em águas residuárias domésticas varia entre 10^6 a 10^9 NMP/100 mL. O valor obtido para águas residuárias de suinocultura, neste estudo, ficou em quantidade similar a do esgoto sanitário doméstico. A ordem de grandeza dos coliformes totais e termotolerantes foram de 10^6 a 10^7 e de 10^8 a 10^8 , respectivamente, no afluente durante os ensaios do experimento.

DUDA & OLIVEIRA (2007) encontraram, em águas residuárias de suinocultura com SST entre 5000 a 13000 mg L⁻¹, coliformes termotolerantes da ordem de 10^6 a 10^8 NMP/100 mL, valores similares aos encontrados neste estudo.

No efluente do R1, os coliformes termotolerantes foram $4,3 \times 10^5$; $4,6 \times 10^6$; $2,4 \times 10^7$ e $1,5 \times 10^6$ NMP/100 mL, e no efluente do R2 $2,3 \times 10^5$; $3,5 \times 10^6$; $2,4 \times 10^7$ e $1,9 \times 10^6$ NMP/100 mL, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

No R1, as eficiências de remoção de coliformes totais (79,76 a 90,00%) e termotolerantes (85,88 a 94,88%) foram maiores do que no R2 (23,91 a 92,08% e de 23,91 a 92,08%, respectivamente).

Observa-se que com a diminuição do TDH de 28 para 14h, no R1 e de 11 para 6h no R2, do ensaio 1 para o ensaio 2, houve diminuição da eficiência de remoção de coliformes termotolerantes nos reatores R1, R2 e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2), em virtude provavelmente das baixas eficiências de remoção de SST, DQO total e menor TRS observados no ensaio 2, e conseqüentemente, de coliformes arrastados junto com o efluente.

No conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) obteve-se eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes de 97,26; 92,39; 89,09; 98,88% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As maiores eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes ocorreram no conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) nos ensaios 4 e 1, quando os TRS foram mais longos (de 75 e 26 d, respectivamente).

O controle de patógenos é um requisito relativamente recente para a digestão anaeróbia. Dessa forma, o projeto de digestores para alcançar um determinado nível de controle de patógenos é novo e existem poucos dados para serem utilizados no projeto. Nas normas americanas há o requisito de no mínimo 15 d de TRS, para digestores anaeróbios operados a 35°C, visando redução definitiva de patógenos em sólidos de águas residuárias municipais. A operação de digestores anaeróbios em série também pode incrementar a destruição de patógenos (GRADY et al., 1999).

Tabela 34. Valores médios de número mais provável (NMP/100 mL) de coliformes totais e termotolerantes e de bactérias de heterotróficas (UFC/mL), no afluente e efluentes, e das eficiências de remoção nos reatores UASB R1 e R2 e no conjunto de reatores em dois estágios UASB (R1+R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Local de amostragem	Coliformes Totais		Coliformes Termotolerantes		Contagem de Heterotróficos UFC/mL
		NMP/100 mL	Eficiência de Remoção (%)	NMP/100 mL	Eficiência de Remoção (%)	
1	Afluente	$8,4 \times 10^6$	-	$8,4 \times 10^6$	-	$6,1 \times 10^7$
	R1	$1,7 \times 10^6$	79,76	$4,3 \times 10^5$	94,88	$1,4 \times 10^6$
	R2	$3,4 \times 10^5$	80,00	$2,3 \times 10^5$	46,51	$1,9 \times 10^5$
	R1+R2	-	95,95	-	97,26	-
2	Afluente	$4,6 \times 10^7$	-	$4,6 \times 10^7$	-	$2,4 \times 10^7$
	R1	$4,6 \times 10^6$	90,00	$4,6 \times 10^6$	90,00	$9,8 \times 10^6$
	R2	$3,5 \times 10^6$	23,91	$3,5 \times 10^6$	23,91	$1,0 \times 10^7$
	R1+R2	-	92,39	-	92,39	-
3	Afluente	$2,2 \times 10^8$	-	$2,2 \times 10^8$	-	$4,5 \times 10^7$
	R1	$2,4 \times 10^7$	89,09	$2,4 \times 10^7$	89,09	$9,5 \times 10^6$
	R2	$2,4 \times 10^7$	-	$2,4 \times 10^7$	-	$4,2 \times 10^7$
	R1+R2	-	89,09	-	89,09	-
4	Afluente	$1,7 \times 10^8$	-	$1,7 \times 10^8$	-	$3,0 \times 10^7$
	R1	$2,4 \times 10^7$	85,88	$1,5 \times 10^6$	85,88	$5,8 \times 10^6$
	R2	$1,9 \times 10^6$	92,08	$1,9 \times 10^6$	92,08	$1,3 \times 10^6$
	R1+R2	-	98,88	-	98,88	-

FERNANDES (2004) trabalhando com reatores anaeróbios compartimentados (ABR) e UASB, com TDH de 28 e 18 h no primeiro reator e 6,5 e 4 h no segundo reator, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST de 6000 mg L^{-1} , obteve eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes para o sistema de tratamento (ABR+UASB) próximos a 99,99%. As concentrações de coliformes totais e termotolerantes no efluente do sistema de tratamento ficaram entre $8,2 \times 10^4$ a $4,3 \times 10^6$ NMP/100 mL e $2,0 \times 10^4$ a $8,4 \times 10^5$, NMP/100 mL, respectivamente

RAMIRES (2005) tratou águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST entre 4940 a 12860 mg L^{-1} em reatores UASB em dois estágios, com TDH de 36 e 18 h para o primeiro reator e de 7,5 e 3,7 h para o segundo, e obteve eficiências de remoção para coliformes totais e fecais no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) acima de 99,7%. As concentrações de coliformes totais e termotolerantes no efluente do sistema ficaram entre $2,06 \times 10^5$ a $1,32 \times 10^6$ NMP/100 mL e $4,74 \times 10^4$ a $1,37 \times 10^6$ NMP/100 mL, respectivamente.

Apesar de apresentar bons resultados de remoção de carga orgânica e das elevadas porcentagens de redução de coliformes, o tratamento das águas residuárias de suinocultura nos reatores UASB em dois estágios não permitiu obter valores de microrganismos indicadores que possibilitou a sua utilização na irrigação de culturas agrícolas alimentícias atendendo os regulamentos brasileiros e internacionais. Esses resultados confirmam o que é citado na literatura, ou seja, que o efluente de reatores UASB necessita de um pós-tratamento para alcançar esse fim.

Com a utilização do RBS para o pós-tratamento do efluente dos reatores UASB obtiveram-se eficiências de remoção de 78,37 a 99,95% de coliformes termotolerantes e concentrações no efluente final de $2,3 \times 10^3$ a $9,3 \times 10^5$ NMP/100 mL (Tabela 35).

Tabela 35. Valores médios do número mais provável (NMP/100 mL) de coliformes totais e termotolerantes e de bactérias heterotróficas (UFC/mL), no afluente e efluente, e das eficiências de remoção no RBS e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS).

Fases	Local de amostragem	Coliformes Totais		Coliformes Termotolerantes		Contagem de Heterotróficos
		NMP/100 mL	Eficiência de Remoção (%)	NMP/100 mL	Eficiência de Remoção (%)	UFC/mL
1	Afluente	$4,3 \times 10^7$	-	$4,3 \times 10^7$	-	$2,1 \times 10^6$
	RBS	$2,3 \times 10^4$	99,95	$2,3 \times 10^4$	99,95	$7,0 \times 10^5$
	Sistema*	-	99,99	-	99,99	-
2	Afluente	$4,3 \times 10^5$	-	$2,3 \times 10^5$	-	$8,6 \times 10^4$
	RBS	$2,4 \times 10^3$	99,44	$2,4 \times 10^3$	98,96	$1,3 \times 10^5$
	Sistema*	-	99,97	-	99,97	-
3	Afluente	$2,4 \times 10^6$	-	$2,4 \times 10^6$	-	$2,1 \times 10^5$
	RBS	$1,10 \times 10^4$	99,54	$9,3 \times 10^3$	99,61	$1,3 \times 10^4$
	Sistema*	-	99,98	-	99,98	-
4	Afluente	$4,3 \times 10^6$	-	$4,3 \times 10^6$	-	$1,8 \times 10^5$
	RBS	$1,10 \times 10^4$	97,44	$9,3 \times 10^3$	99,78	$2,0 \times 10^4$
	Sistema*	-	99,76	-	99,98	-
5	Afluente	$4,3 \times 10^6$	-	$4,3 \times 10^6$	-	$1,9 \times 10^7$
	RBS	$9,3 \times 10^5$	78,37	$9,3 \times 10^5$	78,37	$2,3 \times 10^4$
	Sistema*	-	93,80	-	93,80	-
6	Afluente	$2,4 \times 10^5$	-	$2,3 \times 10^5$	-	$8,1 \times 10^6$
	RBS	$2,3 \times 10^3$	99,00	$2,3 \times 10^3$	99,00	$8,6 \times 10^3$
	Sistema*	-	99,97	-	99,78	-
7	Afluente	$2,4 \times 10^6$	-	$2,1 \times 10^6$	-	$1,1 \times 10^6$
	RBS	$2,4 \times 10^5$	90,00	$2,4 \times 10^5$	88,57	$9,0 \times 10^4$
	Sistema*	-	90,90	-	99,00	-
8	Afluente	$1,5 \times 10^6$	-	$1,5 \times 10^6$	-	$1,6 \times 10^6$
	RBS	$2,3 \times 10^3$	99,85	$2,3 \times 10^3$	99,85	$3,0 \times 10^3$
	Sistema*	-	99,99	-	99,99	-

* sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS)

Esses resultados se assemelham aos valores encontrados por PEREIRA-RAMIREZ et al. (2003) que trataram águas residuárias de suinocultura em sistema composto por um reator UASB com TDH de 12 h, seguido por um filtro anaeróbio com TDH de 8,5 h e um reator biológico aerado (RBA) como pós- tratamento do efluente dos reatores anaeróbios, e obtiveram valores de coliformes fecais de $1,8 \times 10^3$ NMP 100 mL⁻¹. Os autores enfatizaram a importância de possibilidade de reutilização do efluente em casos de demanda hídrica.

FERREIRA et al. (2003), operando dois reatores UASB, em série, com TDH de 14 h cada um e com volume de 705 L, seguidos de tanque de estabilização (TDH de 96 h), no tratamento de águas residuárias de suinocultura, pré-decantadas com concentração de sólidos totais de 2934 mg L^{-1} , verificaram eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes no tanque de estabilização aerado de 85 e 96%, respectivamente. A redução dos coliformes nos reatores UASB e no tanque de estabilização foram significativas, embora a concentração de coliformes termotolerantes do efluente do tanque de equalização aerado estivesse em torno de $2,0 \times 10^3$ a $6,7 \times 10^4$ NMP/100 mL, valores similares aos encontrados neste estudo para os efluentes do RBS aeróbio.

VANOTTI et al. (2005), operaram um sistema de tratamento em escala piloto constituído por três reatores em série, composto por um tanque separador de sólidos e líquidos, enriquecido com polímeros orgânicos, um tanque para a remoção biológica do nitrogênio e um tanque para a extração alcalina do fósforo, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentrações de SST de 10.59 g L^{-1} e DQO total de 8.27 g L^{-1} , com concentrações de 6,79 e 6,23 $\log_{10}$ UFC/mL de coliformes totais e termotolerantes, respectivamente. Os autores observaram reduções maiores do que 98% no sistema de tratamento. No reator para remoção biológica de nitrogênio, em condições alternadas anóxicas-aeróbias, ocorreu redução de coliformes totais e termotolerantes para 4,5 e 4,4 $\log_{10}$ UFC/mL, respectivamente, e no reator alcalino (pH 10,3) decresceu para concentrações $<0,3 \log_{10}$ UFC/mL. Os autores concluíram que o processo de nitrificação e desnitrificação foi eficiente na remoção de patógenos em águas residuárias de suinocultura, e que a remoção de fósforo via alcalina resulta em efluente com boas condições sanitárias.

DUDA & OLIVEIRA (2007) operaram dois reatores RBSAn instalados em série (280 e 140 L), com TDH variando de 1,5 a 4,0 d no R1, seguidos de duas lagoas de polimento (1000 L cada), com TDH variando de 8,3 a 16,6 d cada, no tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST em torno de 10000 mg L^{-1} . As eficiências de remoção de coliformes totais e termotolerantes foram acima de 96,87% para o conjunto de reatores em dois estágios (R1+R2) e acima de 99,41%

para o sistema de tratamento, com concentrações de coliformes termotolerantes no efluente do sistema de tratamento entre 10^3 e 10^5 NMP/100 mL.

No efluente do RBS, nas fases 2, 6 e 8, ocorreram menores valores de coliformes termotolerantes de $2,3 \times 10^3$ NMP/100 mL, o que pode estar relacionado ao menor pH e aos maiores valores de OD no efluente, o que certamente contribuiu para explicar o decaimento mais acentuado nestas fases. Estes fatores parecem atuar conjuntamente, criando condições desfavoráveis para a sobrevivência dos coliformes.

As eficiências médias de remoção no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) variaram de 90,90 a 99,99% para os coliformes totais e de 93,80 a 99,99% para os coliformes termotolerantes. Valores semelhantes aos observados por MENDONÇA (2002) operando sistema de tratamento com reator anaeróbio de leito expandido seguido por um sistema de lodos ativados, tratando esgoto doméstico, no qual observou eficiência de remoção de coliformes termotolerantes no sistema de tratamento combinado anaeróbio-aeróbio de 99,6 a 99,9%.

A contagem do número de heterotróficos no afluente variou de $2,2 \times 10^7$ a $6,1 \times 10^7$ UFC/mL durante o experimento. Nos efluentes dos reatores R1 e R2, variaram de $1,4 \times 10^6$ a $9,8 \times 10^6$ UFC/mL e $1,9 \times 10^5$ a $4,2 \times 10^6$ UFC/mL, respectivamente, durante o experimento. No RBS a contagem de heterotróficos variou de $3,3 \times 10^3$ a 7×10^5 UFC/mL durante o experimento.

Tomando-se como base os limites estabelecidos pela Resolução CONAMA nº 357 (BRASIL, 2005), o efluente do RBS nas fases, 2, 6 e 8, alcançou valores abaixo do limite estabelecido de coliformes termotolerantes, de 4000 NMP/ 100 mL, para água doce em corpos d' água de classe 3, dos quais pode ser utilizada para irrigação de cultivos de arbóreos, cerealíferas e forragiculturas. .

Para a utilização de águas residuárias tratadas na irrigação, a Organização Mundial da Saúde (OMS) estabelece os seguintes critérios: (i) irrigação irrestrita: $\leq 10^3$ coliformes termotolerantes (Cter)/100 mL; (ii); para a irrigação restrita $\leq 10^4$ *E.coli* /100 mL; para a piscicultura adotam-se as seguintes recomendações: $\leq 10^4$ Cter /100 mL no tanque de piscicultura ou 10^3 Cter/100 mL no afluente do tanque de piscicultura. O padrão bacteriológico deve ser observado em termos de média

geométrica (WHO, 2006a, 2006b).

De acordo com os cenários de exposição considerados pela OMS (WHO, 2006a, WHO, 2006b), verifica-se que o efluente final (RBS) nas fases 2, 3, 4, 6 e 8 poderia ser utilizado com restrições para a irrigação e para a piscicultura.

4.13. Avaliação da atividade microbiana

Nas Tabelas 36 e 37, estão apresentados os valores médios da atividade metanogênica específica (AME) do lodo dos reatores UASB (R1 e R2), nos ensaios 1 e 2, e 3 e 4, respectivamente. As curvas da produção de metano ao longo do tempo do ensaio estão apresentadas no item Anexo (1 a 12).

As cargas orgânicas (S_o/X_o) aplicadas no lodo, coletado do reator UASB, R1 durante os ensaios de AME variaram de 0,37 a 0,71; de 0,45 a 0,66; de 0,51 a 0,76 e de 0,51 a 0,57 g DQO (g SV)⁻¹, e no lodo do R2, variaram de 0,51 a 0,57; de 0,38 a 0,68; de 0,56 a 0,68 e de 0,50 a 0,56 g DQO (g SV)⁻¹, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

A AME dos frascos-reatores controle do lodo do reator R1 variaram entre 0,018 a 0,009 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹ e do R2 entre 0,018 a 0,006 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹ e não ficou tão evidente a fase lag, pois a produção de metano apresentou comportamento linear, diferente da maioria dos frascos-reatores com os substratos estudados, que apresentaram padrão de crescimento sigmoidal. Os resultados dos frascos-controles do R1 e R2 estão expressos graficamente nos Anexos (1 e 2).

Com relação as fontes de substrato utilizados para avaliar a atividade das populações de microrganismos presentes no lodo dos reatores UASB R1 e R2, no ensaio 1 observou-se que para o lodo do R1, os maiores valores de AME foram de 0,443; 0,189 e 0,165 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, com o propionato + butirato, formiato e acetato, respectivamente, seguido de AME de 0,141 e 0,102 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, com a glicose e o amido, respectivamente. No ensaio 2, observou-se também que com as fontes propionato + butirato e acetato foram obtidos os maiores valores de AME, de 0,304 e 0,160 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente, no lodo do R1.

Com o lodo do R2, no ensaio 1, os valores médios de AME foram de 0,206;

0,131; 0,054, 0,039 e 0,014 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, para os substratos propionato + butirato, acetato, glicose, formiato e amido, respectivamente. No ensaio 2 os maiores valores da AME foram com as fontes propionato + butirato e glicose; 0,148 e 0,108 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente.

Comparando-se os valores da AME obtidos com o lodo dos reatores 1 e 2, tanto no ensaio 1 como no ensaio 2, observa-se que no lodo do R1 os valores de AME foram maiores do que do R2.

TABELA 36. Valores médios de atividade metanogênica específica (AME), com as diferentes fontes de substrato, e da carga orgânica aplicada (S_0/X_0) no lodo proveniente dos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2), nos ensaios 1 e 2, com concentrações de SST do afluente em torno de 5 g L⁻¹.

		AME (mmol CH ₄ (g SV h) ⁻¹)			
Fontes de substrato	Atividade	Ensaio 1		Ensaio 2	
		R1	R2	R1	R2
		TDH=28 h	TDH=11 h	TDH=14 h	TDH=6 h
		SST 5 g L ⁻¹			
Amido S ₀ /X ₀	Hidrolítica	0,102± 0,03 0,50	0,054± 0,04 0,51	0,043± 0,007 0,59	0,030± 0,003 0,38
Glicose S ₀ /X ₀	Acidogênica	0,141± 0,03 0,57	0,014± 0,05 0,55	0,133± 0,070 0,66	0,108± 0,011 0,68
Propionato + butirato S ₀ /X ₀	Acetogênica	0,443± 0,13 0,71	0,206± 0,02 0,52	0,304± 0,090 0,50	0,148± 0,016 0,59
Acetato S ₀ /X ₀	Metanogênica acetotrófica	0,165± 0,17 0,37	0,131± 0,053 0,54	0,160± 0,010 0,45	0,081± 0,053 0,55
Formiato S ₀ /X ₀	Metanogênica hidrogenotrófica	0,189± 0,03 0,59	0,039± 0,005 0,57	0,084± 0,082 0,59	0,034± 0,005 0,57

AME- atividade metanogênica específica (mmol CH₄ (g SV h)⁻¹), S_0/X_0 - Carga orgânica aplicada no lodo (g DQO (g SV)⁻¹)

No ensaio 3, observou-se que para o lodo do R1, os maiores valores de AME foram de 0,162; 0,121 e 0,102 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, com o propionato + butirato, acetato e formiato, respectivamente, seguido de 0,076 e 0,075 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, com a glicose e o amido, respectivamente. No ensaio 4, observou-se também que com as fontes propionato + butirato e acetato foram obtidos os maiores valores de

AME, de 0,179 e 0,112 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente, no lodo do R1.

Com o lodo do R2, no ensaio 3, os valores médios de AME foram de 0,154; 0,096; 0,092, 0,082 e 0,081 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, para os substratos propionato + butirato, amido, acetato, glicose e formiato, respectivamente. No ensaio 4 os maiores valores da AME foram com as fontes propionato + butirato, e acetato; 0,137 e 0,101 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente.

TABELA 37. Valores médios de atividade metanogênica específica (AME), com as diferentes fontes de substrato, e da carga orgânica aplicada (S_0/X_0) no lodo proveniente dos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2), nos ensaios 3 e 4, com concentrações de SST do afluyente em torno de 10 g L⁻¹.

		AME (mmol CH ₄ (g SV h) ⁻¹)			
Fontes de substrato	Atividade	Ensaio 3		Ensaio 4	
		R1	R2	R1	R2
		TDH=28 h	TDH=11 h	TDH=14 h	TDH=6 h
		SST 10 g L ⁻¹			
Amido	Hidrolítica	0,075± 0,005	0,096± 0,028	0,068± 0,005	0,043± 0,008
S ₀ /X ₀		0,64	0,63	0,57	0,56
Glicose	Acidogênica	0,076± 0,005	0,082± 0,007	0,063± 0,011	0,057± 0,006
S ₀ /X ₀		0,51	0,56	0,51	0,50
Propionato + butirato	Acetogênica	0,162± 0,004	0,154± 0,05	0,179± 0,026	0,137± 0,03
S ₀ /X ₀		0,56	0,57	0,52	0,53
Acetato	Metanogênica	0,121± 0,003	0,092± 0,002	0,112± 0,015	0,101± 0,002
S ₀ /X ₀	acetotrófica	0,76	0,68	0,57	0,54
Formiato	Metanogênica	0,102± 0,007	0,081± 0,003	0,050± 0,007	0,062± 0,005
S ₀ /X ₀	hidrogenotrófi	0,59	0,58	0,50	0,51

Comparando-se os valores da AME obtidos com o lodo dos reatores 1 e 2, para todos os ensaios, observou-se- que no lodo do R1 os valores de AME foram maiores do que do R2 com a fonte de propionato+ butirato, acetato e formiato.

Para ambos os testes de AME, realizados com o lodo dos reatores R1 e R2, observou-se que com a fonte de substrato propionato + butirato ocorreram maiores valores de AME, indicando alta atividade acetogênica em ambos os reatores.

