

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

**DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS HORIZONTAIS COM MANTA DE  
LODO E DE LEITO FIXO, EM SÉRIE, TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO  
BENEFICIAMENTO DO CAFÉ POR VIA ÚMIDA.**

**Natani Maria Neves Bruno**  
Química

JABOTICABAL - SÃO PAULO - BRASIL  
JANEIRO - 2011

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

**DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS HORIZONTAIS COM MANTA DE  
LODO E DE LEITO FIXO, EM SÉRIE, TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO  
BENEFICIAMENTO DO CAFÉ POR VIA ÚMIDA.**

**Natani Maria Neves Bruno**

Orientador: **Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira**

Dissertação apresentada à Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias - UNESP, Câmpus de Jaboticabal, como parte das exigências para a obtenção do título de Mestre em Microbiologia Agropecuária.

JABOTICABAL - SÃO PAULO - BRASIL  
JANEIRO - 2011

## DADOS CURRICULARES DO AUTOR

NATANI MARIA NEVES BRUNO – nascida na cidade de Bebedouro – SP, em 04 de novembro de 1982. Em 2003 graduou-se em Química pela Faculdade de Ciências da Fundação Educacional de Barretos. Neste mesmo ano, foi aprovada no concurso público da Secretaria Estadual de Educação, para o cargo de Professora do Ensino Médio, para a disciplina de Química. Em 2008 deu início ao curso de Pós Graduação em Microbiologia Agropecuária, em nível de mestrado, concluído em janeiro de 2011.

*“A Deus toda à honra e toda à glória”*

## DEDICO

*Ao meu amado pai por tanto amor e dedicação durante toda uma vida.*

*A minha amada e querida amiga e mãe, pela sua luta para a realização dos meus sonhos, pelas orações, e foram tantas, pelos incentivos nos momentos de desânimo, pela escuta acolhedora, pela torcida e principalmente por dar ao meu filho tanto amor, nos momentos em que eu estive ausente. Você assumiu meus compromissos junto comigo, e só por isso foi possível a realização do meu sonho. Vencemos juntas.....Te amo tanto..*

*Aos meus queridos e amados irmãos Guilherme e Vitor pelo amor tão grande que nos une, e por toda torcida pela minha vitória.*

*A minha amada sobrinha Giovana pela sua presença linda e doce na minha vida, me dando forças todos os dias pra seguir em frente.*

*A minha querida cunhada Ruchele pelas orações, pelo carinho e torcida.*

*Vocês são minha vida.*

## OFEREÇO

*Aos meus amores Lucas e Marcelo:*

*Filho, meu amor, você fez parte de toda esta trajetória, que começou com você ainda no meu ventre... olhar seus olhinhos de bebê me fortalecia todos os dias me fazendo vencer todas as dificuldades....Te amo, amor da minha vida, e foi por você todo o trabalho, dedicação e luta.*

*Ao meu amor e marido, por toda ajuda.....por estar sempre ao meu lado me orientando, ajudando, ensinando.... Tantas noites mal dormidas.... pelo incentivo nos momentos de desânimo e tristeza, pelo companheirismo, pela torcida, pelo amor.... sem você teria sido tudo mais difícil, você foi muito importante na realização do meu sonho.... Te amo....*

## AGRADECIMENTOS

A Deus sobre todas as coisas, por toda a obra e graça realizadas na minha vida.

Ao Professor Roberto Alves de Oliveira pela oportunidade, orientações e pelas valiosas contribuições em minha vida profissional.

A todos os professores do Curso de Pós- Graduação da FCAV – UNESP.

Aos professores Marcelo Zaiat e Tânia Leme de Almeida por terem composto a banca examinadora, pela solicitude, carinho e tão valiosas contribuições.

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

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

Aos funcionários da Biblioteca e da sessão de Pós-Graduação pela disposição e solicitude.

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

Aos queridos amigos Samantha e Max pela amizade, companheirismo, pelas risadas, pelos momentos inesquecíveis, pela torcida, pelo apoio, pelas valiosas ajudas e contribuições no meu trabalho. Vocês fizeram toda a diferença na minha vida.

A querida amiga Cintia, pela amizade, torcida e pela imprescindível ajuda nas análises de laboratório. Muito obrigado!!!

A querida amiga Rose, pela solicitude em todos os momentos, pela ajuda, pelos ensinamentos, por ter enriquecido meu trabalho com suas valiosas contribuições.

Aos grandes amigos de Laboratório com quem compartilhei tão bons momentos e enriqueceram tanto minha vida: Estevão, Giovana, Ricardo, Laurah, Juliana, Silvana, Alexandre Abud, Giuvania, Denise, Reginaldo...

Aos meus queridos sogros Neusa e Vicente, pela torcida, apoio e principalmente por todo amor e cuidados dedicados ao meu filho nos momentos em que estive ausente. Vocês foram imprescindíveis para a conclusão deste trabalho e realização deste sonho.

Aos meus cunhados Débora e Rogério pela torcida e também pelo amor e carinho dispensados ao meu filho.

As minhas lindas e amadas primas Mila e Jule, pela disponibilidade, pela torcida, pelo apoio e por me ajudarem tanto em minhas dificuldades em informática. Vocês me ensinaram muito!

A minha querida tia Célia, pela torcida, carinho, por fazer parte da minha vida e por me socorrer sempre....

Aos meus tios Idelton e Elaine pelas orações, pela torcida e por estar sempre ao meu lado.

Aos meus amados familiares: Tio José Roberto, Tio Valter, Tia Marlene, Fabrício, Marilda, José Paulo, Elaine, Marcelo, Tio José, Tia Rosa, Tia Flávia..... seria difícil citar todos os que estiveram torcendo pelo meu sucesso...MUITO OBRIGADO!!!

A toda família do meu esposo, pelo carinho e torcida para a realização do meu sonho.

Aos amigos Carla, Gutemberg, Sandra, Silvana, André, Cris e Ana Cláudia que torceram pela minha vitória.

Aos grandes e inesquecíveis amigos Ari, Arlete e Cristiane pelo incentivo, pelo carinho e torcida.



## SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	iii
LISTA DE TABELAS.....	xiii
LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS.....	xvi
I. INTRODUÇÃO.....	20
II. REVISÃO DE LITERATURA.....	23
2.1. Processamento do Fruto do Cafeeiro Por Via Seca.....	24
2.2. Características das Águas Residuárias do Despulpamento do Café Por Via Úmida .....	26
2.3. Digestão Anaeróbia.....	31
2.3.1. Influência da Temperatura na Digestão Anaeróbia.....	34
2.3.2. Interação da Alcalinidade com Ácidos Voláteis.....	35
2.3.3. Fatores Limitantes à Digestão Anaeróbia.....	35
2.4. Reatores Anaeróbios.....	37
2.4.1. Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo.....	39
2.4.2. Meio Suporte para Imobilização da Biomassa.....	43
2.4.2.1. Bambu ( <i>Bambusa oldhamii</i> ).....	46
2.4.2.2. Fibras de Coco.....	49
III. MATERIAL E MÉTODOS.....	51
3.1. Local.....	51
3.2 Instalações Experimentais.....	51
3.3. Meios Suportes para Imobilização da Biomassa.....	53
3.4. Afluente.....	53
3.5. Descrição da Operação do Sistema de Tratamento com Reatores Anaeróbio Horizontal de Manta de Lodo e de Leito Fixo.....	54
3.6. Procedimento de Partida de Cada Ensaio.....	56
3.7. Exames Físicos e Determinações de Constituintes Orgânicos e Inorgânicos não Metálicos nos Afluentes, Efluentes e Biogás.....	56
3.7.1 Temperatura.....	57
3.7.2 pH, Alcalinidade e Fenóis Totais.....	58

3.7.3 Ácidos voláteis totais (AVT).....	58
3.7.4 Demanda química de oxigênio (DQO).....	59
3.7.5 Produção do Biogás .....	59
3.7.6 Composição do Biogás.....	60
3.7.7 Análise dos Teores de Macronutrientes e Micronutrientes.....	60
3.7.8 Análise Estatística.....	61
IV RESULTADOS E DISCUSSÃO .....	62
4.1 Temperatura.....	62
4.2 Demanda Química de Oxigênio (DQO).....	64
4.3 Sólidos Suspensos Totais (SST), Sólidos Suspensos Voláteis (SSV) .....	78
4.4 Fenóis Totais.....	89
4.5 pH , Alcalinidade e Ácidos Voláteis .....	93
4.6 Produção e composição do biogás .....	106
4.7 Estimativa do balanço de massa para DQO e metano.....	112
4.8 Teores de macronutrientes.....	114
4.8.1 Nitrogênio total, amoniacal e orgânico .....	114
4.8.2 Fósforo total .....	123
4.8.3 Potássio, cálcio, magnésio e sódio .....	128
4.9 Teores de micronutrientes.....	132
4.9.1 Ferro, cobre, zinco e manganês.....	132
4.10 Sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da manta de lodo .....	135
4.11 Perfil espacial nos reatores anaeróbios horizontais .....	141
4.11.1 DQO total e DQO dissolvida.....	141
4.11.2 pH e Alcalinidade .....	145
4.11.3 Ácidos voláteis totais.....	150
V. CONCLUSÕES.....	152
VI. RECOMENDAÇÕES .....	154
VII. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	155

## LISTA DE FIGURAS

- FIGURA 1.** Etapas metabólicas e microrganismos envolvidos na digestão anaeróbia ..... 32
- FIGURA 2.** Esquema da unidade experimental composta por reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML, R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF), com anéis de bambu (R2) e cubos de fibra de coco (R3), gasômetros (G) e bomba dosadora de diafragma ..... 52
- FIGURA 3.** Foto da unidade experimental composta de reator anaeróbio horizontal com manta de lodo (RAHML – R1) e dois reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF – R2 e R3), bomba dosadora, tanque de armazenamento, selos hidráulicos e gasômetros ..... 52
- FIGURA 4.** Anéis de bambu (a) e cubos de fibra de coco (b), materiais usados como meio suporte no preenchimento de 50% do volume total dos reatores R2 e R3, respectivamente..... 53
- FIGURA 5.** Café em coco imerso em água na proporção de 3 litros de água para 1 litro de café por um período de 24 horas (a), água residuária proveniente do descascamento do café em coco por atritamento manual (b)..... 54
- FIGURA 6.** Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 10/02/10 a 20/06/10 observadas na Estação Agroclimatológica da Unesp, Jaboticabal, durante o ensaio 1 ..... 63
- FIGURA 7.** Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 21/06/10 a 30/09/10 observadas na estação Agroclimatológica da Unesp, Jaboticabal, durante o ensaio 2 ..... 63
- FIGURA 8.** Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 01/10/10 a 16/12/10 observadas na Estação Agroclimatológica da Unesp, Jaboticabal, durante o ensaio 3 ..... 63
- FIGURA 9.** Concentrações de DQO total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1..... 65
- FIGURA 10.** Concentrações de DQO dissolvida do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1..... 66

- FIGURA 11.** Concentrações de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 68
- FIGURA 12.** Eficiência de remoção de DQO total (a), DQO dissolvida (b) e DQO devido aos sólidos suspensos (c) no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 1 ..... 69
- FIGURA 13.** Concentrações de DQO total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2..... 70
- FIGURA 14.** Concentrações de DQO dissolvida do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2..... 71
- FIGURA 15.** Concentrações de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 71
- FIGURA 16.** Eficiência de remoção de DQO total (a), DQO dissolvida (b) e DQO devido aos sólidos suspensos (c) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 2..... 73
- FIGURA 17.** Concentrações de DQO total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3..... 74
- FIGURA 18.** Concentrações de DQO dissolvida do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3..... 75
- FIGURA 19.** Concentrações de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3..... 75
- FIGURA 20.** Eficiência de remoção de DQO total (a), DQO dissolvida (b) e DQO devido aos sólidos suspensos (c) no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 3..... 77

- FIGURA 21.** Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1 ..81
- FIGURA 22.** Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1 ..81
- FIGURA 23.** Concentração de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1 ..... 82
- FIGURA 24.** Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2 ..82
- FIGURA 25.** Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2 ..82
- FIGURA 26.** Concentração de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2 ..... 83
- FIGURA 27.** Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3 ..83
- FIGURA 28.** Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3 ..84
- FIGURA 29.** Concentração de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3 ..... 84
- FIGURA 30.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 1 ..... 85
- FIGURA 31.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo

- (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 1..... 85
- FIGURA 32.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 2 ..... 86
- FIGURA 33.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 2..... 86
- FIGURA 34.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3 ..... 87
- FIGURA 35.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3..... 87
- FIGURA 36.** Concentrações de fenóis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1 ..... 91
- FIGURA 37.** Concentrações de fenóis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2..... 91
- FIGURA 38.** Concentrações de fenóis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3..... 91
- FIGURA 39.** Eficiência de remoção de fenóis totais do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 1 ..... 92
- FIGURA 40.** Eficiência de remoção de fenóis totais do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) no ensaio 2 ..... 92

- FIGURA 41.** Eficiência de remoção de fenóis totais do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3 ..... 92
- FIGURA 42.** Valores de pH do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 95
- FIGURA 43.** Valores de pH do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 95
- FIGURA 44.** Valores de pH do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 95
- FIGURA 45.** Concentrações de ácidos voláteis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 97
- FIGURA 46.** Concentrações de ácidos voláteis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 97
- FIGURA 47.** Concentrações de ácidos voláteis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 98
- FIGURA 48.** Alcalinidade Total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 101
- FIGURA 49.** Alcalinidade Total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 101
- FIGURA 50.** Alcalinidade Total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 101
- FIGURA 51.** Alcalinidade Intermediária do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 102

- FIGURA 52.** Alcalinidade Intermediária do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 102
- FIGURA 53.** Alcalinidade Intermediária do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 103
- FIGURA 54.** Alcalinidade Parcial do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 103
- FIGURA 55.** Alcalinidade Parcial do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 104
- FIGURA 56.** Alcalinidade Parcial do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 104
- FIGURA 57.** Relação Al/AP no efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1 ..... 105
- FIGURA 58.** Relação Al/AP no efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2 ..... 105
- FIGURA 59.** Relação Al/AP no efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3 ..... 105
- FIGURA 60.** Produção volumétrica de metano nos reatores R1, R2, R3 e no conjunto composto pelo reator anaeróbio horizontal de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3), no ensaio 1 ..... 109
- FIGURA 61.** Produção volumétrica de CH<sub>4</sub> no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e no sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) no ensaio 2 ..... 109
- FIGURA 62.** Produção volumétrica de metano no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e no sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3..... 110
- FIGURA 63.** Concentração de NTK no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 116



- FIGURA 64.** Concentração de NTK no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 116
- FIGURA 65.** Concentração de NTK no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 116
- FIGURA 66.** Concentração de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 117
- FIGURA 67.** Concentração de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 117
- FIGURA 68.** Concentração de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 117
- FIGURA 69.** Concentração de nitrogênio orgânico no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 118
- FIGURA 70.** Concentração de nitrogênio orgânico no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 118
- FIGURA 71.** Concentração de nitrogênio orgânico no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 118
- FIGURA 72.** Eficiência de remoção de NTK do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1 (a), 2 (b) e 3 (c) ..... 121
- FIGURA 73.** Eficiência de Remoção de N-org. do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1 (a), 2 (b) e 3 (c) ..... 122
- FIGURA 74.** Concentração de P-total no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1 ..... 125

- FIGURA 75.** Concentração de P-total no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2 ..... 125
- FIGURA 76.** Concentração de P-total no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3 ..... 125
- FIGURA 77.** Eficiência de remoção de P-total do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML - R1) e de leito fixo (RAHLF - R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores R1+R2+R3, nos ensaios 1 (a), 2 (b) e 3 (c) ..... 127
- FIGURA 78.** Sólidos totais do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 1 ..... 138
- FIGURA 79.** Sólidos totais do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 2 ..... 138
- FIGURA 80.** Sólidos totais do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 3 ..... 138
- FIGURA 81.** Sólidos fixos do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 1 ..... 139
- FIGURA 82.** Sólidos Fixos do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 2 ..... 139
- FIGURA 83.** Sólidos fixos do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 3 ..... 139
- FIGURA 84.** Sólidos voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 1 ..... 140
- FIGURA 85.** Sólidos voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 2 ..... 140

- FIGURA 86.** Sólidos Voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 3 ..... 140
- FIGURA 87.** Valores da relação SV/ST do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, nos ensaios 1(a), 2 (b) e 3 (c) ..... 141
- FIGURA 88.** Valores de DQO total (a) e DQO dissolvida (b) no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) dos reatores anaeróbios horizontais em série, no ensaio 1..... 142
- FIGURA 89.** Valores de DQO total (a) e DQO dissolvida (b) no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) dos reatores anaeróbios horizontais em série, no ensaio 2..... 143
- FIGURA 90.** Eficiências de remoção de DQO total e DQO dissolvida, versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), no ensaio 1 ..... 144
- FIGURA 91.** Eficiências de remoção de DQO total e DQO dissolvida, versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), no ensaio 2..... 144
- FIGURA 92.** Valores de pH no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 (a) e 2 (b)..... 145
- FIGURA 93.** Valores de pH versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1 e 2 ..... 146
- FIGURA 94.** Valores de alcalinidade total no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1 (a) e 2 (b)..... 146
- FIGURA 95.** Valores de alcalinidade total (AT) versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF) nos ensaios 1 e 2 ..... 147

- FIGURA 96.** Valores de alcalinidade parcial no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5 ) e efluente (6) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1 (a) e 2 (b)..... 147
- FIGURA 97.** Valores de alcalinidade parcial (AP) versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF) nos ensaios 1 e 2..... 148
- FIGURA 98.** Valores de relação Al/AP no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5 ) e efluente (6) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1 (a) e 2 (b)..... 149
- FIGURA 99.** Valores relação (Al/AP) versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), nos ensaios 1 e 2..... 149
- FIGURA 100.** Valores de concentração dos ácidos voláteis totais (AVT) no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5 ) e efluente (6) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1 (a) e 2 (b) ..... 150
- FIGURA 101.** Concentração de ácidos voláteis totais versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), nos ensaios 1 e 2 ..... 151

## LISTA DE TABELAS

<b>TABELA 1.</b>	Produção Brasileira de café distribuída entre as principais regiões e estados produtores .....	23
<b>TABELA 2.</b>	Resultados das análises químicas e bioquímicas das amostras de água residuária de cafeicultura .....	28
<b>TABELA 3.</b>	Resultados das análises físicas de amostras de águas residuárias da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro.....	28
<b>TABELA 4.</b>	Quantidade de nutrientes por tonelada de resíduo do processamento agroindustrial do café .....	31
<b>TABELA 5.</b>	Condições operacionais impostas ao sistema de tratamento com reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML – R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF –R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.....	55
<b>TABELA 6.</b>	Características do afluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML – R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF –R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3 .....	55
<b>TABELA 7.</b>	Exames e determinações, freqüência e fontes das metodologias utilizadas .....	57
<b>TABELA 8.</b>	Valores médios das temperaturas máxima, médias e mínima do ar (em °C), durante os ensaios 1, 2 e 3.....	62
<b>TABELA 9.</b>	Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F da DQO total, dissolvida e devido a fração de sólidos suspensos do afluente e efluentes dos reatores R1, R2 e R3 e da carga orgânica volumétrica (COV) em relação a DQO total, obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio de manta de lodo (R1) e de leito fixo(R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.....	64
<b>TABELA 10.</b>	Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F da eficiência de remoção de DQO total, dissolvida e devido aos sólidos suspensos (E em %), obtidos durante a operação do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e do sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) .....	67
<b>TABELA 11.</b>	Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de SST, SSV e SSF no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.....	79

- TABELA 12.** Valores médios de eficiência de remoção (E em %) de SST SSV, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3 80
- TABELA 13.** Valores médios da concentração de fenóis totais (FT), coeficiente de variação (CV em %) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores de leito fixo (R2 e R3) e eficiência de remoção dos reatores R1, R2, R3 e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3..... 89
- TABELA 14.** Valores de pH, coeficientes de variação (CV em %), Teste F e concentrações de Ácidos Voláteis Totais (AVT em  $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ ) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3..... 94
- TABELA 15.** Valores médios de alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), relação AI/AP, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), obtidos durante os ensaios 1, 2 e 3..... 99
- TABELA 16.** Valores médios, coeficiente de variação (CV) e Teste F das produções diárias de biogás e volumétrica de metano e da porcentagem de metano no biogás obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com reator horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3..... 107
- TABELA 17.** Valores médios e coeficiente de variação (CV em %) das produções específicas adicionadas e removidas de metano obtidas durante a operação do reator horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e no sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3..... 111
- TABELA 18.** Estimativas das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano e a DQO dissolvida removida a partir das médias diárias de DQO afluente, removida na forma de  $\text{CH}_4$  nos reatores (R1) e (R2 e R3) e no conjunto de reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3..... 113
- TABELA 19.** Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio orgânico (N-org.) no afluente e

- efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3 ..... 115
- TABELA 20.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F da eficiência de remoção (E em %) de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio orgânico (N-org) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3..... 120
- TABELA 21.** Valores médios da concentração de Fósforo total (P-total), coeficiente de variação (CV em %), Teste F e eficiência de remoção (E em %), no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML - R1) e dos reatores de leito fixo (RAHLF - R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3..... 124
- TABELA 22.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), sódio (Na) e magnésio (Mg) do afluente e efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento composto pelos reatores RAHML (R1) e RAHLF (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3 ..... 129
- TABELA 23.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das eficiências de remoção (E em %) de cálcio (Ca), potássio (K), sódio (Na) e magnésio (Mg) do afluente e efluentes do reator horizontal de manta de lodo (R1) e do reator horizontal de leito fixo (R1 e R2) e do sistema de tratamento composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3 ..... 130
- TABELA 24.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de Ferro (Fe), Manganês (Mn), Zinco (Zn) e cobre (Cu) no afluente e efluente dos reatores UASB e eficiências de remoção (E em %), obtidas durante a operação do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), durante os ensaios 1, 2 e 3.. 132
- TABELA 25.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das eficiências de remoção (E em %) de ferro (Fe), manganês (Mn), zinco (Zn) e cobre (Cu) do afluente e efluente do reator horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema de tratamento composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3 ..... 134
- TABELA 26.** Valores de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo, do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3 ..... 136

**LISTA DE ABREVIATURAS SIGLAS E SÍMBOLOS**

- ABR - Anaerobic baffled reactor (reator anaeróbio compartimentado)
- Al - Alcalinidade intermediária ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- AP - Alcalinidade parcial ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- ARC - Água residuária da cafeicultura
- AT - Alcalinidade total ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- AVT - Ácidos voláteis totais ( $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ )
- CHV - Carga hidráulica volumétrica  $\text{m}^3$  ( $\text{m}^3$  reator  $\text{d}^{-1}$ )
- COV - Carga orgânica volumétrica kg DQO total ( $\text{m}^3$   $\text{d}^{-1}$ )
- CV - Coeficiente de variação da média (%)
- DQO - Demanda química de oxigênio ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- DQO diss. - Demanda química de oxigênio da fração dissolvida ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- DQO ss. - Demanda química de oxigênio devido à concentração de sólidos suspensos ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- FT - Fenóis totais ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- NTK - Nitrogênio total kjeldahl ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- N-org. - Nitrogênio orgânico ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- N-am. - Nitrogênio amoniacal ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- pH - Potencial hidrogeniônico
- P-total - Fósforo total ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- RAHLF - Reator Anaeróbio Horizontal de Leito Fixo
- RAHML - Reator Anaeróbio Horizontal de Manta de Lodo
- SST - Sólidos suspensos totais ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- SSV - Sólidos suspensos voláteis ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- SS - Sólidos suspensos ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- ST - Sólidos totais ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- SV - Sólidos voláteis ( $\text{mg L}^{-1}$ )
- TDH - Tempo de detenção hidráulica (h)
- UASB - Upflow anaerobic sludge blanket (reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo)



## DESEMPENHO DE REATORES ANAERÓBIOS HORIZONTAIS COM MANTA DE LODO E DE LEITO FIXO, EM SÉRIE, TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO BENEFICIAMENTO DO CAFÉ POR VIA ÚMIDA.

**RESUMO:** Neste trabalho foi avaliado o desempenho de três reatores anaeróbios horizontais instalados em série, em escala de bancada, com volume de 1,2 L cada, para o tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida. Foi utilizado um reator anaeróbio horizontal com manta de lodo (R1) e dois de leito fixo, preenchidos com anéis de bambu (R2) e fibras da casca de coco (R3) como meio suporte. O reator R1 foi inoculado com lodo proveniente de reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura. Os tempos de detenção hidráulica (TDH) aplicados aos reatores anaeróbios horizontais (R1+R2+R3) foram de 90, 72 e 54 h resultando em cargas orgânicas volumétricas médias (COV) de 12,8, 13,2 e 19,7 kg DQO<sub>total</sub> (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os valores médios da DQO total do afluente foram de 16002, 13198 e 14774 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os valores médios da DQO total dos efluentes dos reatores R1, R2 e R3 foram 6424, 4067 e 2975 mg L<sup>-1</sup>, 6807, 5232 e 4081 mg L<sup>-1</sup> e 8154, 6871 e 5700 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. As eficiências médias de remoção de DQO total no sistema de tratamento com os três reatores, foram de 76, 69 e 61%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. A produção volumétrica média foi de 1,70, 1,25 e 0,70 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup> no conjunto dos reatores, (R1+R2+R3), respectivamente. As eficiências médias de remoção de DQO<sub>total</sub>, SST, e fenóis totais no conjunto de reatores (R1+R2+R3) não apresentaram diferença significativa e foram de 76, 69 e 61%, de 77, 81, 82% e de 58, 62 e 69% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os valores médios de pH nos efluentes dos reatores variaram de 6,2 a 7,9. A concentração média de ácidos voláteis totais do afluente e efluente do R3 foram de 2206, 1630 e 1732 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup> e de 168, 1269 e 1220 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os maiores valores de AVT no efluente do R3 foram observados com a aplicação das maiores COV no R1, de 19,7 kg DQO<sub>total</sub> (L d)<sup>-1</sup>.

**PALAVRAS CHAVE:** digestão anaeróbia, águas residuárias de café despulpado, fenol, bambu, casca de coco, carga orgânica volumétrica.