Observa-se que a atividade hidrolítica, utilizando como substrato o amido, foi

predominante no lodo do R1, com exceção no ensaio 3, os quais observaram-se maiores valores no lodo do R2, o que deve estar relacionado ao arraste de sólidos suspensos e ou/ floculados do afluente do R1 para o R2, promovendo o aumento da atividade das populações hidrolíticas também no lodo do R2.

Os resultados de atividade acetogênica, utilizando o propionato + butirato como fonte de substrato, foram maiores com as menores concentrações de SST, nos ensaios 1 e 2 com valores de 0,443 e 304 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹ no lodo do R1, e de 206 e 148 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹ no lodo do R2, respectivamente.

Comparando-se os valores de AME obtidos com o lodo dos reatores R1 e R2, observou-se que em geral os valores de AME foram maiores quando os reatores estavam sendo operados com maiores TDH (28 h no R1 e 11 h no R2), possivelmente devido ao arraste dos sólidos causado pelo aumento da velocidade ascensional. E para o mesmo TDH os maiores valores de AME foram obtidos quando os reatores eram alimentados com o afluente com menores concentrações de SST, em torno de 5 g L⁻¹, sendo mais evidente esta constatação no lodo do R1, considerando-se que os sólidos suspensos do afluente podem prejudicar a atividade do lodo, conforme destacado por LETTINGA & HULSHOFF-POL (1991). Isto pode ser confirmado observando-se o decréscimo significativo da produção específica de metano no R1 e (R1+R2) nos ensaios 3 e 4 em relação aos ensaios 1 e 2 (Tabela 17)

OLIVEIRA et al. (1997) avaliaram a AME de lodo proveniente de reator UASB, tratando águas residuárias de suinocultura com SST de 0,5 a 2,0 g L⁻¹, utilizando como fonte de substrato o acetato de sódio, propionato de sódio, butirato de sódio e formiato de sódio de forma conjunta e aplicando-se a relação S₀/X₀ de 0,13 a 0,24 g DQO (g SV)⁻¹, e obtiveram valores menores de AME de 0,01 a 0,13 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹, do que os encontrados neste trabalho mesmo com COV e SST do afluente menores. Isto pode estar associado as menores relações de S₀/X₀, que segundo CHO et al. (2005) diminuem a AME e de acordo com sua recomendação devem ser 0,5; conforme foi utilizado neste trabalho.

STEIL (2001) determinou a AME do lodo de biodigestor em batelada tratando resíduos de aves de postura, frangos de corte e suínos, usando conjuntamente os

substratos acetato, propionato, butirato e formiato de sódio em cargas orgânicas que variaram de 0,25; 0,50; 0,75 e 1,00 gDQO/g SV. Os valores médios encontrados para o lodo de biodigestores com esterco de aves de postura, foram de 0,1984; 0,1901; 0,1008 e de 0,0541 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹ para valores crescentes de cargas orgânicas, respectivamente. Para lodo de biodigestores com esterco de frangos de corte, os valores foram de 0,2109; 0,0973; 0,0558 e 0,0372 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹, e para lodo de biodigestores com esterco de suínos, os valores foram 0,2532; 0,0941; 0,0542 e 0,1105 mmol CH₄ (g SSV h)⁻¹, respectivamente. Os efluentes (lodo) de biodigestores contêm menor massa de microrganismos, e dessa forma apresentaram maiores AME com a menor relação So/Xo, de 0,25 g DQO (g SV)⁻¹.

4.14. Microscopia eletrônica de varredura

Durante a operação dos reatores UASB (R1 e R2) e do RBS aeróbio, foram coletadas amostras de lodo no final de cada ensaio e submetidas a observação em microscópio eletrônico de varredura (MEV).

As morfologias observadas no grânulo da manta de lodo do R1 foram praticamente semelhantes no início e no final do experimento e houve predominância de morfologias das arqueias semelhantes a *Methanosaeta* sp. na parte inferior do reator. E na parte superior, embora tenha sido observado esse tipo de microrganismo, ocorreu maior quantidade de bacilos e cocos, no ensaio 1 (Figura 34) e no ensaio 2 (Figura 35). Nos ensaios 3 e 4, (Figura 36) observaram-se predominância de morfologias das arqueias semelhantes a *Methanosaeta* sp.

TORRES (2000) verificou, na manta de lodo do reator UASB, tratando esgoto doméstico, que a maior concentração de lodo ativo encontrava-se nos três pontos inferiores do reator, sempre com poucos tipos morfológicos de microrganismos. A autora verificou predominância das arqueias metanogênicas semelhantes a *Methanosaeta* sp. sobre *Methanosarcina* sp. (presentes em quantidade mínima). Ainda na sua pesquisa a autora, constatou que a principal diferença entre os lodos das diferentes profundidades do reator esteve relacionada com o tamanho dos

grânulos, mantendo-se sempre os de maior tamanho no fundo do reator e com predominância das arqueias semelhantes a *Methanosaeta* sp.

DEL NERY et al (2008) monitorou as características dos grânulos em um reator UASB de 450 m³ tratando águas residuárias de abatedouro de aves. Os grânulos foram coletados de três pontos de amostragem distintos (P1: 0,6 m; P2: 1,2 m e P3: 1,8 m de altura do reator) no final de operação do reator (1228 dias), com eficiência média de remoção de DQO de 85%. Os grânulos com diâmetros médios de 0,6 a 1,5 mm predominaram no P1; e os de 0,5 a 1,0 mm nos P2 e P3, respectivamente. Os autores verificaram predomínio de arqueias metanogênicas nas três amostras de grânulos. Dentre estas populações metanogênicas, as porcentagens de *Methanosaeta* sp. foram maiores no P1.

As morfologias observadas nas amostras de lodo do R2, no ensaio 1 (Figura 37) foram semelhantes às observadas no R1. Verificou-se que houve presença de poucos tipos morfológicos e com predominância de morfologias de organismos semelhantes a *Methanosaeta*. Entretanto, no ensaio 2, (Figura 38) com TDH de 6 h, observou-se que houve seleção de alguns grupos microbianos tais como bacilos com extremidades retas e arredondadas, bacilos curvos e cocos.. PEREIRA (2003) também observou comportamento semelhante em reatores UASB em dois estágios, tratando águas residuárias de suinocultura com COV de 18,65 kg DQO_{total} (L d)⁻¹ no primeiro reator e TDH de 16 e 4 h, no primeiro e segundo reator, respectivamente.

Segundo SAMSON et al. (1990) e HULSHOFF-POL (1989) apud PEREIRA (2003), composições com elevadas frações de sólidos em suspensão ou materiais refratários e o aumento na velocidade ascensional do líquido e do volume de gás, levam à seleção dos componentes das partículas do lodo e podem prejudicar a formação dos grânulos.

Nos ensaios 3 e 4, (Figura 39) nas amostras de lodo do R2, as morfologias observadas foram semelhantes a *Methanosaeta* sp.

OLIVEIRA et al. (1997), operando reator UASB com TDH de 12 h para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST de 0,5 a 2,0 g L⁻¹, observou predominância no lodo das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta*. Segundo o autor essa predominância da *Methanosaeta* nos grânulos

observados pode estar relacionada, entre outros fatores, com a origem do lodo de inóculo e a manutenção no reator de concentrações de ácidos voláteis totais abaixo de 100 mg L^{-1} . Neste trabalho, as concentrações de AVT variaram de 142 a 298 mg L^{-1} no R1 e de 80 a 195 mg L^{-1} no R2, nos ensaios 1 a 4, valores que podem ser considerados baixos e que devem favorecer o crescimento das arqueias *Methanosaeta*, as quais tem maior afinidade pelo acetato, ou seja, maior taxa de crescimento com menores concentrações acetato, ou seja, menor K_s .

ANGENENT et al. (2002) caracterizou a população microbiana do lodo de reator seqüencial em batelada anaeróbio (RBSAn) tratando água residuária de suinocultura. Os autores observaram que concentrações de N-amoniaco na faixa de 3600 mg L^{-1} não afetaram a produção de biogás. Embora, com essa condição, as metanogênicas utilizadoras de acetato do gênero *Methanosarcina* diminuiu. Já, as metanogênicas utilizadoras do hidrogênio da ordem *Methanomicrobiales* aumentaram, sugerindo que a produção de metano foi obtida por meio da relação sintrófica entre os organismos oxidadores do acetato e utilizadores do hidrogênio. E isto mostrou que, a digestão anaeróbia de águas residuárias de suinocultura contendo altas concentrações de N-amoniaco (3500 mg L^{-1}) é sustentável em virtude da habilidade das metanogênicas utilizadoras de hidrogênio serem ativas em altas concentrações de N-amoniaco.

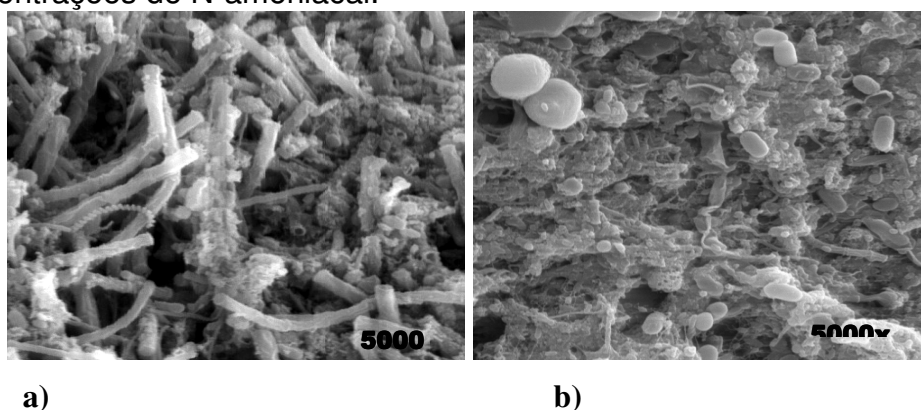


FIGURA 34. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R1) no ensaio 1: (a) bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*, na região inferior do reator e (b) cocos e bacilos na região superior.

PADMASIRI et al. (2007) avaliaram a dinâmica da população metanogênica no lodo de reatores anaeróbios com membrana (AnMBR) durante 300 dias de

operação tratando águas residuárias de suinocultura. Os autores observaram a predominância da *Methanosaeta* sp

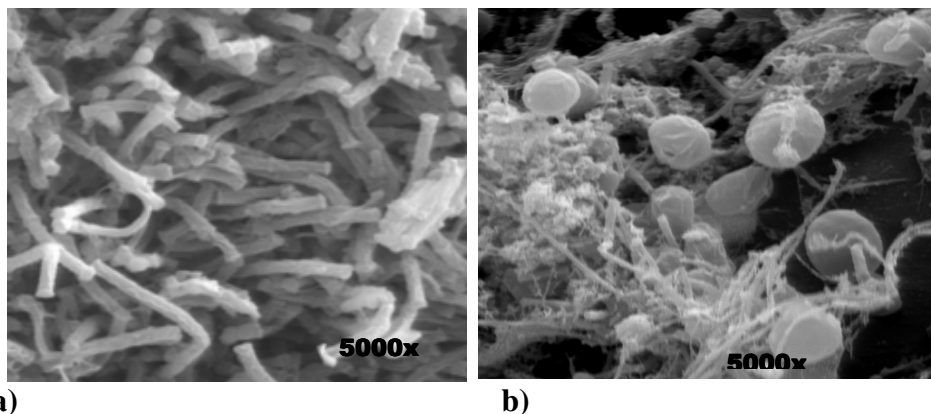


FIGURA 35. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R1) no ensaio 2: (a) bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*, na região inferior do reator e (b) predomínio de cocos na região superior.

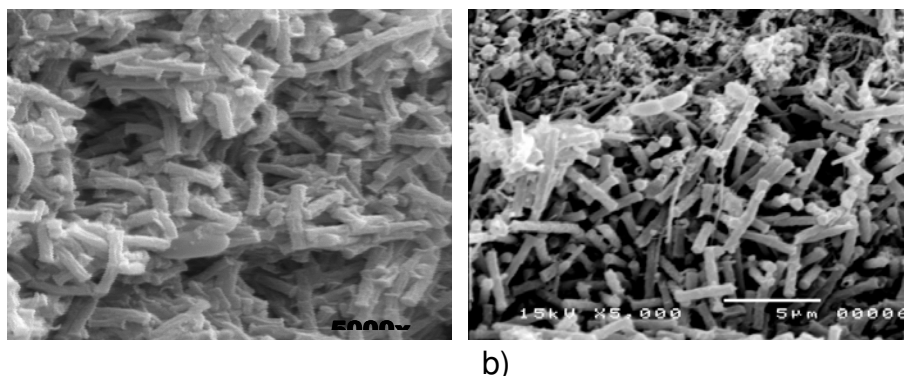


FIGURA 36. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na região inferior da manta de lodo do reator UASB (R1): morfologias semelhantes a *Methanosaeta* (a) no ensaio 3 e (b) no ensaio 4.

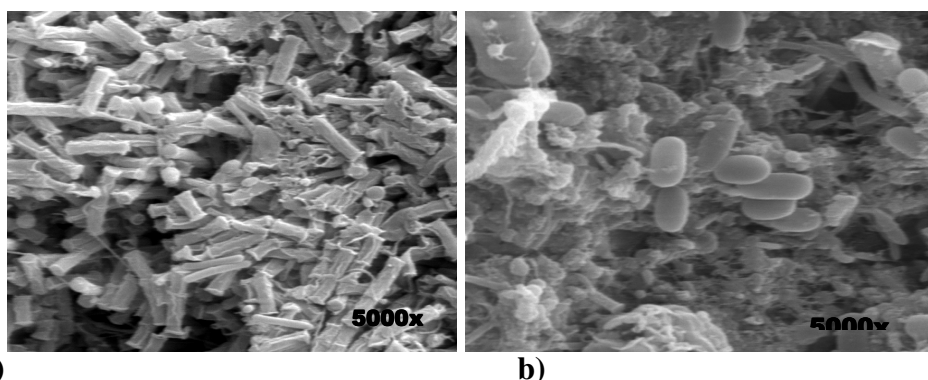


FIGURA 37. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R2) no ensaio 1: (a) bacilos reto semelhantes a *Methanosaeta*, região inferior do reator e (b) cocos e bacilos na região superior.

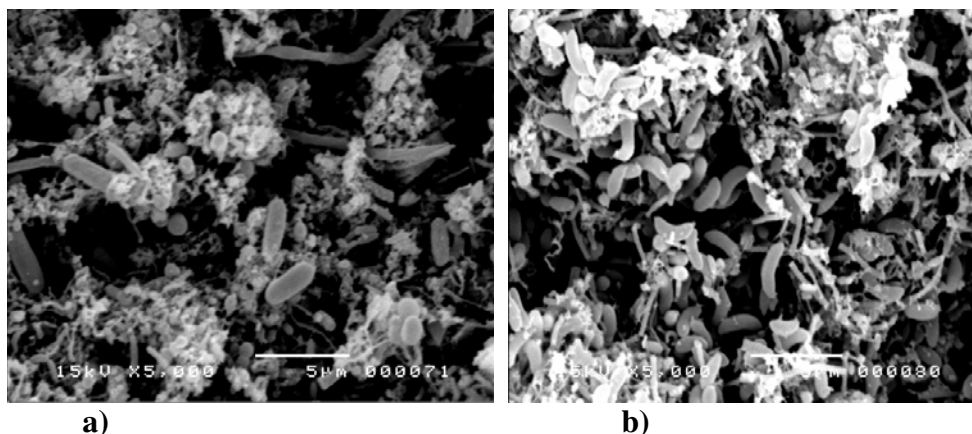


FIGURA 38. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R2) no ensaio 2 na região inferior: (a) bacilos com extremidades retas e arredondadas e cocos, (b) bacilos curvos e cocos.

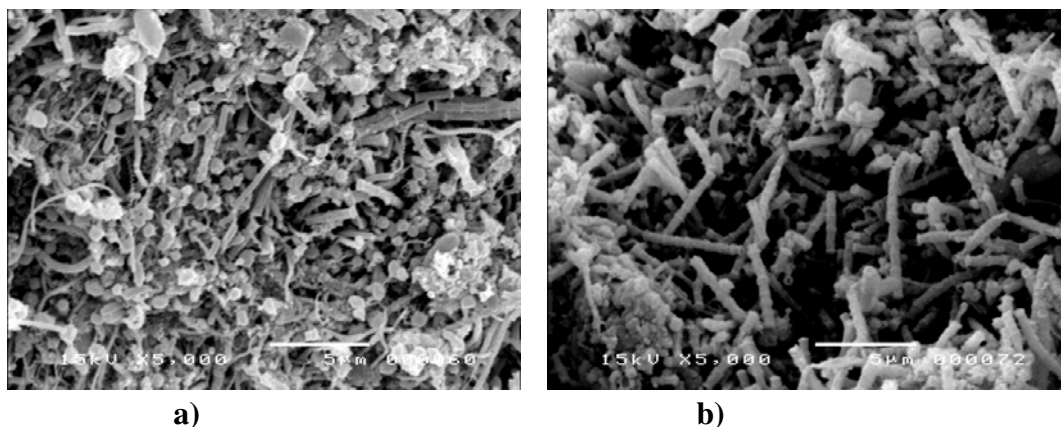


FIGURA 39. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de grânulos coletados na manta de lodo do reator UASB (R2) na região inferior: (a) bacilos, cocos e bacilos reto semelhantes a *Methanosaeta*, no ensaio 3 e (b) predomínio de bacilos semelhantes a *Methanosaeta*, no ensaio 4.

No início da operação do RBS aeróbio, observou-se predominância de bacilos e cocos (Figuras 41). Posteriormente, a composição da biomassa foi alterada, predominando os protozoários (Figuras 41 e 42). Esses organismos são indicadores de lodo de boa qualidade e alto grau de estabilidade Segundo JENKINS et al. (2003) apud ONO (2007), os protozoários flagelados são indicadores de alta relação F/M.

TORRES (2000) verificou no lodo aeróbio do RBS tratando esgoto doméstico, nos ciclos de 24 e 12 h, morfologias similares, observando-se predominância e a permanência de protozoários ciliados rastejantes semelhantes a *Aspidisca*, ciliados

fixos coloniais semelhantes a *Opercularia*. Segundo a autora esses microrganismos são indicadores de lodo de boa qualidade e estabilizado.

Foram observados nas fases 7 e 8 (Figura 43a, b, c e d), no lodo do RBS agrupamento de cocos dispostos em tétrede.

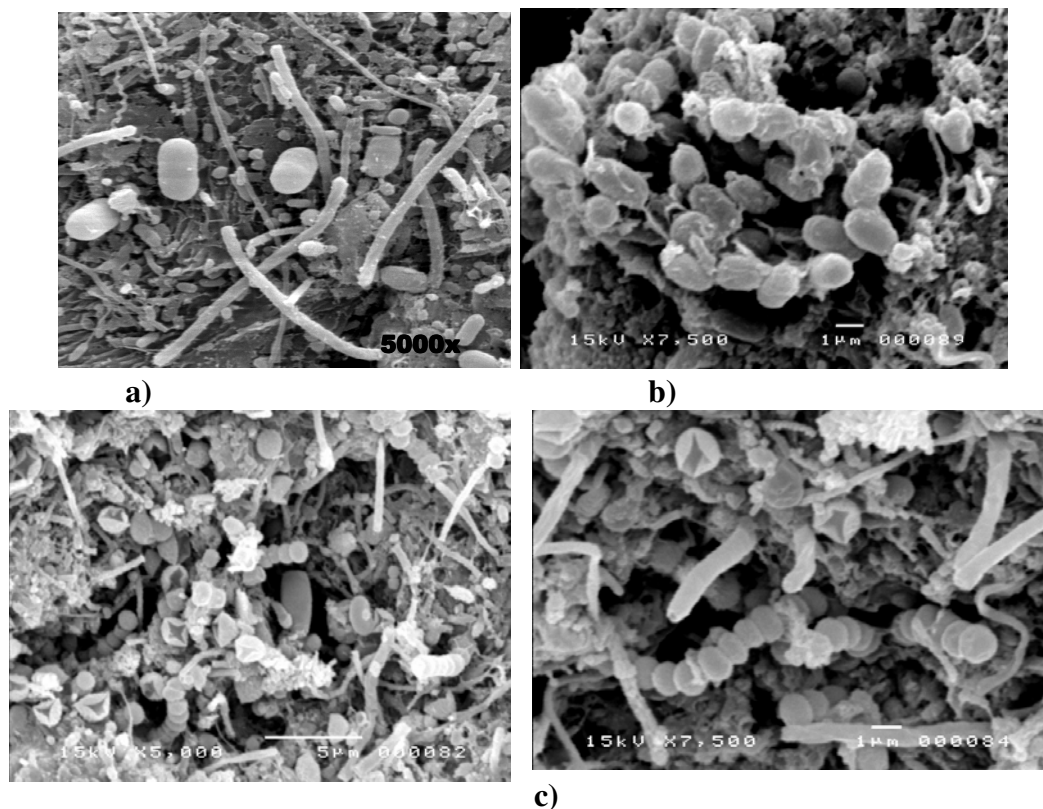


FIGURA 40. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: (a) bacilos, cocos e filamentos, (b) amostras com predomínio de bacilos arredondados e (c e d) cocos e filamentos..

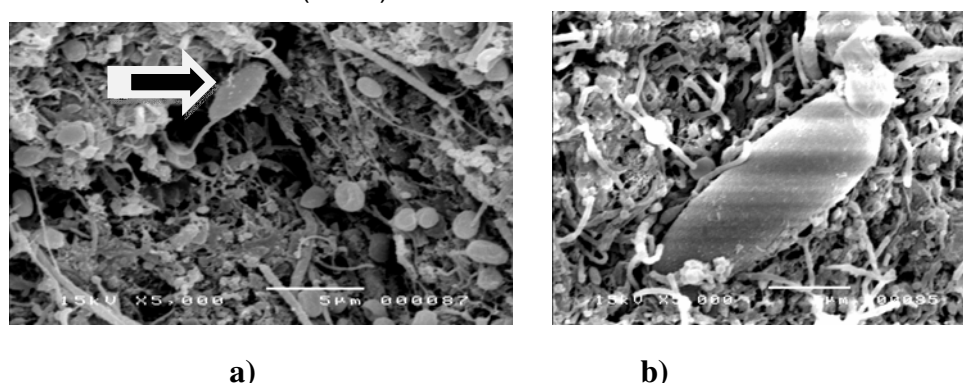


FIGURA 41. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: (a) cocos e protozoários flagelados, na fase 5 e (b) presença de protozoários fixos.