## **PERFORMANCE OF HORIZONTAL FLOW ANAEROBIC REACTOR WITH SLUDGE BLANKET AND OF IMMOBILIZED BIOMASS TREATING SINTETIC WASTEWATER FROM THE WASHING AND PULPING COFFEE.**

**ABSTRACT:** In this work it was evaluated the efficiency of three horizontal anaerobic reactors installed in series, in bench scale (volume of 1,2 L each), one with sludge blanket (R1) and two of fixed bed filled out with bamboo rings (R2) and coconut fibers (R3) as it supports. The reactor R1 was inoculated with sludge originating from reactor UASB treating swine residual water. These reactors were fed whit wastewater from the coffee pulping originating by hand pulping of the dry coffee beans, simulating the wastewater of the mechanical pulping of the coffee beans. Each reactor was submitted at hydraulic detention time (HDT) of 30, 24 and 18 h resulting in organic load rate (OLR) of 12,8, 13,2 and 19,7 kg COD (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, in the rehearsals 1 and 2, respectively. The average values of total COD of the influent in the rehearsals 1, 2 and 3 were of 16002, 13198 and 14774 mg L<sup>-1</sup>, respectively. The average values of total COD of the effluent of the reactors R1, R2 and R3 were 6424, 4067 and 2975 mg L<sup>-1</sup>, 6807, 5232 and 4081 mg L<sup>-1</sup> and 8154, 6871 and 5700 mg L<sup>-1</sup> in the rehearsals 1, 2 and 3, respectively. The average efficiencies of removal of total COD in the treatment system with the three reactors, in the rehearsals 1, 2 and 3 were of 76, 69 and 61%, respectively. The content of methane in the biogas was of 76, 69 and 61% and the maximum volumetric methane production was of 1,7 L CH<sub>4</sub> (L reactor d)<sup>-1</sup> in the system of treatment, with OLR of 12,8 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> and HDT of 30 h, in the second rehearsal the average content of methane was 71, 64 and 17% in the reactors R1, R2 and R3, respectively with volumetric methane production of 1,21 L CH<sub>4</sub> (L reactor d)<sup>-1</sup> in the system of treatment. The average values of pH in the effluent of the reactors ranged from 6,2 to 7,9. In the rehearsal 1 the average concentration of total volatile acids of the influent was of 2206 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup> and in the effluent of R3 it was of 168 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>, with the increase of OLR the concentration of total volatile acids in the effluent of the reactors R1, R2 and R3 were of 2101, 1712 and 1269 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>, respectively. The maximum efficiency of removal of total phenols was of 69% in the system of reactors (R1+R2+R3), it was obtained in the rehearsal 3 with OLR of 19,7 kg COD (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> and HDT of 18 h .

**KEYWORDS:** anaerobic digestion, phenols, bamboo, immobilized biomass, coconut fibers.

## I. INTRODUÇÃO

O Brasil é um dos principais produtores de café do mundo, sendo esta uma das atividades mais importantes para o nosso país, pela sua participação no contexto sócio-econômico e pela geração de emprego nas diferentes etapas do processo produtivo.

Diante de um mercado cada vez mais exigente, a busca por qualidade é, atualmente, uma das maiores preocupações nos diversos segmentos produtivos e, em especial, no agronegócio cafeeiro. O café é um dos poucos produtos cujo valor cresce consideravelmente com a melhoria da qualidade, sendo que um produto de baixa qualidade pode sofrer redução no seu valor de comercialização. A qualidade final do produto, bem como a viabilidade econômica da cafeicultura, está fortemente relacionada com técnicas corretas e manejo racional do sistema de processamento.

O processamento pós-colheita do café requer atenção especial, pois essa operação tem influência direta na qualidade e, conseqüentemente, no valor econômico dos grãos. Os frutos do cafeeiro podem ser processados de duas formas, por via seca ou úmida. Na primeira forma de processamento, após a passagem pelo lavador, os frutos são encaminhados para terreiros ou pré-secadores e secadores, onde são secos integralmente. No preparo via úmida, os frutos do tipo cereja são lavados e descascados/despulpados e, em alguns casos, desmucilados, sendo este processo indicado para as regiões de inverno úmido, nas quais podem ocorrer fermentações indesejáveis na polpa do fruto maduro, comprometendo assim a qualidade da bebida do café. O processamento por via úmida é direcionado principalmente a espécie *coffea arábica*, e é responsável por cerca de 1/3 da produção mundial de grãos de café (CHALFOUN e CARVALHO, 1997).

Ainda que o Brasil seja conhecido como produtor de grãos de café obtidos por via seca, forma de produção que corresponde a aproximadamente 90% da produção nacional (LEITE e SILVA, 2000), o método por via úmida tem se tornado cada vez mais atrativo, pois além de proporcionar a produção de grãos de alta qualidade, com boas cotações no mercado, reduz os custos de secagem dos grãos. Entretanto, esse processo consome grandes volumes de água que são devolvidos para as fontes de água superficial com a mucilagem e a polpa, componentes do fruto de grande poder

poluente para o meio aquático. Nas regiões produtoras, o despejo desses efluentes tem se tornado grande problema ambiental, havendo demanda por sistemas simplificados de tratamento de resíduos, com baixo custo de implantação e operação (MATOS & LO MONACO, 2003).

Com o aprimoramento, nos últimos anos, da tecnologia anaeróbia de tratamento de efluentes orgânicos, novas configurações de reatores têm sido propostas, com destaque para os sistemas de alta taxa, que se caracterizam pela existência de condições favoráveis à imobilização de biomassa ativa responsável pela degradação biológica da matéria orgânica e de resíduos tóxicos no interior do reator.

O reator anaeróbio de alta taxa mais usado no tratamento de efluentes é o de leito fixo, também denominado filtro anaeróbio. Esses sistemas são extremamente compactos, apresentam baixo custo de implantação e operação e simplicidade operacional, devido à ausência de equipamentos mecânicos (ANDRADE NETO et al., 1999).

Os RAHLF são capazes de manter alta concentração de biomassa aderida ao suporte, boas características hidrodinâmicas e tempo de detenção hidráulica (TDH) relativamente curto para cargas orgânicas elevadas. Mas, segundo AMORIM et al. (2000 e 2005), há necessidade de estudos para a determinação dos limites de aplicação de cargas orgânicas volumétricas para o melhor aproveitamento do volume útil do reator, tornando-os mais econômicos.

O meio suporte contribui para o aumento do tempo de retenção de sólidos, favorecendo a população metanogênica e, conseqüentemente, aumenta a capacidade do reator horizontal de resistir a choques orgânicos, a mudanças nas características do substrato e à presença de compostos tóxicos, mas também pode contribuir para o entupimento do reator, em virtude da retenção exagerada de sólidos suspensos (RODGERS et al., 2008).

Embora sejam encontrados na literatura diversos estudos com sistemas anaeróbios, ainda são escassos dados com relação à aplicabilidade no tratamento de águas residuárias da lavagem e descascamento/despolpa dos frutos do cafeeiro. O melhor entendimento dos processos desencadeados em sistemas anaeróbios de tratamento de águas residuárias, quando operados com materiais suporte alternativos,

poderá constituir importante alternativa de tratamento das águas residuárias geradas no processamento de frutos do cafeeiro, tendo em vista que se trata de tecnologia ao alcance do produtor.

Desta forma, no presente trabalho, procurou-se avaliar o tratamento de águas residuárias provenientes do processamento dos frutos do cafeeiro (ARC) em um reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e dois reatores anaeróbios horizontais de leito fixo, (RAHLF) em série, com de anéis de bambu e cubos de fibra de coco como materiais suporte.

Portanto, para este trabalho foi estabelecido como objetivo avaliar o desempenho de reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e dois reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF), em série, no tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida, com a aplicação de tempos de detenção hidráulica (TDH) decrescentes, de 90, 72 e 54 h e cargas orgânicas volumétricas crescentes (COV) de 12,8; 13,2 e 19,7 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, e a utilização de diferentes formas de retenção da biomassa, (manta de lodo e meios suporte de anéis de bambu e cubos de fibra de coco).

## II. REVISÃO DE LITERATURA

A cafeicultura é responsável por um dos mais importantes complexos agroindustriais do Brasil, formado por diversos agentes, como fornecedores de insumos, máquinas e equipamentos, produtores primários, cooperativas, empresas de pré-processamento, exportadores, empacotadores, assistência técnica, grandes compradores internacionais e consumidores internos e externos.

De acordo com a CONAB (2010), a previsão atual para a produção nacional de café beneficiado para a safra 2010 é de 47,04 milhões de sacas de 60 quilos, sendo os estados de Minas Gerais, Espírito Santo, São Paulo, Bahia, Paraná, Rondônia e Rio de Janeiro responsáveis por 98,2% da produção nacional. O maior acréscimo será na produção de café arábica, estimada em 35,31 milhões de sacas, o que representa um ganho sobre a safra anterior de 22,3%, (6.440,9 mil sacas). Para a produção do robusta (conilon) a previsão de produção é de 11,73 milhões de sacas, ou seja, um crescimento de 10,7% (1.130 mil sacas).

**TABELA 1.** Produção Brasileira de café distribuída entre as principais regiões e estados produtores

UF/Região	Produção (sacas – 60 kg)		
	Arábica	Robusta	Total
Minas Gerais	23690	254	23944
Sul e Centro Oeste	12094	-	12094
Cerrado-Triângulo, Alto, Paranaíba e Noroeste	5064	-	5064
Zona da Mata-Jequitinhonha, Mucuri, Rio Doce, Espírito Santo	6532	254	6786
São Paulo	2887	8144	11032
Paraná	4356	-	4356
Bahia	2100	-	2100
Cerrado	1823	499	2321
Planalto	521	-	521
Rondônia	1301	-	1301
Mato Grosso	-	2192	2192
Pará	11	125	136
Rio de Janeiro	-	214	214
Outros	239	13	252
Brasil	201	295	496
	35307	11990	47092

Fonte: CONAB (2010)

A produção dos estados do Acre, Ceará, Pernambuco, Mato Grosso do Sul, Goiás e Distrito Federal, representa 1,05% (496 mil sacas), com destaque para o Estado de Goiás, que produz 71,3% (354 mil sacas).

Um aspecto favorável na realidade atual é o crescimento do segmento de cafés especiais no Brasil, que tem estimulado melhorias de qualidade tanto da bebida, como de fatores ambientais e sociais.

Em virtude do método de colheita empregado no Brasil, tem-se uma mistura de frutos verdes, maduros (cereja e verdoengos), passas e secos, folhas, ramos, torrões e pedras, devendo ser o material colhido limpo e separado nas suas diversas frações, para serem secados formando lotes individualizados, em termos qualitativos. O conjunto dessas operações é denominado processamento do fruto do cafeeiro, o qual pode ser feito de duas formas, por via seca ou via úmida.

### **2.1. Processamento do fruto do cafeeiro por via seca e por via úmida**

Segundo SILVA e LEITE (2000) da produção do café brasileiro, 90% é processada por via seca. Entretanto, o número de produtores que optam pelo processamento de frutos tipo cerejas, descascando-os e desmucilando-os está aumentando, principalmente nas regiões montanhosas, com disponibilidade de água.

Os frutos do cafeeiro, após a colheita, devem ser submetidos imediatamente aos processos de separação das impurezas, que podem ser feitos por peneiramento manual, ventilação forçada ou máquinas de pré-limpeza. Após a retirada de impurezas, os frutos do cafeeiro passam por um separador hidráulico, para a lavagem e para a separação dos frutos bóias e cereja. Os frutos “cerejas “ são os frutos maduros e mais pesados do que os frutos “bóias”, que são aqueles que se encontram secos, brocados, mal formados ou verdes e que, por isso, são mais leves.

Os lavadores utilizados na lavagem e separação dos frutos do cafeeiro podem ser de alvenaria ou mecânicos. A grande desvantagem do lavador mecânico é o grande consumo de água, que dependendo do projeto e do estado de impureza do produto colhido, poderá ser superior a cinco litros para cada litro de fruto lavado. Nos lavadores

mecânicos há um consumo médio de 0,17 a 0,30 litros de água por litro de frutos lavados (BUENO, 1998).

O processamento via úmida é recomendado para produção de grãos de café de melhor qualidade, em regiões de clima úmido, pois a lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro reduz a probabilidade de fermentação do grão e o tempo de secagem do mesmo, porém, se mal conduzida, pode prejudicar a qualidade e a aceitação no mercado externo.

Essa forma de processamento dá origem aos grãos de café lavados/descascados ou despulpados ou lavados/despulpados/desmucilados, bastante comuns entre os produtores da América Central, México, Colômbia, Quênia e África, alcançando boas cotações no mercado, por proporcionarem, de modo geral, bebida suave, mole ou estritamente mole.

O despulpamento do fruto do cafeeiro consiste na retirada da casca do fruto maduro, por meio de um descascador mecânico, seguido ou não de remoção da mucilagem e lavagem final dos grãos. Logo após o descascamento os grãos podem ser levados diretamente para o terreiro, permanecendo a mucilagem aderida aos grãos durante a secagem dando-lhe características únicas como o padrão de uniformidade, características de corpo, acidez e doçura de café natural (VIEIRA e CARVALHO, 2000).

Os grãos de café despulpados têm a vantagem de proporcionar considerável diminuição da área de terreiro de secagem, que pode chegar a uma redução de 40% (BUENO, 1998), além de redução do tempo (BARTHOLO e GUIMARÃES, 1997) e redução no consumo energético na secagem, já que os grãos despulpados apresentam relativamente baixo teor de umidade, em torno de 50%, quando comparado com o fruto integral.

As operações de lavagem e descascamento/despolpa de frutos do cafeeiro, indispensáveis para se agregar valor ao produto e reduzir os custos de secagem dos grãos, gera grandes volumes de águas residuárias, ricas em material orgânico em suspensão e constituintes orgânicos e inorgânicos em solução, de grande poder poluente, além de grande quantidade de resíduos sólidos (MATOS et al., 1999).

No processamento via úmida tradicional, são gerados, aproximadamente, 3 toneladas de subprodutos e são requeridas 4 m<sup>3</sup> de água para produzir 1 tonelada de



grãos processados (DELGADO e BAROIS, 1999). Já segundo MATOS et al. (2001), o consumo de água no descascamento/despolpa de frutos do cafeeiro varia com o equipamento e com a operação do sistema. Geralmente são utilizados de 3 a 5 litros de água para cada litro de fruto processado. Contudo, para o correto tratamento da ARC, com custos razoáveis, a quantidade de água limpa consumida no processo deve ser minimizada. Com isso, muitos produtores têm recirculado a água da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro, o que faz reduzir o consumo para aproximadamente 1 litro de água para cada litro de fruto processado. No processo com recirculação da água ocorre, entretanto, expressivo aumento na concentração de material suspenso e em solução, podendo comprometer a qualidade final do produto (LO MONACO et al., 2003).

## **2.2. Características das águas residuárias do despulpamento do café por via úmida.**

A polpa é o primeiro resíduo gerado no processamento do fruto do cafeeiro e por ser constituída, predominantemente por carboidratos, proteínas, cafeína e taninos, além de potássio, nitrogênio e sódio, pode ser responsável pelos elevados valores de condutividade elétrica, sólidos sedimentáveis, sólidos totais, sólidos em suspensão, sólidos fixos, sólidos voláteis, demanda química de oxigênio (DQO), demanda bioquímica de oxigênio (DBO), nitrogênio total, fósforo total, potássio total, sódio total. A água residuária, proveniente das operações do pré-processamento e do processamento do café é, dentre todos os resíduos, o que apresenta maior potencial para promover impactos ambientais (VASCO, 1999).

A principal fonte de poluentes para as águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro é a matéria orgânica desprendida do fruto por ocasião do seu descascamento/despulpamento, quando o mesocarpo é removido e a camada de mucilagem que envolve o pergaminho é em parte desintegrada (MBURU et al., 1994).

Os sólidos solúveis da polpa se difundem rapidamente na água, o que os tornam agentes contaminantes que merecem especial atenção. Segundo ZULUAGA (1981) citado por ZAMBRANO-FRANCO e ISAZA HINESTROZA (1998), esse material é

composto principalmente por carboidratos e açúcares (frutose, glicose e galactose), além de proteínas, polifenóis (ácidos clorogênico e caféico, taninos e cafeína), assim como pequenas quantidades de corantes naturais, do tipo das antocianinas.

Segundo ZULUAGA (1999), com uma produção média anual de 12 milhões de sacas de 60 quilogramas (720 mil toneladas), são geradas 351 mil toneladas de matéria seca, o que equivale à carga poluidora de uma população de 20 milhões de habitantes.

Estudos realizados na distribuição dos macrocomponentes do fruto de café tipo “cereja”, desde o início do processamento pós-colheita até a sua infusão permitem constatar que somente 6% do peso do fruto fresco são aproveitados na preparação da bebida. Os 94% restantes, constituídos por água e subprodutos do processo, e na maioria dos casos, quando não recuperados transformam-se em fonte de poluição para o meio ambiente (VASCO, 1999).

As determinações de DBO e DQO são de grande importância na verificação do grau de poluição orgânica de cursos d’água, no estudo de cargas orgânicas poluidoras e na escolha do tipo de tratamento a ser efetuado. No caso em que a relação  $DQO/DBO_5$  seja de aproximadamente 2,5 é possível que grande parte da matéria orgânica seja biodegradável e, se a relação  $DQO/DBO_5$  seja de aproximadamente 4,0, é possível que grande parte da matéria orgânica não seja biodegradável (VON SPERLING, 2005). Outros atributos importantes para a caracterização e quantificação da poluição são: pH, sólidos totais, sedimentáveis, suspensos, condutividade elétrica e turbidez (MATOS et al., 2005).

As águas residuárias da cafeicultura (ARC) ao serem lançadas nos cursos d’água formam zonas anóxicas, onde ocorre sua estabilização anaeróbia, resultando como produtos finais, metano, fenóis e ácido sulfídrico, os quais exalam odores desagradáveis, que afetam as populações ribeirinhas (PINTO, 2001)

Segundo MATOS e LO MONACO (2003), as principais características físicas, químicas e bioquímicas das águas residuárias da lavagem e descascamento/despolpa de frutos do cafeeiro tipo “cereja”, quando submetidas à recirculação no sistema de processamento, podem ser visualizadas na Tabela 2.

**TABELA 2.** Resultados das análises químicas e bioquímicas das amostras de água residuária gerada pelo beneficiamento de café por via úmida.

Tipo de café	Etapa	pH	DQO	DBO <sub>5</sub>	mg L <sup>-1</sup>			
					N <sub>T</sub>	P <sub>T</sub>	K <sub>T</sub>	Na <sub>T</sub>
Conilon	Lavador	4.9	1520	411	76.8	5	41	25.5
Conilon	Despolpador	4,75	5148	2525	105,5	8,8	115	45
Conilon- 1 recirculação	Despolpador	4.1	10667	3184	124.6	10.8	153.7	58.3
Conilon- 2 recirculações	Despolpador	4.1	11000	3374	160	13.9	204.7	77.1
Arábica	Despolpador	3,5-5,2 -	3400-8000	1840-5000	120-250	4,5-10	315-460	2,0-5,5
Arábica- 1 recirculação	Despolpador		18600-29500	10500-14340	400	16	1140	16,5

pH: potencial hidrogeniônico, DQO: demanda química de oxigênio, DBO: demanda bioquímica de oxigênio, NT: nitrogênio total, PT : fósforo total, NaT: sódio total, KT: potássio total.

Fonte: MATOS e LO MONACO (2003)

Os valores elevados de DBO e DQO apresentados na Tabela 2, indicam que estas águas residuárias possuem elevada carga orgânica, ocasionando sérios problemas para corpos hídricos receptores se forem lançadas sem tratamento prévio. Estas águas apresentam elevada concentração de sólidos totais (Tabela 3), dos quais a maior parte é composta por sólidos voláteis totais, os quais podem ser, em grande parte, removidos por tratamentos biológicos (MATOS et al., 2003).

**TABELA 3.** Resultados das análises físicas de amostras de águas residuárias da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro.

Tipo	Função	CE	SP	ST	SS	SD	SFT	SVT
Conilon	Lavador	0,259	17	1069	380	689	390	679
Conilon	Despolpador	0,585	0	4889	850	4039	126	4763
Conilon- 1 recirculação	Despolpador	0,718	180	5504	1888	3616	706	4708
Conilon- 2 recirculações	Despolpador	0,992	330	6403	2336	4067	848	5555
Arábica	Lavador	-	130	18134	6200	11934	3546	14588
Arábica	Despolpador	0.55-0.95	0-45	2100-3700	-	-	370-530	1800-3200
Arábica-1 recirculação	Despolpador	-	-	14000-18200	-	-	-	-

CE: condutividade elétrica (DS<sup>-1</sup>), SP: sólidos sedimentáveis, ST: sólidos totais, SS: sólidos suspensos, SD: sólidos dissolvidos, SFT: sólidos fixos totais e SVT: sólidos voláteis totais (mg L<sup>-1</sup>)

**Fonte:** MATOS & LO MONACO (2003)

O potencial hidrogeniônico (pH) é um atributo importante, pois condiciona as reações químicas do meio. A eficiência de coagulantes na floculação de sólidos em suspensão na água pode estar diretamente associada ao valor de pH do meio, por isso, sua determinação é importante para permitir o eficiente controle de processos que envolvam etapas de coagulação, decantação e filtração.

As diferenças observadas nas características físicas e químicas do resíduo apresentadas nas Tabelas 2 e 3 são, para MELO et al., (1998), citados por MATOS et al. (2003), devido às diferenças botânicas entre as duas espécies. Os frutos da espécie *Coffea arabica* L. possuem epicarpo delgado, mesocarpo carnoso e endocarpo fibroso, já os da espécie *Coffea canephora* Pierre (Conilon) possuem epicarpo fino, mesocarpo pouco aquoso e endocarpo delgado. Assim, haverá por unidade de volume maior massa de frutos Conilon do que frutos Arábica em processamento, e como a quantidade de água utilizada nos lavadores e processadores é baseada apenas no volume de frutos processados, o processamento do Conilon proporcionará contato da água com maior massa de frutos.

Os sólidos em suspensão são os responsáveis pelo aparecimento da turbidez nas águas. A turbidez nas águas é proporcionada pela presença de partículas em suspensão e em estado coloidal, as quais podem apresentar ampla faixa de tamanhos (VON SPERLING, 1996). É necessário fazer distinção entre material suspenso que precipita rapidamente, dos chamados sedimentos que precipitam vagorosamente e provocam turbidez.

A condutividade elétrica (CE) depende da qualidade de sais dissolvidos na água, sendo tanto maior quanto maior for a concentração de eletrólitos nela dissolvidos e por isso, sua determinação possibilita estimar a quantidade de sólidos dissolvidos. Elevadas concentrações de sólidos totais dissolvidos fazem aumentar a solubilidade dos precipitados de alumínio e de ferro, o que influi na cinética de coagulação (DI BERNARDO, 2000).

GONÇALVES et al. (2000), tratando águas residuárias da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro, em um sistema de tratamento composto por lagoas e área alagada, colonizada por taboas (*Thypha*), com TDH de 264 h, DQO total de 3850 mg L<sup>-1</sup>, SST de 3611 mg L<sup>-1</sup>, P-total de 14,5 mg L<sup>-1</sup> e pH de 5,1, obtiveram eficiências de remoção de DQO total, SST e P-total de 97,4; 86,2 e 97%, respectivamente na saída da última etapa de tratamento, constituída por área alagada.

MATOS et al. (2001), tratando águas residuárias da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro, por escoamento superficial, em rampas cultivadas com aveia preta, variando-se a declividade de 5 a 15% em rampas de 10 m de comprimento, com taxas de aplicação de 0,10 m<sup>3</sup> (h m)<sup>-1</sup>, de forma a se aplicar o equivalente a 250 kg (ha d)<sup>-1</sup> de DBO<sub>5</sub>, obteve eficiências de remoção de DQO e DBO<sub>5</sub> médias de 30 e 38,9%, respectivamente. Concluiu-se que para atingir 85% de remoção, baseado na legislação ambiental (CONAMA 357), as rampas deveriam ter 26,6 e 28,2 m para as declividades de 5 e 15% na remoção de DQO e 20, e 23,4 m, respectivamente para a remoção de DBO.

BRASIL et al. (2003), avaliaram a eficiência de remoção de DQO, DBO e nutrientes em um sistema de tratamento constituído por áreas alagadas naturais, no tratamento de águas residuárias do despulpamento e lavagem dos frutos do cafeeiro. Os autores obtiveram eficiências de remoção de DBO, DQO e P-total de 90, 84,5 e 80%, respectivamente.

De acordo com VEGRO et al. (1999), citado por BRUNO e OLIVEIRA (2007) tendo-se como referência o volume de cascas gerado pela safra 1998/1999, as quantidades de nutrientes seriam de: 36 mil toneladas de nitrogênio; 2,9 mil toneladas de fósforo; 77,4 mil toneladas de potássio; 8,7 mil toneladas de cálcio; 2,5 mil toneladas de magnésio e 2 mil toneladas de enxofre. Na produção de café solúvel em 1998, o conteúdo de nitrogênio presente na borra foi de 120 mil toneladas; 56 mil toneladas de cálcio e 37 mil toneladas de magnésio baseando-se na Tabela 4.

**TABELA 4.** Quantidade de nutrientes por tonelada de resíduo do processamento agroindustrial do café.

Nutrientes	Borra de café	Casca de café
	kg / t	
Nitrogênio	32	17,5
Fósforo	-	1,4
Potássio	-	37,4
Cálcio	15	4,2
Magnésio	10	1,2
Enxofre	-	1,5

FONTE: Elaborado a partir de MALAVOLTA & COURY (1967) e MUZILLI (1982), apud VEGRO et al. (1999).

### 2.3. Digestão anaeróbia

Os processos fermentativos, nos quais as bactérias produzem, em ausência de oxigênio, metano e gás carbônico como produtos finais, a partir de matéria orgânica complexa, são denominados processos anaeróbios. Segundo FORESTI (1994), os processos anaeróbios emergiram como principal alternativa para a substituição dos sistemas aeróbios usados para reduzir o teor de matéria orgânica de águas residuárias. A produção de gás, aliada aos baixos custos de investimento e manutenção em alguns sistemas de tratamento anaeróbio, tornam o processo ainda mais atraente para o controle de poluição ambiental.

A digestão anaeróbia é um processo complexo natural em dois estágios, no qual é produzida uma variedade de intermediários, metano e dióxido de carbono, pela ação de um consórcio microbiano. A interdependência dos microrganismos é o fator chave neste processo (SINGH & PRERNA, 2008).