Geralmente, as arqueias metanogênicas, tais como *Methanosaeta*. sp. são consideradas menos sensíveis ao oxigênio, fixando-se nas camadas interiores dos grânulos. No entanto, foi verificado no lodo do RBS na Fase 6, presença de microrganismos semelhantes a *Methanosaeta*. sp. (Figura 44)

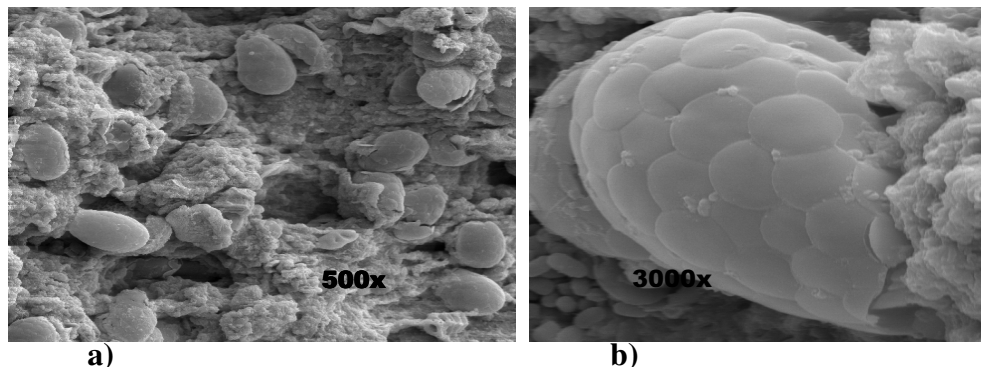


FIGURA 42. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior na fase 6: colônias de protozoários (a) e (b) - aumento de 500 e 3000x, respectivamente.

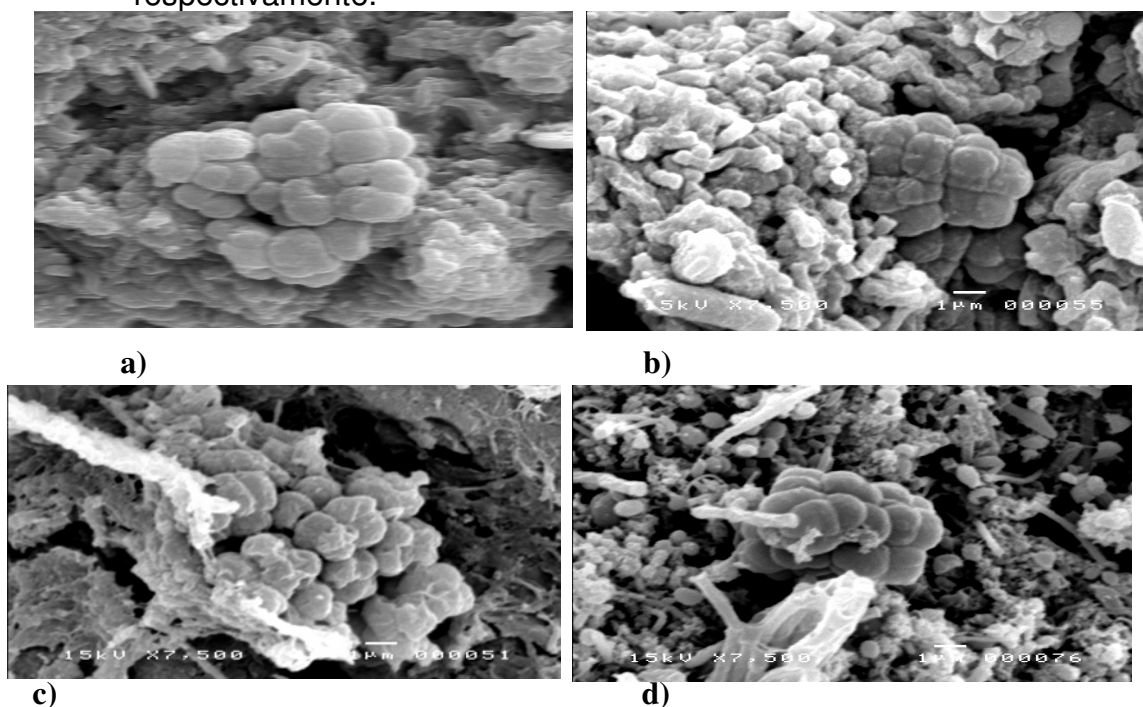


FIGURA 43. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: (a) agrupamento de cocos dispostos em tétrade nas fase 7 (a) e 8 (b, c e d).

De acordo com KATO et al. (1999), a espessura e arquitetura do biofilme dos grânulos representam barreira física para a difusão do oxigênio na sua região central. Desse modo, pode existir nesses micronichos, a limitação de oxigênio, a

qual estará correlacionada ao substrato disponível e concentração de oxigênio na camada superficial em contato com o microrganismo.

HIRASAWA (2007) constatou presença de *Methanosaeta* sp. nas amostras do lodo granulado proveniente da manta inferior e superior do reator UASB (10,5L) operado sob condições mesofílicas (30°C) com TDH de 12 h, na presença de oxigênio dissolvido ($3,0 \pm 0,7 \text{ mg L}^{-1}$). A análise de hibridização *in situ* fluorescente (FISH) demonstrou que houve predomínio de arqueias metanogênicas. A *Methanosaeta* sp. foi a arqueia metanogênica acetoclástica predominante. A autora relata que a presença de oxigênio na concentração aplicada, não afetou severamente o metabolismo dos microrganismos comumente considerados estritamente anaeróbios.

Observou-se presença de flocos no lodo do RBS, os quais apresentaram-se como flocos bem formados, estrutura compacta e bastante densos (Figura 45).



FIGURA 44. Microscopia eletrônica de varredura (MEV) de amostras do lodo do reator em batelada seqüencial (RBS) coletada na região inferior: bacilos retos semelhantes a *Methanosaeta*.

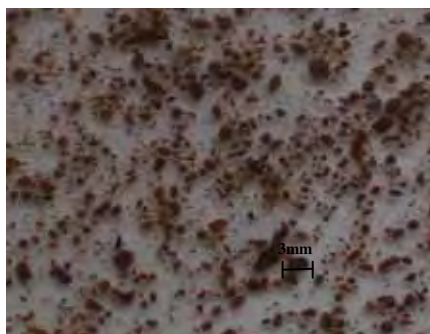


FIGURA 45. Foto dos flocos coletados no lodo do reator em batelada seqüencial (RBS).

4.15. Considerações Finais

Na Tabela 38 estão apresentados os valores médios das cargas orgânicas volumétricas (COV), das eficiências de remoção da DQO total, DQO dissolvida, DQOss, SST, SSV, NTK e P-total; da produção volumétrica de CH₄ e do TRS nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) obtidos durante os ensaios 1, 2, 3 e 4. Na Tabela 39, estão apresentados os valores médios desses parâmetros obtidos durante a operação do RBS e do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1 a 8.

Como resultado deste trabalho, foi constatado a viabilidade técnica da aplicação do sistema combinado (R1+R2+RBS), com baixos TDH e altas COV, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura contendo altas concentrações de sólidos suspensos, matéria orgânica, nutrientes e patógenos, e com a obtenção de efluente com qualidade para atendimento de padrão de lançamento (para DQO, N-am., Cu, Fe, Mn e Zn) e o uso na irrigação e piscicultura com restrições. Foi possível obter concentrações mínimas de coliformes termotolerantes de $2,3 \times 10^3$ NMP/100 mL. Nas águas residuárias de classe 3, as quais podem ser utilizadas para irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras, a concentração máxima permitida para coliformes termotolerantes é de 4000 NMP/100 mL (BRASIL, 2005).

Isso foi possível, pois ao longo da operação dos reatores UASB observou-se gradativa adaptação do lodo, refletindo na melhoria das eficiências de remoção dos parâmetros analisados.

Os mecanismos de remoção da matéria orgânica forão físicos e biológicos. Em virtude das altas frações da DQOss na DQO total, verificaram-se altas eficiências de remoção de DQO total associadas à diminuição de DQOss no efluente e da correlação com os maiores TRS. A DQO dissolvida e a DQOss foram convertidas em CH₄, evidenciando-se relações DQO-CH₄ por DQO dissolvida de 1,2 a 4,5. Portanto, ocorreu hidrólise da DQOss, confirmando pela constatação da alta atividade hidrolítica no lodo, principalmente, do primeiro reator UASB (R1)

A atividade da microbiota (acidogênica, acetogênica e metanogênica) do lodo dos reatores UASB, principalmente do R1, diminuiu com o aumento da concentração de sólidos suspensos do afluente, implicando em menores produções específicas de CH₄ e, porcentagens de DQO total removida convertida em CH₄.

A melhor condição operacional dos reatores UASB foi obtida no ensaio 4, aplicando-se COV de 26 e 7 g DQO total (L d)⁻¹ no R1 e R2, respectivamente, verificando-se eficiências da remoção de DQO total, DQO dissolvida, DQOss, SST, SSV, NTK e P-total de 90, 82, 92, 96, 96, 55 e 73%, respectivamente, no conjunto de reatores UASB (R1+R2). Vale ressaltar que nestas condições de operação ocorreu maior estabilidade nas características do afluente, e foi observado maior TRS.

As remoções de P tiveram tendência similar as das remoções de NTK, Ca, Mg e Fe, evidenciando que, além da imobilização no lodo para crescimento, ocorreu precipitação na forma de estrovita, hidroxiapatita e vivianita.

O RBS aeróbio como pós-tratamento do efluente dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios, foi estável quanto a remoção de DQO total (principalmente, a remoção de SSV) e de nutrientes.

As eficiências de remoção de DQO total não diferiram estatisticamente no

sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) e variaram na média de 95 a 99%. O mesmo ocorreu para a remoção de SST e SSV, os quais não diferiram estatisticamente entre as oito fases de operação. A remoção de DQO total ocorreu principalmente, durante a etapa anaeróbia, com o consumo de matéria orgânica para a desnitrificação e a remoção biológica de P.

TABELA 38. Valores médios da COV aplicada, da DQO total, DQO dissolvida, DQO ss, SST, SSV, NTK e P-total e da produção volumétrica de CH₄, e das eficiências de remoção nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetros	Reator	Ensaio				cv (%)	Teste F
		1	2	3	4		
TDH (h)	R1	28	14	28	14		
	R2	11	6	11	6		
COV (g DQO total (L d ⁻¹))	R1	11 c	19 b	18 bc	26 a	50	10,7**
	R2	5 b	15 a	12 a	7 b	59	14,6**
Eficiência DQO total (%)	R1	77 ab	55 c	73 b	86 a	20	19,4**
	R2	43 a	29 a	37 a	34 a	68	1,8ns
	R1+ R2	88 a	54 b	81 a	90 a	20	25,9**
Eficiência DQO dissolvida (%)	R1	59 b	52 b	50 b	73 a	33	9,4**
	R2	37 a	26 a	36 a	31 a	65	1,3 ns
	R1+ R2	76 ab	65 c	70 bc	82 a	18	7,7**
Eficiência DQO SS (%)	R1	81 ab	51 c	72 b	88 a	26	17,6**
	R2	41 a	25 a	35 a	32 a	83	1,4 ns
	R1+ R2	90 a	48 b	82 a	92 a	24	27,3**
Eficiência SST (%)	R1	79 a	56 b	66 b	90 a	37	20,7**
	R2	55 a	13 b	44 a	53 a	51	20,5**
	R1+ R2	92 a	54 c	83 b	96 a	14	59,4**
Eficiência SSV (%)	R1	78 a	60 b	67 b	89 a	26	12,3**
	R2	56 a	25 b	48 a	53 a	60	5,8**
	R1+ R2	91 a	64 b	84 b	96 a	16	26,0**
Eficiência NTK (%)	R1	58 a	33 b	49 a	43 ab	41	8,8**
	R2	17 a	7 b	7 b	20 a	106	10,4**
	R1 + R2	65 a	31 c	46 b	55 ab	42	15,1**
Eficiência P-total (%)	R1	66 a	52 ab	48 b	64 a	38	7,4**
	R2	17 a	18 a	13 a	22 a	108	1,6ns
	R1 + R2	71 a	60 a	48 b	73 a	38	12,6**
Produção volumétrica de CH ₄ (m ³ CH ₄ (m ³ reator) ⁻¹)	R1	1,458 a	1,613 a	0,548 b	1,317 a	49	19,4**
	R2	0,263 a	0,251 a	0,157 b	0,244 a	27	12,7**
	R1+ R2	1,073 ab	1,217 a	0,441 c	0,947 b	43	25,5**
TRS (d)	R1	17	8	10	41		
	R2	9	4	10	34		
	R1+R2	26	12	20	75		

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

TABELA 39. Valores médios e coeficientes de variação (CV) das eficiências de remoção (E) de DQO total, SST, nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am), nitrogênio total (NT) e do P-total, e do TRS no reator em batelada seqüencial (RBS) aeróbio e no sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Eficiência de remoção (%)														
Fases	COV	DQO total		SST		NTK		N-am		NT		P-total		TRS (d)
		RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema	RBS	sistema	
g DQO total (L d ⁻¹)														
1	1,5b	83ab	96a	90a	98a	80ab	87bc	94ac	92a	67a	79ab	54a	77a	241
2	1,2b	79ab	97a	91a	99a	89a	97a	96a	94a	62ab	89a	39ab	81a	332
3	1,5b	89a	96a	93a	98a	64c	79ce	96a	95a	55ab	73bc	59a	84a	247
4	3,6a	80ab	95a	90a	96a	69bc	76e	94ab	91a	58ab	68c	53ab	82a	45
5	1,4b	74b	97a	88a	98a	70bc	89ab	89bd	87a	58ab	84a	61a	82a	90
6	1,0b	83ab	99a	90a	99a	86ab	93ab	92abcd	90a	71a	87a	37ab	84a	210
7	0,4b	79ab	98a	93a	99a	80bc	89ab	82e	87a	41b	79abc	28b	85a	483
8	1,2b	88a	98a	92a	99a	77abc	88abc	88de	89a	51ab	75abc	45ab	83a	225
cv (%)	86	13,5	3,6	10,3	7,3	19,5	10,0	6,3	8,3	28,9	13,2	47,8	15,5	241
Teste F	6,8**	3,5**	1,6ns	0,7 ns	1,8 ns	5,3**	8,8**	11,4**	2,2ns	4,8**	6,6**	3,8**	1,3 ns	332
Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).														

Letras minúsculas diferentes na mesma coluna diferem pelo teste de Tukey a 5%; ** p<0,01 (Significativo a 1% de probabilidade); *: p<0,05 (Significativo a 5% de probabilidade); ns: p>0,05 (não significativo no nível de 5% de probabilidade).

As altas eficiências de remoção de NTK e N-am., evidenciaram que houve nitrificação e desnitrificação em altas taxas. A desnitrificação foi limitada por falta de matéria orgânica e a nitrificação por insuficiência de alcalinidade.

Ocorreu remoção biológica do P-total no RBS, e as eficiências diminuíram com o aumento do TRS, em virtude da menor produção de lodo excedente, e consequentemente da ausência de retirada de fósforo acumulado nas células bacterianas.

Não houve diferença entre as eficiências de remoção de DQO total, SSV, NTK, N.am. e P-total e outros nutrientes com tempos de 2 e 6 h na etapa de sedimentação do RBS. Portanto, poderiam ser mantidos 2 h para a sedimentação e utilizado o tempo excedente para uma etapa anóxica (com mistura), para complementar a desnitrificação, verificando a possibilidade de utilização da matéria orgânica do lodo anaeróbio.

As eficiências de remoção dos outros macro e micronutrientes foram maiores com os maiores TRS nos reatores. Este comportamento indica que o principal mecanismo de remoção desses elementos está relacionado com a imobilização, adsorção e sedimentação no lodo.

V. CONCLUSÕES

A obtenção, análise e discussão dos resultados dos ensaios do experimento com reatores UASB em escala piloto, instalados em série (sistema em dois estágios) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, operados com altas concentrações de SST (5,3 a 11,5 g L⁻¹) e COV de 11 a 26 g DQO total (L d)⁻¹ no R1, e de 5 a 15 g DQO total (L d)⁻¹ no R2, seguidos de RBS aeróbio para o pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura, permitiram apresentar as conclusões abaixo relacionadas, as quais serão descritas em relação aos objetivos propostos (item I)

a) Em relação ao objetivo de verificar o efeito das concentrações de SST no desempenho dos reatores UASB operados em dois estágios e com diferentes COV, pode-se concluir:

➤ os reatores UASB em dois estágios foram eficientes na remoção de DQO total e, principalmente, da fração devido aos sólidos suspensos. Para a COV de 11, 18 e 26 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no primeiro reator (R1) e de 5, 12 e 7 g DQO_{total} (L d)⁻¹ no segundo reator, pôde-se obter eficiências de remoção de DQO total e de SST acima de 80% e de DQO dissolvida acima de 70%. Para COV de 19 e 15 g DQO_{total}

(L d)⁻¹ no R1 e R2, respectivamente, as eficiências de remoção de DQO total e de SST diminuíram para 54%, e da DQO dissolvida para 65%. No entanto, as maiores produções volumétricas de metano (1,217 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹) e específicas (0,286 m³ CH₄ (kg DQO removida)⁻¹) no conjunto de reatores UASB (R1+R2) foram obtidas com COV de 19 e 15 g DQO_{total} (L d)⁻¹ para o R1 e R2, respectivamente;

➤ mesmo com a diminuição do TDH e o aumento das concentrações de SST do afluente, no ensaio 4, ocorreram altas eficiências de remoção de DQO total (90%), SST (96%), NTK (55%), N-org. (85%), P-total (73%), Ca (79%), Mg (61%) e Cu (81%) em virtude da adaptação do lodo e, conseqüentemente, do maior TRS (75 d) no conjunto de reatores UASB em dois estágios (R1+R2).

b) Com relação ao objetivo de avaliar a microbiota e a atividade hidrolítica, acidogênica, acetogênica e metanogênica do lodo dos reatores UASB operados em dois estágios, pode-se concluir que:

➤ houve o estabelecimento equilibrado das populações hidrolíticas, acidogênicas, acetogênicas e metanogênicas acetoclásticas e hidrogenotróficas no lodo na manta de lodo dos reatores UASB operados em dois estágios;

➤ a atividade hidrolítica da microbiota do lodo do R1 foi superior à observada no lodo do R2, indicando que a hidrólise predominou no lodo do R1;

➤ com os menores valores de COV (11 e 5 g DQO_{total} (L d)⁻¹) aplicadas no R1 e R2, foram observados maiores valores de AME, com 0,443 e 0,206 mmol CH₄ (g SV h)⁻¹, respectivamente, e com a fonte de substrato o propionato+ butirato, indicando maior atividade acetogênica no lodo dos reatores UASB.

➤ com as concentrações de SST no afluente em torno de 10 g L⁻¹, houve diminuição da AME no lodo do R1 e R2, e principalmente quando os reatores UASB foram operados com TDH menores, de 14 e 6 h no R1 e R2, respectivamente.

➤ a caracterização morfológica do lodo dos reatores UASB (R1 e R2) por meio de microscopia eletrônica de varredura, indicou a predominância de microrganismos semelhantes a *Methanosaeta*, e no lodo do RBS, entre as bactérias, as morfologias mais freqüentes foram os bacilos arredondados, cocos e cocos dispostos em tétrade e também observou presença de protozoários.

c) Com relação ao pós-tratamento do efluente dos reatores UASB em dois estágios em RBS aeróbio visando a complementação de remoção biológica da matéria orgânica, de nutrientes e patógenos:

➤ o RBS aeróbio como pós-tratamento do efluente dos reatores UASB em dois estágios, mostrou-se estável quanto a remoção de DQO total, e principalmente quanto a remoção de SST. Obteve-se remoção de DQO total acima de 74% e de SST acima de 88%;

➤ as concentrações médias de nitrogênio amoniacal no efluente foram abaixo do limite para o lançamento de efluentes em corpos d'água contido na Resolução nº 357 do Conselho Nacional de Meio Ambiente ($< 20 \text{ mg L}^{-1}$) em quase todas as condições operacionais;

➤ as eficiências de remoção de NTK, N-org., N.am. e NT foram acima de 76, 69, 87 e de 71%, respectivamente, e evidenciam que houve nitrificação em altas taxas. Porém, ocorreu acúmulo de nitrito e nitrato no efluente do RBS, em virtude de deficiências de alcalinidade na fase anaeróbia do ciclo.

➤ ocorreu a desnitrificação na fase de reação anaeróbia (anóxica) no RBS, tendo em vista a redução do nitrato, consumo da matéria orgânica e a produção de alcalinidade, no entanto, não foi suficiente para remover todo o nitrito e nitrato, sugerindo que houve limitação de matéria orgânica no afluente;

➤ a remoção do fósforo no RBS aeróbio variou de 28 a 59% nas fases estudadas, e essas baixas eficiências na remoção do fósforo podem ter ocorrido em virtude dos elevados TRS, porém no sistema de tratamento combinado (R1 +R2 +RBS) as eficiências de remoções foram mais estáveis, de 77 a 85%.

➤ os efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento combinado (R1+R2+RBS) atenderam aos padrões de lançamento de efluentes (exceto o Cu nas fases 1, 3, 4, 7 e 8) contidas na Resolução 357 do CONAMA no que diz respeito às concentrações máximas de Fe ($5,0 \text{ mg L}^{-1}$), Zn ($5,0 \text{ mg L}^{-1}$), Cu ($0,013 \text{ mg L}^{-1}$) e Mn ($0,5 \text{ mg L}^{-1}$) e também aos padrões de qualidade de água doce de corpos d'água de classe 3, as quais podem ser utilizadas na irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras.

➤ Independente da condição operacional utilizada (tempo de ciclo de 12 a

24 h) o RBS foi capaz de acomodar as COV aplicadas, compreendidas entre 0,4 a 3,6 g DQO_{total} (L d)⁻¹, a TCL de 0,04 a 0,33 g DQO (g SV d)⁻¹ e o TDH de 56 e 28 h. Portanto, o reator piloto pesquisado apresentou-se como uma boa alternativa para o tratamento de águas residuárias de suinocultura que têm grandes flutuações de carga com altas concentrações de matéria orgânica, nitrogênio e fósforo;

➤ a remoção de coliformes totais e termotolerantes alcançaram porcentagens de redução de até 99,95%, com valores médios no efluente do RBS de $2,3 \times 10^{-3}$ NMP/100 mL. Tomando-se como base os limites estabelecidos pela OMS, verificou-se que o efluente final poderia ser utilizado com restrições para a irrigação e para a piscicultura

➤ a maior parte da remoção da matéria orgânica e sólidos suspensos ocorreu nos reatores UASB, ressaltando a importância do tratamento anaeróbio, pois ao longo do trabalho, ficou evidente que a união dos aspectos positivos de cada processo, traz grandes vantagens para o tratamento de águas residuárias de suinocultura.

VI. REFERÊNCIAS

ABREU NETO, M. S. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator compartimentado seguido de reator UASB**. 2007. 170 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

ABREU NETO, M. S.; OLIVEIRA, R. A. de Remoção da matéria orgânica, nitrogênio e fósforo no tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator compartimentado seguido de reator UASB. In. TALLER Y SIMPOSIO LATINOAMERICANO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA, 9., 2008, Isla de Pascua, Chile. **Anais...** 1CD-ROM.

ALÉM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E. P.; CAMPOS J. R.; CYBIS L.F.; VAN HAANDEL A. C.; VON SPERLING, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistemas de lodo ativado. In: PROSAB. Programa de Pesquisa em Saneamento

Básico **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Rio de Janeiro. ABES, 2001. v. 2, p. 279-331.

ANGENENT, L. T.; SUNG, S.; RASKIN, L. Methanogenic population dynamics during startup of a full-scale anaerobic sequencing batch reactor treating swine waste. **Water Research**, New York, v. 36, n. 18, p. 4648–4654, 2002.

ANUALPE 2006: anuário da pecuária brasileira. São Paulo: FNP Consultoria & Comércio, 2006. p. 262-275.

APHA. AWWA. WPCF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 18th. ed. Washington, 1992. 10 p.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas estratégicas de controle. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 1, p. 151-161, 2005.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; SANTOS, M. L. F.; MONTEGGIA, L. O. Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 12, n. 2, p. 192-201, 2007.

ARAÚJO, J. C. **Caracterização e evolução do biofilme em reatores anaeróbios de leito fluidificado alimentado com esgoto sanitário sintético**. 1995. 158 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1995.

ARAÚJO Jr., M. M. de. **Reator combinado anaeróbio-aeróbio de leito fixo para a remoção da matéria orgânica e nitrogenada de águas residuárias de indústria produtora de lisina** 2006. 136 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

ARORA, M. L.; BARTH, E. F.; UMPHRES, M. B. Technology evaluation of sequencing batch reactors. **Journal Water Pollution Control Federal**, Alexandria, v. 55, n. 5, p. 448-53, 1985.

BARNES, D.; BLISS, P. J. GOULD, B. W.; VALLENTINE, H. R. **Water and wastewater engineering systems**. Pitman Publishing Inc, Massachussets, 513 p.1981.

BATSTONE, D. J.; HERNANDES, L. A. Hydraulics of laboratory and full-scale upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 9, n. 3, p. 387-391, 2005.

BEAL, L. J.; RAJ RAMAN, D. Sequential two-stage anaerobic treatment of confectionery wastewater. **Journal Agricultural Engineering Research**, London, v. 76, n. 2, p. 211-217, 2000.

BERNET, N.; DELGENES, N.; AKUNNA, J. C.; DELGENES, J. P. Combined anaerobic-aerobic SBR for the treatment of piggery wastewater. **Water Research**, New York, v. 34, n. 2, p. 611-619, 2000.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. New York: Wiley Liss Publishing, 2005. 449 p.

BLEY JÚNIOR, C. **Dejeto bom, só é aquele que nãoexiste**. Disponível em: <<http://WWW.abipecs.com.br/histprodução.asp>>. Acesso em: 20 mar. 2002.

BLONSKAJA, V.; MENERT, A.; VILU, R. Use of two-stage anaerobic treatment for distillery waste. **Advances in Environmental Research**, Amsterdam, v. 7, n. 3, p. 671–678, 2003.

BODÍK, I.; KRATOCHVÍL, K.; GASPARIKOVÁ, E.; HUTNAN, M. Nitrogen removal in an anaerobic baffled filter reactor with aerobic post-treatment. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 86, n. 1, p. 79-84, 2003.

BRASIL Resolução nº 357, de 17 de março de 2005. Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes e dá outras providências. **Diário Oficial [da] República Federativa do Brasil**, Poder legislativo, Brasília, DF, 18 mar. 2005. Seção 1, p. 58.

BRUNO, M. **Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida.** 2007. 99 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

CALLADO, N. H.; FORESTI, E. Removal of organic carbon, nitrogen and phosphorus in sequential batch reactors integrating the aerobic/anaerobic processes. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 44, n. 4, p. 263–270, 2001.

CAMPOS, C. M. M.; DAMASCENO, L. H. S.; MOCHIZUKI, E. T.; BOTELHO, C. G. Avaliação do desempenho do reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) em escala laboratorial na remoção da carga orgânica de águas residuárias de suinocultura. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 29, n. 2, p. 390-399, 2005.

CAMPOS, C. M. M.; CARMO, F. R.; BOTELHO, C. G.; COSTA, C. C. Desenvolvimento e operação de reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) no tratamento dos efluentes da suinocultura em escala laboratorial. **Ciência e Agrotecnologia**, Lavras, v. 30, n. 1, p. 140-147, 2006.

CAMPOS, J. R. (Coord.). **Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbio e disposição controlada no solo.** Rio de Janeiro: ABES, 1999. 464 p. (Projeto PROSAB).

CARVALHO, K. Q. de. **Resposta dinâmica de um reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais.** 2006. 193 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

CARVALLO, L.; POIRRIER, P.; CHAMY, R. Nitrifying activity monitoring and kinetic parameters determination in a biofilm airlift reactor by respirometry. **Biotechnology Letters**, Toronto, v. 24, n. 24, p. 2063-2066, 2002.

CHERNICHARO, C. A. L. de. **Reatores anaeróbios**: princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 1997. 246 p.

CHERNICHARO, C. A. L. de. **Reatores anaeróbios**: princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Belo Horizonte: DESA-UFMG, 2007. 359 p.

CHERNICHARO, C. A. L.; HAANDEL, A. C. V.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Introdução. In. CHERNICHARO, C. A. L. (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Belo Horizonte: DESA, 2001. cap. 1, p. 19-31.

COSTA, R. H.; MEDRI, W. Modelling and optimisations of stabilization ponds system for the treatment of swine wastes: organic matter avaluation. **Brazilin Archives of Biology and Technology**, Curitiba, v. 45, n. 3, p. 385-392, 2002.

COSTA, T. B. **Desempenho de reato em batelada seqüencial (RBS) com enchimento escalonado no tratamento de esgoto sanitário doméstico**. 2005. 105 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) - Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2005.

CYBIS, L. F.; PICKBRENNER, K. **Uso de reatores seqüencial em batelada para pós-tratamento de efluentes de tratamento anaeróbio**. Disponível em: <<http://www.google.com.br/search>>. Acesso em: 29 mar. 2004.

DELGENES, J. P.; RUSTRIAN, E.; BERNET, N.; MOLETTA, R. Combined biodegradation of carbon, nitrogen and phosphorus from wastewaters. **Journal of Molecular Catalysis B: enzymatic**, Amsterdam, v.5, n. 1-4, p. 429-433, 1998.

DEL NERY, V.; POZZI, E.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z.; DOMINGUES, M. R.; ZAIAT, M. Granules characteristics in the vertical profile of a full-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor treating poultry slaughterhouse wastewater **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 99, n. 6, p. 2018–2024, 2008.

DENG, L. W.; ZHENG, P.; CHEN, Z. A. Anaerobic digestion and post-treatment swine wastewater using IC-SBR process with bypass of raw by raw wastewater. **Process Biochemistry**, London, v. 41, n. 4, p. 965-969, 2006.

DENG, L. W.; ZHENG, P.; CHEN, Z. A.; MAHMOOD, Q. Improvement in post-treatment of digested swine wastewater. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 5, n. 1, p. 1-10, 969, 2007.

DE ZEEUW, W. J. **Acclimatization of anaerobic sludge for UASB-reactor start-up**. 1984. 157 f. Thesis (Doctoral) Wageningen Agricultural University, Wageningen, 1984.

DIESEL, R.; MIRANDA C. R.; PERDOMO, C. C. **Coletânea de tecnologias sobre dejetos suínos**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2002. p. 31. (Bipers – Boletim Informativo de Pesquisa & Extensão,14).

DILALLO, R.; ALBERTSON, O.E. Volatile acids by direct titration. **Journal Water Pollution Control Federal**, Alexandria, v. 33, n. 4, p. 356-65, 1961.

DINSDALE, R. M.; PREMIER, G.C.; HAWKER, F. R.; HAWKER, D. L. Two-stage anaerobic co-digestion of waste activated sludge and fruit/vegetable waste using inclined tubular digesters. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 72, n. 2, p 159-168, 2000.

DOLFING, J.; BLOEMEN, W. G. B. M. Activity measurements as a tool to characterize the microbial composition of methanogenic environments. **Journal of Microbiology Methods**, Amsterdan, v. 4, n. 1, p. 1-12, 1985.

DUBOURGUIER, H. C. et al. Structure and methabolism of methanogenic microbial conglomerates. In: HALL,E.R.; HOBSON,P.N. (Ed.). **Anaerobic digestion**. Oxford: Pergamon Press, 1989. p. 13-25.

DUDA, R. M. **Desempenho de reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinoculrura**. 2006. 141 f. Dissertação (Mestrado em

Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. de. Reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. 1 produção de metano e remoção de DQO e sólidos suspensos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24., 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte: ABES, 2007a. 1CD-ROM.

DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. de. Reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. 2. remoção de nutrientes e coliformes. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24., 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte; ABES, 2007b. 1CD-ROM.

DUGBA, P. N.; ZHANG, R. Treatment of dairy wastewater with two-stage anaerobic sequencing batch reactor systems- thermophilic versus mesophilic operations. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 68, n. 3, p. 225-233, 1999.

EPA. Enviromental Protection Agency. **Wasterwater treatment fact sheet:** sequencing batch reactors. Washington, 1999.

EVAN, G. M.; FURLOG, J. C. Environmental Biotechnology: theory and application. Chichester: John Wiley & Sons, 2003. 30 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.

FERNANDES, G. F. R.; OLIVEIRA, R. A. de. Desempenho de processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para tratamento

de águas residuárias de suinocultura, **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 26, n. 1, p. 243-256, 2006.

FERREIRA, E. S. Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e denitrificação biológica. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 27., 2000, Porto Alegre. **Anais...** Porto Alegre: ABES, 2000. 1CD-ROM.

FERREIRA, F. L.; LUCAS JR. J.; AMARAL, L. A do. Partial characterization of polluting load of swine wastewater treated with an integrated biodigestion system. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 90, n. 2, p 101-108, 2003

FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. In: TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO, 3., 1994, Montevideo. **Memorias...** Montevideo: ICA, 1994. p. 96-109

FORESTI, E. Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. **Water Science & Technology**, Oxford, v. 45, n. 10, p. 181–186, 2002.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; VALLERO, M. Anaerobic processes as the core technology for sustainable domestic wastewater treatment: consolidated applications, new trends, perspectives, and challenges. **Reviews in Environmental Science and BioTechnology**, Dordrecht, v. 5, p. 3–19, 2006.

GASPAR, P. M. F.; PIVELI, R. P.; ALÉM SOBRINHO, P. Remoção de nutrientes em sistemas de lodo ativado recebendo esgoto pré-tratado em reator UASB. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERÍA SANITARIA Y AMBIENTAL, 30, 2006, Punta del Este, Uruguay. **Anais...**Punta Del Leste: AIDIS, 2006. 1CD-ROM.

GERARDI, M. H. **The microbiology of anaerobic digesters**. New York: Jon Wiley & Sons, 2003. 130 p.

GRADY JR, C. P. L.; DHIGGER, G. T.; LIM, H. C. **Biological wastewater treatment**. ed. 2ª, New York, p.1076, 1999.

GROVER, R.; MARWAHA, S. S.; KENNEDY, J. F. Studies on the use of an anaerobic baffled reactor for the continuous anaerobic digestion of pulp and paper mill black liquors.. **Process Biochemistry**, London, v. 34, p.653-657, 1999

HALALSHEH, M.; SAWAJNEH, Z.; ZU'BI, M.; ZEEMAN, G.; LIER, J.; FAYYAD, M.; LETTINGA, G. Treatment of strong domestic sewage in a 96 m³ UASB reactor operated at ambient temperatures: two-stage versus single-stage reactor. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 96, n. 5, p. 577-585, 2005.

HELD, C.; WELLACHEN, M.; ROBRA, K. H.; GUBITZ, G. M. Two stage anaerobic fermentation of organic waste in CSTR and UFAF- reactors. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 81, n. 1, p 19-24, 2002.

HENN, A.; BELLI FILHO, P. Tratamento de dejetos de suínos com altas concentrações de DQO e de sólidos em reatores UASB: In: SIICUSP – SIMPÓSIO INTERNACIONAL DE INICIAÇÃO CIENTÍFICA DA USP, 2000, São Paulo. **Anais....** São Paulo: USP, 2000. v. 2, p.150.

HENZE, M.; HARREMOES, P.; JASEN, J. L. C.; ARVIN, E. **Wastewater treatment**. 2. ed. Berlin: Springer, 1997.

HIRASAWA, J. J. **Avaliação da metanogênese e sulfetogênese na presença de oxigênio, sob diferentes relações etanol/sulfato, utilizando técnicas de biologia molecular**. 2007. 114 f. Tese. (doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

HUANG, J. S.; WU, C. S.; CHEN, C. M. Microbial activity in a combined UASB-activated sludge reactor system. **Chemosphere**, Oxford, v. 61, n. 7, p. 1032–1041, 2005.

HUANG, L. N.; ZHOU, H.; CHEN, Y. Q.; LUO, S.; LUO, S.; LAN, C. Y. ; QU, L. H. Diversity and structure of archaeal community in the leachate of a full-scale recirculation landfill as examined by direct 16r RNA gene sequence retrieval. **FEMS Microbiology Letters**, Amsterdam, v. 214, n. 2, p. 235-240, 2002.

HULSHOFF POL, L. W. The phenomenon of granulation of anaerobic sludge. 1989. 122 f. Thesis (PhD) - Wageningen Agricultural University , Wageningen, 1989.

ILIES, P.; MAVINIC, D.S.. "The Effect of Decreased Ambient Temperature on the Biological Nitrification and Denitrification of a High Ammonia Landfill Leachate". *Water Research. Britain*. Vol. 35, N° 8, p. 2065-2072. 2001.

ILIES, P.; MAVINIC, D. S. The effect of decreased ambient temperature on the biological nitrification and denitrification of a high ammonia landfill leachate. **Water Research**, New York, v. 35, n. 8, p. 2065-2072, 2001.

ISOLDI, A. L.; KOETZ, P. R.; ISOLDI, A. L. Pós-tratamento de efluente nitrificado da parboilização de arroz utilizando desnitrificação em reator UASB. **Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n.4, p. 271-277, 2005

JENKINS, S. R.; MORGAN, J. M.; SAWYER, C. L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. **Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v. 55, n. 5, p. 448-453, 1983.

JENKINS, D.; RICHARD, G. R.; GLEN, T. D. **Manual on the causes and control of activated sludge bulking and Foaming and other solids separation problems**, 3. ed. Boca Raton: Lewis Publishers, 2003.

KALYUZHNYI, S.; SKLYAR, V. Integrated mechanical, biological and physico-chemical treatment of liquid manure streams. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 41, n. 12, p. 188-182, 2000.

KALYUZHNYI, S. et al. The development of biological methods for utilization and treatment of diluted manure streams. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 40, n. 1, p.223-230, 1999.

KATO, M. T.; FLORÊNCIO, L. Pós-tratamento de efluentes anaeróbios em lagoas de polimento. In: CHERNICHARO, C. A. L (Coord.). **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios: Coletânea de trabalhos técnicos**. Belo Horizonte: FINEP, 2001. v. 2, p. 59-68. (PROSAB).

KATO, M. T.; ANDRADE NETO, C. O.; CHERNICHARO, C. A. L.; FORESTI, E.; CYBIS, L. F. Configurações de reatores anaeróbios. In: CAMPOS, J. R. (Org.). **Tratamento de esgotos sanitários por processos anaeróbios e disposição controlada no solo**. Rio de Janeiro: PROSAB, 1999. cap. 3, p. 53-59.

KIM, M.; GOMEZ, C. Y.; AHN, Y.; SPEECE, R. E. Hydrolysis and acidogenesis of particulate organic material in mesophilic and thermophilic anaerobic digestion. **Environmental Technology**, London, v. 24, p. 1183-1190, 2003.

KIM, J. H.; CHEN, M.; KISHIDA, N.; SUDO, R. Integrated real-time control strategy for nitrogen removal in swine wastewater treatment using sequencing batch reactors. **Water Research**, New York, v. 38, n. 14-15, p. 3340–3348, 2004.

KUNZ, A.; OLIVEIRA, P. V. de; HIGARASHI, M. M.; SANGOI, V. **Recomendações para uso de esterqueiras para armazenagem de dejetos de suínos**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2004. p. 1-5. (Comunicado Técnico, 361).

KUS, F.; WIESMANN, U. Degradation kinetics of acetate and propionate by immobilized anaerobic mixed cultures. **Water Research**, New York, v. 29, n. 6, p. 1437-43, 1995.

LEE, S. E.; KIM, K. S.; AHNA, J. H.; KIM, C. W. Comparison of phosphorus removal characteristics between various biological nutrient removal processes. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 36, n. 12, p. 61-68, 1997.

LETTINGA, G. Sustainable integrated biological wastewater treatment. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 33, n. 3, p. 85-98, 1996.

LETTINGA, G.; HULSHOFF-POL, L. W. UASB: process design for various types of wastewaters. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.

LIMA, A. B. B. V. **Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbios em sistema seqüencial constituído de ozonificação em processo biológico aeróbio**. 2006.

91 f. Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

LIU, Y.; TAY, J. H. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. **Biotechnology Advances**, New York, v. 22, n. 7, p. 533-563, 2004

LO, K. V.; LIAO, P. H.; GAO, Y. C. Anaerobic treatment of swine wastewater using hybrid UASB reactors. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 47, n. 2, p. 153-157, 1994.

LUDKE, J. V.; LUDKE, M. C. M. do. Preservação ambiental. **Suinocultura Industrial**, São Paulo, v. 25, n. 2, p. 10-14, 2002.

MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEM, H.; LETTINGA, G. Solids removal in upfçow anaerobic reator, a review. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 90, n. 1, p. 1-9, 2003.

MARÇAL JÚNIOR, E. **Remoção de fósforo por adição de cloreto férrico em reator anaeróbio de manta de lodo (UASB) seguido de reator aeróbio sequencial de batelada (RBS)**. 2001. 75 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

MARCHETTO, M. **Remoção de nutrientes do efluente de reator anaeróbio utilizando reatores microaeróbio e com aeração intermitente seguidos de FAD**. 2001. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

MARQUES, A. C. A produção de suíno e a preservação do meio ambiente. In: SEMINÁRIO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO DA SUINOCULTURA, 9., 2001, Gramado-RS. **Anais...** p. 5-7.

MASCARENHAS, L. C. A.; VON SPERLING, M.; CHERNICHARO, A. L. Avaliação do desempenho de lagoas de polimento rasa, em série, para o pós-tratamento de

efluentes de reator UASB. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 9, n. 1, p. 45-54, 2004.

MASSÉ, I.; CROTEAU, F ; MASSÉ, L.;. The fate of crop nutrients during digestion of swine manure in psychrophilic anaerobic sequencing batch reactors . *Bioresource Technology*, Barking, n.xxx, p. xx-xx, 2007.

MASSÉ, I.; MASSÉ, L; CROTEAU, F. The effect of temperature flg swine manure. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 89, n. 1, p. 57-62, 2003.

MASSÉ, D. I.; DROSTE, R. L.; KENNEDY, K. J.; PATNI, N. K.; MUNROE, J. A. Potencial for the Psychrophilic Anaerobic treatment of swine manure using a Sequential Batch reactor. **Canadian Agricultural Engineering**, Ottawa, v. 1, n. 39. p. 39-62, 1997.

MASZENAN, A. M.; SEVIOU, R. J.; PATEL, B. K. C.; REES, G. N.; SCHUMNN, P. *Tessaracoccus bendigoensis* gen. nov., a Gram-positive coccus occurring in regular packages or tetrads, isolated from activated sludge biomass. **Internacional Journal of Systematic Bacteriology**, New York, v. 49, part. 2, p. 459-468, 1998

MATOS A, T.; SEDIYAMA, M. A. N.; FREITAS, S. P.; VIDIGAL, S. M.; GARCIA, N. C. P. Caracterização químicas e microbiológicas do solo influenciadas pela aplicação de dejetos líquido de suínos. **Revista Ceres**, Viçosa, v. 44, n. 254, p. 399-410, 1997.

MENDONÇA, L. C. **Microbiologia e cinética de sistema de lodos ativados como pós-tratamento de efluentes de reator anaeróbio de leite expandido**. 2002. 240 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2002.

METCALF; E. **Wasterwater engineering**: treatment, disposal and reuse. New York: McGraw-Hill, 2003. 1334 p

MONTEGGIA, L. **Proposta de metodologia para avaliação do parâmetro atividade metanogênica específica**. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE

ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, ABES, 19., 1997, Foz do Iguaçu. **Anais...** p. 755-766.

MOODY, L. B.; RAJ RAMAN, D. A dual-reactor anaerobic system for complete treatment of a food processing waste. **Journal Agricultural Engineering Research**, New York, v. 80, n. 3, p. 293-299, 2001.