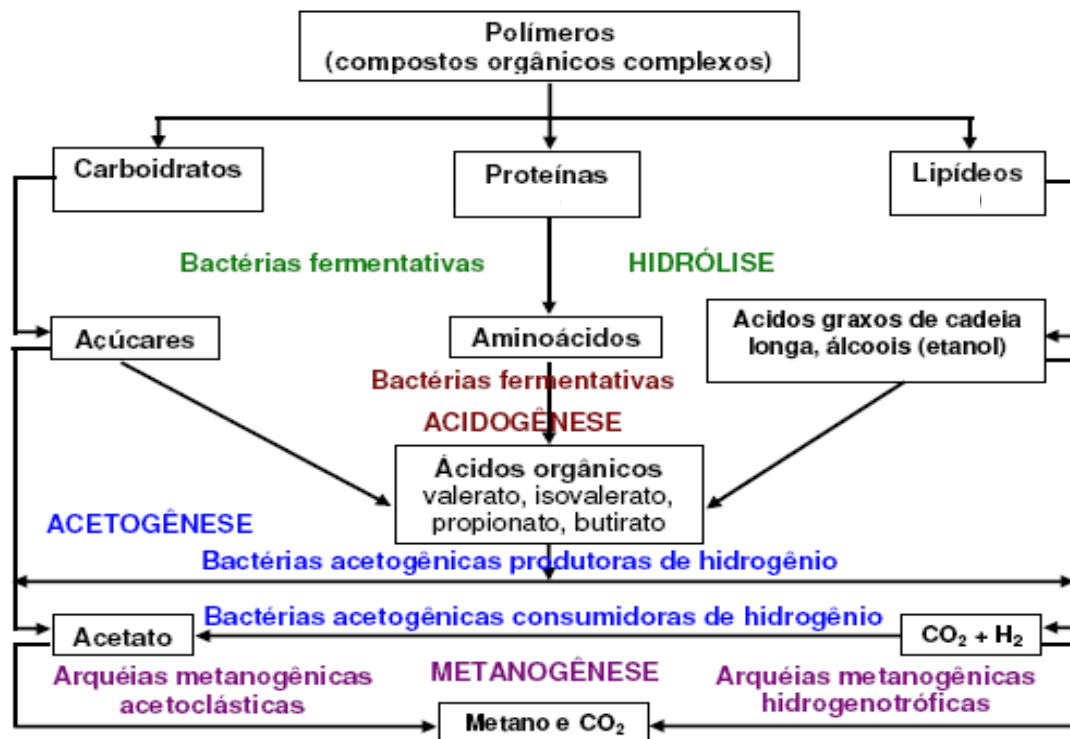
A obtenção de melhores desempenhos dos sistemas anaeróbios foi possível com a melhor compreensão do processo de digestão anaeróbia do material orgânico, principalmente da bioquímica e microbiologia da digestão anaeróbia que possibilitou o desenvolvimento de sistemas modernos e eficientes (LETTINGA, 1994).

Para HENZE e HARREMÕES (1983), a bioquímica e a microbiologia do processo de digestão anaeróbia são muito mais complexas do que as do processo aeróbio, dada a maior variedade de caminhos metabólicos disponíveis para a comunidade anaeróbia. Todavia, a digestão anaeróbia da matéria orgânica a metano e

dióxido de carbono envolve uma cadeia seqüencial de percursos metabólicos e requer a ação combinada e coordenada de diferentes grupos tróficos de bactérias anaeróbias.

O primeiro passo da degradação anaeróbia consiste na hidrólise dos polímeros em monômeros, por meio da ação de enzimas extracelulares, visto que as bactérias têm baixa capacidade para assimilar a matéria orgânica na forma particulada.

De acordo com FORESTI et al. (1999), na digestão anaeróbia de material orgânico complexo, como proteínas, carboidratos e lipídios (sendo a maior parte da composição das águas residuárias formadas por esses grupos), podem-se distinguir quatro etapas diferentes no processo global de conversão: hidrólise, acidogênese, acetogênese e a metanogênese (Figura 1).



Fonte: Adaptado de MC CARTY *et al.* (1982); ZEHNDER *et al.* (1982)

**FIGURA 1.** Etapas metabólicas e microrganismos envolvidos na digestão anaeróbia.

Na acidogênese, os compostos dissolvidos gerados na hidrólise são assimilados nas células das bactérias fermentativas e convertidos em compostos orgânicos simples,

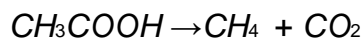
como ácidos graxos voláteis de cadeia curta, álcoois e compostos minerais. Os principais produtos gerados são os ácidos propiônico, butírico, acético, láctico, valérico, dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), ácido sulfídrico (H<sub>2</sub>S), hidrogênio (H<sub>2</sub>), além de novas células bacterianas.

Estudos microbiológicos da população fermentativa (ou acidogênica) em reatores anaeróbios mostraram que a maioria das bactérias fermentativas são anaeróbias obrigatórias e outras anaeróbias facultativas (MAH & SUSSMAN, 1968, citados por ALVES, 1998).

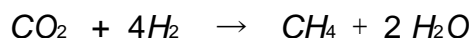
Na acetogênese ocorre a conversão dos produtos formados na acidogênese em substratos apropriados para as arqueas metanogênicas, tais como acetato, hidrogênio e dióxido de carbono. Cerca de 70% da DQO originalmente presente se converte em ácido acético (VAN HAANDEL e LETTINGA, 1994).

Por fim, na metanogênese, as arqueas metanogênicas transformam os subprodutos da acetogênese em metano e gás carbônico. Esses microrganismos apresentam baixa taxa de crescimento e são mais suscetíveis a alterações ambientais, tais como, variações bruscas de temperatura, oscilações do pH, aumento na concentração de ácidos orgânicos e presença de material tóxico no meio. A maior parte desses microrganismos produz metano a partir de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub> e são classificados como hidrogenotróficos. O grupo de microrganismos que forma metano a partir do acetato é denominado acetotrófico ou acetoclástico e são pertencentes a dois gêneros principais: as *Methanosarcinas* que utilizam tanto acetato quanto gás carbônico e hidrogênio e as *Methanosaetas* que utilizam o acetato. Com isso têm-se as seguintes reações catabólicas:

Metanogênese acetoclástica:



Metanogênese hidrogenotrófica:





A conversão de compostos orgânicos em produtos intermediários para produção de metano é imprescindível para o bom desempenho dos reatores anaeróbios. Pois, caso não aconteça essa conversão, ocorrerá o acúmulo dos produtos da fase de hidrólise e fermentação no reator, com inibição das arqueas metanogênicas (FORESTI et al., 1999).

### **2.3.1. Influência da temperatura na digestão anaeróbia**

A temperatura é um dos fatores ambientais mais importantes na digestão, uma vez que afeta a velocidade do metabolismo bacteriano, o equilíbrio iônico e a solubilidade dos substratos. Existem três faixas de temperatura associadas ao crescimento microbiano na maioria dos processos biológicos: a psicrófila de 0 a 20 °C; a mesófila que varia de 20 a 45 °C e a termófila de 45 a 70 °C (CHERNICHARO, 2007).

Visto que a maioria dos efluentes industriais é descartada em temperatura ambiente, o tratamento anaeróbio em temperaturas mesofílicas apresenta como vantagem o não requerimento de energia, o que poderia reduzir a relação custo/eficiência. O uso de novos reatores ou reatores modificados tem, em parte, facilitado o sucesso da digestão anaeróbia mesmo em temperatura psicrófila, em escala de laboratório, para o tratamento de uma ampla variedade de águas residuárias (LETTINGA, 1999; COLLINS et al., 2003; MCHUGH et al., 2004).

Embora sejam desejadas temperaturas mais elevadas para que se obtenha maior desenvolvimento da flora microbiana, o mais importante é a manutenção de uma temperatura uniforme dentro dos reatores, pois variações bruscas de temperatura podem provocar o desequilíbrio entre as populações microbianas envolvidas, com conseqüente falha do processo (CHERNICHARO, 1997).

Com temperaturas inferiores a 20 °C, a solubilização de gorduras, do material particulado e de polímeros orgânicos é lenta, podendo constituir-se na etapa limitante do processo. Os compostos não solubilizados podem ser arrastados do reator ou ficar acumulados junto a superfície, sendo que a faixa ideal para desenvolver a digestão anaeróbia é de 30 a 40 °C (CAMPOS, 1999).

### **2.3.2. Interação da alcalinidade com ácidos voláteis**

As arqueas metanogênicas, principais responsáveis pela degradação do material orgânico contido nos despejos, são mais sensíveis aos fatores ambientais e apresentam crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,8 e 7,4. Já as bactérias produtoras de ácidos voláteis têm crescimento ótimo na faixa de pH entre 5 e 6.

Portanto, como a velocidade com que se processa a metanogênese é o fator limitante para que ocorra a estabilização do material orgânico, o pH nos reatores anaeróbios deve ser mantido próximo ao neutro, para impedir a predominância de bactérias produtoras de ácidos (HENZE & HARREMÖES, 1983), o que poderia prejudicar todo o processo bioquímico de transformação do material orgânico.

A interação da alcalinidade com ácidos voláteis é estabelecida pela capacidade da alcalinidade do sistema em neutralizar os ácidos gerados na digestão anaeróbia e em tamponar o pH num eventual acúmulo de ácidos voláteis. Segundo CHERNICHARO (1997), o principal fator de tamponamento num reator é a relação gás carbônico/alcalinidade. Compostos como  $\text{CO}_2$  e ácidos graxos voláteis de cadeia curta, tendem a diminuir o valor do pH, enquanto cátions geradores de alcalinidade, como os íons amônio, provenientes da degradação de proteínas e o sódio, tendem a aumentar a alcalinidade e o pH da água residuária (FORESTI et al., 1999).

A disponibilidade de adequada alcalinidade bicarbonato no meio é fundamental para que haja tamponamento do pH, caso ocorra rápida formação de ácidos voláteis dentro do reator. Quando a composição do despejo não proporciona a formação de alcalinidade, torna-se necessária a sua complementação, por meio da adição de compostos químicos, tais como a cal virgem ( $\text{CaO}$ ), cal hidratada ( $\text{Ca(OH)}_2$ ), bicarbonato de amônio ( $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ ), carbonato de sódio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) ou bicarbonato de sódio ( $\text{NaHCO}_3$ ).

### **2.3.3. Fatores limitantes à digestão anaeróbia**

A acumulação de ácidos orgânicos em reatores anaeróbios (propionato e butirato), pode ser resultado da não ocorrência das condições ideais do crescimento microbiano.

Condições de choque de carga orgânica, pode resultar no desequilíbrio entre a produção e consumo de produtos intermediários e acumulação de dióxido de carbono, hidrogênio e ácido acético. De forma que pode ocorrer a inibição dos microrganismos sintróficos acetogênicos, pela acumulação de produtos acidogênicos e contribuir para o consumo de alcalinidade e decréscimo do pH. A queda do pH afetará principalmente os microrganismos metanogênicos, acarretando acumulação de ácidos orgânicos, podendo levar a falha no processo.

Cátions alcalinos e alcalinos terrosos são conhecidos por exercer inibição no processo de digestão anaeróbia. Assim, por exemplo, o cálcio pode reduzir o efeito inibitório dos íons potássio (FERNANDEZ e FORSTER, 1993).

Nas águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro, os compostos fenólicos promovem preocupação, pois são tóxicos e causam graves problemas ao meio ambiente e à saúde humana, além de dificultar o processo biológico de tratamento de águas residuárias.

De acordo com a Resolução 357/2005 do CONAMA (2005), a concentração de fenóis totais, estabelecida como padrão de lançamento para qualquer tipo de efluente, é de  $0,5 \text{ mg L}^{-1}$ , tendo o fenol ( $\text{C}_6\text{H}_5\text{OH}$ ) como substância de referência e a metodologia da 4-aminoantipirina. Na Portaria nº. 518 (2004) do Ministério da Saúde, são estipuladas, em águas de abastecimento, concentrações máximas apenas para compostos derivados do fenol, tais como pentaclorofenol de ( $9 \text{ mg L}^{-1}$ ) e 2, 4, 6 triclorofenol de ( $0,2 \text{ mg L}^{-1}$ ).

Segundo BOLAÑOS et al. (2001), o fenol pode ser degradado tanto por via aeróbia quanto anaeróbia. Entretanto, é tóxico aos microrganismos, principalmente aos não aclimatados, mesmo em concentrações relativamente baixas. A degradação de fenol a metano e gás carbônico, em um ambiente anaeróbio, ocorre por meio de microrganismos metabolizadores de fenol, utilizadores de hidrogênio e metanogênicos acetotróficos.

De acordo com HENZE e HARREMÕES (1983), dentre os reatores anaeróbios, os de leito fixo são geralmente mais resistentes aos efeitos tóxicos dos fenóis, por apresentarem sua camada de material suporte fixa, o que lhes confere menor suscetibilidade à perda de biomassa.

## 2.4. Reatores anaeróbios

A utilização dos processos anaeróbios para tratar efluentes líquidos era um problema, pois a separação da biomassa do líquido não era eficiente, o que requeria elevados tempos de detenção hidráulica no reator, em virtude da reduzida taxa de crescimento da biomassa anaeróbia, além de requerem um controle delicado do processo.

O desenvolvimento, ocorrido nas últimas décadas, de novos tipos de reatores anaeróbios, vem provendo alterações na concepção dos sistemas de tratamento de águas residuárias. A maior aceitação de sistemas de tratamento anaeróbio se deve as vantagens consideradas inerentes ao processo da digestão anaeróbia, quando comparada à aeróbia, e a melhoria no desempenho desses sistemas, com o aumento da velocidade e da eficiência de remoção de material orgânico da água residuária.

Com o incremento nas pesquisas, foram desenvolvidos sistemas de alto desempenho, que se caracterizam pela maior capacidade de retenção de grandes quantidades de biomassa de alta atividade reativa, associados aos baixos tempos de residência hidráulica no interior do reator. Desta forma, consegue-se manter altos tempos de retenção celular, mesmo com aplicação de elevadas cargas hidráulicas, diminuindo o volume dessas unidades e mantendo-se alto grau de estabilização do lodo formado no interior do reator.

Os principais tipos de sistemas de alta taxa são: os reatores anaeróbios de leito expandido, de leito fluidificado, de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB ou RAFA), de leito fixo, também conhecidos como filtros anaeróbios, além dos biodiscos anaeróbios (CHERNICHARO, 1997)

O reator anaeróbio de leito fixo foi um dos precursores dos reatores de alta taxa e de fluxo ascendente, embora hoje já existam também aqueles de fluxo descendente. A aplicação da tecnologia deve-se a divulgação das experiências realizadas na década de 60, pelos americanos YOUNG e MCCARTY (CAMPOS, 2000).

Segundo YOUNG (1991), numerosos sistemas de filtros anaeróbios de fluxo ascendente foram instalados, durante os anos 80 na Europa (WILKE & COLLERAN, 1989; BONASTRE & PARIS, 1989), no Japão (BRYANT, 1987) e Brasil (CAMPOS,

1989). Entretanto, no Brasil, essa tecnologia tornou-se mais difundida a partir de 1982, quando a ABNT publicou a NBR 7229/82, incorporando diretrizes básicas para projeto e construção desses reatores, o que incentivou o seu uso como unidades de pós-tratamento dos efluentes de tanques sépticos (JORDÃO et al., 2005).

Algumas pesquisas com sistemas anaeróbios foram realizadas para o tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida, afim de reduzir os impactos ambientais causados por estas águas, como descritos a seguir.

BRUNO e OLIVEIRA (2008), tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores UASB em dois estágios, com valores médios de DQO total de 15439 a 23041 mg L<sup>-1</sup>, submetidos a diferentes TDH (96, 148 e 124 h) e COV de 3,1 a 5,76 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> obtiveram eficiência de remoção de 72 a 90% para o conjunto de reatores UASB em dois estágios. Embora os reatores UASB em dois estágios tenham obtido boa eficiência de remoção de DQO, os reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF), devido ao meio suporte utilizado, permitem tempos de detenção hidráulica (TDH) menores, e conseqüentemente maiores cargas orgânicas volumétricas.

PRADO et al., (2008), estudou a produção de biogás proveniente do tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida. O sistema foi composto por um tanque de acidificação e equalização (TAE), um reator anaeróbio de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), uma lagoa aerada facultativa (LAF), um equalizador de pressão e um gasômetro. Os valores de DQO afluente foram de 235 a 7064 mg L<sup>-1</sup>, com valores mínimos e máximos de vazão afluente de 0,18 a 1,56 L h<sup>-1</sup>. A produção teórica de biogás foi de 0,545 a 0,602 m<sup>3</sup>. kg<sup>-1</sup> DBO<sub>5</sub> e porcentagem de metano no biogás foi de 48,6 a 68,14%.

SELVAMURUGAN et al. (2010), tratando águas residuárias do processamento de café por via úmida em um reator anaeróbio de fluxo ascendente híbrido (19,25 L), com DQO total média afluente variando de 6420 a 8480 mg L<sup>-1</sup>, e aplicando COV de 7,01 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> e TDH de 24 h, obtiveram eficiência de remoção de 70% para DQO total.

SILVA et al., (2010) no tratamento de águas residuárias o café, monitoraram um reator anaeróbio híbrido (RAH). Foram utilizados minifiltros preenchidos com dois tipos

de meios suportes (argila expandida e seixo rolado). O RAH possuía fundo falso e foi utilizado como inoculo lodo proveniente de reator UASB tratando esgoto doméstico. As concentrações de DQO afluentes médias foram de 484, 168 e 92 mg L<sup>-1</sup> e as concentrações efluentes foram de 344, 159 e 90 mg L<sup>-1</sup>, para os tempos de detenção hidráulica de 28,5, 23,7 e 18 h, respectivamente. O RAH foi submetido a cargas orgânicas inferiores às previstas, uma vez que o efluente passava por tratamento em outras unidades, minimizando a concentração orgânica a ser tratada.

FIA et al. (2010), operaram três reatores anaeróbios de leito fixo e com escoamento ascendente, contendo biomassa imobilizada na remoção de compostos fenólicos presentes na água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro por via úmida. Os suportes utilizados na imobilização da biomassa foram a escória de alto forno, espuma de poliuretano e brita. Os reatores foram confeccionados em PVC e possuíam volume total de 139,5 L. As concentrações de DQO total e de compostos fenólicos no afluente foram de 1000, 2500 e 4500 mg L<sup>-1</sup> e de 13, 19,7 e 42,7 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. A rápida aclimação da biomassa aderida à escória de alto forno resultou em maiores eficiências de remoção de compostos fenólicos, sendo que a máxima eficiência de remoção de 92% foi alcançada quando se utilizou concentração afluente de 19,7 mg L<sup>-1</sup> de compostos fenólicos e tempo de detenção hidráulico de 1,54 dias.

#### **2.4.1. Reator anaeróbio horizontal de leito fixo**

O exemplo mais conhecido de reatores com crescimento bacteriano aderido, em leito fixo, são os filtros anaeróbios. Estes são caracterizados pela presença de um material de empacotamento estacionário, na qual os sólidos biológicos podem ficar aderidos ou retidos em seus interstícios. A massa de microrganismos aderida ao material suporte ou retida em seus interstícios, degradam o substrato contido no fluxo de esgotos, e embora a biomassa se solte esporadicamente, o tempo médio de sólidos no reator é usualmente superior a 20 dias. (CHERNICHARO, 1997).

O reator anaeróbio de leito fixo consta de um tanque contendo material de enchimento, geralmente pedras britadas ou outros materiais inertes, formando um leito

fixo. A estabilização da matéria orgânica nesses reatores consiste basicamente num processo de contato, no qual a água residuária passa por uma massa de sólidos biologicamente ativos contidos no interior do reator, havendo então a conversão da matéria orgânica em produtos finais, especialmente metano e gás carbônico (YOUNG, 1991).

A mistura e o contato biomassa-esgoto ocorre durante o escoamento da água residuária nos interstícios do meio suporte, sendo importante a forma e a disposição deste para a distribuição do afluente seja uniforme, evitando-se a formação de caminhos preferenciais (KATO et al., 1999).

O reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) ou HAIS (Horizontal-flow Anaerobic Immobilized Sludge) foi proposto por ZAIAT et al. (1994) em escala de bancada, o qual era formado por um tubo de vidro de 1,0 m de comprimento e 5,0 cm de diâmetro, provido de um tubo perfurado de 0,9 cm de diâmetro instalado em sua parte superior, para coleta e separação do gás. Esse tubo, mantido nos trabalhos iniciais com o reator, foi suprimido em trabalhos posteriores, por permitir a formação de caminhos preferenciais.

O reator (RAHLF) foi inicialmente avaliado para tratamento de água residuária de indústria de papel reciclado (FORESTI et al., 1995). Posteriormente, o reator foi avaliado para tratamento de águas residuárias sintéticas simples, à base de glicose (ZAIAT et al., 1997), e complexas, contendo proteínas, carboidratos e lipídeos (SARTI et al., 2001), além de estudos com esgoto sanitário natural (ZAIAT et al., 2000). Em todos esses trabalhos, o interior do reator foi preenchido com matrizes cúbicas de espuma de poliuretano como suporte para imobilização da biomassa. A mistura axial devida à formação e ascensão do gás através do fluxo horizontal do líquido, bem como a forma do reator, pretendem promover um regime próximo ao tubular ideal.

O primeiro ensaio de um HAHLF foi realizado por FORESTI et al. (1995), para tratamento de água residuária de indústria de papel, com TDH de 9,2 horas e temperatura ambiente (23°C). A taxa de carregamento orgânico foi de 5,0 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, considerando-se o volume líquido. A eficiência média de remoção de DQO foi de 82%.

Nos estudos de ZAIAT et al. (1997), foi utilizado um HAIS em escala de laboratório, preenchido com matrizes de espuma de poliuretano, contendo lodo anaeróbio imobilizado de um UASB tratando água residuária diluída de atividade de suinocultura. A alimentação foi feita com um substrato sintético contendo glicose, como única fonte de carbono (DQO de  $2.090 \text{ mg L}^{-1}$ ), em dois experimentos com porosidades dos leitos ( $\epsilon$ ) de 0,40 e 0,24, com TDH de 8,0 e 4,8 horas, respectivamente. A temperatura foi mantida a  $30^\circ\text{C}$  e foram monitorados DQO, ácidos graxos voláteis (AVT), alcalinidade total (AT) e pH nos quatro pontos de coleta intermediários (L/D de 4, 8, 12 e 16), bem como efluente (L/D de 20). Os autores observaram uma curta duração do período da partida (6 dias) nos 2 experimentos, comprovando rápida aclimação, crescimento e retenção da biomassa. Para  $\epsilon = 0,40$ , a remoção da DQO foi de 98%, para uma concentração de AVT efluente de  $15 \text{ mg L}^{-1}$ , enquanto que para  $\epsilon = 0,24$ , a eficiência máxima de remoção da DQO foi de 80%, com concentração efluente de AVT elevada para  $350 \text{ mg L}^{-1}$ .

Os autores relatam que o baixo grau de mistura longitudinal no reator indica a possibilidade de seu uso para alguns propósitos específicos, como, por exemplo, águas residuárias contendo compostos tóxicos. Para tal, poderia ser utilizada uma parte isolada do reator HAHLF, preenchida com lodo enriquecido de microorganismos capazes de degradar tais compostos, sem afetar a biomassa global dentro do reator.

Estudos com degradação de tóxicos no reator horizontal foram iniciados por DAMIANOVIC (1997) que avaliou o desempenho no tratamento de água residuária contendo pentaclorofenol. Esse trabalho demonstrou o grande potencial do reator para tratamento de tóxicos e foi seguido por trabalhos que enfocaram o tratamento de fenol (BOLÑANOS et al., 2001) e BTEX (benzeno, tolueno, etilbenzeno e xilenos), desenvolvido por NARDI et al. (2000).

TOMAZELA et al. (2001), avaliaram um reator anaeróbio horizontal com volume de 1000 L, com cinco estágios, preenchido com espuma de poliuretano em forma de cubos, para o tratamento de esgoto doméstico, com DQO total de  $660 \text{ mg L}^{-1}$ . Foram obtidas reduções das variáveis de DQO, turbidez e sólidos em suspensão, em torno de 57%, 64% e 75%, respectivamente.



BARBOZA (2002) também estudou cinco RAHLF submetidos a velocidades e temperaturas crescentes de 10,4 a 52,0 cm h<sup>-1</sup> e de 15 a 35 °C, e TDH decrescentes de 25 a 5 h, para tratar substrato sintético simulando esgoto sanitário pré-acidificado, com DQO de 300 mg L<sup>-1</sup>. As reduções de temperatura e do TDH provocaram maiores instabilidades na qualidade do efluente. Assim, as eficiências de remoção de DQO foram de 57,0 a 64,2%, 42,5 a 66,6%, 41,3 a 62,8%, 36,8 a 57,0% e de 34,1 a 50,0%, diminuindo com o aumento da velocidade e aumentando com os acréscimos na temperatura. Ocorreu alta capacidade de conversão da matéria orgânica já no primeiro trecho dos reatores (L/D=4). Para remoção de DQO mínima de 70%, na faixa de temperatura estudada, com a menor velocidade seria necessário 45% do comprimento do reator para atingi-la, e com a maior velocidade não seria possível obtê-la.

CATTONY et al. (2005) utilizaram reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) preenchido com espumas de poliuretano para tratar benzeno em solução etanólica, sob condições sulfetogênicas. O benzeno foi adicionado em concentração inicial de 2,0 mg L<sup>-1</sup>, seguido de aumentos que variaram até 10 mg L<sup>-1</sup>. O etanol foi adicionado em concentrações de 170 mg L<sup>-1</sup> a 980 mg L<sup>-1</sup>. Soluções de sulfato ferrosos e sulfato de sódio foram usadas nas concentrações de 91 e 550 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. O reator foi operado com tempo de detenção hidráulica de 12 h, obtendo remoção de matéria orgânica próxima a 90%.

CONTRERA et al. (2008) avaliaram partida e desempenho de reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) preenchido com espuma de poliuretano, para tratamento biológico de líquidos percolados de aterros sanitários. Foi utilizado substrato sintético simulando esgoto sanitário com tempo de detenção hidráulica de 2,5 dias e DQO afluente da ordem de 5000 mg L<sup>-1</sup>, conseguindo-se eficiência de remoção de até 80%.

Recentemente, os reatores anaeróbios horizontais com manta de lodo e com leito fixo estão sendo estudados para o tratamento de águas residuárias de origem da agroindústria e agropecuária (COLIN et al., 2007, KUCZMAN et al., 2007).

KUCZMAN et al. (2007) operaram reator anaeróbio horizontal, com volume de 16,2 L, para tratar águas residuárias de fecularia com DQO variando 13307 a 17650 mg L<sup>-1</sup>, aplicando TDH de 13,0; 8,2 e 6,5 d, o que resultou em COV de 1,28; 1,57 e 2,68 g

DQO total ( $L d^{-1}$ ). A alimentação com a manipueira foi descontínua simulando a sua produção diária na indústria e a temperatura foi controlada a  $33 \pm 1^{\circ}C$ . O reator foi inoculado com lodo proveniente de lagoa anaeróbia de fecularia. As reduções médias de SV e DQO total foram de 89,5 a 99,5% e de 95,3 a 99,2%, respectivamente; e as produções médias de biogás variaram de 0,49 a 0,82  $L (g DQO removida)^{-1}$  e de 0,41 a 0,63  $L (L reator d)^{-1}$ .

COLIN et al. (2007) utilizaram um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (volume total de 13 L e útil de 9,46 L), com varetas de bambu (de 20 a 30 cm de comprimento e diâmetro de 1 cm) como meio suporte, para o tratamento de águas residuárias da produção de amido de mandioca, com valores médios de DQO total de  $5100 mg L^{-1}$ , SST de  $1280 mg L^{-1}$  e SSV de  $1250 mg L^{-1}$ . O reator foi operado com COV crescentes até  $11,8 g DQO (L d)^{-1}$ , com TDH de 43,2 a 9,5 h, num período de 6 meses, com temperatura média diurna de  $30^{\circ}C$  e noturna de  $19^{\circ}C$ . A eficiência de remoção de DQO total foi de 87% com a COV máxima e a produção específica de biogás foi de  $0,36 L (g DQO removida)^{-1}$ , com concentrações de metano de 69 a 81%.

LUIZ (2007) operando reator anaeróbio de leito fixo, tratando águas residuárias do despulpamento do café por via úmida diluídas, utilizando afluente com concentração de matéria orgânica em termos de DQO de 1000, 2500 e  $5000 mg L^{-1}$ , mantendo TDH de 1,3 dias, obteve eficiência média de remoção de 80 e 83% para os reatores R1 e R2.

BORGES e MATOS (2009) avaliaram a partida e desempenho de reator anaeróbio horizontal de leito fixo, no tratamento de águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro. O sistema foi preenchido com cubos de espuma de poliuretano para imobilização da biomassa ativa, trabalhando sob carga orgânica volumétrica de  $2,66 kg (m^3 d)^{-1}$  medida como DQO. O sistema obteve 49% em média de eficiência de remoção durante os 36 dias monitorados.

#### **2.4.2. Meio suporte para imobilização da biomassa**

A camada de material suporte tem por finalidade reter os sólidos biológicos no interior do reator, sejam aderidos à superfície do material na forma de biofilme, ou

presos nos espaços intersticiais dessa camada na forma de agregados, como flocos ou grânulos. Essa camada age também como um mecanismo separador de gases e sólidos, o que ajuda a promover o fluxo uniforme ao longo do reator e melhorar o contato entre os constituintes dos resíduos e a biomassa contida no reator (YOUNG, 1991).

Segundo SÁNCHEZ et al. (1994), o uso de materiais suportes contribui para o aumento do tempo de retenção celular (TRC), o que favorece o crescimento da população metanogênica e o aumento na capacidade do reator em resistir às alterações bruscas de carga, presença de compostos inibitórios e às mudanças nas características do substrato.

O uso de suportes porosos na imobilização de biomassa em sistemas anaeróbios reduz o tempo de partida, permitindo a aplicação de altas taxas de carregamento orgânico, favorecendo o crescimento do biofilme (ALVES, et al. 1999). Segundo estes autores, o fenômeno de aderência depende das propriedades físico-químicas da superfície do suporte, como porosidade, área superficial, rugosidade do material, distribuição do tamanho dos poros, pois estas propriedades determinam a capacidade de retenção das células. Os autores ainda constataram que o tipo de suporte utilizado pode influenciar a atividade metanogênica devido às possíveis interações químicas entre o material, o meio líquido e os microrganismos envolvidos. A composição do substrato também influencia na aderência dos microrganismos, já que substratos que proporcionam um grande crescimento do biofilme são menos sensíveis às características do material de suporte.

A escolha do tipo de material suporte é de fundamental importância para o sucesso desses reatores, visto que esses materiais determinam a capacidade de retenção das células e, muitas vezes, definem o equilíbrio e a diversidade da biota.

De acordo com BREITENBUCHER et al. (1990), os materiais suporte devem apresentar certas características, tais como:

- Resistência física para suportar seu próprio peso e o da biomassa formada;
- Elevada porosidade, de modo a garantir maior área disponível para o crescimento dos microrganismos responsáveis pelo processo de transformação bioquímica do material orgânico;

- Maior área superficial específica que permita maior aderência de biomassa;
- Não devem apresentar formato achatado ou que propicie encaixe ou superposição do material, o que iria reduzir o espaço macroporoso formado nos interstícios;
- Ser leves, de forma a se evitar a necessidade de construção de estruturas pesadas e caras para seu acondicionamento;
- Ser biológicos e quimicamente inertes, para não haver reação entre o leito e os sólidos biológicos;
- Possibilitar a colonização acelerada dos microrganismos, a fim de reduzir o tempo de partida do reator;
- Apresentar preço reduzido para baixar os custos de instalação.

Algumas pesquisas citadas por YOUNG (1991) indicaram que a superfície específica do material parece ter pequeno efeito no desempenho do tratamento de águas residuárias, pois com o aumento da superfície específica não houve correspondente aumento na eficiência de remoção de poluentes da água residuária.

Estudos realizados por YOUNG & DAHAB (1983) dão indicativos de que o tamanho de poros e a geometria do material são fatores mais importantes que a sua superfície específica.

Uma variedade de materiais de apoio têm sido usadas como matrizes para a formação de biofilmes. Alguns pesquisadores se debruçaram sobre materiais suporte de baixo custo comercial (CHENG et al., 1992 e CAMARGO e NOUR, 2001), enquanto outros têm investigado o fenômeno da adesão em diversos materiais, com ênfase sobre os aspectos fundamentais que regem a formação de biofilme (VERRIER et al., 1987 e VANDEVIVERE e KIRCHMAN, 1993; PIKANÇO et al, 2001).

Estas duas abordagens são igualmente importantes para o desenvolvimento de processos anaeróbios para o tratamento de águas residuais, uma vez que combinam teoria e prática.

Vários meios suportes têm sido avaliados e usados em diferentes reatores para o tratamento anaeróbio de esgoto doméstico e águas residuárias agroindustriais, podem ser citados: gomos de bambu (COUTO e FIGUEIREDO, 1993; NOUR et al., 2000), cascas de coco (TORRES et al., 2003), escória de altoforno de siderúrgicas (PINTO e CHERNICHARO, 1996), vários tipos e granulometrias de pedras (ANDRADE NETO et

al., 1999b), cerâmica porosa (ZELLNER et al., 1987; KAWASC et al., 1989; GOURARI e ACHKARIBEGDOURI, 1997; ORTEGA et al., 2001), espuma de poliuretano (HUYSMAN et al., 1983; FYNN e WHITMORE, 1984; GIJZEN et al., 1988; ZAIAT et al., 1996; RIBEIRO et al., 2005), fibras de nylon (CHAIPRASERT et al., 2003), pedaços de carvão, PVC (RUIZ et al., 1997; PASSIG, 1997; SHOW e TAY, 1999), esferas de vidros (SHOW e TAY, 1999) e carvão mineral (SARTI et al., 2008).

OLIVEIRA (2001) avaliando a degradação e toxicidade de formaldeído em reator anaeróbio horizontal de leito fixo, utilizou como meio suporte para imobilização da biomassa cubos de espuma de poliuretano. As concentrações de formaldeído variaram de 30 a 1500 mg/L, atingindo eficiência de remoção de 99,7% de formaldeído e 92% de DQO.

SARTI et al. (2008) avaliaram o potencial do reator anaeróbio horizontal de leito fixo, no tratamento de água residuária industrial contendo elevadas concentrações de sulfato. O reator foi preenchido com carvão mineral como meio suporte para imobilização da biomassa (leito fixo). Foram aplicadas cargas de 0,15; 0,30; 0,65; 1,30 e 1,90 kg  $\text{SO}_4^{-2}$ / ciclo ou batelada com duração de 48 h. O reator foi operado a temperatura ambiente, obtendo eficiências médias de redução de sulfato entre 88 e 92% em 92 ciclos (275 dias).

#### **2.4.2.1. Bambu (*Bambusa oldhamii*)**

A maioria das espécies de bambus conhecidas no Brasil, foi trazida pelos portugueses na época da colonização. Eles trouxeram as espécies tropicais exóticas, sendo as mais comuns: a *Bambusa Vulgaris* (bambu-verde), *Bambusa vulgaris* variedade Vitaa (bambu imperial), *Bambusa tuldoides* (bambu comum), *Dendrocalamus giganteis* (bambu gigante ou bambu balde) e *D. latiflonus* (COSTA, 2003).

O maior desenvolvimento vegetativo de bambus observa-se em solos arenosos com elevado teor de matéria orgânica e boa drenagem, essenciais para o ciclo de vida vegetativa de espécies tropicais. As chuvas, por sua vez, desempenham papel relevânte, pois o bambu é um grande consumidor de água e nutrientes. O nível de

precipitação pluviométrica para o desenvolvimento dos bambus varia de 1.300 a 1.400 mm por ano (COSTA, 2003).

Existem vários trabalhos relacionados a tratamento de águas residuárias com reatores nos quais o bambu é utilizado como material suporte. A maioria são com filtros anaeróbios, na tentativa de substituir a pedra brita (mais comumente utilizada no Brasil), buscando materiais que tenham estrutura resistente, leveza, grande área específica, porosidade elevada, custo reduzido e que seja biológica e quimicamente inerte (SPERLING, 1996).

TRITT et al. (1993) relataram que quando se usa material sintético para a fixação de matéria orgânica os resultados são positivos em termos de purificação, mas apresentam altos custos. Por este motivo o uso de material sintético pode se tornar inviável em países subdesenvolvidos, pois além do alto custo de aquisição, há necessidade do transporte, já que nestes países dificilmente eles são fabricados.

Desta forma o bambu pode ser um material alternativo porque tem alto índice de vazios, boa capacidade de retenção de biomassa, sua distribuição é vasta e o seu preço sem transporte é na média 13 vezes menor do que o do material sintético.

COUTO e FIGUEIREDO (1993) compararam em filtros anaeróbios ascendentes idênticos, a brita de tamanho número 4, anéis plásticos e gomos de bambu. Esses filtros foram operados com carga orgânica volumétrica de  $1 \text{ kg (m}^3 \text{ d)}^{-1}$  de DQO e tempo de residência hidráulica de 8 horas. As eficiências na remoção de DQO obtidas para os três materiais suportes foram bastante semelhantes, variando de 60% a 80%. No entanto, segundo esses autores, o bambu pode ser uma alternativa bastante promissora, devido ao seu baixo custo, durabilidade, grande volume de vazios e baixo peso, além de proporcionar boa eficiência na remoção de poluentes da água residuária.

NAVAL et al. (2004), testaram um filtro anaeróbio, com volume de  $1662 \text{ m}^3$ , no pós-tratamento de reator UASB tratando esgoto sanitário doméstico, com DQO total de aproximadamente  $250 \text{ mg L}^{-1}$ . No filtro anaeróbio de fluxo ascendente foi utilizado como material suporte anéis de bambu. As eficiências médias de remoção de DQO no filtro anaeróbio foram de 25%, com concentrações finais da ordem de  $150 \text{ mg L}^{-1}$ . A remoção

de sólidos também foi satisfatória e o efluente teve aspecto bastante clarificado, entretanto a remoção de nutrientes (nitrogênio e fósforo) praticamente não aconteceu.

TONETTI et al. (2007) avaliaram a partida de filtros anaeróbios, utilizando como material suporte anéis de bambu, para tratar esgoto sanitário proveniente de algumas instalações de uma universidade. Foi utilizado um tratamento preliminar e em seguida, uma porção do fluxo foi direcionada a três filtros anaeróbios. Os filtros foram construídos em aço inox com formato cilíndrico e com volume total de 500 L, com fundo cônico e separado da região ocupada pelo meio suporte por uma grade de bambu, funcionando como um compartimento para a distribuição do esgoto. Foram utilizados bambus da espécie *Bambusa tuldoides*, cortados em anéis de 5 cm. A avaliação dos valores de DQO demonstraram que, apesar de ter transcorrido um período de 6 meses, o sistema ainda não havia entrado em condições de equilíbrio, demonstrando que a eficiência de remoção poderia superar a média de 58%.

COLIN et al. (2007) utilizaram um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (volume total de 13 L e útil de 9,46 L), com varetas de bambu (de 20 a 30 cm de comprimento e diâmetro de 1 cm) como meio suporte, para o tratamento de águas residuárias da produção de amido de mandioca, com valores médios de DQO total de 5100 mg L<sup>-1</sup>, SST de 1280 mg L<sup>-1</sup> e SSV de 1250 mg L<sup>-1</sup>. O reator foi operado com COV crescentes até 11,8 g DQO (L d)<sup>-1</sup>, com TDH de 43,2 a 9,5 h, num período de 6 meses, com temperatura média diurna de 30 °C e noturna de 19 °C. A eficiência de remoção de DQO total foi de 87% com a COV máxima e a produção específica de biogás foi de 0,36 L (g DQO removida)<sup>-1</sup>, com concentrações de metano de 69 a 81%.

SANTOS (2009), utilizou quatro reatores anaeróbios horizontais: com manta de lodo e três com leito fixo, ligados em série no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Nos RAHLF foram utilizados como meio suporte anéis de bambu, anéis plásticos de eletroduto corrugado e anéis de bucha (*Luffa cylindrica*), respectivamente. Os tempos de detenção hidráulica (TDH) e as cargas orgânicas volumétricas (COV) aplicadas no RAHML foram de 12, 10, 8 e 8 h e 52,6; 60,9; 64,8 e 123,2 g DQO (L d)<sup>-1</sup>, respectivamente, foram obtidas eficiências médias de remoção de DQO total e SST no conjunto de reatores anaeróbios horizontais, em série, que diminuíram de 96,7% para

78,8%, e de 95,0 a 98,7% para 85,6% respectivamente, com o aumento da COV para 123,2 g DQO (L d)<sup>-1</sup> no RAHML.

#### **2.4.2.2. Fibras da casca de coco**

Cerca de 70% do resíduo sólido gerado no litoral dos grandes centros urbanos do Brasil é composto por cascas de coco verde, material de difícil degradação e que, além de foco e proliferação de doenças, vem diminuindo a vida útil de aterros sanitários. Na cidade de Fortaleza-CE, nos meses de alta estação (Junho, Julho, Agosto, Dezembro, Janeiro e Fevereiro) somente na Avenida Beira-Mar e na Praia do Futuro, são geradas 40 toneladas por dia deste resíduo (EMBRAPA, 2005).

A fibra de coco, tem sido amplamente explorado em diversas áreas: produção de mantas e telas para proteção do solo, biotecnologia e agricultura, produção de papel ( a utilização da casca do coco verde pode representar uma considerável porcentagem de matéria-prima para a indústria de papel e celulose, uma vez que dentro dos padrões industriais, se considera que um material vegetal é apto para a produção de papel quando apresenta uma porcentagem de 33% de celulose, componente básico na elaboração deste produto). Utilização na construção civil (a fibra de coco tem um excelente potencial, por exemplo, para uso na construção civil através de pranchas pré-moldadas, por suas características de resistência e durabilidade, ou na utilização do fibro-cimento, porém muitas pesquisas ainda estão sendo realizadas a fim de que se esgotem todas as possibilidades de utilização não só da fibra do coco, como do mesmo como um todo, que é considerado como um rejeito (SENHORAS, 2003).

A casca de coco é constituída por uma fração de fibras e outra denominada pó, que se apresenta agregada às fibras. Ambas as frações apresentam elevada porosidade, alto potencial de retenção de umidade, além de serem meios de cultivo 100% naturais e indicados para germinação de sementes, propagação de plantas em viveiros e no cultivo de flores e hortaliças (ROSA *apud* PINTO, 2003).

ALVES et al. (2007) avaliaram o desempenho de reator anaeróbio horizontal de leito fixo, utilizando fibras de coco como meio suporte para a imobilização da biomassa no tratamento de vinhaça, com valores de DQO afluente de aproximadamente, 4700 mg



L<sup>-1</sup>. Os resultados mostraram redução para 200 mg L<sup>-1</sup> apresentando eficiência de remoção acima de 95%, evidenciando a eficiência da fibra de coco como meio suporte.

TORRES et al. (2003), avaliaram a operação de um reator anaeróbio de leito fixo, com três meios suportes (casca de coco, anéis de bambu e um leito misto composto por resíduos cerâmicos de ladrilhos e telhas e por casca de coco), no tratamento de águas residuárias do processo de extração de amido de mandioca. Os resultados mostraram que o meio suporte constituído por casca de coco proporcionou ao reator melhores condições operacionais, o qual apresentou eficiência média na remoção de DQO e SST de 70% e 90%, respectivamente.

### **III. MATERIAIS E MÉTODOS**

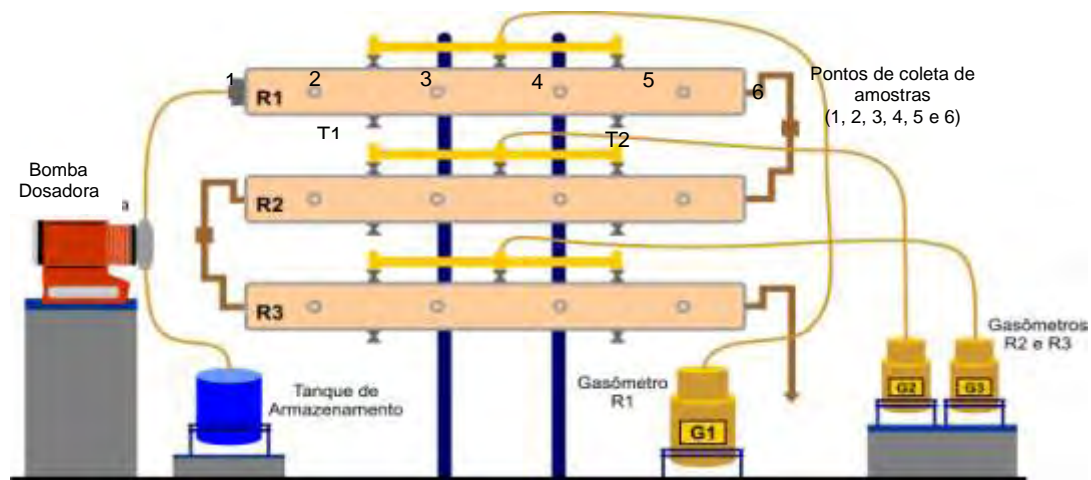
#### **3.1. Local**

O trabalho foi desenvolvido nas instalações experimentais e laboratórios da área de Biodigestão Anaeróbia do Departamento de Engenharia Rural da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Câmpus de Jaboticabal, da Universidade Estadual Paulista-UNESP, 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 1.405 mm e temperatura média anual de 23,2 °C.

#### **3.2 Instalações Experimentais**

A unidade experimental foi composta por tanque de alimentação e armazenamento do afluente, bomba dosadora de diafragma, um reator anaeróbio horizontal com manta de lodo (RAHML - R1) e dois reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF - R2 e R3), instalados em série (Figuras 2 e 3). Os reatores foram construídos com tubos e conexões de PVC, com 80 cm de comprimento e 4,5 cm de diâmetro, com volume total de 1,2 L cada. Para o monitoramento e armazenamento da produção de biogás foram instalados gasômetros de plástico, nos reatores R1, R2 e R3 (Figuras 2 e 3).

Os reatores anaeróbios horizontais possuíam ao longo do comprimento, quatro registros para a coleta de amostras de efluentes, para a realização do perfil espacial, e dois registros (T1 e T2) na parte inferior dos reatores para a coleta de lodo. Os registros de coleta de efluente estão a 10, 30, 50 e 70 cm da entrada do afluente. Os registros de coleta do lodo estão distanciados de 20 cm das entradas e saídas dos reatores.



**FIGURA 2.** Unidade experimental composta por reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML, R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF), com anéis de bambu (R2) e cubos de fibra de coco (R3). Gasômetros (G). Pontos de amostragem do afluente (1). Pontos de coleta dos efluentes (2, 3, 4, 5). Saída do reator (6). Pontos de coleta de amostras de lodo (T1 e T2) e bomba dosadora de diafragma.

O R1 foi alimentado utilizando-se uma bomba dosadora de diafragma, para a regularização das vazões do afluente no R1 e conseqüentemente no R2 e R3, para os quais a condução foi por gravidade.



**FIGURA 3.** Unidade experimental composta de reator anaeróbio horizontal com manta de lodo (RAHML - R1) e dois reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF - R2 e R3), Bomba dosadora. Tanque de armazenamento. Selos hidráulicos e gasômetros.

Foram acopladas três saídas de biogás eqüidistantes na parte superior dos reatores horizontais, e a monitorização da produção foi realizada com gasômetros de plástico, conforme descrito por FERNANDES e OLIVEIRA (2006).

### 3.3. Meios suportes para imobilização da biomassa

Foram utilizados como meio suporte nos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF) anéis de bambu para o R2 e cubos de fibra de coco seco no R3. Os meios suportes foram utilizados na sequência do maior tamanho de poro (bambu) para o menor (fibras de coco). Os anéis de bambu e a fibra de coco possuíam 72 e 85% de índice de vazios, respectivamente. Os anéis de bambu apresentavam cerca de 1,5 cm de comprimento e 1 cm de diâmetro e os cubos de fibra de coco, tinham em média 2,5 cm em cada lado (FIGURA 4).



**FIGURA 4.** Anéis de bambu (a) e cubos de fibra de coco (b), materiais usados como meio suporte no preenchimento de 50% do volume total dos reatores R2 e R3, respectivamente.

### 3.4. Afluente

O afluente utilizado para a alimentação contínua do R1 foi preparado, adicionando-se 3 litros de água a 1 litro de café (*Arábica*) em coco, o qual permaneceu imerso por 24 h. Em seguida os grãos de café foram triturados e descascados

manualmente, e mantidos em imersão por mais 1 h, obtendo-se assim uma água residuária com características similares as do despulpamento do café por via úmida, realizado mecanicamente nas propriedades produtoras após a colheita, conforme também foi verificado por e PRADO e CAMPOS (2008). Após este procedimento o líquido era peneirado (peneira de nylon com malha quadrada de 1,5 x 1,5 mm), visando a separação dos sólidos grosseiros, como cascas e pedaços de grãos de café, evitando assim o entupimento da linha de sucção da bomba dosadora.

Antes da alimentação diária do R1, a água residuária era neutralizada com calcário visando a obtenção de afluente com pH em torno de 7,0; o qual em seguida era colocado no tanque de armazenamento. O R2 era alimentado continuamente com o efluente do R1 e o R3 com efluente do R2 (FIGURA 5).



**FIGURA 5.** Café em coco imerso em água na proporção de 3 litros de água para 1 litro de café por um período de 24 horas (a), água residuária proveniente do descascamento do café em coco por atritamento manual (b).

### **3.5. Descrição da operação do sistema de tratamento com reatores anaeróbio horizontal de manta de lodo e de leito fixo.**

O experimento foi dividido em três ensaios, variando-se o tempo de detenção hidráulica (TDH) e a carga orgânica volumétrica (COV), conforme apresentado na

Tabela 5. A duração foi de 130, 100 e 76 dias, para os ensaios 1, 2 e 3 respectivamente, totalizando 306 dias de operação.

**TABELA 5.** Condições operacionais impostas ao sistema de tratamento com reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML - R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF - R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	Duração	TDH			COV			Vs		
		(h)			(kg DQO total (m <sup>3</sup> d) <sup>-1</sup> )			(m h <sup>-1</sup> )		
		R1	R2	R3	R1	R2	R3	R1	R2	R2
1	130	30	30	30	12,8	5,1	3,2	0,0026	0,0026	0,0026
2	100	24	24	24	13,2	6,8	5,3	0,0033	0,0033	0,0033
3	76	18	18	18	19,7	10,8	9,1	0,0044	0,0044	0,0044

TDH- Tempo de detenção hidráulica, COV- Carga orgânica volumétrica, Vs – Velocidade superficial.

O primeiro reator (R1) foi alimentado com afluente com concentrações médias de SST de 1215, 1455 e 1579 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os valores médios de DQO total no afluente dos reatores R1, R2 e R3 foram de 16002, 6424 e 4067 mg L<sup>-1</sup>, de 13198, 6807 e 5232 mg L<sup>-1</sup> e de 14774, 8154 e 6871, nos ensaios 1, 2 e 3 (Tabela 6).

**TABELA 6.** Características do afluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML - R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF - R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	Duração	DQO total			SST			SSV		
		mg L <sup>-1</sup>								
		R1	R2	R3	R1	R2	R3	R1	R2	R3
1	130	16002	6424	4067	1215	537	332	510	193	74
2	100	13198	6807	5232	1455	483	274	693	177	56
3	76	14774	8154	6871	1579	426	286	659	122	59
CV (%)		23	23	29	23	44	46	67	109	110

DQO- demanda química de oxigênio, SST - sólidos suspensos totais, SSV- Sólidos Suspensos Voláteis, CV- coeficiente de variação.

O primeiro ensaio teve maior duração devido à adaptação dos microrganismos ao resíduo e as altas cargas orgânicas volumétricas aplicadas e a partida do reator.

### **3.6. Procedimento de partida de cada ensaio.**

Para a partida dos reatores, no ensaio 1, foi usado como inóculo, lodo floculento com alguns grânulos proveniente de reator UASB, em escala piloto tratando águas residuárias de suinocultura com concentração de sólidos totais de  $56,8 \text{ g L}^{-1}$ . O segundo reator (RAHLF) preenchido com anéis de bambu, como meio suporte para imobilização da biomassa, foi inoculado com microrganismos arrastados com o efluente do R1 e o terceiro reator, preenchido com cubos de fibra de coco foi inoculado por microrganismos arrastados com o efluente do R2.

Ao final do primeiro, segundo, e terceiro ensaio foi retirado 100 mL de lodo (T1 e T2) dos reatores R1, R2 e R3 para análise de sólidos suspensos totais, e em seguida foram repostos 200 mL de lodo em cada um dos reatores. O lodo utilizado para reposição nos reatores no final dos ensaios 1 e 2 era proveniente de reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura com concentração de SST de  $54,3$  e  $54,9 \text{ g L}^{-1}$ , respectivamente.

### **3.7. Análises físicas e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos nos afluentes, efluentes e biogás.**

As amostras dos efluentes dos reatores 1, 2 e 3 foram coletadas nas torneiras de amostragem de cada reator. As amostras do afluente do reator 1 foi coletada após a neutralização da água residuária com calcário, diretamente no tanque de armazenamento.

Na Tabela 7 estão apresentados as análises físicas e as determinações dos constituintes orgânicos e inorgânicos efetuados nas amostras coletadas, frequência de realização das análises e as fontes das metodologias utilizadas.