MORENO, G.; CRUZ, A.; BUITRÓN, G. Influence of So/Xo ratio on anaerobic activity test. **Water Science Technology**, Kidlington, v. 40, n. 8, p. 9-15, 1999.

MANGIERI, L. A. L. **Desempenho do sistema de tratamento de esgoto sanitário associando reator e filtro biológico convencional em escala real**. São Carlos, 2001. 125 f. Tese. (doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2001.

NDEGWA, P. M.; HAMILTON, D. W. B.; LALMAN, C. J. A.; CUMBA, D. H. J. Effects of cycle-frequency and temperature on the performance of anaerobic sequencing batch reactors (ASBRs) treating swine waste. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 99, n. 6, p. 1972–1980, 2008.

NDON, U. J.; DAGUE, R. R. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactors treatment of low-strength wastewater. **Water Research**, Oxford, v. 31, n.10, p. 2455-2466, 1997.

NOPHARATANA, A; CLARKE.W. O; PULLAMMA-NAPPALLIL, P. C.; SILVEY, P. Evolution of methanogenic activities during anaerobic digestion of municipal solid waste. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 64, n. 6, p 169-174, 1998.

OBAJA, D.; MACÉ, S.; MATA-ALVAREZ, J. Biological nutrient removal by a sequencing batch reactor (SBR) using an internal organic carbon source in digested piggery wastewater. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 96, n. 1, p. 7-14, 2005.

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. 1997. 359 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1997.

OLIVEIRA, R. A. de. **Efeito da carga hidráulica volumétrica, da temperatura climatológica e do descarte do excesso de lodo da manta no desempenho de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura:** relatório final de pesquisa CPRT/UNESP Jaboticabal: FCAV/UNESP, 2001. 125 p.

OLIVEIRA, R. A. de. **Efeito da temperatura e do descarte de lodo no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo, em série, tratando águas residuárias de suinocultura.** In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, CONBEA, 32., 2003. Goiânia-GO. **Anais...** v. 1, p. 1-6.

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, Japan. **Proceedings...** Sendai: IAWQ, 1997. p. 524-531

OLIVEIRA NETO, A. P. **Reator anaeróbio-aeróbio de leito fixo, com recirculação da fase líquida, aplicado ao tratamento de esgoto sanitário.** 2007. 179 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

ONO, A. F. **Estratégia de operação de reatores aeróbio/anóxico operados em batelada seqüencial para a remoção de nitrogênio de águas residuária industrial** 2007. 112 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

OSADA, T.; HAGA, K.; HARADA, Y. Removal of nitrogen and phosphorus from swine wastewater by the activated sludge with the intermitent aeration process. **Water Research**, New York, v. 25, n. 11, p. 1377-1388, 1991.

PADMASIRI, S. I.; ZHANG, J.; FITCH, M.; NORDDAHL, B.; MORGENROTH, E.; RASKIN, L. Methanogenic population dynamics and performance of an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) treating swine manure under high shear conditions. **Water Research**, New York, v. 4, n. 1, p. 134-144, 2007.

PEETZ, V. S.; CASTRO JR, F. G.; CAMARGO, J. C. M.; BERSANO, J. G.; BUENO, C. R. F.; ALMEIDA, J. E.; SILVA, L. B. (Coord.). **Cadeia produtiva da carne suína no Estado de São Paulo**. São Paulo: IEA/SAA/SP, 1996. 57 p.

PENNA, J. **Estudo da metodologia do teste de atividade metanogênica específica**. 1994. 227f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1994.

PERDOMO, C.C. **Alternativas para o manejo e tratamento dos dejetos de suínos**. 2001. Disponível em: <www.cnpsa.embrapa.br/?/artigos/2001artigos-2001no19.html;ano-2001>. Acesso em: 25 set. 2005.

PERDOMO, C. C.; LIMA, G. J. M. M. Considerações sobre a questão dos dejetos e o meio ambiente. In: SOBESTIANSKY, J.; WENTZ, I.; SILVEIRA, P. R. S.; SESTI, L. **Suinocultura intensiva: produção, manejo e saúde do rebanho**. Brasília: EMBRAPA /SPI, 1998. 388 p.

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**. 2003. 103 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

PEREIRA-RAMIREZ, O.; ANTUNES, R. M.; QUADRO, M. S.; KOETZ, P. R. Remoção da DQO e nitrificação em reator biológico aerado no pós-tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira Agrociência**, Pelotas, v. 9, n. 3, p. 279-286, 2003.

POETSCH, P. B.; KOETZ, P. R. Sistema de determinação da atividade metanogênica específica de lodos anaeróbios. **Revista Brasileira de Agrociência**, Pelotas, v. 4, n. 3, p. 161-165, 1998.

PUNÁL. A.; MÉNDEZ-PAMPÍN, R. J.; LEMA, J. M. Characterization and comparison of biomasses from single- and multi-fed upflow anaerobic filters. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 68, n. 3, p. 293-300, 1999.

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, 2005.

RAMIRES, R. D. A.; OLIVEIRA, R. A. D. E. de. Remoção de DQO, SST, N, P e coliformes em reatores UASB em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 34., 2005, Canoas, RS. **Anais...** Canoas: CONBEA, 2005. 1CD-ROM.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v. 58, n. 5, p. 406-411, 1986.

ROPPE L. As vantagens comparativas do Brasil no mercado mundial de produtores de suínos. **Pork World**, Campinas, v. 3, n. 15, p. 8, 2003.

SAMSON, R., PAUSS, A., GUIOT, S. R Immobilized systems in anaerobic digestion process. In: TYAGI, R. D.; VEMBU, K. (Ed.). **Wastewater treatment by immobilized cells**. Boca Raton: CRC Press, 1990. p. 153-190.

SÁNCHEZ, E.; MILAN, Z.; BORJA, R.; WEILAND, P.; RODRIGUEZ, Z. X. Piggery waste treatment by anaerobic digestion and nutrient removal by ionic exchange.

Resources Conservation and Recycling, Amsterdam, v. 15, n.3-4, p. 235-244, 1995.

SÁNCHEZ, M.; MOSQUERA-CORRAL, A.; MÉNDEZ, R.; LEMA, J. M. Simple methods for the determination of the denitrifying activity of sludges. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 75, n. 1, p. 1-6, 2000.

SÁNCHEZ, E.; BORJA, R.; TRAVIESO, L.; MARTÍN, A.; COLMENAREJO, M. F. Effect of organic loading rate on the stability, operational parameters and performance of a secondary upflow anaerobic sludge bed reactor treating Piggery waste. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 96, n. 3-4, p. 335-344, 2005.

SANTANA, A. M. de **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. 103 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

SANTANA, A. M. de.; OLIVEIRA, R. A. de. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 25, n. 3, p. 817-830, 2005.

SANTANA, A. M. de; DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A de. Desempenho e atividade da microbiota de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em dois estágios, tratando águas residuárias de suinocultura. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24., 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte: ABES, 2007. 1CD-ROM.

SANTOS, A. V.; CYBIS, L. F.; GEHLING, G. R. Eficiência do reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Florianópolis, 2003. **Anais...** Joinville: ABES, 2003. 1CD-ROM.

SAYED, S. K. I. **Anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater using UASB process**. 1987. 134 f. Tese (PhD) - Wageningen Agricultural University, Wageningen, 1987.

SAYED, S. K. I.; FERGALA, M. A. A. Two-stage UASB concept for treatment of domestic sewage including sludge stabilization process. **Water Science and Technology**, London, v. 32, n. 11, p. 55-60, 1995.

SCHOENHALS, M.; FRARE, L. M.; SARMENTO, L. A. V. Análise do desempenho de fluxo acendente e manta de lodo no tratamento de efluentes da suinocultura. **Engenharia Ambiental**, Espírito Santo do Pinhal, v. 4, n. 1, p. 5-23, 2007.

SHIN, J. H.; LEE, S. M.; JUN, J. Y.; CHUNG, Y. C.; NOH, S. H. Enhanced COD and nitrogen removals for the treatment of swine wastewater by combining submerged membrane bioreactor (MBR) and anaerobic upflow bed filter (AUBF) reactor. **Process Biochemistry**, London, v. 40, n. 12, p. 3769-3776, 2005

SILVA, G. H. R.; NOUR, E. A. A. Reator compartimentado anaeróbio/aeróbio: sistema de baixo custo para tratamento de esgoto de pequenas comunidade. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Campina Grande, v. 9, n. 2, p. 268-275, 2005.

SILVA, A. L. B.; GONÇALVES, R. F.; ANDRADE, M. C. F. E.; ROCHA, M. L. A. F.; CASSINI, S. T. A.; ANJOS, E. M. M.; LOUZADA, A. G. Avaliação do comportamento da biomassa metanogênica de lodo proveniente de UASB digerindo lodo aeróbio de descarte, através do teste de atividade metanogênica específica. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 22., 2003, Joinville. **Anais...** Joinville: ABES, 2003. 1CD-ROM.

SILVEIRA, I. C. T.; MONTEGGIA, L. O. Caracterização da biomassa metanogênica presente em reatores alimentados por efluentes de baixa carga orgânica através de teste de atividade. In: OFICINA E SEMINÁRIO LATINO-AMERICANO DE DIGESTÃO ANAERÓBIA, 6., 2000, Recife. **Anais...** Recife: Universidade Federal de Pernambuco, 2000. v. 1, p. 162-166.

SOLERA, R.; ROMERO, L.I.; SALES, D. Determination of the microbial population in a thermophilic anaerobic reactor: comparative analysis by different counting methods. **Anaerobe**, London, v. 7, p. 79-86, 2001.

SOUSA, J. T. de. **Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação**. São Carlos, 1996 256 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

SOUSA, J. T. de; FORESTI, E. Domestic sewage treatment in a upflow anaerobic sludge blanket sequencing batch reactor system. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 33, n. 3, p. 73-84, 1996.

SOUSA, O. L. **Tratamento de liquido gerado no beneficiamento da casca de coco verde em sistema de lodos ativados**. 2007. 115 f. Dissertação. (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2007.

STEIL, L. **Avaliação do uso de inoculo na biodigestão anaeróbia de resíduos de aves de postura, frango de cortes e suínos**. 2001. 109 f. Dissertação (Mestrado em Biotecnologia) - Instituto de Química, Universidade Estadual Paulista, Araraquara, 2001.

STEIL, L.; LUCAS JUNIOR, J.; OLIVEIRA, R. A. Avaliação do uso de inóculos na digestão anaeróbia de resíduos de aves de postura, frangos de corte e suínos. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 22, n. 2, p. 146-159, 2002.

STEIL, L. et al. Biomass evaluation from anaerobic batch reactors by specific methanogenic activity (SMA) test at different S_0/X_0 ratios. In: INTERNATIONAL MEETING ON ENVIRONMENTAL BIOTECHNOLOGY AND ENGINEERING, 1., 2004, México. **Proceedings...**

SUINO. **Remoção de nitrogênio em dejetos de suínos**. Disponível em: <http://www.suino.com.br/meioambiente0noticia.asp?pfid=8>. Acesso em: 20. jun.2006.

TILCHE, A.; BACILIERI, E.; BORTONE, G.; MALASPINA, F.; PICCININI, S.; STANTE, L. Biological phosphorus and nitrogen removal in a full scale sequencing batch reactor treating piggery wastewater. **Water Science Technology**, Kidlington, v.40, n.1, p.199-206, 1999.

TIWARI, M. K.; GUHA, S.; HARENDRANATH, C. S.; TRIPATHI, S. Influence of extrinsic factors on granulation in UASB reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, Berlin, v. 71, n. 2, p. 145–154, 2006.

TOLLEDO, A. A. G. F.; LUCAS JÚNIOR, J. Produção de biogás a partir de águas residuárias de pocilgas utilizando reatores UASB sob quatro tempos de retenção hidráulica. **Energia na Agricultura**, Botucatu, v. 12, n. 2, p. 49-55, 1997.

TORRES, P. L. **Tratamento de esgoto sanitário em sistema combinado anaeróbio-aeróbio (UASB-RBS)**. 2000. 99 f. Tese. (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2000.

TORRES, P. L.; FORESTI, E. Domestic sewage treatment in pilot system composed of UASB and SBR reactor. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 44, n. 4, p. 247-253, 2001.

UEMARA, S.; HARADA, H. Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. **Bioresource Technology**, v. 72, p. 275-282, 2000.

URBINATI, E. **Efeito das cargas hidráulica e orgânica volumétrica no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2006. 126 f. Monografia (Trabalho de graduação em Agronomia) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

UZAL, N.; GOKÇAY, C. F.; DEMIRER, G. N. Sequential (anaerobic/aerobic) biological treatment of malt whisky wastewater. **Process Biochemistry**, London, v. 39, n. 3, p. 279- 286, 2003.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos: manual para regiões de clima quente**. Campina Grande: Epgraf, 1994. 210 p.

VAN HAANDEL A.; MARAIS, G. O. **Comportamento do sistema de lodo ativado**. Campina Grande: Epgraf, 1999. p. 488.

VANOTTI A, M. B.; PATRICIA, D.; MILLNER, PATRICKG. HUNT A, APREL Q. ELLISON. Removal of pathogen and indicator microorganisms from liquid swine manure in multi-step biological and chemical treatment. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 96, n. 2, p. 209–214, 2005.

VAZOLLER, R. F. **Manual técnico do curso da digestão anaeróbia**. São Paulo, CETESB, 1989. p. 100-107.

VAZOLLER, R. F. **Microbiologia e saneamento ambiental**. Disponível em: <<http://bat.fat.org.br/>>. Acesso em: 04 fev. 2002.

VICH, D. V. **Atividade metanogênica e comunidade microbiana envolvidas na degradação de metilamina**. 2006. 76 f. Dissertação (Mestrado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006.

VON SPERLING, M. **Princípio do tratamento biológico de águas residuárias**. Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos. v. 1, 2º ed. Belo Horizonte: SEGRAC, 2005.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. princípios do tratamento biológico de águas residuárias. v. 4, 2º ed. Belo Horizonte: SEGRAC, 428 p, 2002.

WHO. World Health Organization. Wastewater use in agriculture. In:_____.**Guidelines for the safe use of wastewater, excreta and greywater.** Geneva, 2006a. v. 2.

WHO. World Health Organization. Wastewater and excreta use in aquaculture. In_____.**Guidelines for the safe use of wastewater, excreta and greywater.** Geneva, 2006b. v. 3.

YANG,P. Y.; CHOU, C. Y. Horizontal-baffled anaerobic reactor treating diluted swine wastewater. **Agricultural Wastes**, Barking, v. 14, p. 221-239, 1985.

YANG, P. Y., WANG, Z. Integrating an intermittent aerator in a swine wastewater treatment system for land limited conditions. **Bioresource Technology**, Amsterdam, v. 69, n. 3, p. 191-198, 1999.

YOUNG JIN, A.; KWON, J. C.; AHN, D. W.; SHIN, D. H.; SHIN, H. S.; KIM, B.W. Efficient nitrogen removal in a pilot system based on upflow multi-layer bioreactor for treatment of strong nitrogenous swine wastewater. **Process Biochemistry**, London, v. 42, n. 5, p. 764-772, 2007

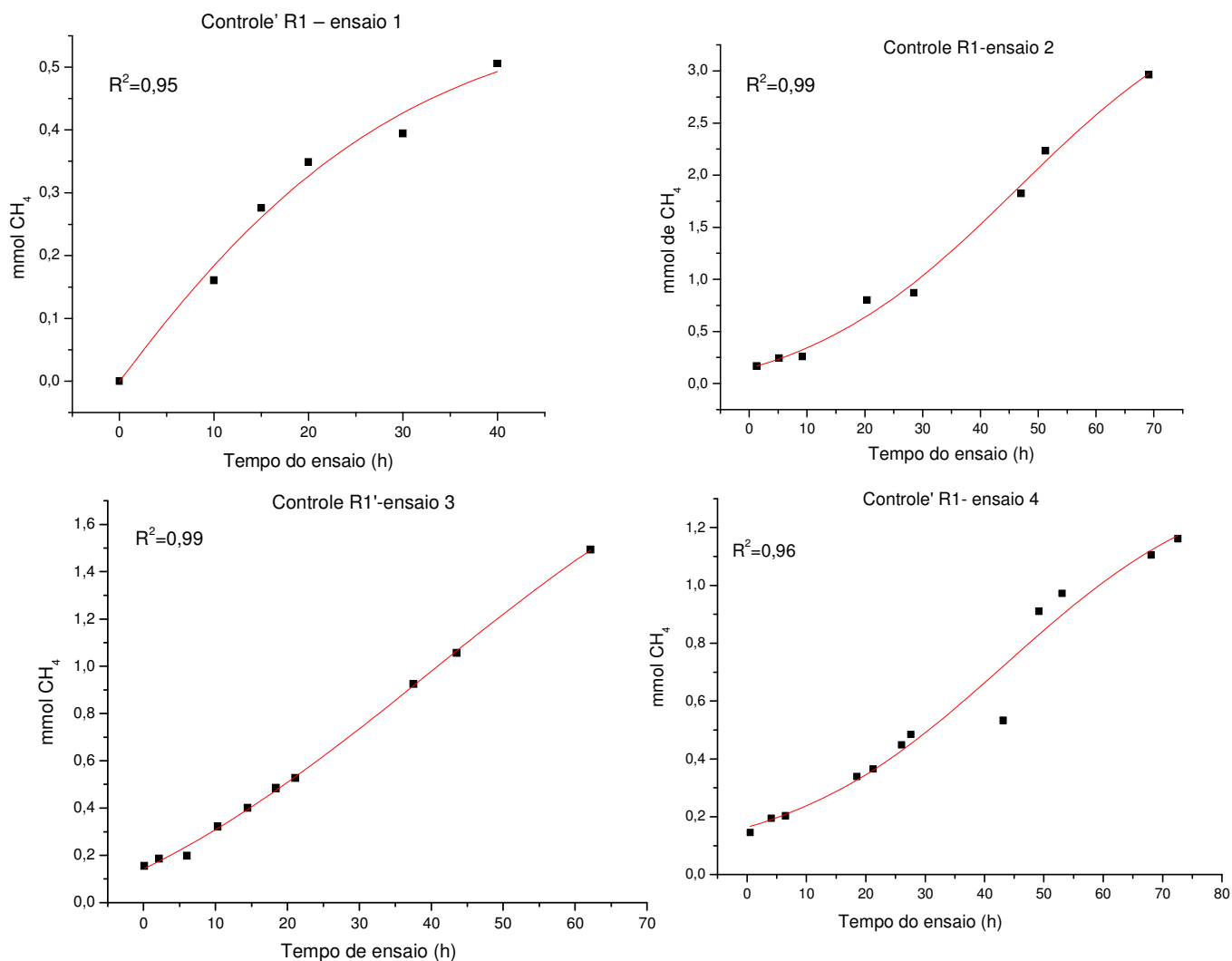
ZEEMAN, G.; SANDERS, W. T. M.; WANG, K. Y.; LETTINGA, G. Anaerobic treatment of complex wastewater and waste activated sludge – application of an upflow anaerobic solid removal (UASR) reactor for the removal and pre-hydrolysis of suspended COD. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 35, n.10, p.121-128, 1997.

ZHANG, R. H.; YIN, Y.; SUNG, S. e DAGUE, R. R. Anaerobic treatment of swine waste by the anaerobic sequencing batch reactor. **Transactions of the ASAE**, St. Joseph, v. 40, n. 93, p. 761-767, 1997.

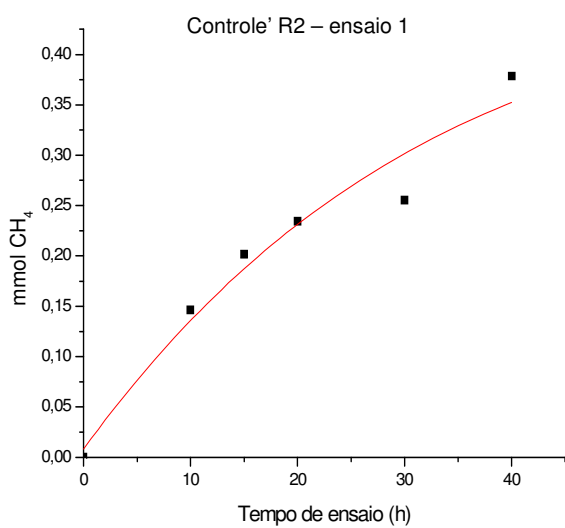
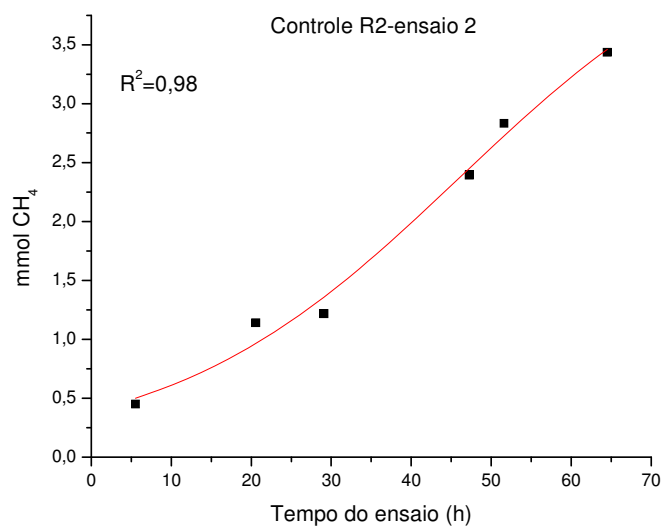
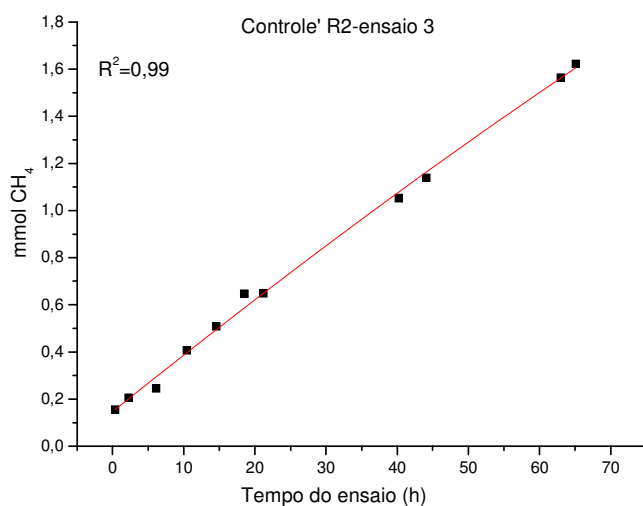
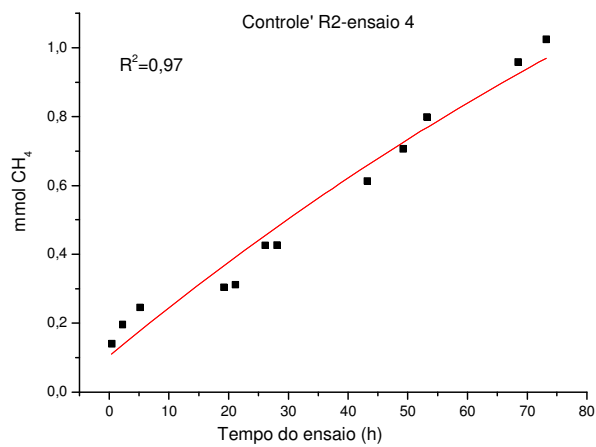
ZHANG, Z.; ZHU, J.; KING, J.; LI, W. Two-step fed SBR for treating swine manure. **Process Biochemistry**, London, v. 41, n. 4, p. 892-900, 2006.