**TABELA 7.** Exames e determinações, frequência e fontes das metodologias utilizadas.

<b>Exames e determinações</b>	<b>Frequência</b>	<b>Referência bibliográfica</b>
<b>afluente e efluentes</b>		
Temperatura	Diária	APHA, AWWA, WPCF (2005)
pH	Diária	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Alcalinidade total, parcial e intermediária	2 por semana	APHA, AWWA, WPCF(2005), JENKINS et al. (1983)
Ácidos voláteis totais	2 por semana	DILALLO e ALBERTSON (1961)
Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV)	2 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Demanda química de oxigênio (DQO total); DQO da fração dissolvida (DQO diss.) e da fração de sólidos suspensos (DQO SS)	2 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005) e OLIVEIRA(1997)
Nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am),nitrogênio orgânico (N-org.)	1 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Fósforo total (P-total)	1 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Fenóis totais (FT)	2 por semana	Folin-Ciocalteau (1977) apud SHAHIDI (1995)
K, Na, Mg, Ca	1 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Cu, Mn, Fe, Zn	1 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
<b>Biogás</b>		
Produção	Diária	FERNADES e OLIVEIRA (2006)
Composição	Quinzenal	APHA, AWWA, WPCF (2005)
<b>Lodo</b>		
Sólidos totais (ST) e voláteis (SV)	No inóculo e final de cada ensaio	APHA, AWWA, WPCF (2005)

### 3.7.1. Temperatura

Foram obtidas as temperaturas climatológicas do ar (mínima, média e máxima) referentes aos períodos dos ensaios do experimento. Os elementos meteorológicos, utilizados nesse trabalho, foram extraídos de um conjunto de dados pertencentes ao acervo da Estação de Agrometeorologia do Departamento de Ciências Exatas. As observações feitas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Câmpus de Jaboticabal foram coletadas, digitalizadas em formato padronizado, realizada a consistência e



controle de qualidade. Em seguida foram obtidas médias diárias, mensais e anuais (UNESP, 2010).

### **3.7.2. pH, Alcalinidade e Fenóis Totais.**

O pH foi determinado de acordo com APHA, AWWA, WPCF (2005), no afluente, e nos efluentes dos reatores 1, 2 e 3 .

Os parâmetros alcalinidade total (AT), obtidos com a titulação da amostra até pH 4,30 e alcalinidade parcial (AP), com titulação até pH 5,75, foram determinados de acordo com as metodologias descritas por APHA, AWWA, WPCF (2005) e JENKINS et al., (1983). Esta última, com o objetivo de distinguir a contribuição relativa do efeito tampão, produzido por bicarbonatos. Através desta metodologia determinou se também o valor da alcalinidade intermediária (AI), entre o pH 5,75 e 4,30, o qual foi calculado por  $AI = AT - AP$  e indicava a alcalinidade devido a presença de ácidos orgânicos voláteis.

As concentrações de fenóis totais (FT) foram determinadas duas vezes por semana, segundo metodologia de Folin-Ciocalteu, descrito por SHAHIDI et. al. (1995). Este método baseia-se na reação dos fenóis com o reagente de Folin-Ciocalteu, o qual forma um complexo de coloração azulada, sendo determinado em espectrofotômetro com comprimento de onda de 765 nm, determinando-se assim a concentração de fenóis totais nas amostras com o auxílio de uma curva padrão obtida previamente.

### **3.7.3. Ácidos voláteis totais (AVT)**

A determinação de AVT por titulometria, é baseada no volume de hidróxido de sódio consumido para elevar o pH de 4,0 para 7,0, após ter se extraído da amostra o sistema carbônico, reduzindo se o pH para 3,4 e aquecendo se o mesmo até a fervura por 3 minutos, conforme descrito por DILALLO e ALBERTSON (1961).

### 3.7.4. Demanda química de oxigênio (DQO)

A DQO total foi determinada utilizando-se as amostras coletadas no afluente e nos efluentes dos reatores 1, 2 e 3, submetendo-se as mesmas ao método colorimétrico e digestão com refluxo fechado em tubos de cultura.

Para a determinação da DQO dissolvida a amostra foi homogeneizada e filtrada através de membrana de filtro de fibra de vidro, padrão (GF 52-C; 47 mm) e o filtrado coletado foi submetido às metodologias para a determinação de DQO, segundo APHA, AWWA, WPCF (2005). A DQO devido à fração dos sólidos suspensos foi obtida pela diferença entre o valor da DQO total e da DQO dissolvida, conforme descrito por OLIVEIRA (1997).

### 3.7.5. Produção do Biogás

A produção do biogás foi avaliada diariamente pelo volume de biogás armazenado no gasômetro, medindo-se o deslocamento vertical da cúpula dos gasômetros e multiplicando-se pela área da secção transversal interna dos gasômetros. Após cada leitura os gasômetros foram zerados, descarregando se o gás neles armazenados. A correção do volume de gás para as condições de 1 atm e 0°C foi efetuada através da expressão que resulta da combinação das leis de Boyle e Gay-Lussac:

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

Na qual:

$V_0$  = volume corrigido do gás;

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

$T_0$  = temperatura corrigida do biogás, em K;

$V_1$  = volume do biogás nas condições de leitura (área do gasômetro multiplicada pela leitura, sendo a área do gasômetro do reator 1 de 0,02110 m<sup>2</sup> e a área do gasômetro do reator 2 e 3 de 0,0379 m<sup>2</sup>)

$P_1$  = pressão do biogás no gasômetro, em mm H<sub>2</sub>O (pressão atmosférica do local + pressão interna do gasômetro: 5 mm H<sub>2</sub>O para o gasômetro do reator 1 e 2 mm H<sub>2</sub>O para o gasômetro dos reatores 2 e 3).

$T_1$  = temperatura do biogás no instante de leitura, em K.

Sendo a pressão atmosférica média de Jaboticabal 9632,43 mm H<sub>2</sub>O, obtiveram-se as seguintes expressões para a correção do volume de biogás a 0°C e 1 atm, para os reatores 1, 2 e 3:

Reator R1:

$$V_0 = V_1 \times \frac{254,76}{T_1}$$

Reator R2:

$$V_0 = V_1 \times \frac{254,69}{T_1}$$

Reator 3

$$V_0 = V_1 \times \frac{254,69}{T_1}$$

### 3.7.6. Composição do Biogás

As análises de composição do biogás foram realizadas semanalmente para a determinação dos teores de metano (CH<sub>4</sub>) e dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). As amostras foram coletadas e posteriormente analisadas em cromatógrafo de fase gasosa, marca FININGAN 6C- 9001, com detector de condutividade térmica (TCD) e colunas “Poropac Q” (3 m e 1/8”) e Peneira molecular.

### 3.7.7. Análise dos teores de macronutrientes e micronutrientes.

Determinou-se a concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) através do método semi-micro Kejdahl, o qual consiste na destilação do extrato da amostra digerida com ácido sulfúrico e peróxido de hidrogênio (50%) em aparelho digestor Digesdahl Hach, conforme metodologia descrita por BATAGLIA et al. (1983). A destilação da amostra digerida baseia-se na transformação do nitrogênio amoniacal em amônia, a qual é fixada na solução de ácido bórico, onde o destilado é coletado e

posteriormente titulado com ácido sulfúrico na presença de indicador, conforme descrito por APHA, AWWA, WPCF (2005).

O nitrogênio amoniacal foi determinado pelo mesmo método, utilizando-se assim a amostra bruta, ou seja, não digerida, conforme descrito por APHA, AWWA, WPCF (2005). A concentração de nitrogênio orgânico (N-org), foi obtida pela diferença entre o teor de NTK e N-amoniacal.

A concentração de fósforo foi determinada pelo método de digestão com ácido sulfúrico e peróxido de hidrogênio (50%), realizada em aparelho digestor Digesdahl Hach, utilizando-se o extrato preparado em análise colorimétrica empregando-se soluções de metavanadato e molibdato de amônio. Este método baseia-se na formação de um composto colorido amarelo do sistema vanadomolibdofosfórico em acidez de 0,2 a 1,6 N, o qual foi medido em espectrofotômetro com comprimento de onda de 420 nm, determinando-se assim, a concentração de fósforo nas amostras com o auxílio de uma curva padrão, obtida previamente conforme metodologia descrita pelo APHA, AWWA, WPCF (2005).

As concentrações de potássio, cálcio, magnésio, cobre, ferro, manganês, zinco e sódio, foram determinadas em Espectrofotômetro de absorção atômica modelo GBC932 AA, nas amostras submetidas à digestão com  $H_2SO_4$  e peróxido de hidrogênio (50%) em aparelho digestor Digesdahl Hach, conforme metodologia descrita por BATAGLIA et al. (1983).

### **3.7.8. Análise estatística**

Foram realizadas análises estatísticas dos valores obtidos para os parâmetros analisados, por meio do teste F e o Tukey 5%, considerando-se o delineamento inteiramente casualizado, com três tratamentos (ensaios 1, 2 e 3) e diferentes números de repetições para cada atributo avaliado.

## IV. RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 4.1. Temperatura

Na Tabela 8 estão apresentados os valores das temperaturas do ar máximas, médias e mínimas, observadas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Câmpus de Jaboticabal, durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com o reator anaeróbio horizontal de manta de lodo e de leito fixo, nos ensaios 1, 2 e 3.

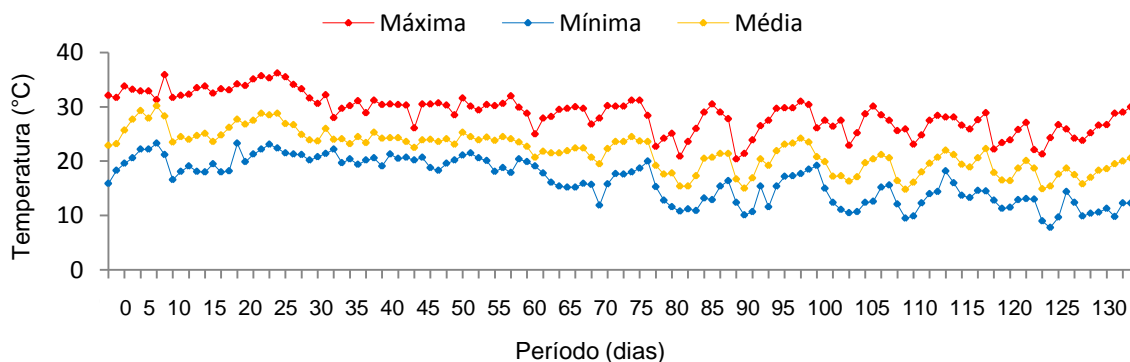
**TABELA 8.** Valores médios das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar (em °C), durante os ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	Período	Máxima	CV(%)	Média	CV(%)	Mínima	CV(%)
1	10/02 a 20/06/10	27	10	19	13	13	21
2	21/06 a 30/09/10	29	9	21	11	13	19
3	01/10 a 16/12/10	30	9	23	8	17	13

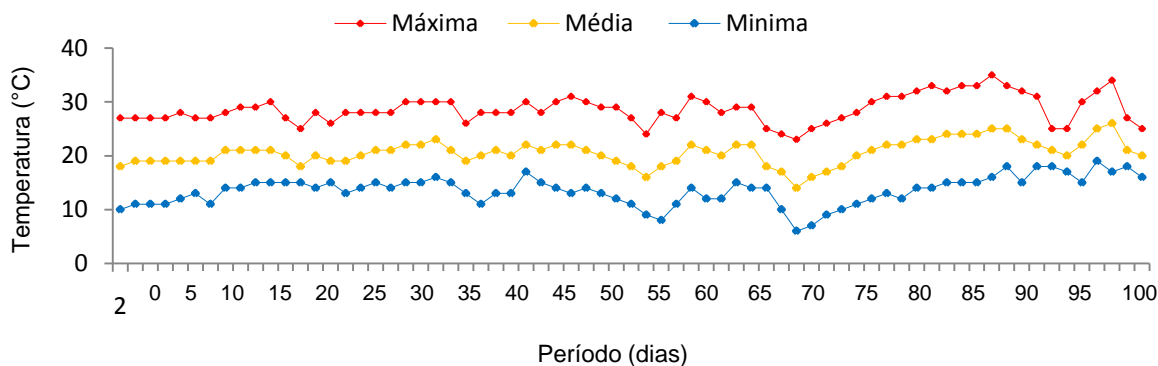
cv. – coeficiente de variação

Durante os meses de fevereiro a dezembro de 2010, foram observados os valores médios de temperatura do ar máximas, médias e mínimas de 27, 29 e 30 °C; 19, 21 e 23°C e de 13, 13 e 17°C, respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3. As temperaturas médias do ar, na maior parte do tempo de operação dos reatores no primeiro ensaio, foram superiores a 20°C, até o início do mês de maio, diminuindo nos meses seguintes. No segundo ensaio, a temperatura média foi igual ou inferior a 20°C até o início do mês de agosto, voltando a aumentar (Figuras 6, 7 e 8).

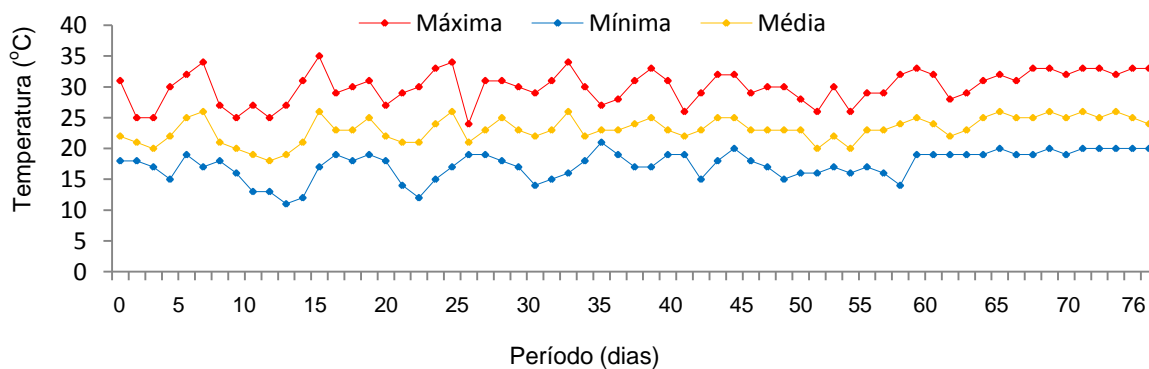
A atividade dos microrganismos envolvidos na digestão anaeróbia é muito dependente da temperatura a que estão expostos, em especial para o grupo metanogênico, o qual apresenta um intervalo de temperatura muito restrito de atividade. SPEECE (1995) citou que com temperaturas abaixo de 20°C o processo de digestão pode ser limitado pela velocidade da etapa hidrolítica. Foi observado queda na temperatura durante o segundo ensaio e este fator pode ter colaborado, junto com o aumento da carga orgânica volumétrica para a queda na eficiência de remoção dos reatores e aumento na concentração de ácidos voláteis.



**FIGURA 6.** Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 10/02/10 a 20/06/10 observadas na Estação Agroclimatológica da UNESP, Jaboticabal, durante o ensaio 1.



**FIGURA 7.** Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 21/06/10 a 30/09/10 observadas na Estação Agroclimatológica da Unesp, Jaboticabal, durante o ensaio 2.



**FIGURA 8.** Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 01/10/10 a 16/12/10 observadas na Estação Agroclimatológica da Unesp, Jaboticabal, durante o ensaio 3.

## 4.2. Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Na Tabela 9 estão apresentados os valores e os coeficientes de variação (CV) em % da DQO total, DQO dissolvida e DQO devido aos sólidos suspensos do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML - R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF - R2 e R3).

**TABELA 9.** Valores médios, coeficientes de variação (CV) em % e Teste F da DQO total, dissolvida e devido a fração de sólidos suspensos do afluente e efluentes dos reatores R1, R2 e R3 e carga orgânica volumétrica (COV) em relação a DQO total, obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

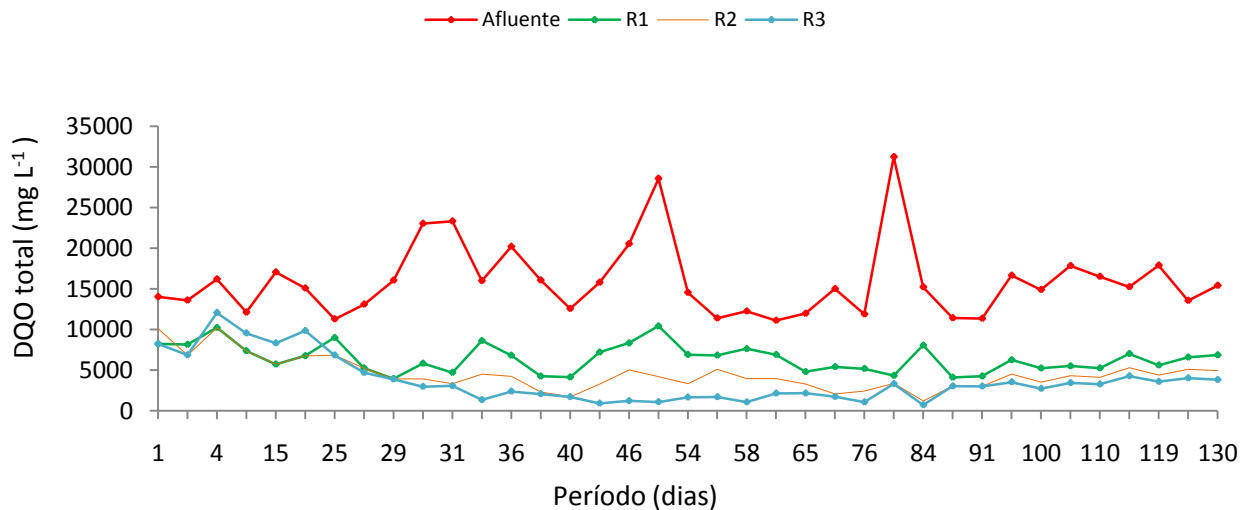
Parâmetro		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
DQO total (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	16002 a	13198 b	14744 ab	23	4,5*
	R1	6424 b	6807 b	8154 a	23	6,12**
	R2	4067 c	5232 b	6871 a	29	17,8**
	R3	2975 c	4081 b	5700 a	38	16,4**
DQO diss. (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	14176	12097	13668	25	2,7 <sup>ns</sup>
	R1	5680 b	5902 b	7457 a	26	6,6**
	R2	3688 b	4523 b	6051 a	31	14,3**
	R3	2708 b	3672 b	5268 a	41	14,8**
DQO ss. (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	1826 a	11041 b	1056 b	53	8,5**
	R1	744	904	818	91	0,31 <sup>ns</sup>
	R2	376 b	708 a	820 a	32	33,7**
	R3	276 b	409 a	504 a	38	15,5**
COV (kg DQO total (m <sup>3</sup> d) <sup>-1</sup> )	R1	12,8 b	13,2 b	19,7 a	12	16,2**
	R2	5,1 b	6,8 b	10,8 a	22	7,9**
	R3	3,2 b	5,3 b	9,1 a	31	22,5**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) –

Os valores médios da DQO total no afluente e efluentes dos reatores R1, R2 e R3 durante o primeiro ensaio foram de 16002, 6424, 4067 e 2975 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente.

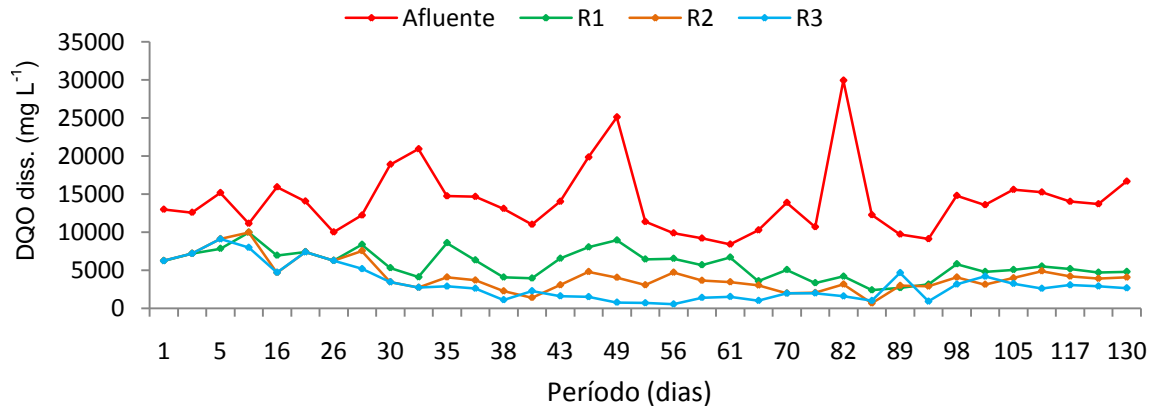
No ensaio 1 observaram-se variações na DQO total do afluente de 11000 a 31270 mg L<sup>-1</sup>, as quais refletiram-se nos valores da DQO total dos efluentes do R1, R2 e R3 até os 54 dias de operação (Figura 9). A partir daí, os valores de DQO total do efluente do R1 e R2 decresceram até os 80 dias de operação, quando sofreram um choque de carga orgânica, o qual foi assimilado sem distúrbios. Até os 130 dias de operação observaram-se, nos afluentes e efluentes, valores estáveis de DQO total. Houve diferença significativa nos valores médios de DQO total do afluente nos ensaios 1 e 2 ( $p < 0,05$ ).

As eficiências médias de remoção de DQO total no ensaio 1, 2 e 3 foram de 60, 42, 33 e 76% de 43, 23, 21 e 69% e de 44, 15, 16 e 61% nos reatores R1, R2, R3 e no sistema de tratamento composto pelos reatores (R1+R2+R3), respectivamente (Tabela 10).



**FIGURA 9.** Valores de DQO total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.





**FIGURA 10.** Valores de DQO dissolvida no afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.

As variações nos valores da DQO dissolvida no ensaio 1 podem ser observadas na Figura 10 e os valores médios da concentração de DQO dissolvida do afluente e efluentes do R1, R2 e R3 foram de 14176, 5680, 3688 e 2708 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. As eficiências médias de remoção de DQO dissolvida no R1, R2, R3 e no sistema de tratamento composto pelo conjunto de reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1,2 e 3 foram de 54, 32, 32 e 78% de 51, 23, 17 e 63% e de 45, 18, 13 e 55%, respectivamente, (Tabela 10).

Apesar do reator estar aclimatado a altas COV, as águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida apresentam maior parte da matéria orgânica dissolvida e vários compostos tóxicos como fenóis e taninos, os quais podem acentuar os riscos de acidificação do reator e inibir ou até mesmo eliminar os microrganismos que compõem a microbiota do lodo de inoculo. Nos ensaios 2 e 3 ocorreu aumento acentuado das concentrações de ácidos voláteis totais (Tabela 14), o que será discutido no item 4.5.

Analisando os dados de DQO total e DQO dissolvida confirma-se a predominância de sólidos orgânicos dissolvidos na água residuária do despulpamento manual dos frutos do cafeeiro, sendo que este corresponde a aproximadamente 89 e 92% em média do afluente, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

**TABELA 10.** Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F da eficiência de remoção de DQO total, dissolvida e devido aos sólidos suspensos (E em %), obtidos durante a operação do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e do sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3).

Parâmetro		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
		E(%)				
DQO total(%)	R1	60 a	48 b	44 b	20	15,5**
	R2	42 a	23 b	15 b	36	35,1**
	R3	33 a	21 ab	16 b	72	4,9**
	R1+R2+R3	76 a	69 ab	61 b	18	7,2**
DQO diss.(%)	R1	54	51	45	25	2,6 <sup>ns</sup>
	R2	32	23	18	80	2,4 <sup>ns</sup>
	R3	32	17	13	118	3,1 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	78 a	63 b	55 b	16	26,7**
DQO ss (%)	R1	45 a	14 b	9,3 b	179	3,8*
	R2	15	16	10	33	0,1 <sup>ns</sup>
	R3	27	40	27	29	2,7 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	81 a	61 b	46 c	21	31,2**

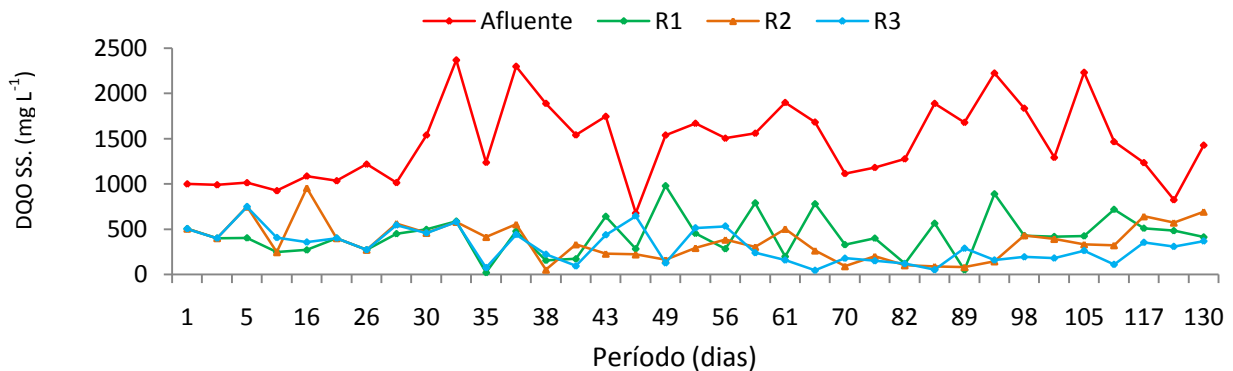
Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

Observou-se que os valores de eficiência de remoção de DQO total no R1 e R2 aumentaram a partir dos 25 dias de operação (Figura 12), propiciando para o conjunto de reatores (R1+R2+R3) atingir valor médio de 76% de eficiência (Tabela 10). Com isso, até os 100 dias, apesar das oscilações das remoções nos reatores R1, R2 e R3, para o conjunto as eficiências mantiveram-se em torno de 90% (Figura 12). A partir daí, até os 130 dias de operação, no R1 as remoções de DQO total estabilizaram-se entre 60 e 70%, no R2 e R3 entre 20 e 30%, e no conjunto de reatores em torno de 80% (Figura 12).

Dessa forma, nos primeiros 25 dias de operação, os reatores mantiveram-se instáveis, devido a adaptação do lodo utilizado como inóculo no R1, o qual era

proveniente de reator UASB tratando águas residuárias de suinocultura, e também do início de inoculação do R2 e R3 com microrganismos arrastados com os efluentes do R1 e R2, respectivamente. Após este período, até 100 dias, houve adaptação do lodo do R1 e inoculação do R2 e R3 com o acúmulo de lodo (microrganismos) transportados com o efluente. Dos 100 aos 130 dias estabeleceu-se o equilíbrio entre a produção de lodo e o arraste de sólidos com o efluente, de tal forma que a eficiência de remoção de DQO total do conjunto de reatores (R1+R2+R3), a qual estava em torno de 90% até os 100 dias de operação, estabilizou-se num patamar de 80%. Mesmo com estas variações, a eficiência média de remoção de DQO total no conjunto dos reatores R1, R2 e R3 foi de 79 % com CV de 76%, com as maiores reduções de 61% no R1.

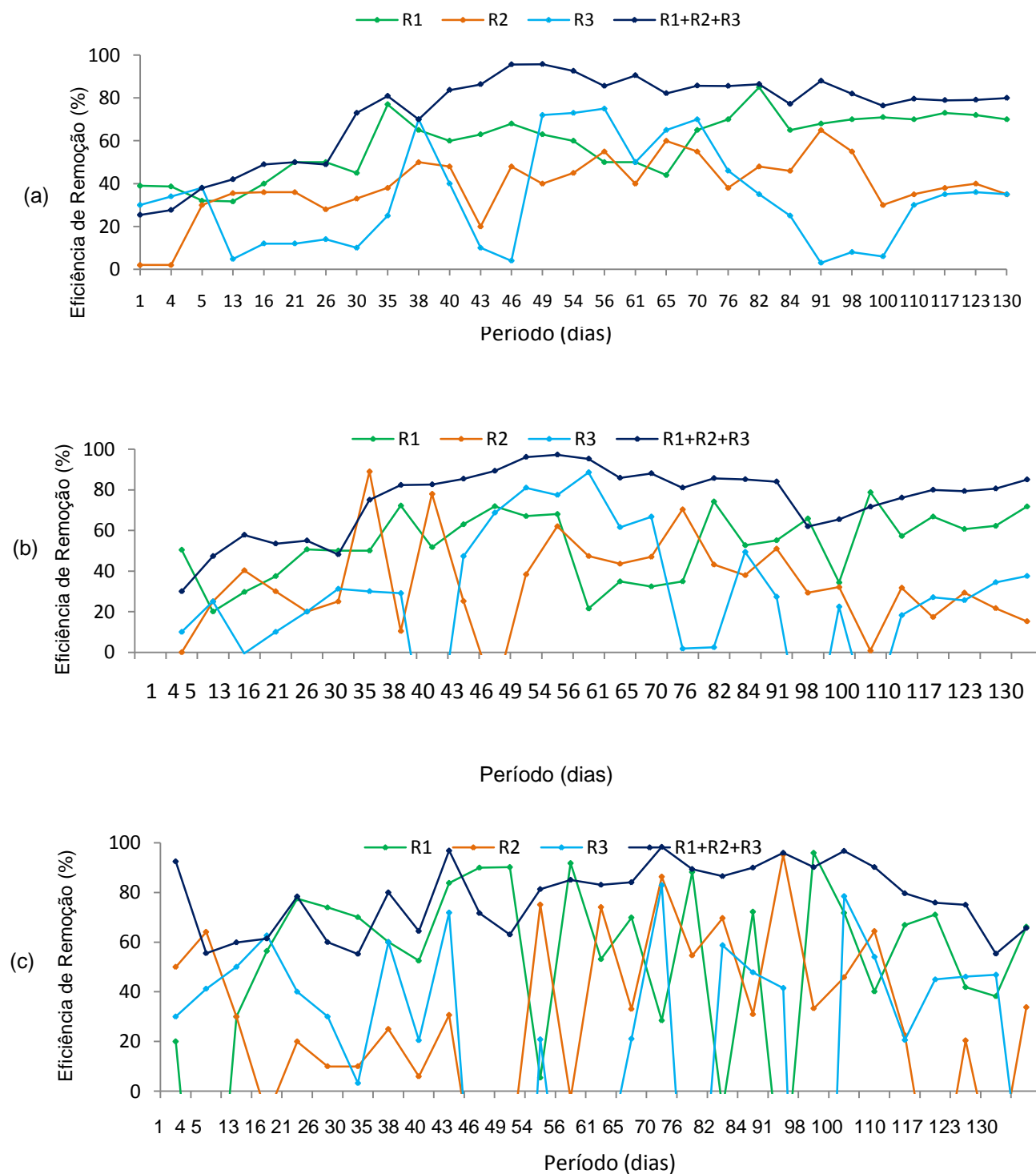
Os valores médios da DQO ss. do afluente e efluentes do R1, R2 e R3 foram de 1826, 744, 379 e 276 mg L<sup>-1</sup>, de 1101, 904, 708 e 409 mg L<sup>-1</sup>, e de 1056, 818, 820 e 504 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente (Tabela 9). As eficiências médias de remoção de DQO ss. no ensaio 1, foram de 45, 15, 27 e 81% no R1, R2, R3 e no conjunto de reatores (R1+R2+R3), respectivamente.



**FIGURA 11.** Valores de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.

O tempo de detenção hidráulica (TDH), aplicado nos reatores R1, R2 e R3 decresceram de 30 para 24 e 18, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Pode-se observar que as eficiências de remoção de DQO no final do ensaio 1 mantiveram-se constantes (Figura 12 a). Porém quando o tempo de detenção hidráulica decresceu para 24 h no ensaio 2, houve um aumento na carga orgânica volumétrica (COV) de 10,7

para 12,8 kg de DQO total ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ ), promovendo instabilidade no desempenho do reator.

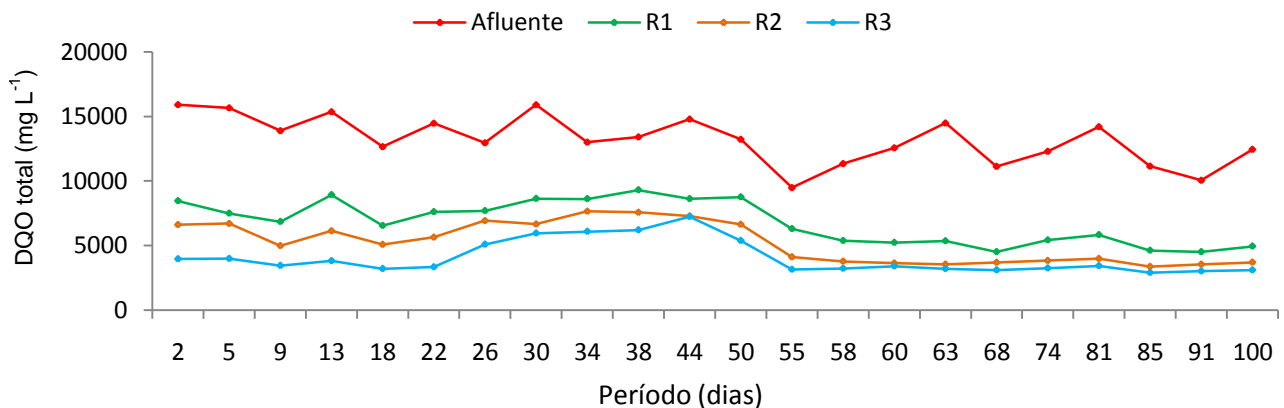


**FIGURA 12.** Eficiência de remoção de DQO total (a), DQO dissolvida (b) e DQO devido aos sólidos suspensos (c) no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 1.

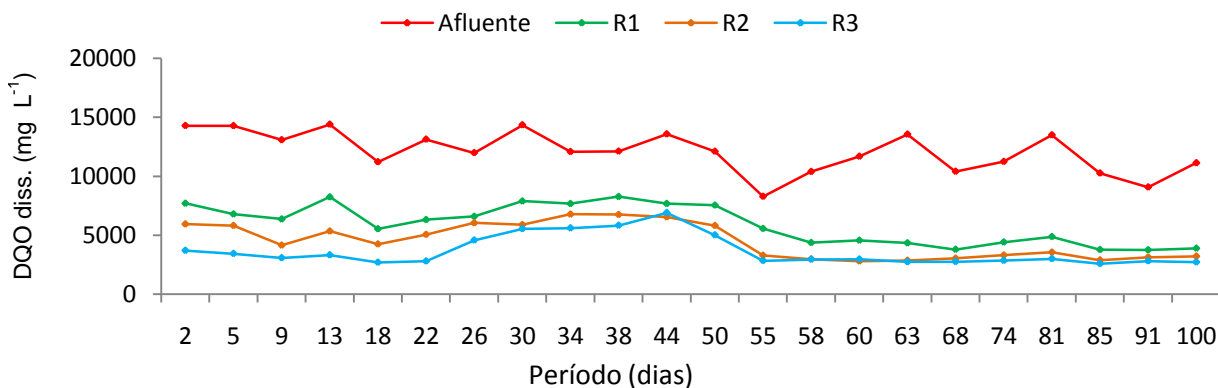
Deste modo os valores da DQO total afluente ao R2 e R3 aumentaram consideravelmente, provavelmente pelo choque de carga orgânica volumétrica, e não adaptação do lodo a altos valores de DQO, refletindo-se até aproximadamente 60 dias, quando os reatores R1, R2 e R3 adaptaram-se a maiores valores de COV, como pode ser observado pelo aumento da eficiência de remoção de DQO total, evidenciando a estabilidade dos reatores (Figura 16 a).

O aumento na carga hidráulica leva à redução na capacidade do biofilme microbiano em absorver o material orgânico solúvel e suspenso. Tal fato, possivelmente, colaborou para o aumento da DQO e de outros poluentes no efluente, os quais não foram degradados a tempo dentro do reator, implicando na redução da eficiência de suas remoções (HUANG e JIH 1997).

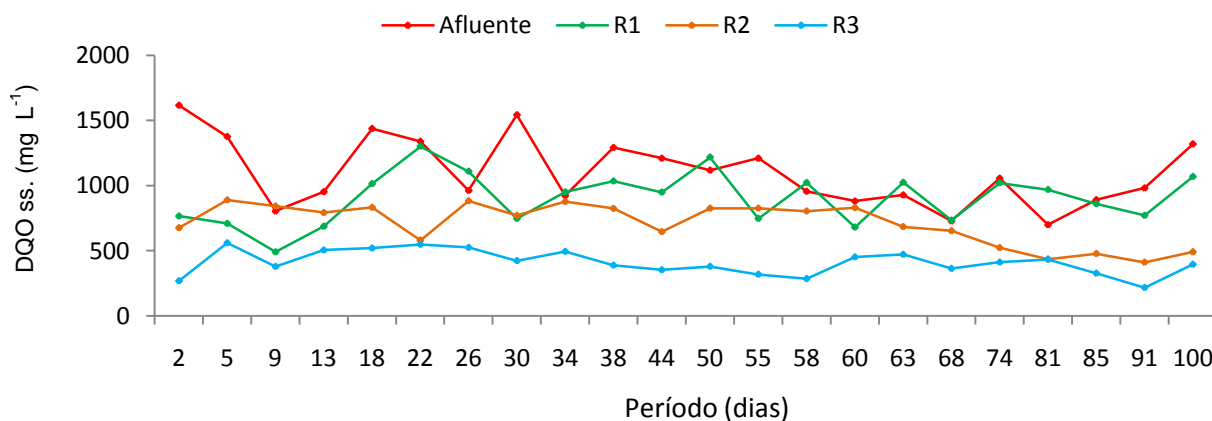
Nas Figuras 13, 14 e 15 estão apresentados os valores da DQO total, DQO dissolvida e DQO sólidos suspenso no segundo ensaio.



**FIGURA 13.** Valores de DQO total do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.



**FIGURA 14.** Valores de DQO dissolvida do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.



**FIGURA 15.** Valores de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.

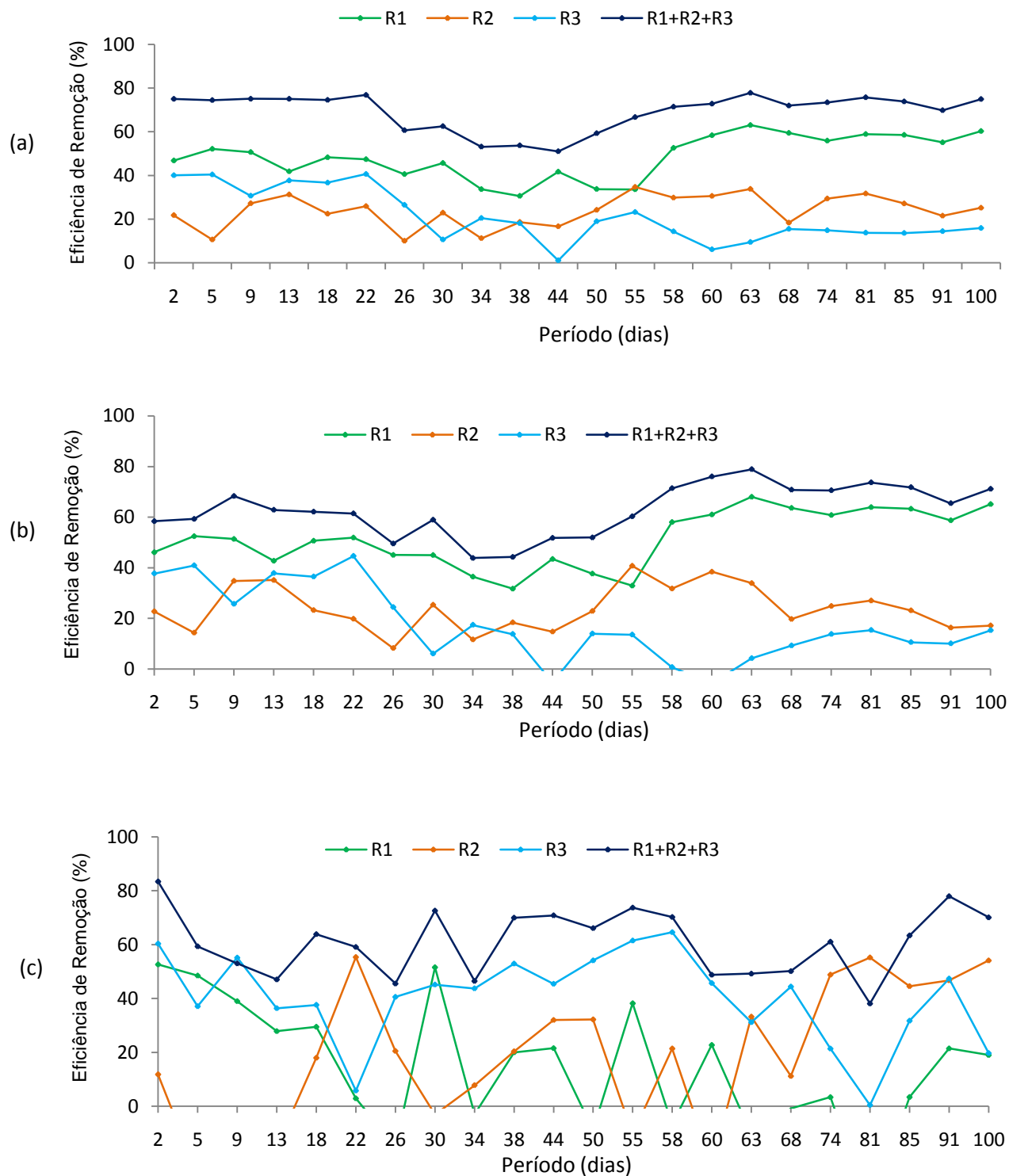
No segundo ensaio os tempos de detenção hidráulica decresceram paulatinamente de 30 para 28 horas na primeira semana, de 28 para 26 horas na segunda semana e de 26 para 24 horas na terceira semana. Nota-se que com o aumento na COV à partir de 22 dias houve aumento nos valores de DQO total nos reatores R1, R2 e R3.

No segundo ensaio, no qual as cargas orgânicas volumétricas (COV) médias foram de  $13,2 \text{ kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ , observa-se que nos primeiros 22 dias a eficiência de remoção de DQO total nos reatores (R1+R2+R3) permaneceu estável em torno de 79%. Após três semanas, observa-se uma brusca queda na eficiência de remoção de

DQO total, chegando a 50% nos reatores (R1+R2+R3) e instabilidade principalmente nos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3). Além do aumento da carga orgânica volumétrica (COV), ocorreram temperaturas médias neste período em torno de 20°C, dificultando assim a recuperação dos reatores. Após 44 dias de operação dos reatores com o tempo de detenção hidráulica de 24 h (ensaio 2) pode-se observar aumento gradativo na eficiência de remoção de DQO, voltando a valores próximos a 80% para o sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), estabilizando-se em torno de 76%, como pode ser observado na Figura 16.

O maior valor de eficiência de remoção de DQO total no ensaio 2 ocorreu no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), com 48%, seguido pelos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) com 23 e 21%, respectivamente. A COV, TDH e a temperatura ambiente foram as principais variáveis de influência no desempenho dos reatores durante todo período experimental do presente estudo.

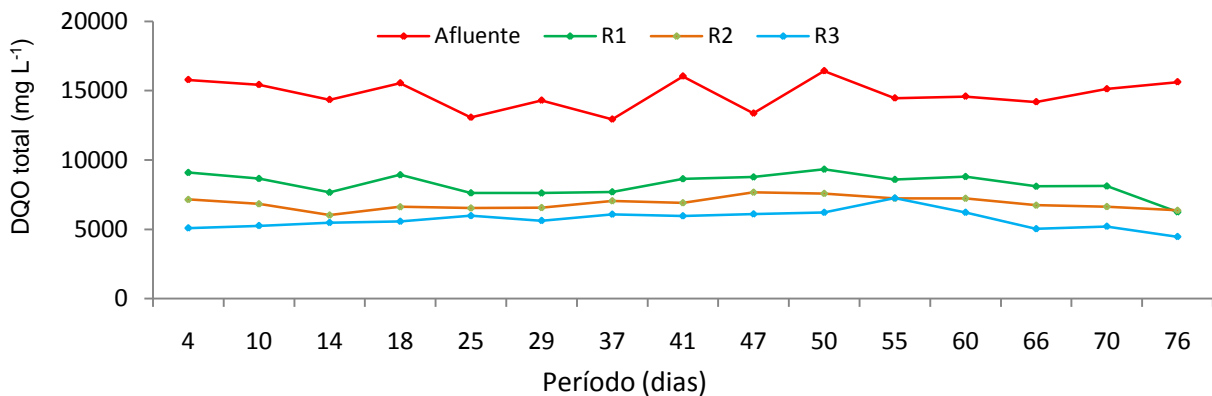
No ensaio 2 a eficiência de remoção de DQO devido aos sólidos suspensos nos reatores R1, R2, R3 e no conjunto de reatores (R1+R2+R3) foram de 14, 16, 40 e 61%, respectivamente. A maior eficiência de remoção de DQO ss., de 81%, ocorreu no ensaio 1. As eficiências médias de remoção de DQO ss. para o conjunto de reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3 foram de 81, 61 e 46%, diferindo significativamente ( $p < 0,05$ ) nos 3 ensaios (Tabela 10).



**FIGURA 16.** Eficiência de remoção de DQO total (a), DQO dissolvida (b) e DQO devido aos sólidos suspensos (c) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 2.



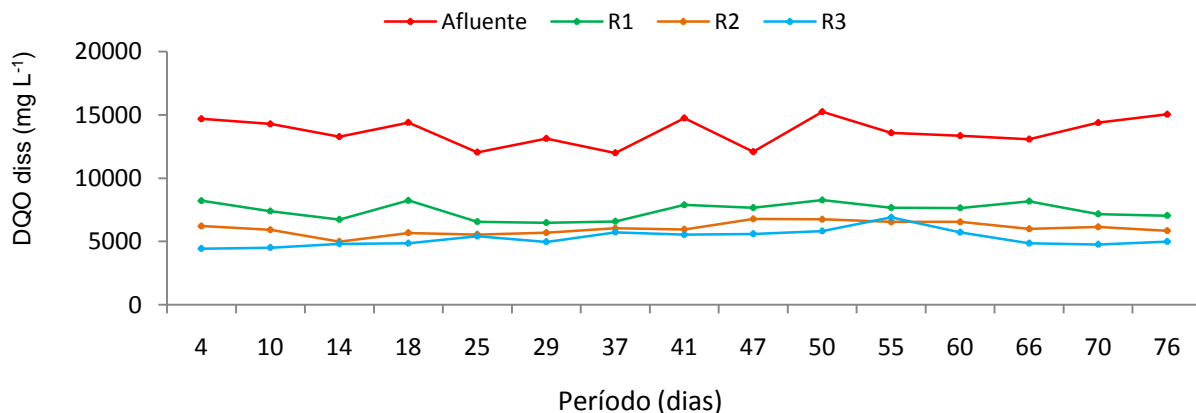
No ensaio 3 os valores médios de DQO total do afluente e efluente dos reatores R1, R2 e R3 foram de 14744, 8154, 6871 e 5700 mg L<sup>-1</sup>, e as eficiências médias de remoção de DQO total nos reatores R1, R2, R3 e no sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) foram de 44,15,16 e 61% (Figura 20). A maior eficiência global de remoção de DQO total de 76% ocorreu no ensaio 1, diferindo significativamente ( $p < 0,05$ ) do ensaio 3, com eficiência média de remoção de DQO total de 61%.



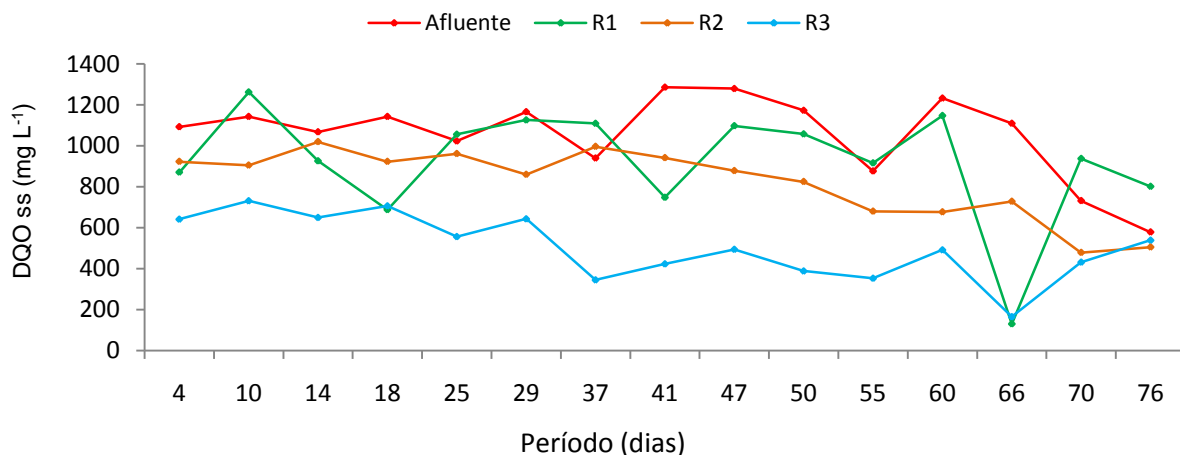
**FIGURA 17.** Valores de DQO total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

Os valores médios de DQO dissolvida no afluente e nos efluentes reatores R1, R2 e R3, no ensaio 3, foram de 13668, 7457, 6051 e 5268 mg L<sup>-1</sup>. As eficiências médias de remoção de DQO dissolvida foram de 45,18,13 e 55% no R1, R2, R3 e no conjunto de reatores (R1+R2+R3), respectivamente, no ensaio 3. As concentrações médias de DQO dissolvida do afluente, nos ensaios 1, 2 e 3, não diferiram entre si, entretanto houve diferença significativa ( $p < 0,05$ ) no ensaio 3, do efluente de todos os reatores em relação aos ensaios 1 e 2.

SELVAMURUGAN et al. (2010), tratando águas residuárias do processamento de café por via úmida em um reator anaeróbio de fluxo ascendente híbrido (19,25 L), com DQO total média variando de 6420 a 8480 mg L<sup>-1</sup>, COV de 7,01 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> e TDH de 24 h, obteve eficiência de remoção de 70% de DQO total.



**FIGURA 18.** Valores de DQO dissolvida do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.



**FIGURA 19.** Valores de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

BORGES e MATOS (2009), avaliaram a partida de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo (100 L), utilizando meio suporte sintético (espuma de poliuretano) no tratamento de águas residuárias do despulpamento de café por via úmida, aplicando COV de  $2,66 \text{ kg (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ , obtiveram eficiência média de remoção de DQO de 49%, num período curto de operação, 36 dias. Neste trabalho foi observado eficiência de remoção de DQO total de 60% na partida, no R1, com aplicação de COV de  $12,8 \text{ kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$  e período de operação de 130 dias.

BRUNO e OLIVEIRA (2008), tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores UASB em dois estágios, com valores médios de DQO total de 15439 a 23041 mg L<sup>-1</sup>, submetidos a diferentes TDH (96, 148 e 124 h) e COV de 3,1 a 5,76 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> obtiveram eficiência de remoção de DQO total 72 a 90% para o conjunto de reatores UASB em dois estágios, valores superiores aos obtidos neste trabalho porém as COV aplicadas foram menores e os TDH maiores.

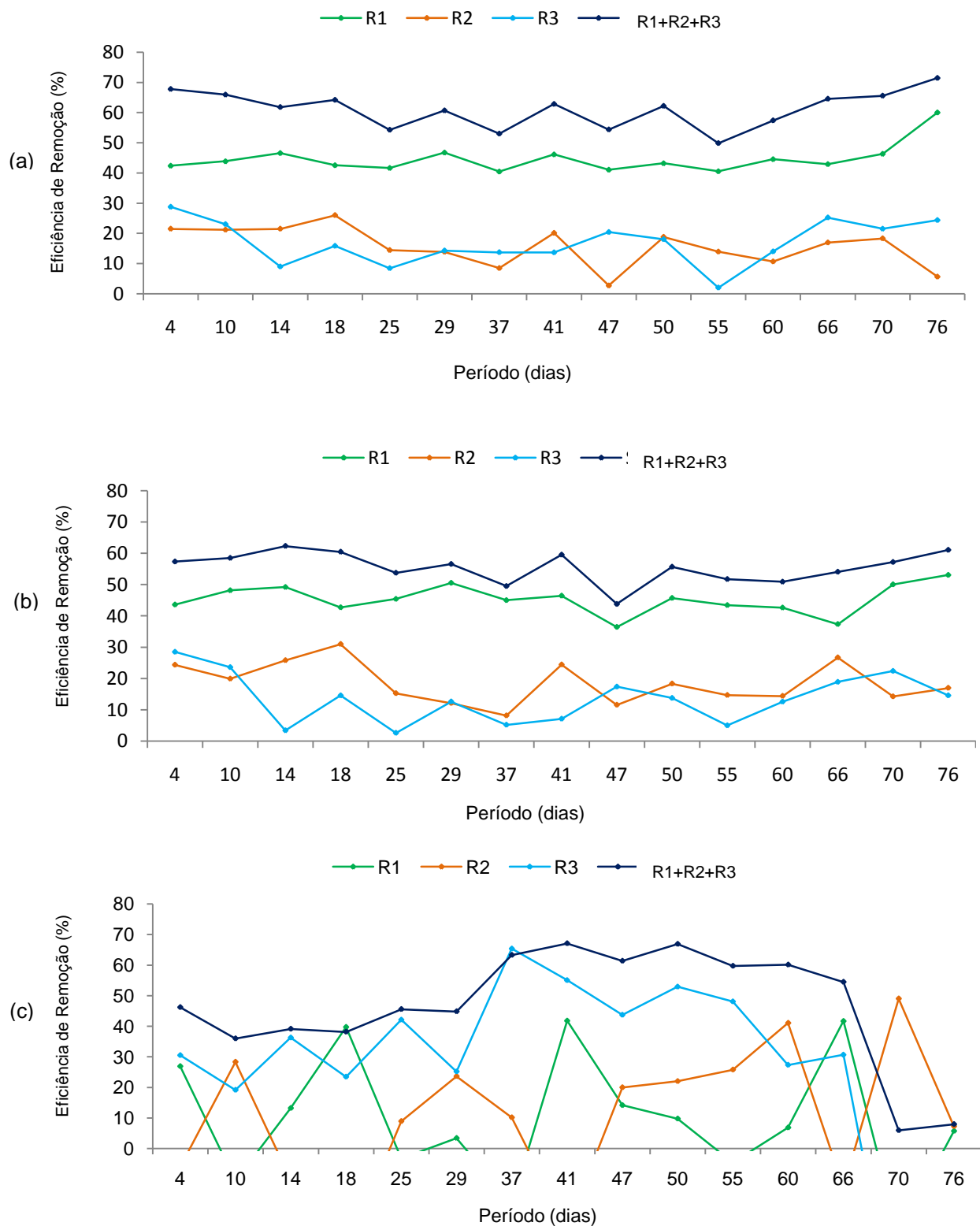
SANTOS (2009), operando reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF) no tratamento de águas residuárias de suinocultura com COV de 0,34, 0,5, 0,32 e 3,88 g DQO (L d)<sup>-1</sup>, obteve eficiências médias de DQO total e DQO diss. de 95,8, 83,5, 98,7, 97,3% e de 95,5, 83,9, 95,0 e 95,8% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, valores estes superiores aos obtidos neste trabalho.