ANEXOS

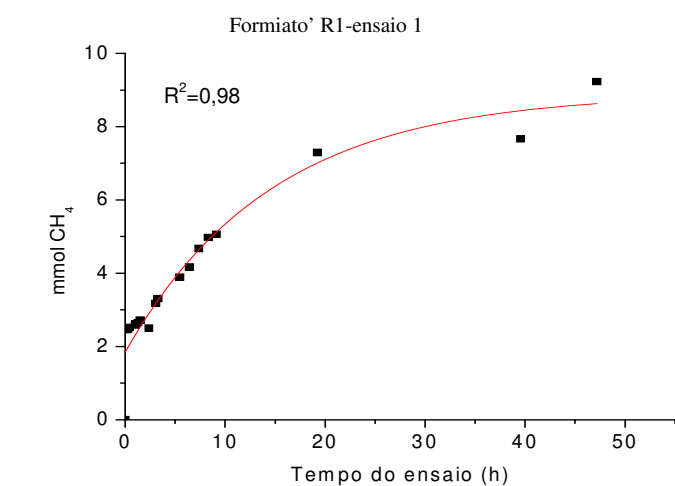
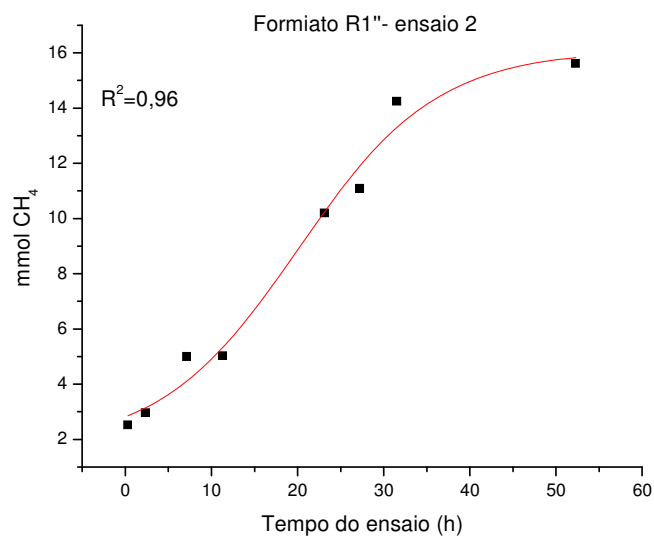
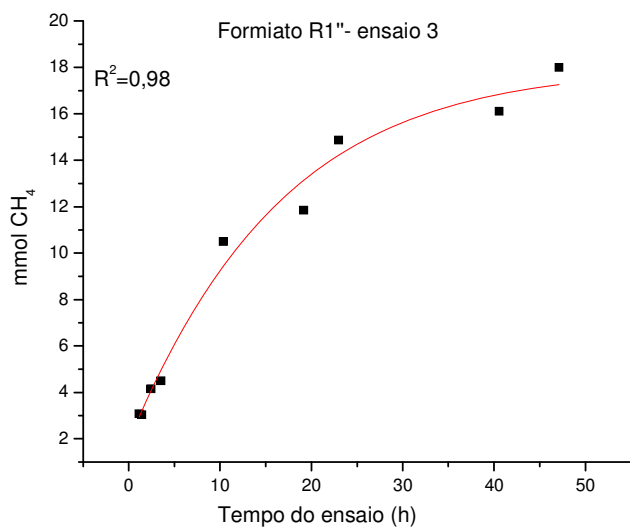
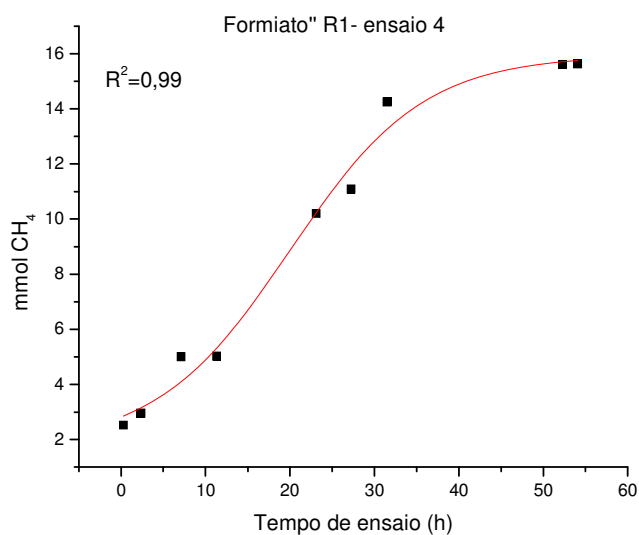
Gráficos da produção de metano (▪ - valores experimentais;- modelo sigmoidal ajustado) no lodo no reator UASB (R1) e (R2)



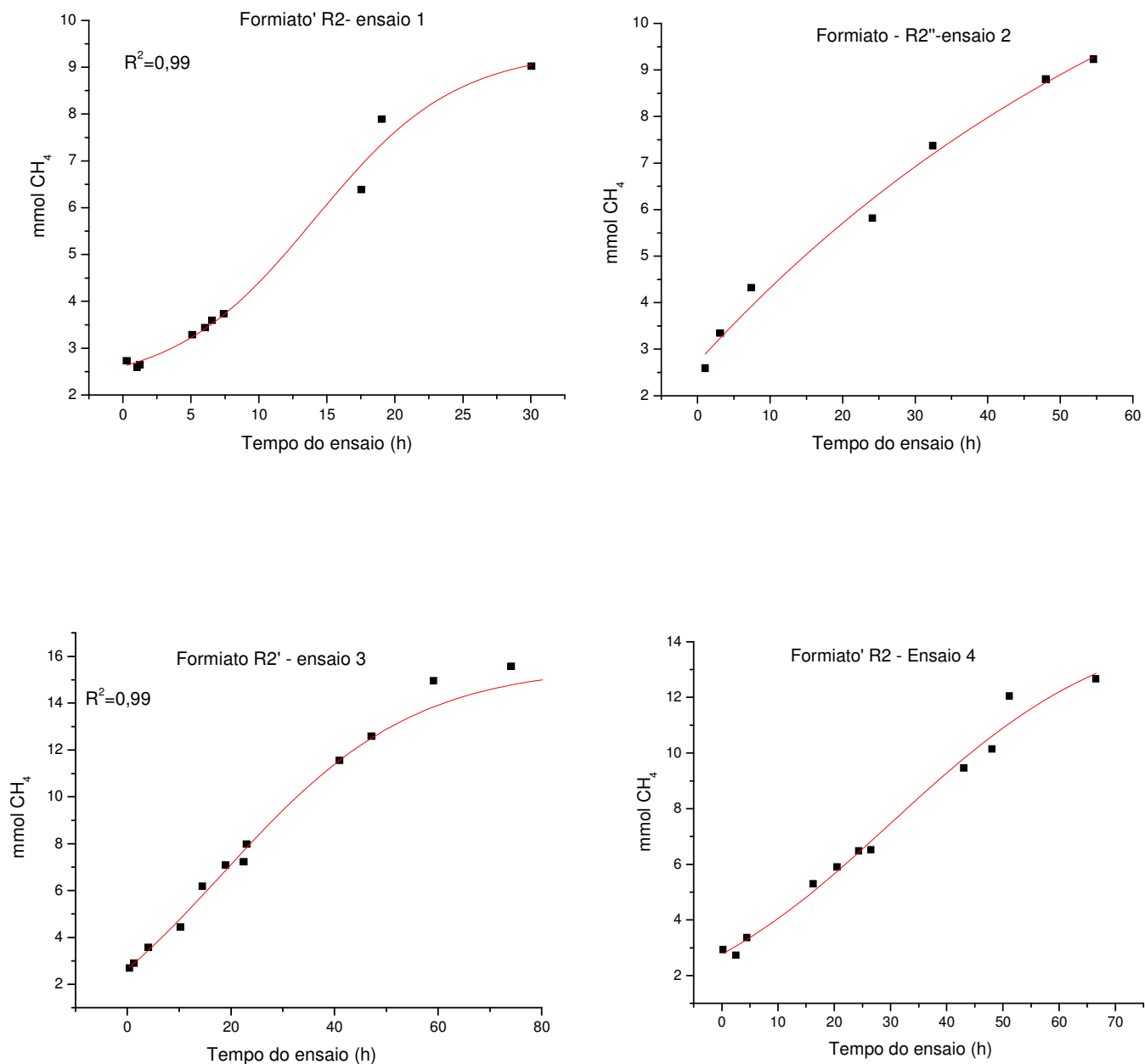
ANEXO 1. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R1), ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



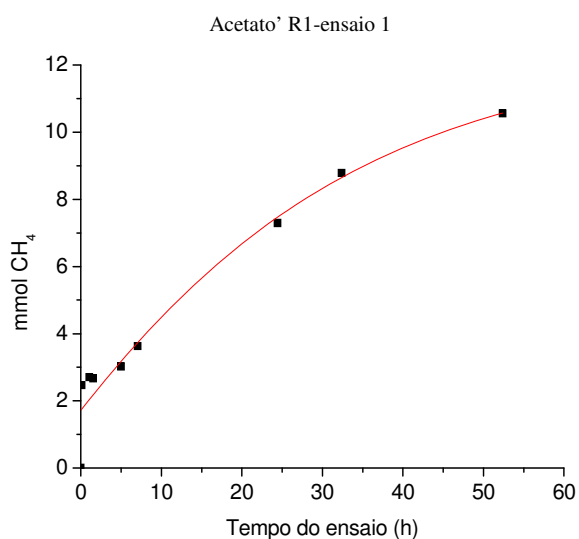
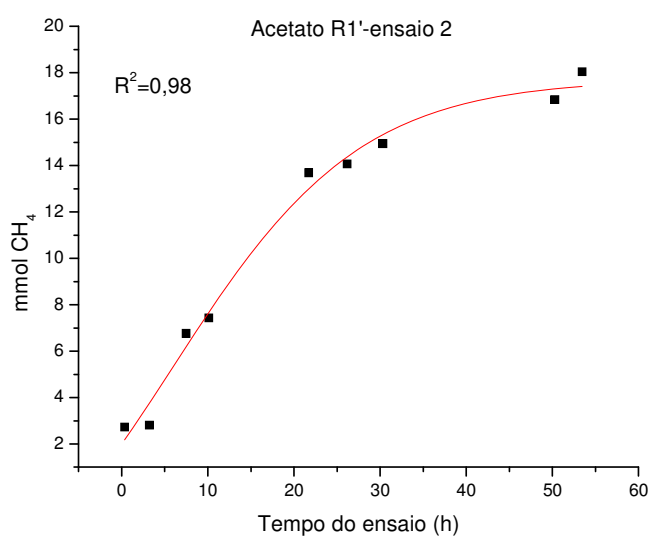
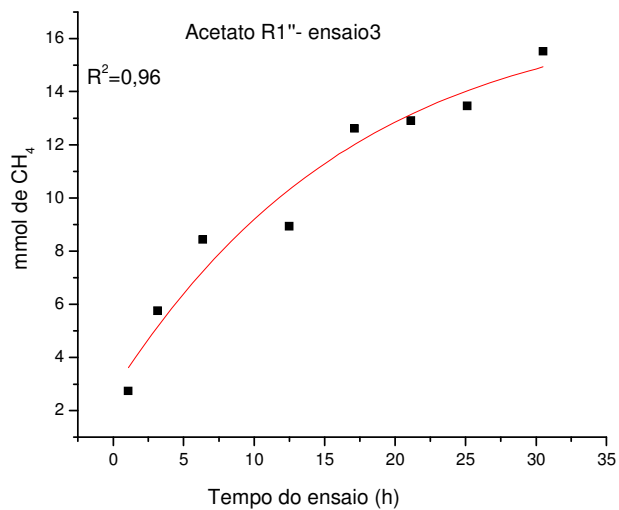
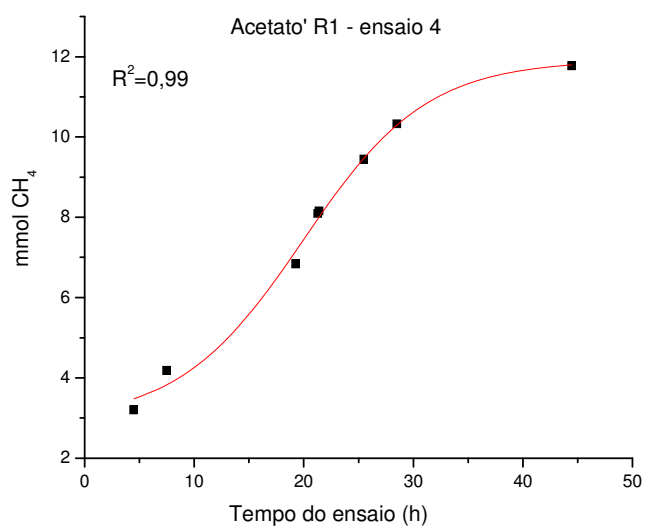
ANEXO 2. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R2), ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



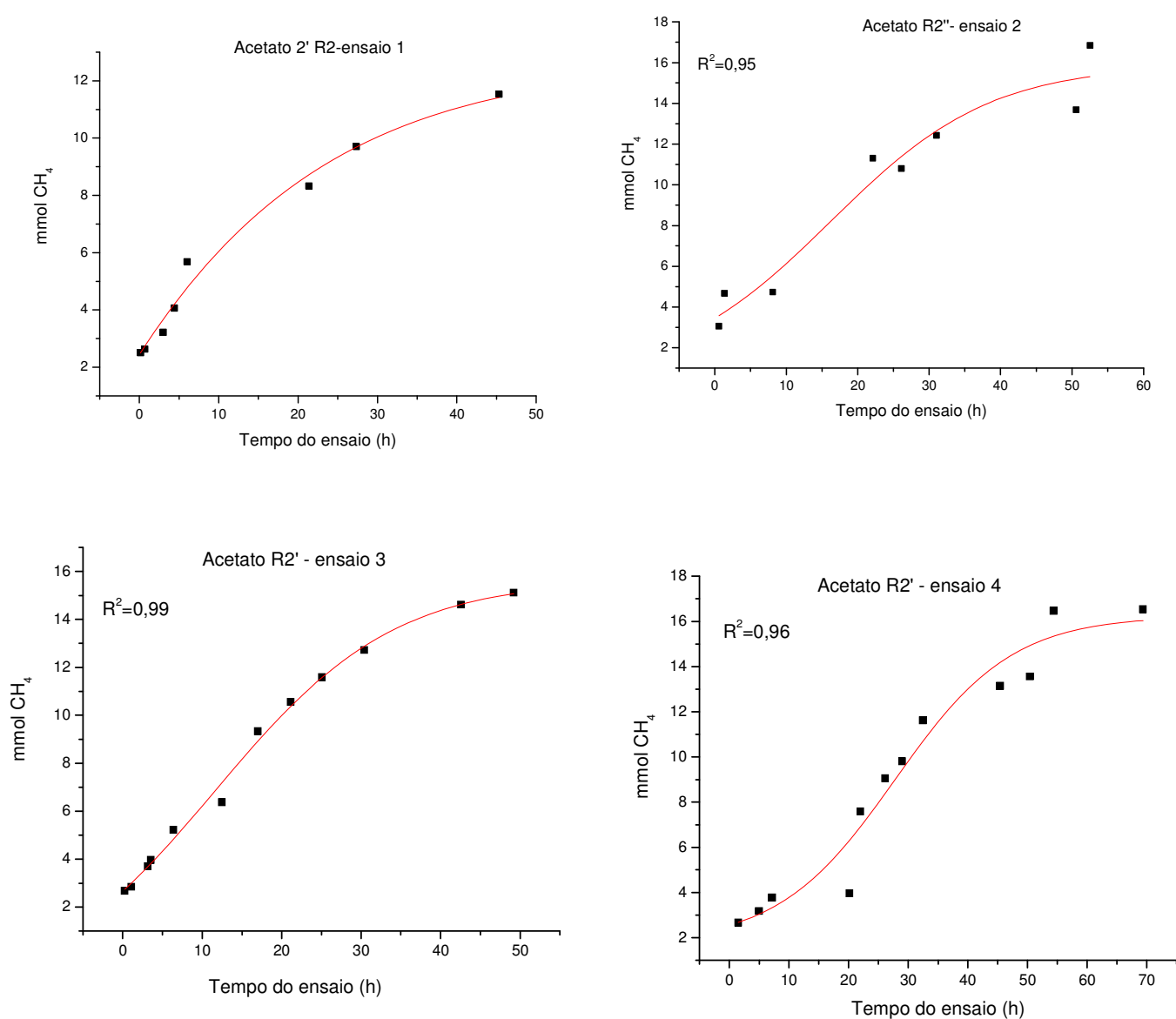
ANEXO 3. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R1), com formiato, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



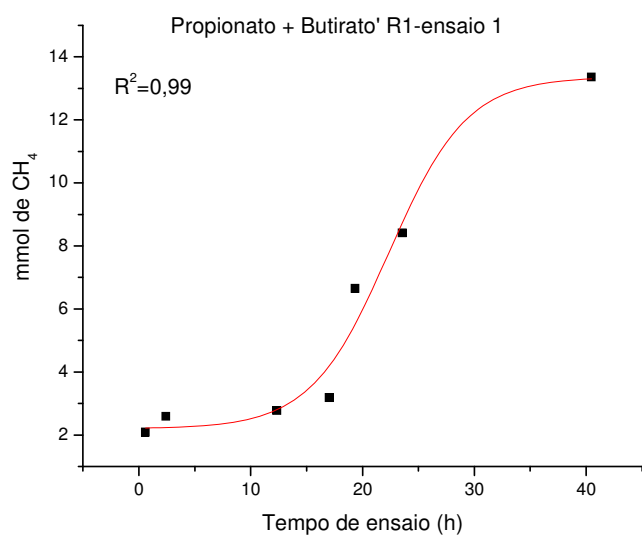
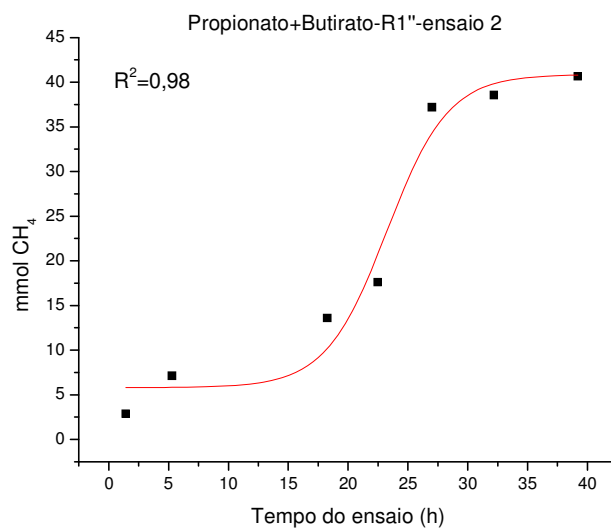
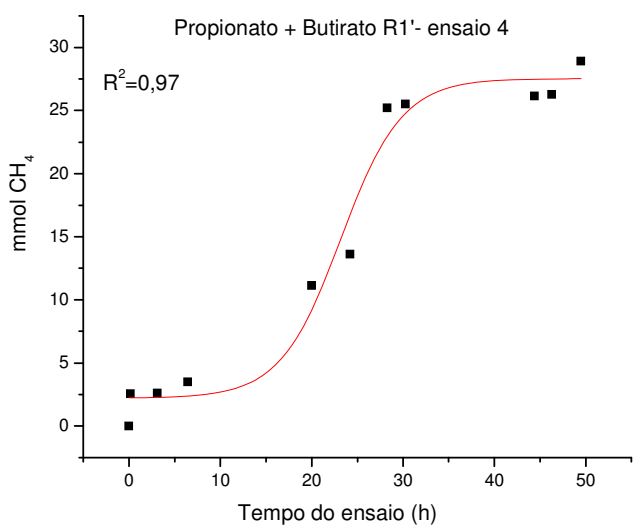
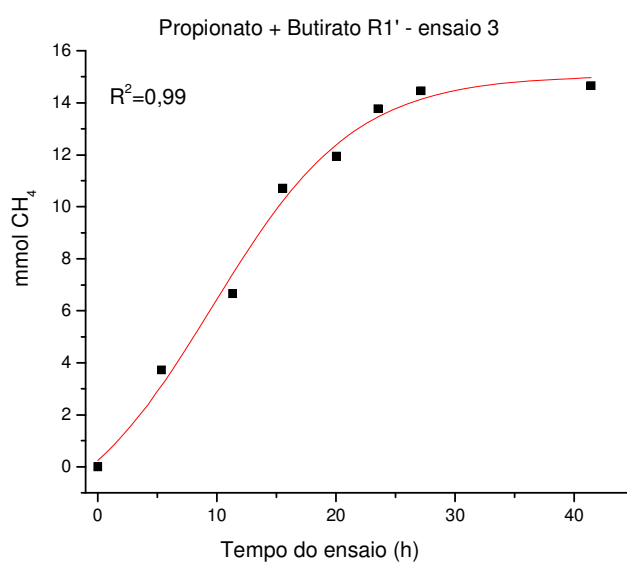
ANEXO 4. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R2), com formiato, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