PRADO et al. (2008), tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida com concentrações de DQO que variaram de 235 a 7064 mg L<sup>-1</sup>, em um sistema composto por reator UASB em escala de bancada de 12,54 L, seguido de lagoa aerada facultativa, com COV variando de 0,14 a 20,29 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> e TDH variando de 8,04 a 69,67 h, obteve eficiências médias de remoção de DQO total no UASB que variaram de 33 a 93%.

LUIZ (2007), operando reator anaeróbio de leito fixo, tratando águas residuárias do despulpamento do café por via úmida diluídas, utilizando afluente com concentração de matéria orgânica em termos de DQO de 1000, 2500 e 5000 mg L<sup>-1</sup>, mantendo TDH de 1,3 d e COV média variando de 0,81 a 3,17 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, obteve eficiência média de remoção de DQO total de 80 e 83% para os reatores R1 e R2, valores superiores aos observados neste trabalho.

HOUBRON et al. (2003), operando reatores anaeróbios em dois estágios com volume de 4 L, COV de 5 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> e TDH de 10 d, tratando águas residuárias do despulpamento de café, obteve eficiência de remoção de DQO total de 85%

Dessa forma, confirma-se a maior tolerância dos reatores anaeróbios horizontais a choques de carga orgânica, em virtude de manter alta concentração de biomassa na manta de lodo do R1 e aderida ou retida nos interstícios do meio suporte no R1 e R2, mesmo submetidos a elevadas COV para partida.



**FIGURA 20.** Eficiência de remoção de DQO total (a), DQO dissolvida (b) e DQO devido aos sólidos suspensos (c) no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 3.

Comparando-se os valores encontrados neste trabalho com os resultados dos trabalhos descritos anteriormente, pode-se considerá-los superiores, tendo em vista que foi utilizada água residuária com concentração mais elevada de DQO total, em relação à pesquisa de LUIZ (2007). A COV já na partida foi maior do que a aplicada por BORGES e MATOS (2009) e o TDH foi inferior ao utilizado por BRUNO e OLIVEIRA (2008).

As eficiências de remoção de DQO ss. foram de 9, 10, 27 e 46%, no ensaio 3 (Figura 20). Houve diferença significativa ( $p < 0,05$ ) na eficiência global do sistema nos ensaios 1, 2 e 3.

#### **4.3. Sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV) e sólidos suspensos fixos (SSF).**

Na Tabela 11 estão apresentados os valores médios das concentrações de SST, SSV e SSF e os respectivos coeficientes de variação (CV) obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio de manta de lodo (R1) e reatores de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Nas Figuras 21 a 23 estão apresentados os valores das variações das concentrações de SST, SSV e SSF do afluente e dos efluentes dos reatores R1, R2 e R3 nos ensaios 1, 2 e 3.

Os valores médios das concentrações de SST do afluente nos ensaios 1, 2 e 3 foram de 1215, 1455 e 1579 mg L<sup>-1</sup>, diferindo significativamente ( $p < 0,01$ ) do ensaio 1 para o ensaio 3. As concentrações de SSV do afluente foram de 510, 693 e 659 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente. As maiores eficiências de remoção de SST ocorreram no R1 e foram de 51, 66 e 69%, nos ensaios 1, 2 e 3 respectivamente (Tabela 12).

No reator R2, preenchido com anéis de bambu, as eficiências de remoção de SST foram de 36, 27 e 27% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. As eficiências de remoção de SST do reator R3 preenchido com fibra de coco foram 17, 14 e 10% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Normalmente o aumento do índice de vazios

umenta as remoções de matéria orgânica, pois segundo CHERNICHARO (2001) a maior parte da estabilização da matéria orgânica deve-se aos sólidos retidos nos interstícios do meio suporte.

Os valores médios das relações SSV/SST do afluente foram de 42, 45 e 41% nos ensaios 1, 2 e 3, indicando a predominância de partículas minerais entre os sólidos suspensos do afluente, principalmente em virtude da adição de calcário no afluente as quais podem ficar retidas por precipitação do lodo, diminuindo assim sua atividade biológica por unidade de volume de reator.

**TABELA 11.** Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de SST, SSV e SSF no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
SST (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	1215 b	1455 ab	1579 a	24	5,7**
	R1	537	483	462	44	0,6 <sup>ns</sup>
	R2	332	274	286	46	1,0 <sup>ns</sup>
	R3	258	265	259	37	1,1 <sup>ns</sup>
SSF (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	705	761	919	50	1,3 <sup>ns</sup>
	R1	344	306	340	62	0,2 <sup>ns</sup>
	R2	258	218	226	62	0,4 <sup>ns</sup>
	R3	211	212	204	49	0,3 <sup>ns</sup>
SSV (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	510	693	659	68	1,1 <sup>ns</sup>
	R1	193	177	122	109	0,7 <sup>ns</sup>
	R2	74	56	59	110	0,4 <sup>ns</sup>
	R3	47	70	53	122	0,6 <sup>ns</sup>

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

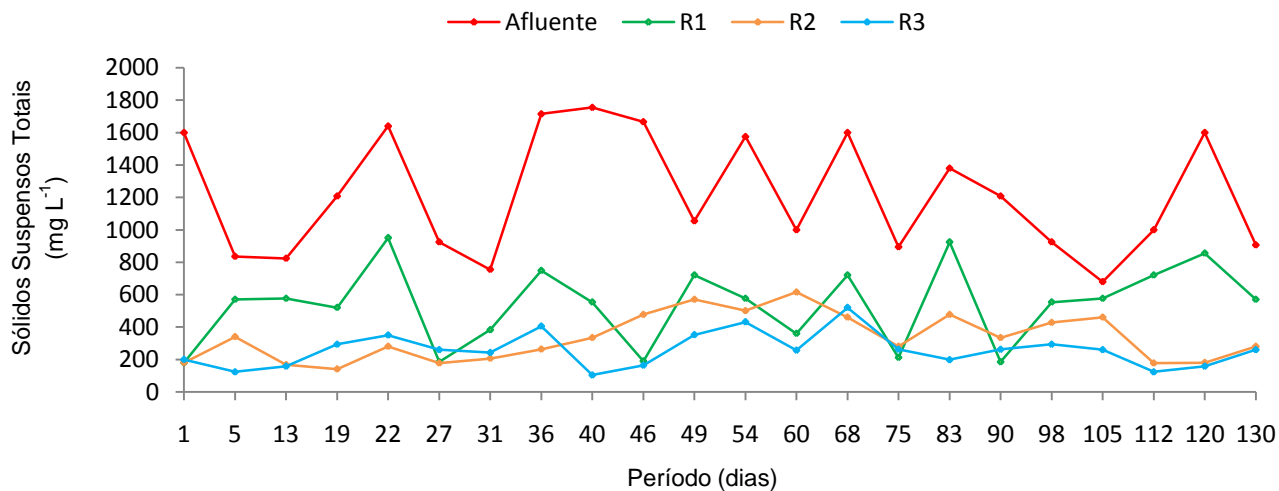
Na Tabela 12 estão apresentados os valores de eficiência de remoção (E em %) de SST e SSV. As eficiências médias de remoção de SST para o sistema composto pelos reatores de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3) foram de 77, 81 e 82%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Na Figura 32, pode-se observar que a diminuição no tempo de detenção hidráulica e o aumento da carga orgânica volumétrica não foram fatores limitante para a remoção de SST e SSV.

No conjunto de reatores (R1+R2+R3), as eficiências de remoção de SSV foram de 90, 88 e 90% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente e permanecendo estável, mantendo sua capacidade de remoção mesmo com a diminuição do TDH de 24 para 18 h.

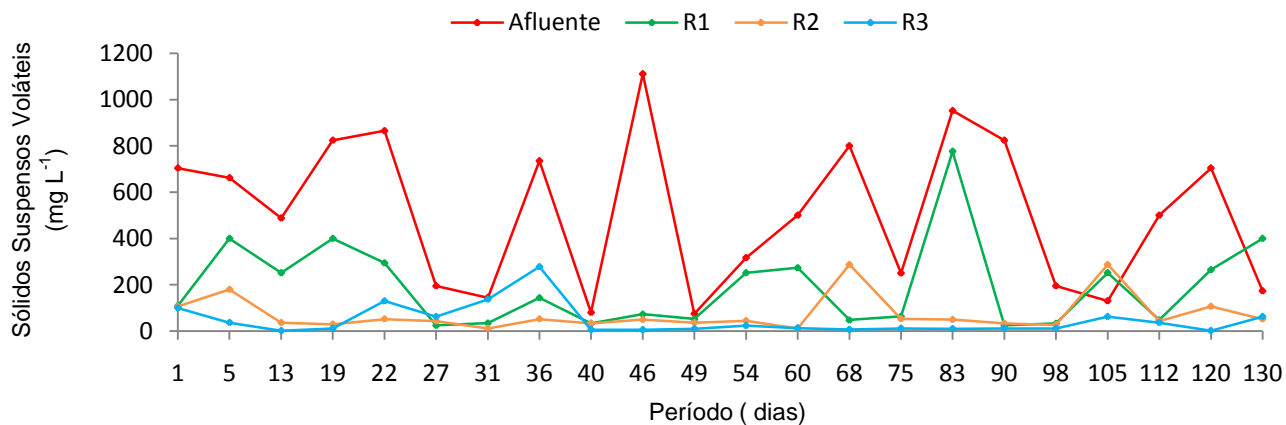
**TABELA 12.** Valores médios de eficiência de remoção (E em %) de SST e SSV, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3.

Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
		E				
SST	R1	51 b	66 a	69 a	28	5,8 **
	R2	36	27	27	151	0,2 <sup>ns</sup>
	R3	17	14	10	227	0,8 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	77	81	82	11	1,6 <sup>ns</sup>
SSV	R1	47	50	79	118	1,2 <sup>ns</sup>
	R2	40	43	33	139	0,1 <sup>ns</sup>
	R3	46	31	25	119	1,4 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	90	88	90	14	0,1 <sup>ns</sup>

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

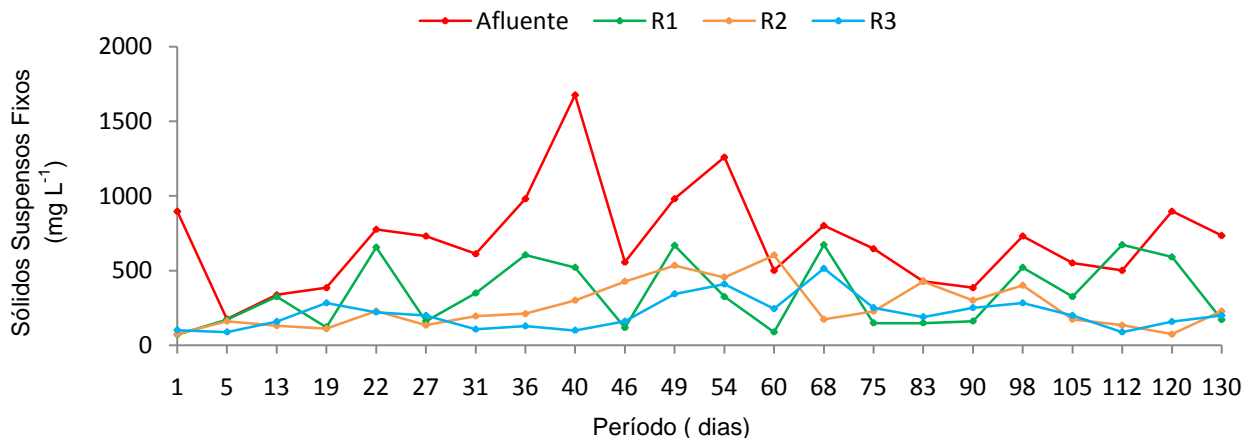


**FIGURA 21.** Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1.

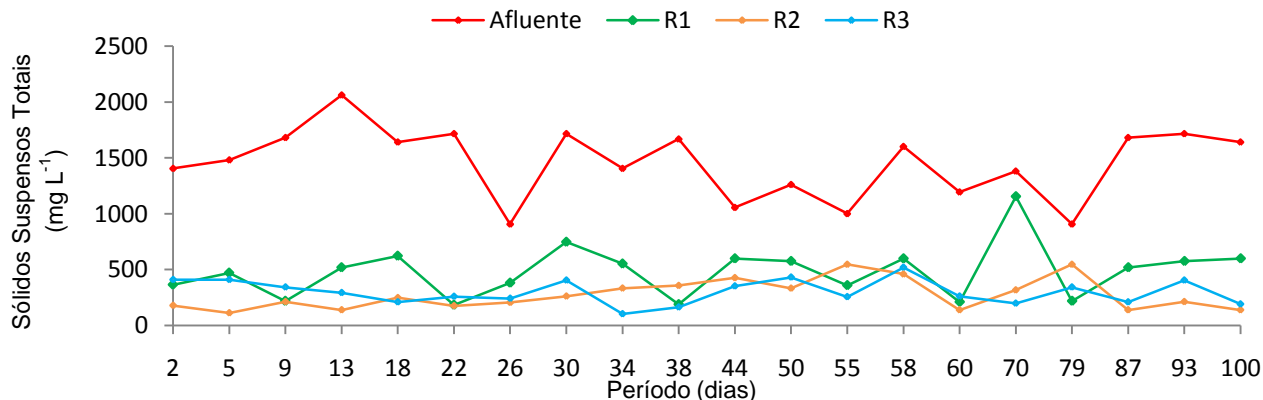


**FIGURA 22.** Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1.

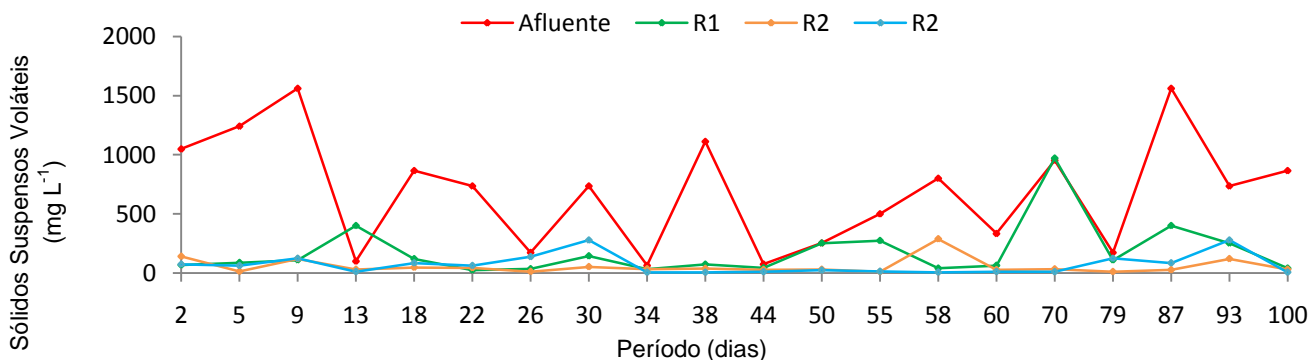




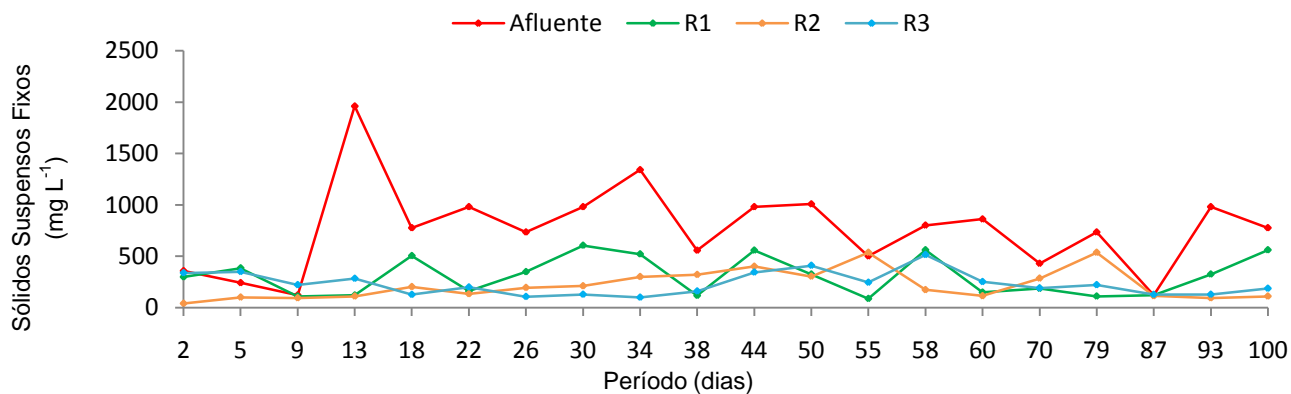
**FIGURA 23.** Concentração de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1.



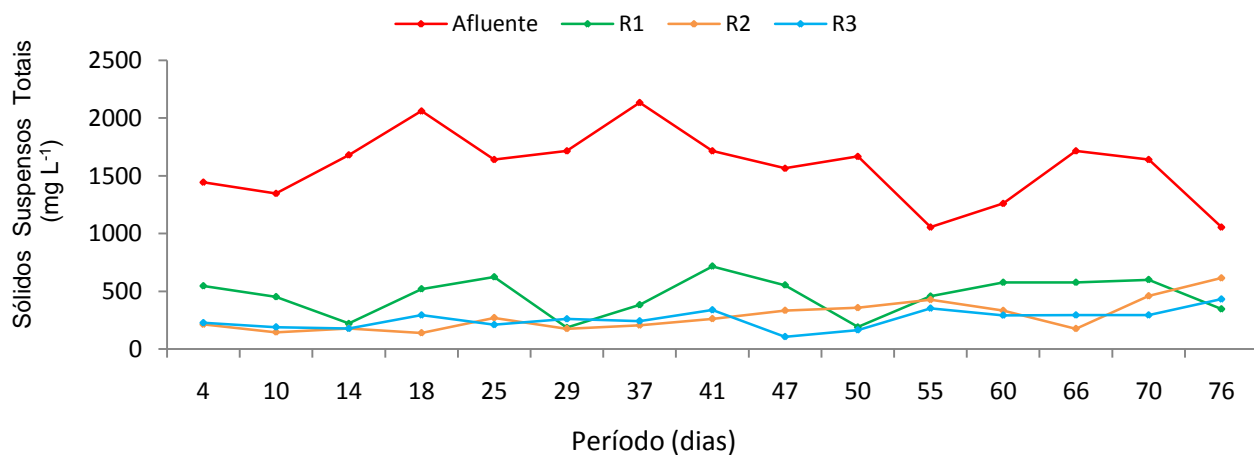
**FIGURA 24.** Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2.



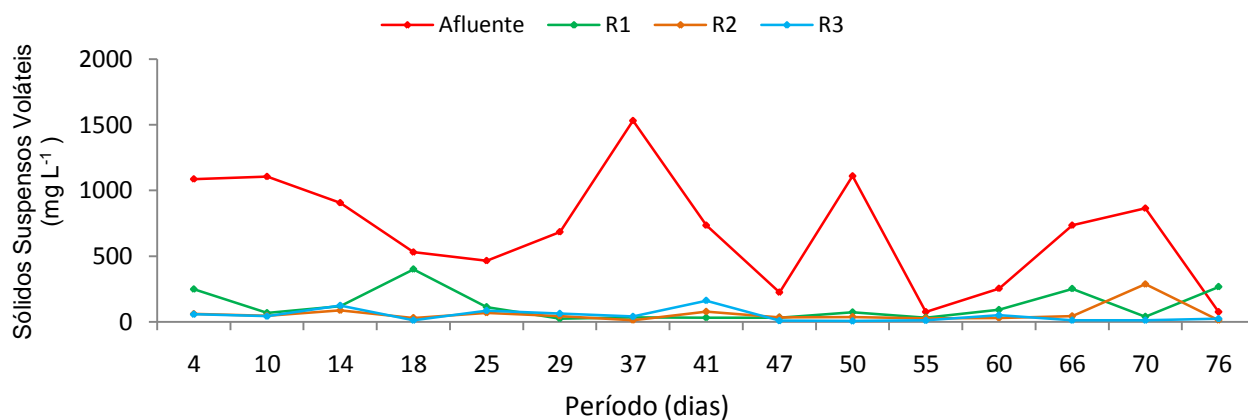
**FIGURA 25.** Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2.



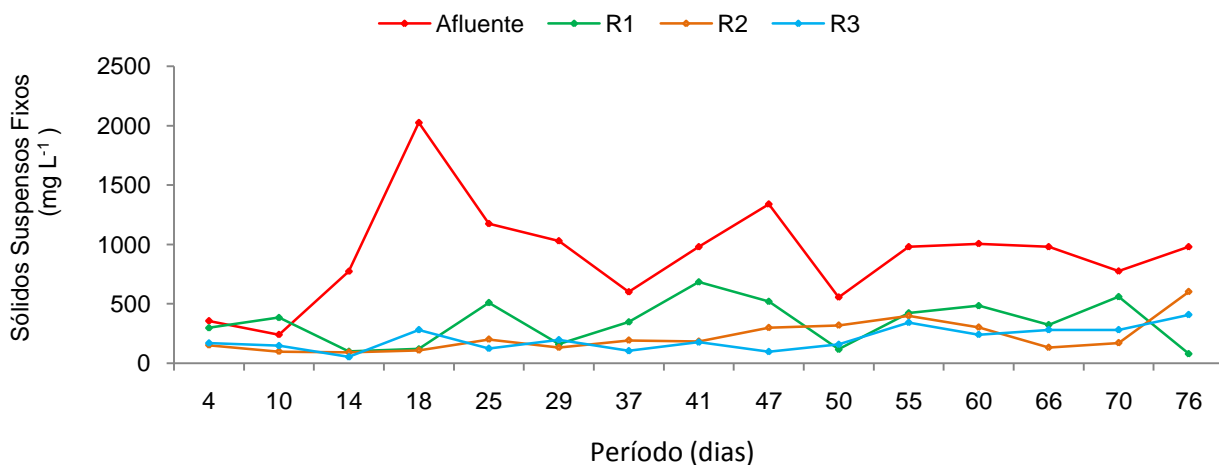
**FIGURA 26.** Concentração de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2.



**FIGURA 27.** Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3.

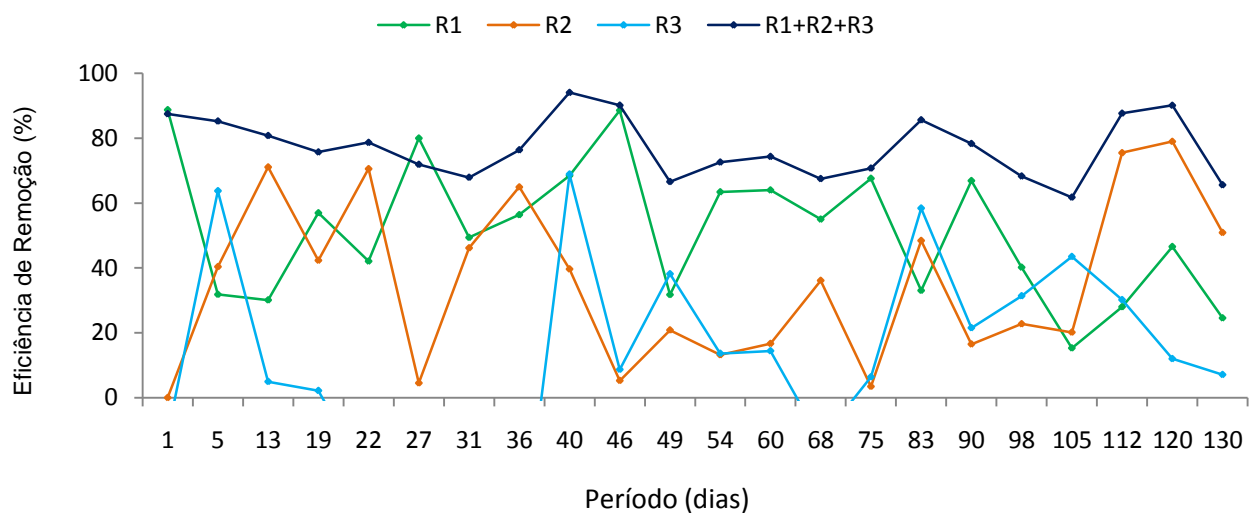


**FIGURA 28.** Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3.

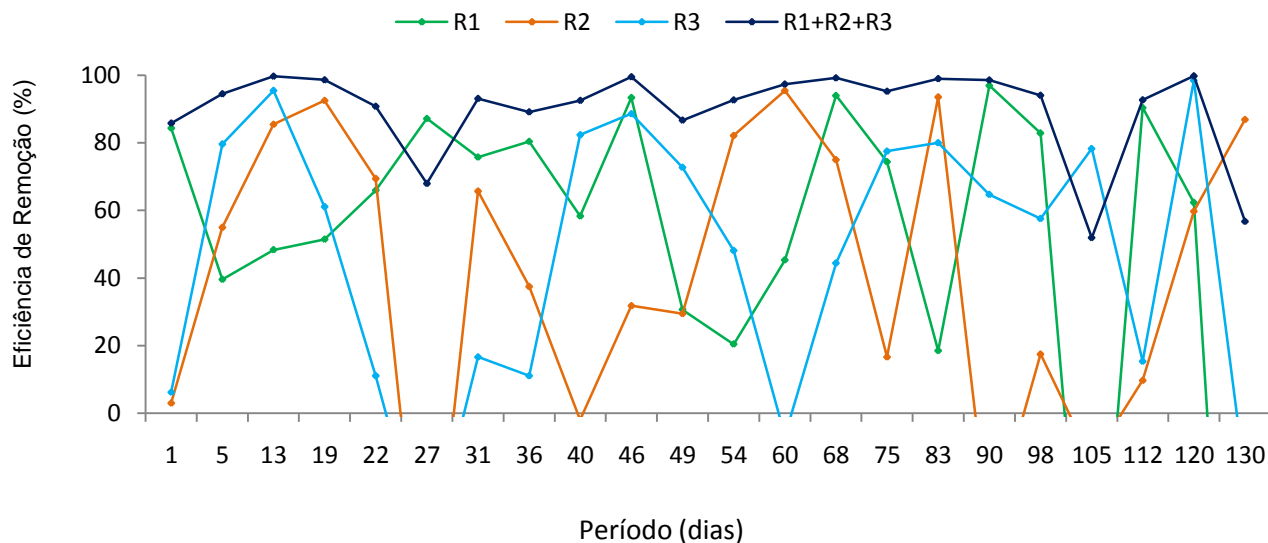


**FIGURA 29.** Concentração de sólidos suspensos fixos (SSF) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3.

Nas Figuras 30 e 31 estão apresentados os valores de eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) e de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente dos reatores R1, R2 e R3 e pelo conjunto de reatores (R1+R2+R3), no ensaio 1.