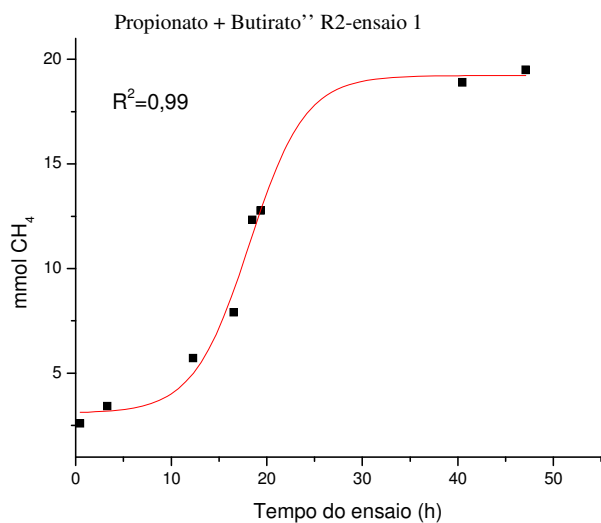
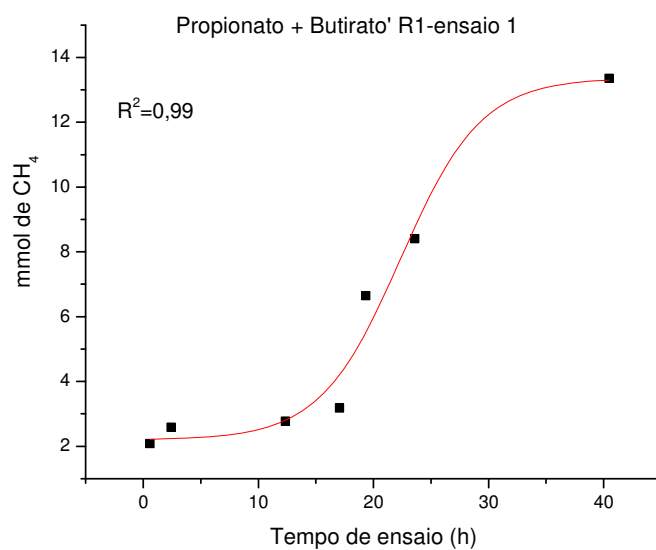
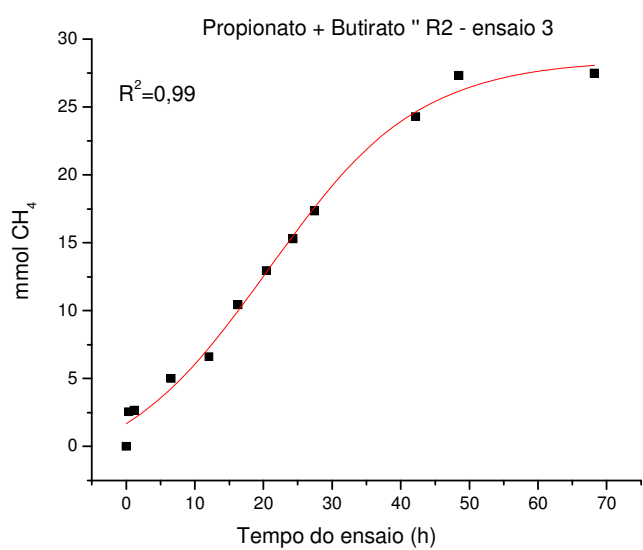
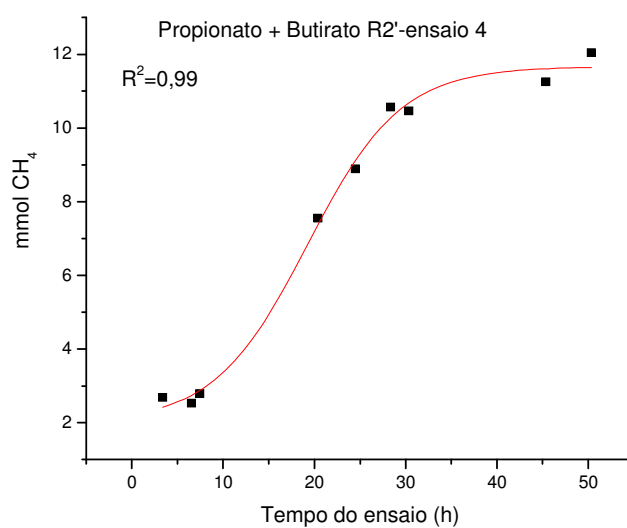
ANEXO 5. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R1), com acetato, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



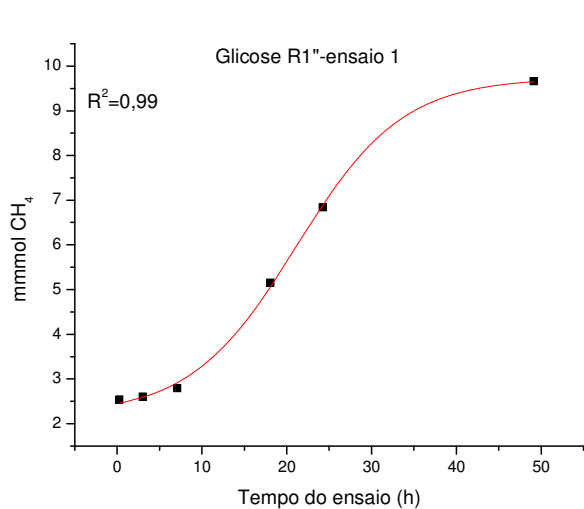
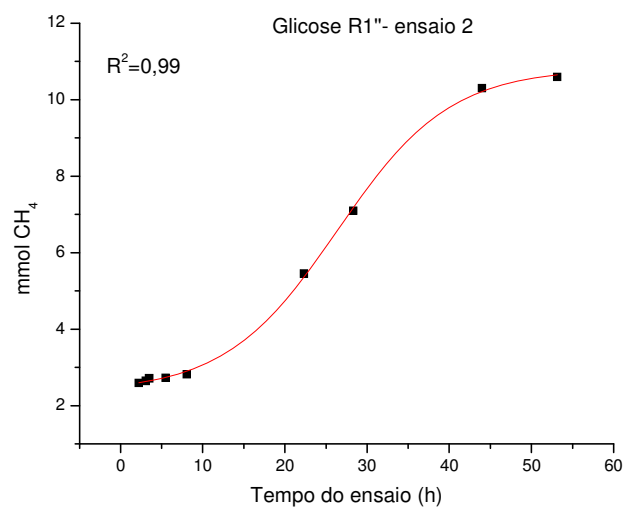
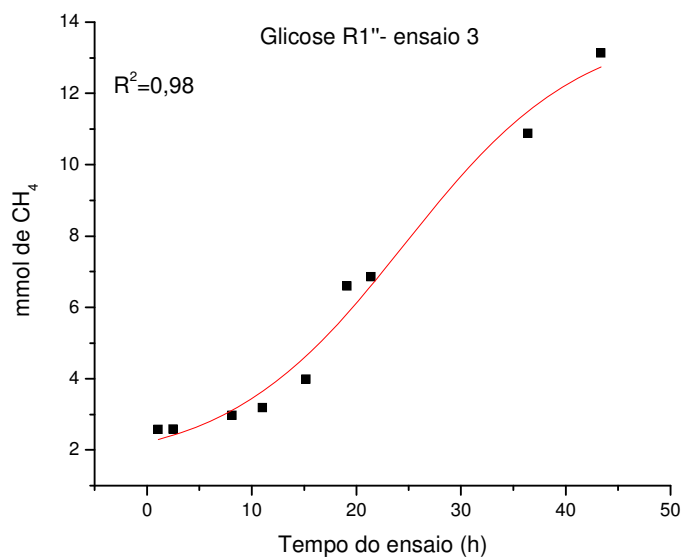
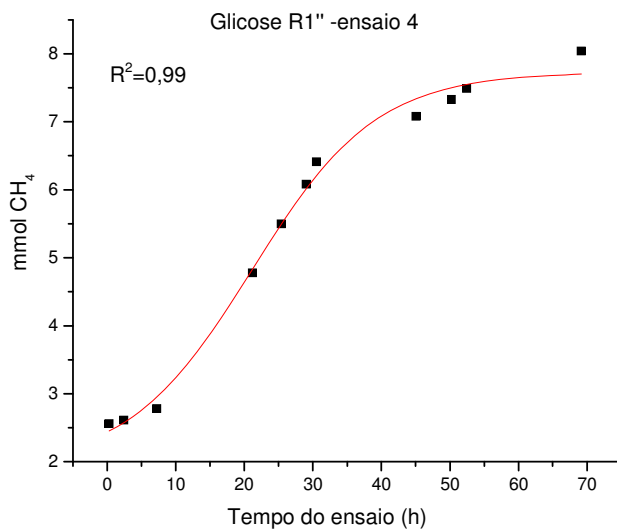
ANEXO 6. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R2), com acetato, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



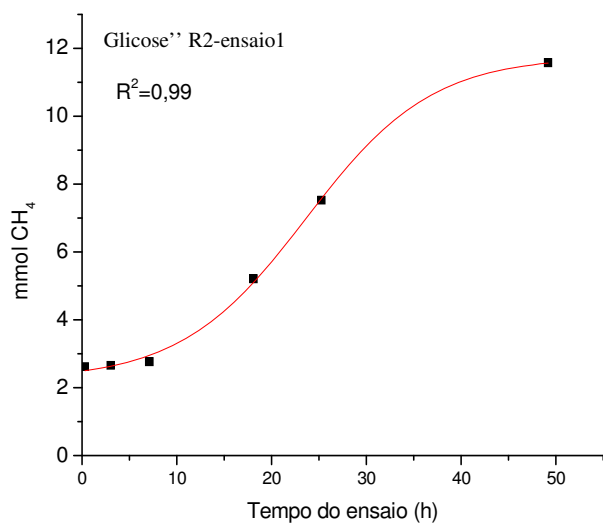
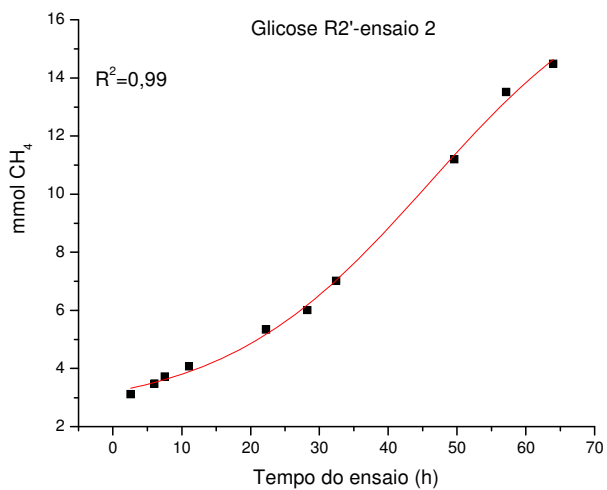
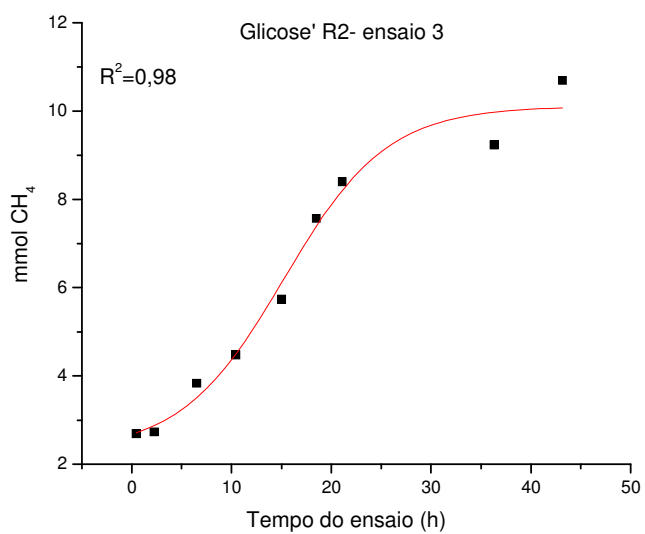
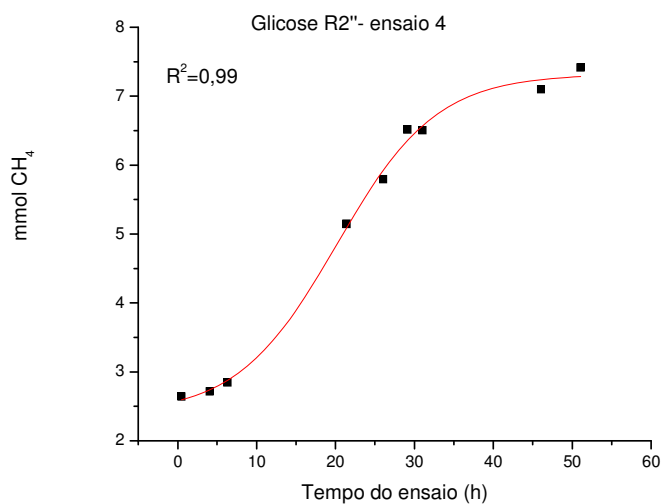
ANEXO 7. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R1), com propionato + butirato, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



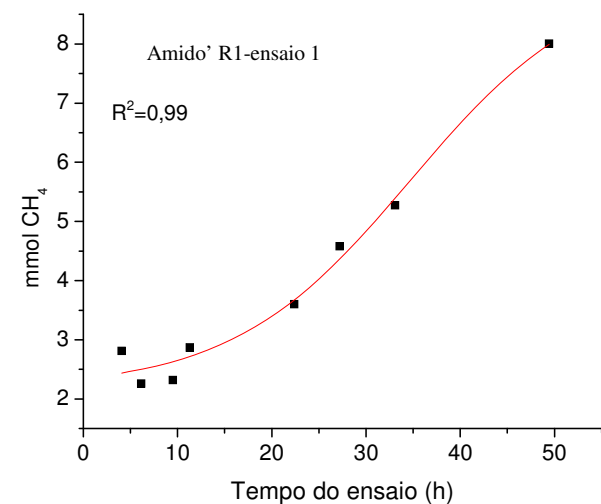
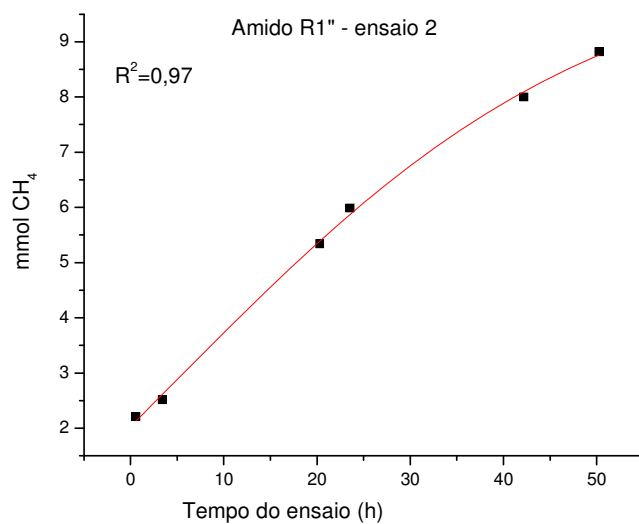
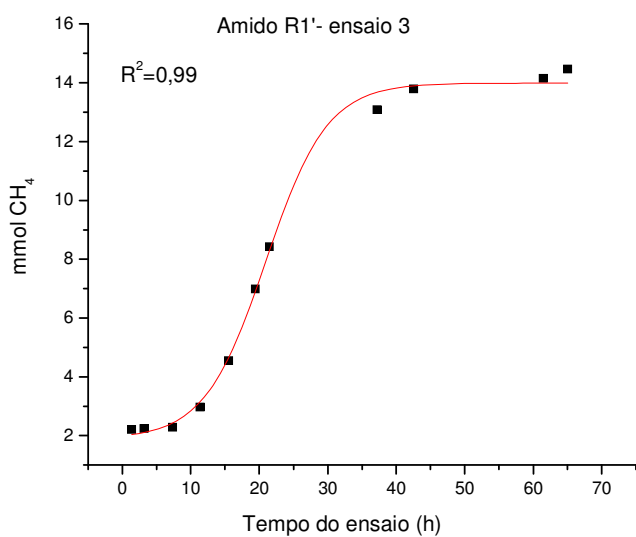
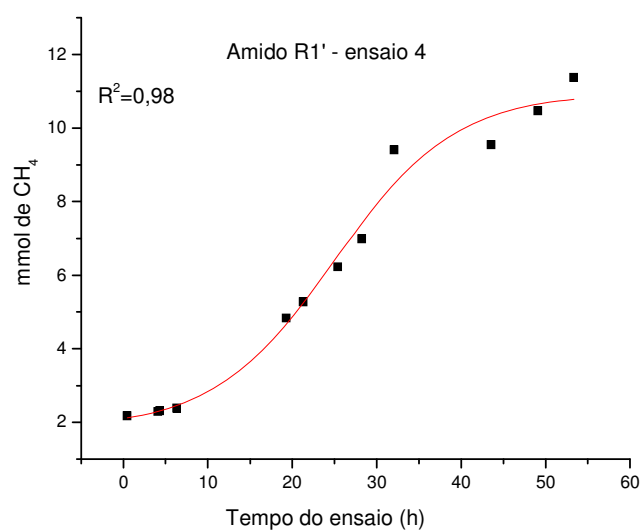
ANEXO 8. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R2), com propionato + butirato, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



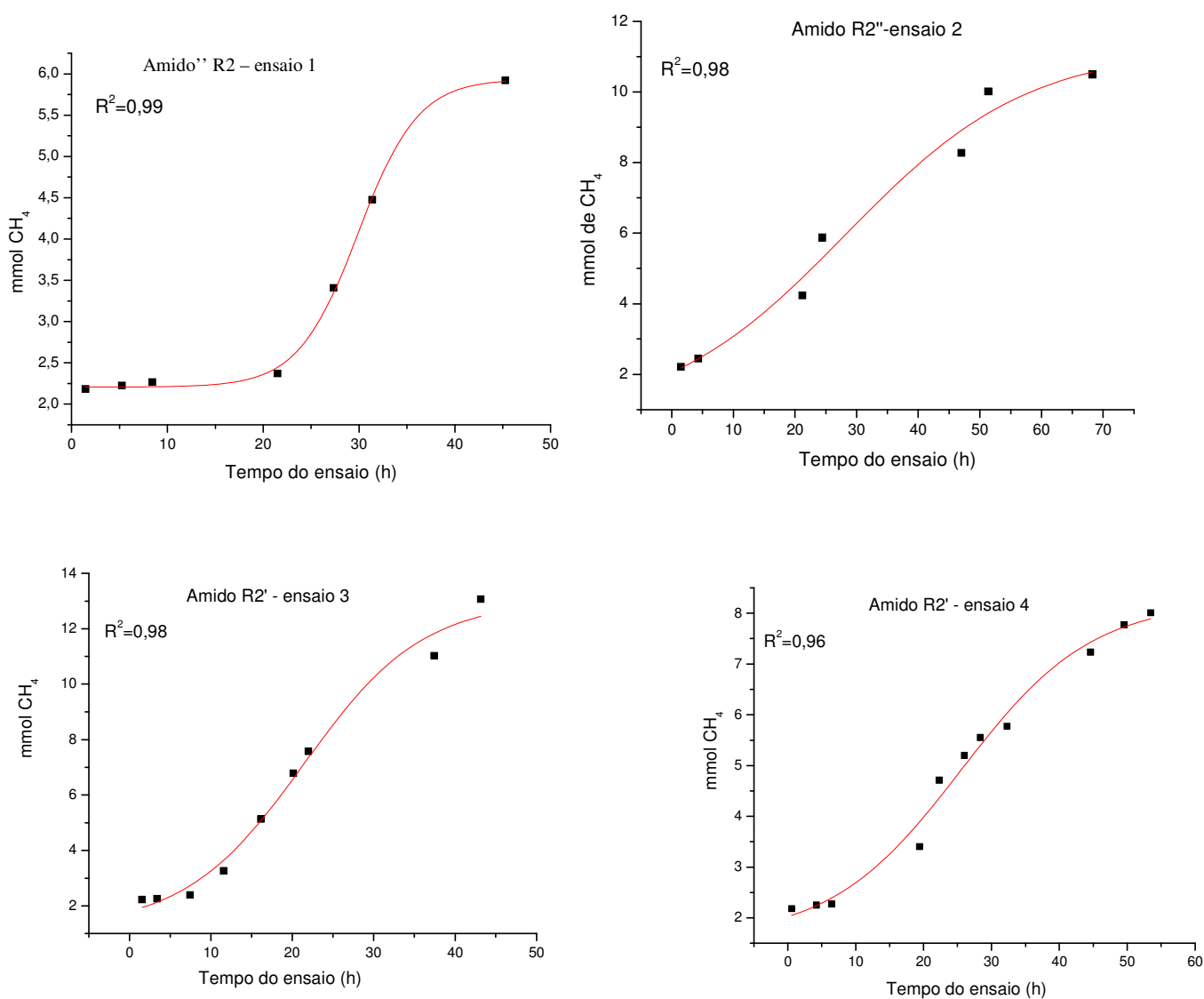
ANEXO 9. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R1), com glicose, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



ANEXO 10. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R2), com glicose, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



ANEXO 11. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R1), com amido, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4



ANEXO 12. Produção de metano no ensaio de atividade metanogênica específica (AME) do lodo do reator UASB (R2), com amido, ao final dos ensaios 1, 2, 3 e 4

ANEXO 13. Número de repetições dos parâmetros avaliados nos reatores UASB (R1 e R2)

Parâmetros	Número de repetições											
	Ensaio 1			Ensaio 2			Ensaio 3			Ensaio 4		
	Afluente	R1	R2	Afluente	R1	R2	Afluente	R1	R2	Afluente	R1	R2
COV	-	73	73	-	31	31	-	24	24	-	26	26
DQO total	73	73	73	31	31	31	24	24	24	26	26	26
DQO diss	73	73	73	31	31	31	24	24	24	26	26	26
DQO ss	73	73	73	31	31	31	24	24	24	26	26	26
SST	73	73	73	31	31	31	24	24	24	26	26	26
SSV	73	73	73	31	31	31	24	24	24	26	26	26
pH	74	74	74	31	31	31	24	24	24	26	26	26
AVT	74	74	74	31	31	31	24	24	24	26	26	26
AT	74	74	74	31	31	31	24	24	24	26	26	26
AI	74	74	74	31	31	31	24	24	24	26	26	26
AP	74	74	74	31	31	31	24	24	24	26	26	26
AI:AP	-	74	74	-	31	31	-	24	24	-	26	26
NTK	70	70	70	32	32	32	24	24	24	25	25	25
N-am.	70	70	70	32	32	32	24	24	24	25	25	25
N-org.	70	70	70	32	32	32	24	24	24	25	25	25
P-total	70	70	70	32	32	32	24	24	24	25	25	25
Temperatura (média)	99			84			57			63		
Lodo												
ST	-	34	34	-	17	17	-	13	13	-	13	13
SV	-	34	34	-	17	17	-	13	13	-	13	13
TCL	-	34	34	-	17	17	-	13	13	-	13	13

ANEXO 14. Número de repetições dos parâmetros avaliados nos reatores UASB (R1 e R2) (continuação).

Parâmetros	Número de repetições											
	Ensaio 1				Ensaio 2				Ensaio 3			
	Afluente		R1	R2	Afluente		R1	R2	Afluente		R1	R2
	Afluente		R1	R2	Afluente		R1	R2	Afluente		R1	R2
Produção diária de biogás	-	-	99	99	-	-	84	84	-	-	57	57
Produção volumétrica de metano	-	-	99	99	-	-	84	84	-	-	57	57
Produção específica de metano*	-	-	99	99	-	-	84	84	-	-	57	57
*Adicionada	-	-	99	99	-	-	84	84	-	-	57	57
*Removida	-	-	99	99	-	-	84	84	-	-	57	57
K	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24
Mg	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24
Ca	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24
Na	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24
Mn	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24
Cu	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24
Fe	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24
Zn	70	70	70	70	31	31	31	31	24	24	24	24

ANEXO 15. Número de repetições dos parâmetros avaliados no RBS

Parâmetros	Número de repetições							
	Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4	
	Afluente	RBS	Afluente	RSB	Afluente	RSB	Afluente	RSB
COV	39	39	12	12	16	16	15	15
DQO total	39	39	12	12	16	16	15	15
DQO diss	39	39	12	12	16	16	15	15
DQO ss	39	39	12	12	16	16	15	15
SST	39	39	12	12	16	16	15	15
SSV	39	39	12	12	16	16	15	15
pH	39	39	12	12	16	16	15	15
AVT	39	39	12	12	16	16	15	15
AT	39	39	12	12	16	16	15	15
Al	39	39	12	12	16	16	15	15
AP	39	39	12	12	16	16	15	15
Al:AP	-	39	-	12	-	16	-	15
NTK	37	37	12	12	18	18	14	14
N-am.	37	37	12	12	18	18	14	14
N-org.	37	37	12	12	18	18	14	14
P-total	37	37	12	12	18	18	14	14
Temperatura	-	35	-	12	-	13	-	15
ST	19	19	7	7	9	9	8	8
SV	19	19	7	7	9	9	8	8
TCL	19	19	7	7	9	9	8	8

ANEXO 16. Número de repetições dos parâmetros avaliados no RBS (continuação)

Parâmetros	Número de repetições							
	Fase 5		Fase 6		Fase 7		Fase 8	
	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS
COV	34	34	12	12	14	12	12	12
DQO total	34	34	12	12	14	12	12	12
DQO diss	34	34	12	12	14	12	12	12
DQO ss	34	34	12	12	14	12	12	12
SST	34	34	12	12	14	12	12	12
SSV	34	34	12	12	14	12	12	12
pH	34	34	12	12	14	12	12	12
AVT	34	34	12	12	14	12	12	12
AT	34	34	12	12	14	12	12	12
AI	34	34	12	12	14	12	12	12
AP	34	34	12	12	14	12	12	12
AI:AP	-	34	-	12	-	12	-	12
NTK	24	24	13	13	13	13	11	11
N-am.	24	24	13	13	13	13	11	11
N-org.	24	24	13	13	13	13	11	11
P-total	24	24	13	13	13	13	11	11
Nitrito	24	24	13	13	13	13	11	11
Nitrato	24	24	13	13	13	13	11	11
Temperatura	-	25	-	11	-	13	-	11
ST	15	15	7	7	6	6	7	7
SV	15	15	7	7	6	6	7	7
TCL	15	15	7	7	6	6	7	7

ANEXO 17. Número de repetições dos parâmetros avaliados no RBS (continuação)

Parâmetros	Número de repetições							
	Fase 1		Fase 2		Fase 3		Fase 4	
	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS
K	38	38	12	12	12	12	17	17
Mg	38	38	12	12	12	12	17	17
Ca	38	38	12	12	12	12	17	17
Na	38	38	12	12	12	12	17	17
Mn	38	38	12	12	12	12	17	17
Cu	38	38	12	12	12	12	17	17
Fe	38	38	12	12	12	12	17	17
Zn	38	38	12	12	12	12	17	17

ANEXO 18. Número de repetições dos parâmetros avaliados no RBS (continuação)								
Parâmetros	Número de repetições							
	Fase 5		Fase 6		Fase 7		Fase 8	
	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS	Afluente	RBS
K	35	35	12	12	11	15	12	12
Mg	35	35	12	12	11	15	12	12
Ca	35	35	12	12	11	15	12	12
Na	35	35	12	12	11	15	12	12
Mn	35	35	12	12	11	15	12	12
Cu	35	35	12	12	11	15	12	12
Fe	35	35	12	12	11	15	12	12
Zn	35	35	12	12	11	15	12	12

ANEXO 19**Consumo de Oxigênio no RSB****1) Produção líquida global de sólidos biológicos no RBS (expressos como SV):**

Segundo Von Sperling (2002) a produção líquida de sólidos é igual à soma da produção bruta de sólidos e da respiração endógena, expressa pela equação (1):

$$\frac{\Delta X_v}{\Delta t} = Y \times \frac{(S_0 - S)}{t} - k_d \times X_b \quad [1]$$

- X_v = concentração de sólidos voláteis do lodo (g/L);
- Y = coeficiente de produção celular (massa de sólidos em suspensão voláteis produzidos por unidade de massa de DBO removida (g/g);

Para o tratamento aeróbio de esgotos domésticos, o Y para as bactérias heterotróficas responsáveis pela remoção de matéria carbonácea varia de 0,4 a 0,8 g SSV/gDBO₅ removida.

Adotado $Y = 0,7$ gSSV/gDBO₅ removida

- S_0 = concentração de DBO₅ total afluente (g/L);
- S = concentração de DBO₅ dissolvida do efluente (g/L);
- k_d = coeficiente de respiração endógena (d⁻¹);

Para o tratamento aeróbio de esgotos domésticos típicos, o k_d varia de 0,06 a 0,10 g SSV/g SSV d.

Adotado = 0,08 g SSV/g SSV d.

- t = tempo de detenção hidráulico (d)

Nas fases 1, 3, 5 e 7 e nas fases 2, 4, 6 e 8 o tempo de detenção hidráulico foi de 2,33 d e de 1,16 d, respectivamente.

- X_b = concentração de SSV biodegradáveis (mg/L);

$$X_b = X_v \times f_b \quad [2]$$

O valor de f_b pode ser obtido pela seguinte equação 3:

$$f_b = \frac{f_b'}{1 + (1 - f_b') \times k_d \times \theta_c} \quad [3]$$

- f_b = fração biodegradável dos sólidos suspensos voláteis (SSV) gerados no sistema (X_b/X_v) e submetidos a uma idade do lodo (θ_c);
- f_b' = fração biodegradável dos sólidos suspensos voláteis (SSV) imediatamente após a sua geração no sistema, ou seja, com $\theta_c = 0$. Tal valor é tipicamente igual a 0,8 (=80%).
- θ_c = idade do lodo;

A idade do lodo foi obtida dividindo-se a massa de sólidos voláteis (SV) do lodo presente no reator (g) pelos sólidos suspensos voláteis do efluente do RBS (g/d).

- Os valores de DBO₅ total (S₀) do afluente e DBO₅ dissolvida (S) do efluente do RBS foi obtida multiplicando-se a DQO total do afluente e a DQO dissolvida do efluente do RBS por 0,5, respectivamente;

Exemplo: Fase 1

- Obtenção do f_b (Equação 3)

$$f_b = \frac{0,8}{1 + (1 - 0,8) \times 0,08 \times 257} = 0,156$$

- Obtenção do X_b (Equação 2)

$$X_b = 8780 \times 0,156 = 1369,7 \text{ g/m}^3$$

- Obtenção da produção líquida de sólidos (Equação 1)

$$\frac{\Delta X_v}{\Delta t} = 0,7 \times \frac{(1740 - 140)}{2,33} - 0,08 \times 1370$$

Como o volume do reator é de 0,210 m³, a produção líquida global de sólidos no RBS é:

$$= 1010,4 \frac{\text{g}}{\text{m}^3 \times \text{d}} \times 0,210 \text{ m}^3 = 212,18 \frac{\text{g SV}}{\text{d}}$$

Tabela 1. Produção líquida global de sólidos no RBS nas fases 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8.

Fase	S ₀ (g/L)	S (g/L)	Massa de SV do lodo (g)	SSV efluente do RSB (g/L)	θ_c (d)	f_b	X _v (g/m ³)	X _b (mg/L)	$\frac{\Delta X_v}{\Delta t}$ (gSV/d)
1	1740	140	1843,8	0,085	257	0,156	8780	1370	212,2
2	690	51	1255,8	0,021	332	0,127	5980	759	68,2
3	1920	96	1222,2	0,055	247	0,161	5820	937	99,3
4	2100	93	1289,4	0,160	45	0,466	6140	2861	206,3
5	1620	148	1092,1	0,136	89	0,329	5270	1734	63,7
6	620	61	909,3	0,024	211	0,183	7330	1341	48,3
7	440	53	739,2	0,017	483	0,092	3520	324	18,9
8	720	46	810,6	0,020	225	0,174	3860	672	74,1

2) Consumo de Oxigênio

- Consumo de oxigênio para a demanda carbonácea

Segundo Von Sperling et al. (2001) o consumo médio de oxigênio para a demanda carbonácea (oxidação da DQO) varia de 0,35 a 0,50 kg O₂/kg DQO_{total} aplicados no RBS.

Adotado: 0,40 kg O₂/kg DQO_{total}.

- Consumo de oxigênio para a demanda nitrogenada

Segundo Von Sperling et al. (2001) o consumo médio de oxigênio para a demanda nitrogenada é de 4,6 kg O₂/kg N disponível. A carga de NTK disponível corresponde à carga aplicada menos a carga de N incorporada ao lodo excedente (10% da produção líquida global de sólidos no RBS – Tabela 1).

Exemplo: Fase 1

- Consumo de oxigênio para a demanda carbonácea (adotado: 0,40 kg O₂/Kg DQO_{total}.)

$$0,40 \frac{mg O_2}{mg DQO_{total}} \times 3480 \frac{mg DQO_{total}}{L} \times 90 \frac{L}{d} = 0,125 \frac{kg O_2}{d}$$

- Consumo de oxigênio para a demanda nitrogenada (adotado: 4,6 kg O₂/kg N disponível).

$$0,479 \frac{g NTK}{L} \times 90 \frac{L}{d} - (0,1 \times 212 \frac{g SV}{d}) = 0,022 \frac{kg N}{d} \times 4,6 \frac{kg O_2}{kg N} = 0,101 \frac{kg O_2}{d}$$

- Consumo médio total

O consumo médio total de oxigênio será = demanda carbonácea + demanda nitrogenada

$$= 0,125 \frac{kg O_2}{d} + 0,101 \frac{kg O_2}{d} = 0,226 \frac{kg O_2}{d}$$

Tabela 2. Consumo médio total de oxigênio para a demanda carbonácea e nitrogenada.

Fase	DQOtotal afluente do RBS (mg/L)	NTK afluente do RBS (mg/L)	Consumo de oxigênio para a demanda carbonácea (kg O ₂ /d)	Consumo de oxigênio para a demanda nitrogenada (kg O ₂ /d)	Consumo médio total de oxigênio (kg O ₂ /d)
1	3480	479	0,125	0,101	0,226
2	1381	189	0,099	0,125	0,224
3	3851	340	0,138	0,095	0,233
4	4210	379	0,303	0,218	0,522
5	3240	361	0,116	0,120	0,236
6	1246	247	0,089	0,182	0,271
7	880	192	0,032	0,070	0,102
8	1446	216	0,104	0,144	0,248

3) Taxa de transferência de oxigênio (capacidade de oxigenação) nas condições de operação (TTOcampo).

Segundo Von Sperling (2002) a taxa de transferência de oxigênio padrão (kg O₂/h) pode ser obtido pela seguinte equação:

Onde:

$$TTO_{padr\tilde{o}} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{\beta \times fH \times C_s - CL}{C_s(20^{\circ}C)} \times \alpha \times \theta^{T-20}}$$

- $TTO_{padrão}$ = taxa de transferência de oxigênio padrão (kgO_2/h);

O ar foi injetado no RBS com auxílio de um compressor. A vazão de ar foi quantificada através de um medidor. Com as vazões diárias de ar foi possível calcular a massa de oxigênio injetada no RBS.

- TTO_{campo} = Taxa de transferência de oxigênio no campo, nas condições de operação ($kg O_2/h$);
- fH = fator de correção de C_s para a altitude ($=1-altitude/9450$);
- β = fator de correção em virtude da presença de sais, matéria particulada e agentes tensoativos. Os valores de β variam de 0,70 a 0,98, sendo que o valor de 0,95 é frequentemente adotado.
- α = fator de correção para as características do esgotos, geometria do reator e grau de mistura. Os valores típicos de α para aeração por ar difuso variam de 0,4 a 0,8. O valor adotado de α foi de 0,8.
- Θ = coeficiente de temperatura, usualmente adotado com 1,024;
- T = temperatura do líquido.
- C_s = concentração de saturação de oxigênio na água limpa, nas condições (temperatura e altitude) de operação de campo (g/m^3);
- CL = concentração média de oxigênio mantida no reator (g/m^3);
- $C_s (20^\circ C)$ = concentração de saturação de oxigênio da água limpa, nas condições padrão (g/m^3);

Na Tabela 3 estão apresentados os valores de concentração de oxigênio (mg/L) combinando a temperatura e a altitude, na concentração de saturação C_s de uma água limpa. Altitude média de Jaboticabal/SP, onde o experimento foi realizado é de 575 m.

Exemplo: Fase 1

A vazão de ar injetada no RBS na primeira fase foi de $1,73 m^3/h$. Considerando-se que o ar seco possui aproximadamente 20,95% de O_2 , a vazão de O_2 injetada no RBS foi de $8,69 m^3O_2/d$.

Como o ar seco contém 20,95% de oxigênio por volume, o peso molecular do O_2 é 32 g/mol e um gás ocupa $0,0224 m^3/mol$, a concentração de oxigênio no gás é $C_g = 0,2095 \times 32 / 0,0224 = 299 gO_2/m^3$.

Portanto, a vazão de O_2 injetada no RBS foi $8,69 m^3O_2/d \times 0,299 kg O_2/1 m^3O_2 = 2,60 kg O_2/d$.

A taxa de transferência de campo (TTO_{campo}) foi calculada da seguinte maneira:

$$2,60 \frac{kgO_2}{d} = \frac{TTO_{campo}}{\frac{0,95 \times 0,93 \times (9,2 - 2,2)}{9,2(20^\circ C)} \times 0,8 \times 1,024^{17,6 - 20}}$$

$$TTO_{campo} = 1,31 kg O_2/d$$

O consumo médio total de oxigênio foi de $0,266 kgO_2/d$ e o oxigênio transferido foi de $1,31 kgO_2/d$. Portanto $1,31/0,266 = 4,92$, ou seja foi transferido 4,9 vezes o O_2 demandado.

Tabela 3. Concentração de saturação de oxigênio (mg/L)

Temperatura (°C)	Altitude (m)			
	0	500	1000	1500
10	11,3	10,7	10,1	9,5
11	11,1	10,5	9,9	9,3
12	10,8	10,2	9,7	9,1
13	10,6	10,0	9,5	8,9
14	10,4	9,8	9,3	8,7
15	10,2	9,7	9,1	8,6
16	10,0	9,5	8,9	8,4
17	9,7	9,2	8,7	8,2
18	9,5	9,0	8,5	8,0
19	9,4	8,9	8,4	7,9
20	9,2	8,7	8,2	7,7
21	9,0	8,5	8,0	7,6
22	8,8	8,3	7,9	7,4
23	8,7	8,2	7,8	7,3
24	8,5	8,1	7,6	7,2
25	8,4	8,0	7,5	7,1
26	8,2	7,8	7,3	6,9
27	8,1	7,7	7,2	6,8
28	7,9	7,5	7,1	6,6
29	7,8	7,4	7,0	6,6
30	7,6	7,2	6,8	6,4

Fonte: VON SPERLING et al. (2001)

Tabela 4. Taxa de transferência do campo (TTOcampo) e a relação TTOcampo/consumo médio de oxigênio.

Fase	Vazão de ar (m ³ /h)	Vazão de O ₂ (m ³ /h)	Temperatura do efluente RSB (°C)	CL (mgO ₂ /L)	Cs	TTO campo (kgO ₂ /d) (1)	Consumo médio total de oxigênio (kgO ₂ /d) (2)	(1)/(2)
1	1,73	2,60	17,6	2,22	9,2	1,31	0,226	5,8
2	1,69	2,54	21,9	2,66	8,3	1,27	0,224	5,6
3	1,86	2,79	22,1	1,81	8,3	1,61	0,233	6,9
4	1,51	2,27	26,7	2,01	7,7	1,39	0,522	2,6
5	1,89	2,84	27,6	2,42	7,7	1,64	0,236	6,9
6	1,89	2,84	29,8	2,53	7,2	1,64	0,271	6,0
7	2,03	3,05	26,8	3,57	7,7	1,35	0,102	13,2
8	1,33	1,99	21,2	3,06	8,5	0,92	0,248	3,7

ANEXO 20

1) Produção de lodo (Px,ssv de bactérias heterotróficas) no RBS (METCALF & EDDY, 2003)

$$Px,SSV = \frac{Q \times Y(S_0 - S)}{1 + k_d \times \theta_c} + \frac{f_d \times k_d \times Q \times Y \times (S_0 - S) \times \theta_c}{1 + k_d \times \theta_c} + Q \times SSV_o$$

Onde:

- $P_{x,SSV}$ - produção de lodo (g SSV/d);
- Q = vazão do afluente no RBS (90 ou 180 L/d);
- Y = coeficiente de produção celular (g SSV/g DQOremovida), para condições aeróbias com composto orgânico como doador de elétrons e O_2 como acceptor de elétrons ($Y=0,40$

g SSV/g DQO, em condições anóxicas com composto orgânico como doador de elétrons e como principal acceptor de elétrons, $Y= 0,30$ g SSV/g DQO.

Adotado $Y=0,30$ g SSV/g DQO.

- S_0 = DQO total do afluente do RBS (g/L);
- S = DQO total do efluente do RBS (g/L);
- k_d = coeficiente de decaimento endógeno (gSSV/gSSV.d)

Adotado $k_d=0,05$ (desnitrificação);

- θ = tempo de retenção de sólidos (d);
- f_d = fração de biomassa que permanece como resíduo celular (g SSV/gSSV), adotado $f_d=0,15$
- SSV_o = concentração de SSV no efluente do RBS (g/L);

2) Quantidade de N no lodo (NP_x) (g/d)

$$NP_x = 0,12 \times P_{x,SSV}$$

Exemplo: Fase 1

$$Px,SSV = \frac{90 \times 0,30 \times (3,48 - 0,416)}{1 + 0,05 \times 257} + \frac{0,15 \times 0,05 \times 90 \times 0,30 \times (3,48 - 0,416) \times 257}{1 + 0,05 \times 257} + 90 \times 0,085$$

$$Px,SSV = 25 \text{ g SSV/d}$$

$$NP_x = 0,12 \times 25 = 3,00 \text{ g (N/d))/90 (L/d) = 13,3 mg N/d}$$

Tabela 5. Quantidade de N no lodo (NP_x) (mgN/L)

Fase	Vazão (L/d)	S (mg/L)	So (mg/L)	SSV efluente (mg/L)	$P_{x,SSV}$ (gSSV/d)	NP_x (mgN/L)
------	----------------	----------	-----------	------------------------	-------------------------	----------------

1	90	3480	406	85	25,0	13,3
2	180	1381	221	21	16,2	21,6
3	90	3851	394	55	24,9	33,3
4	180	4210	455	160	112,3	75,0
5	90	3240	628	136	337,0	45,0
6	180	1246	162	24	17,4	11,6
7	90	880	215	17	4,83	6,45
8	180	1446	191	20	18,5	24,7

ANEXO 21

1) Alcalinidade requerida para a nitrificação e produzida na desnitrificação

- NTK removida = NTK afluente – NTK efluente;
- Alcalinidade requerida para nitrificação ($\text{mg CaCO}_3\text{L}^{-1}$) = NTK removido x 7,07 ($\text{mg CaCO}_3/\text{g N-am. oxidado}$);
- N-disponível para a desnitrificação = NTK removido – (N lodo - N (NO_3+NO_2) efluente);
- Alcalinidade produzida na desnitrificação N-disponível para a desnitrificação x 3,57 ($\text{mg CaCO}_3\text{L}^{-1}$).

Tabela 6. Alcalinidade requerida para a nitrificação e produzida na desnitrificação.

Fase	NTK removido (mg/L)	Alcalinidade requerida para a nitrificação ($\text{mg CaCO}_3\text{L}^{-1}$)	N disponível para a desnitrificação (mg/L)	Alcalinidade produzida na desnitrificação (mg $\text{CaCO}_3\text{L}^{-1}$).
1	385	2722	297	1060
2	166	1174	93	334
3	225	1594	162	577
4	269	1902	154	550
5	266	1880	173	618
6	207	1464	158	566
7	137	969	80	284
8	166	1174	87	312