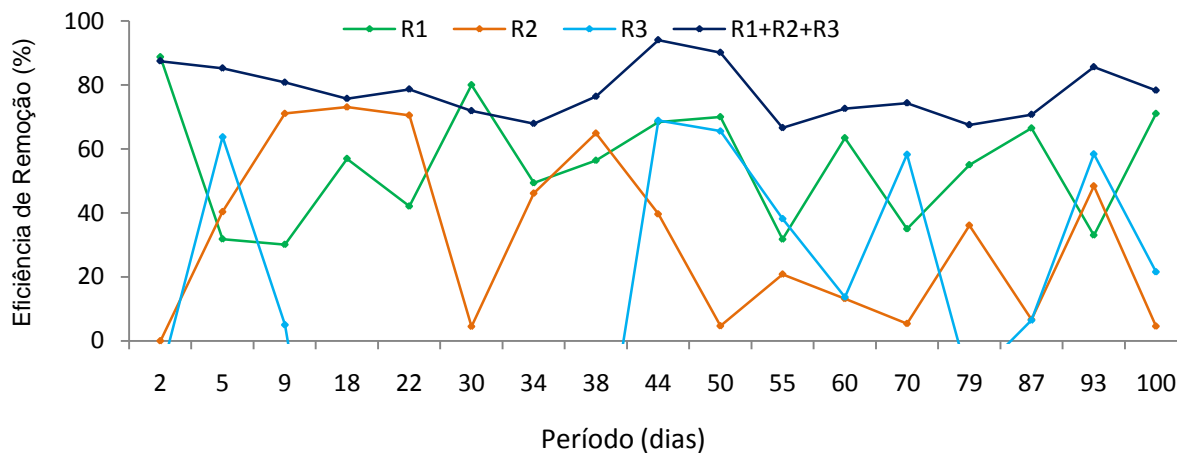


**FIGURA 30.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 1.

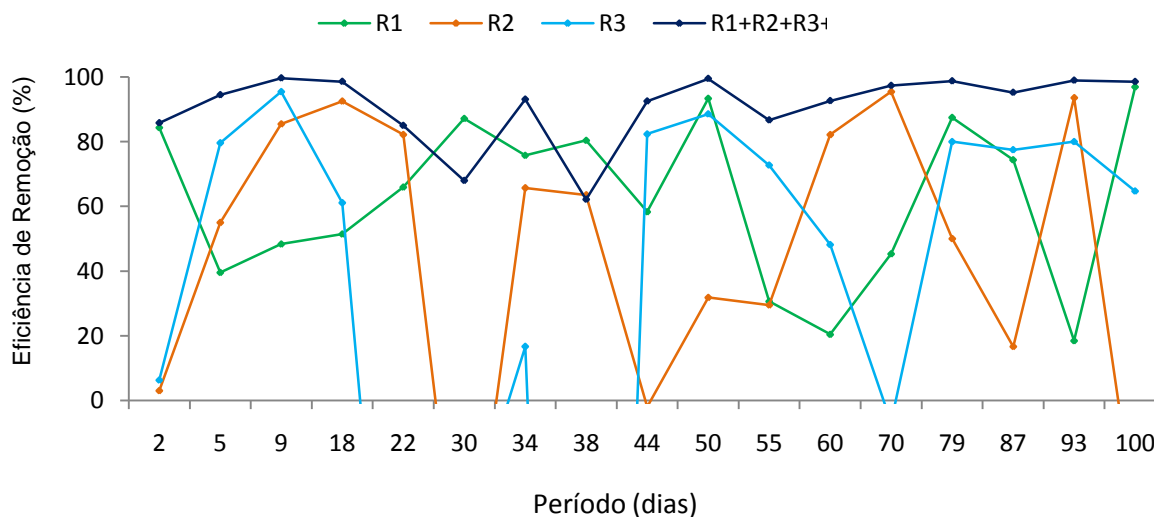


**FIGURA 31.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 1.

Nas Figuras 32 e 33 estão apresentados os valores de eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) e de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente dos reatores R1, R2 e R3 e pelo conjunto de reatores (R1+R2+R3), no ensaio 2.

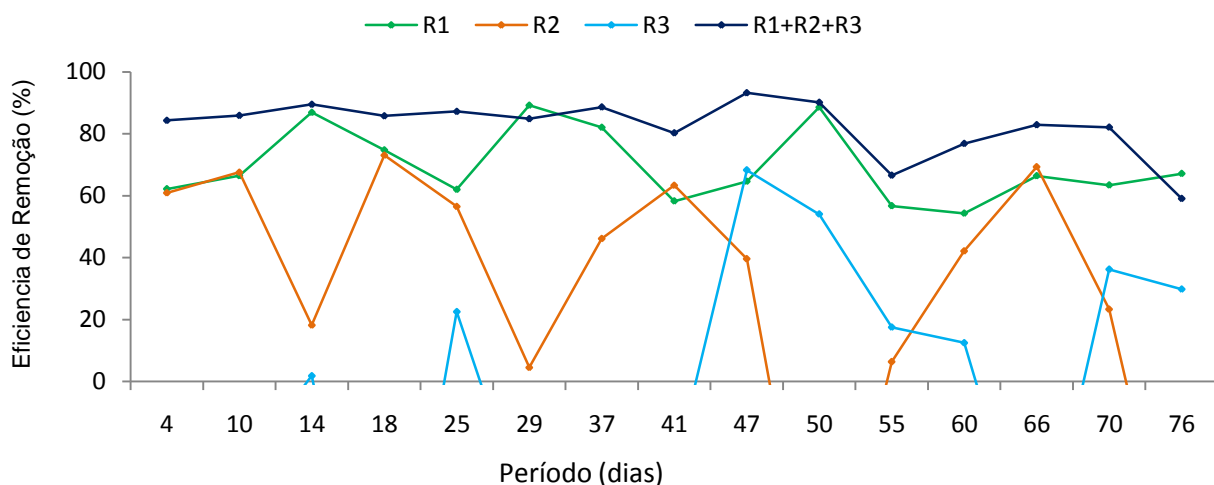


**FIGURA 32.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 2.

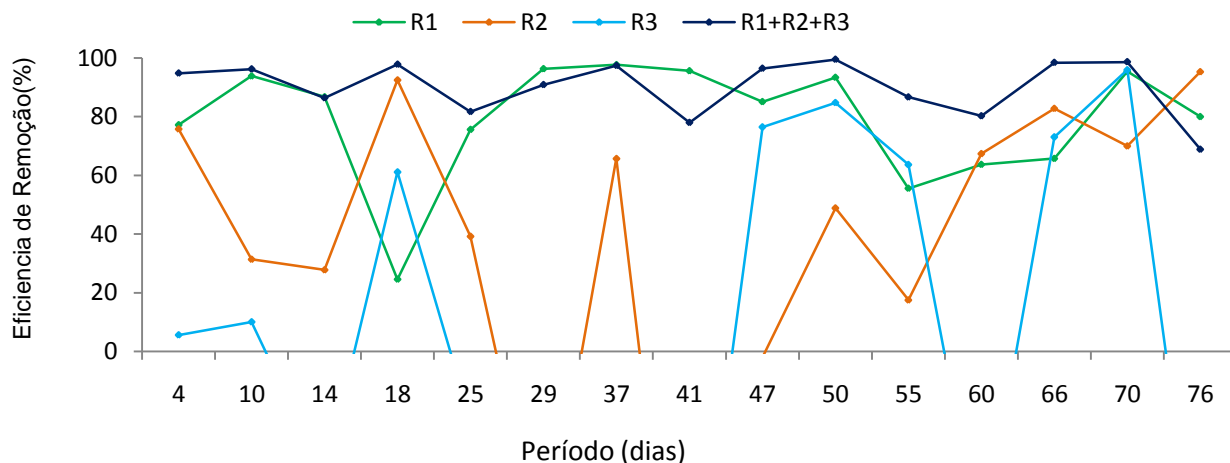


**FIGURA 33.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 2.

Nas Figuras 34 e 35 estão apresentados os valores de eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV), do afluente e efluente dos reatores R1, R2 e R3 e pelo conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3.



**FIGURA 34.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3.



**FIGURA 35.** Eficiência de remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1), dos reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3) e do conjunto de reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3.

SELVAMURUGAN et al. (2010), tratando águas residuárias do processamento de café por via úmida em um reator anaeróbico de fluxo ascendente híbrido (19,25 L), com

concentrações médias de SST variando de 3520 a 4200 mg L<sup>-1</sup>, COV de 7,01 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> e TDH de 24 h, obteve eficiência de remoção de SST de 64%. Este valor de eficiência de remoção de SST foi próximo ao observado neste trabalho no R1, de 66%, com a aplicação de TDH de 24 h e COV de 13,2 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>.

BRUNO e OLIVEIRA (2008), utilizando reatores UASB em dois estágios no tratamento de águas residuárias do despulpamento de café por via úmida com TDH de 148, 124, e 96 horas, obteve eficiência de remoção de SST de 93, 97, 98 e 96% com diferentes TDH, valores superiores aos obtidos neste trabalho, porém as COV aplicadas foram menores.

LUIZ (2007), operando três reatores anaeróbios de leito fixo, no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, com TDH constante de 1,3 dias e DQO de até 5000 mg L<sup>-1</sup>, obteve eficiência de remoção de SST de 27% no reator preenchido com escória de alto forno, 51% no reator preenchido com espuma de poliuretano e 54% no reator preenchido com brita n. 4, valores inferiores aos obtidos neste trabalho.

SILVA e CAMPOS (2005), operando reator UASB com volume de 11,7 L, TDH de 69 h e COV de 0,59 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, tratando águas residuárias de despulpamento de café obteve eficiência de remoção de sólidos totais de 22%.

LUIZ et al. (2004), tratando águas residuárias de despulpamento de café com concentração de SST e SSV de 1599 e 1248 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente, em reator UASB com volume de 11,7 L e COV de 1,12 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> e TDH de 69 h, seguido de lagoa aerada facultativa, obteve remoções de sólidos totais e voláteis de 58 e 69% no reator UASB. A eficiência global do sistema de tratamento para SST e SSV foi de 65 e 79%, respectivamente, valores inferiores aos obtidos neste trabalho.

GONÇALVES et al., (2000), avaliaram a eficiência de remoção de poluentes no pré-tratamento, tratamento primário e secundário de águas residuárias da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro. Foi observado que os reservatórios que receberam águas residuárias atuam apenas como sedimentadores e não como lagoas anaeróbias, promovendo significativa remoção de ST, SF e SV de 86, 78 e 91%, respectivamente, valores próximos aos obtidos neste trabalho.

#### 4.4. Fenóis totais

Na Tabela 13 estão apresentados os valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e eficiência de remoção de fenóis totais (FT) no afluente e efluente do reator anaeróbio de manta de lodo (RAHML-R1) e de leito fixo (RAHLF- R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3.

Os valores médios das concentrações de fenóis totais do afluente foram de 104,7, 97,4 e 105,2 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente ( $p > 0,05$ ).

**TABELA 13.** Valores médios da concentração de fenóis totais (FT), coeficiente de variação (CV em %) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores de leito fixo (R2 e R3) e eficiência de remoção dos reatores R1, R2, R3 e do conjunto de reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
Fenóis Totais (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	104,7	97,4	105,2	45	0,1 <sup>ns</sup>
	R1	46,7	55,3	52,3	36	0,8 <sup>ns</sup>
	R2	38,3	33,2	37,5	34	0,3 <sup>ns</sup>
	R3	44,6	35,1	32,7	39	0,7 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	58	62	69	24	1,4 <sup>ns</sup>
E (%)	R1	49	41	50	35	1,0 <sup>ns</sup>
	R2	21	37	28	67	2,6 <sup>ns</sup>
	R3	8	6	15	125	1,6 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	58	62	69	24	1,4 <sup>ns</sup>

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) - significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

No efluente do reator de manta de lodo (R1) as concentrações de fenóis totais foram de 46,7; 55,3 e 52,3 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, enquanto nos reatores de leito



fixo (R2 e R3) foram de 38,3 e 44,6 mg L<sup>-1</sup>, 33,2 e 35,1 mg L<sup>-1</sup> e 37,5 e 32,7 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente ( $p>0,05$ ).

As eficiências médias de remoção de fenóis totais no sistema de tratamento composto pelo reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) foram de 58, 61,8 e 68,7% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente ( $p>0,05$ ), e as variações nas eficiências de remoção podem ser observadas nas Figuras 39, 40 e 41.

As maiores eficiências de remoção ocorreram no terceiro ensaio, com o menor TDH e a maior COV, portanto, as diferentes condições operacionais impostas ao reator, não limitaram sua capacidade de remoção.

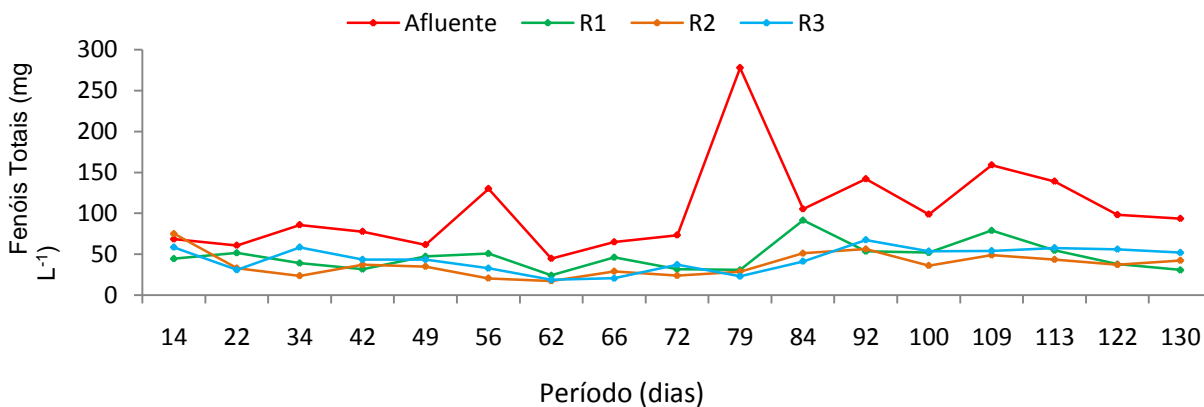
Observaram-se que as maiores eficiências de remoção, de 49, 41 e 50% aconteceram no reator de manta de lodo (R1), nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, sendo as mesmas similares ( $p>0,05$ ).

O fenol apesar de ser um composto altamente tóxico não foi um fator limitante para a atividade dos microrganismos anaeróbios presentes na biomassa dos reatores. Como pode ser observado na Tabela 13, houve um aumento médio de 16% na concentração de fenóis no efluente do R3 no primeiro ensaio. Este fato pode estar relacionado com a degradação do meio suporte presente neste reator (fibra de coco), o qual também alterou consideravelmente a cor do efluente do R3 em relação ao afluente e efluente dos reatores R1 e R2. Observa-se que o mesmo fato ocorreu no segundo ensaio, com um aumento de 6% na concentração de fenóis totais do R3.

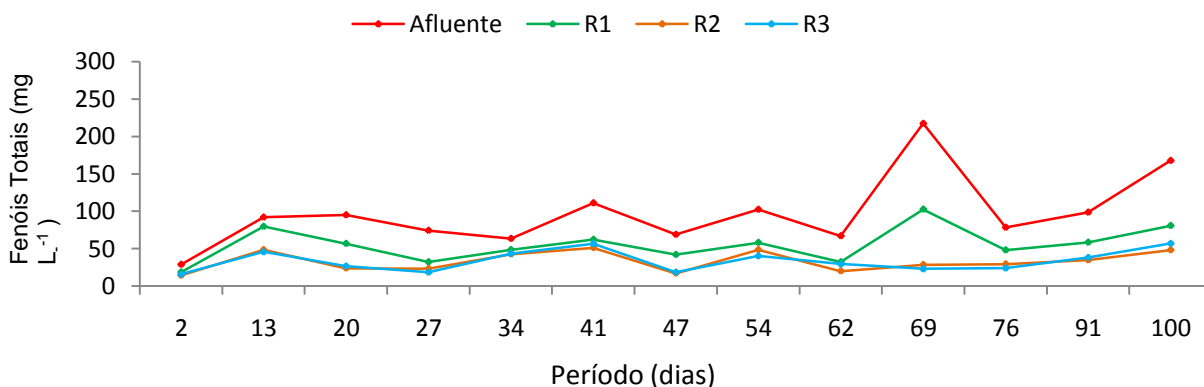
No sistema composto pelos reatores (RAHML e RAHLF) as eficiências de remoção de fenóis foram superiores a 69%, mas as concentrações no efluente final ainda permaneceram acima do permitido para o lançamento de efluentes, de 0,5 mg L<sup>-1</sup>, segundo a resolução 357 do CONAMA (BRASIL, 2005).

Nas Figuras 36, 37 e 38 estão apresentadas as variações da concentração de fenóis no afluente e efluente dos reatores R1, R2 e R3, nos ensaios 1, 2 e 3.

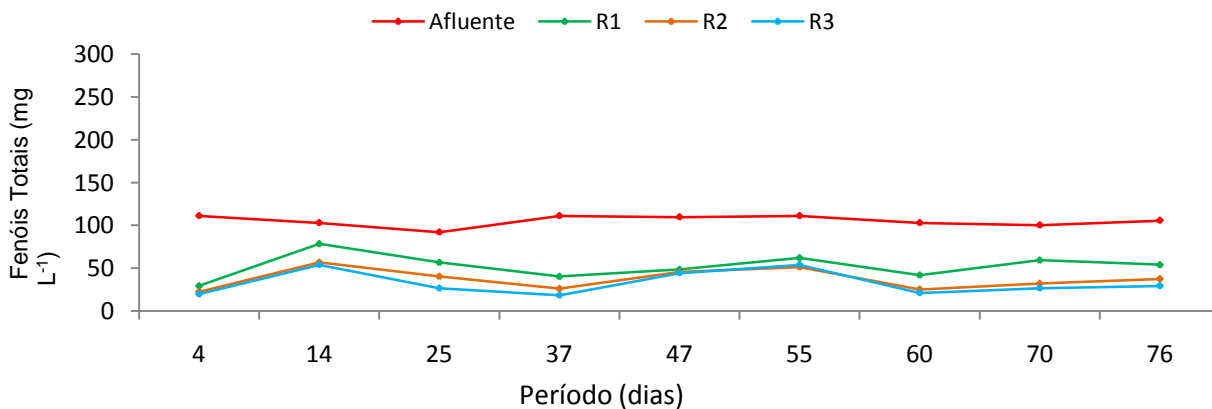
BRUNO e OLIVEIRA (2008), operando um reator UASB em dois estágios no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, com valores médios de DQO no afluente de 8626 a 23041 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 96, 124 e 148 horas, obtiveram eficiência de remoção de fenóis totais de 72 e 90%.



**FIGURA 36.** Concentração de fenóis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1.

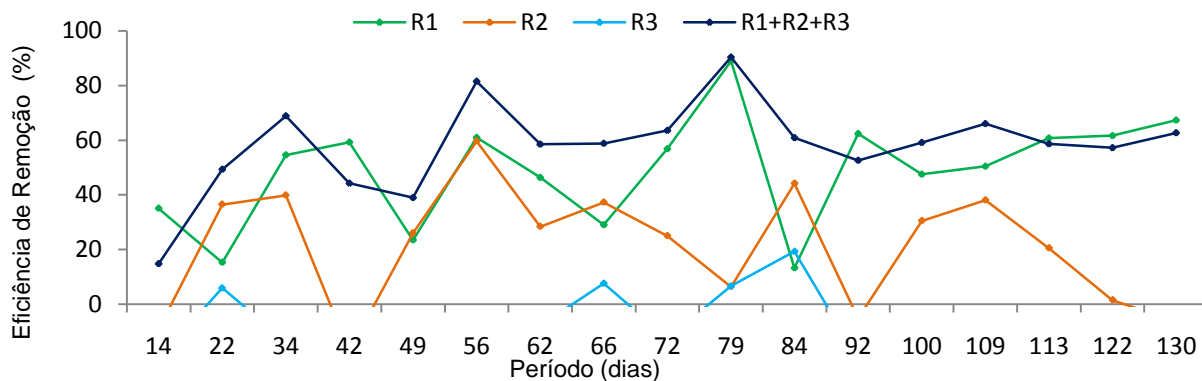


**FIGURA 37.** Concentração de fenóis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2.

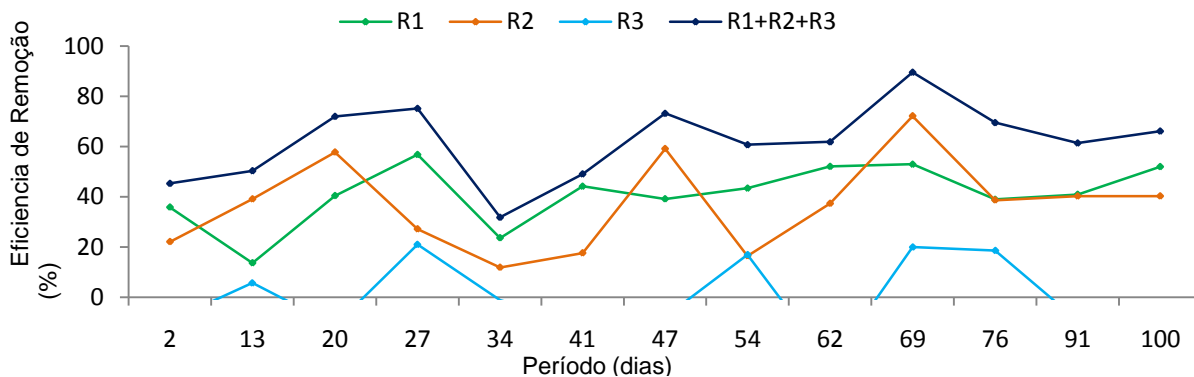


**FIGURA 38.** Concentração de fenóis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3.

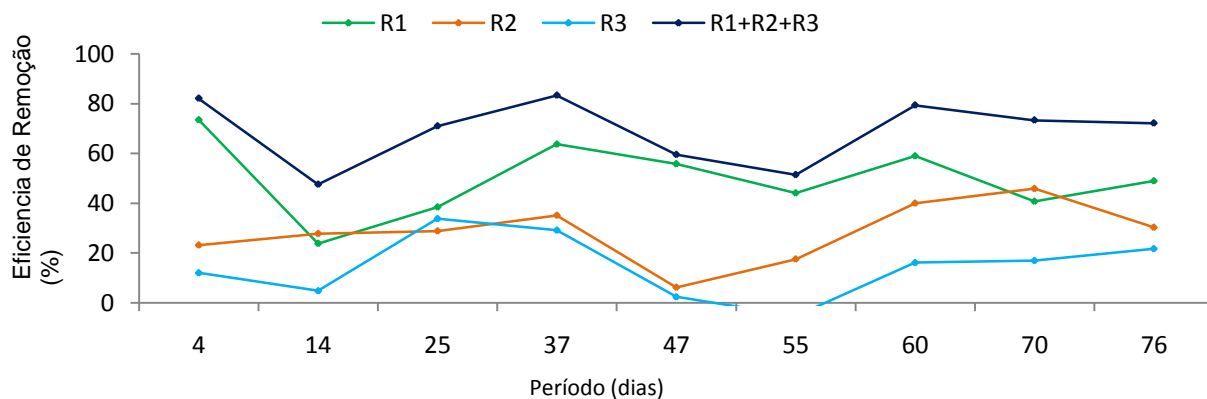
Nas Figuras 39, 40 e 41 estão apresentadas as variações da eficiência de remoção de fenóis totais dos reatores anaeróbios horizontais R1, R2 e R3 e do sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 39.** Eficiência de remoção de fenóis totais do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), no ensaio 1.



**FIGURA 40.** Eficiência de remoção de fenóis totais do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) no ensaio 2.



**FIGURA 41.** Eficiência de remoção de fenóis totais do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) no ensaio 3.

FIA et al., (2010), tratando águas residuárias de despulpamento de café em três reatores anaeróbios de leito fixo (139,5 L), concentração média de DQO de 4545 mg L<sup>-1</sup> e TDH médio de 1,3 dias, obteve eficiência de remoção de compostos fenólicos de 68% no reator preenchido com escória de alto forno, 52% no reator preenchido com espuma de poliuretano e 36% no reator preenchido com brita n. 4. O reator preenchido com escória de alto forno obteve valores de eficiência de remoção de fenóis totais menores que os observados neste trabalho, porém a carga orgânica aplicada foi consideravelmente menor, de 0,81 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>.

HUSSAIN et al. (2008) operando um reator UASB de 10 L tratando água residuária sintética com concentração média de fenol de 420 mg L<sup>-1</sup> e TDH de 6 h, COV variando de 3,9 a 4,1 g DQO (L d)<sup>-1</sup>, e suplementada com N e P, obteve eficiência média de remoção de fenol de 90%.

SILVA (2007), no monitoramento de uma lagoa de estabilização, partida e funcionamento de reatores UASB em escala piloto no tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida com concentração média de fenóis de 34,56 mg L<sup>-1</sup>, obteve concentrações médias de fenóis nos efluentes do R1 e R2 de 37,67 e 33,38 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. Segundo o autor, a concentração de fenóis do efluente maior que a do afluente, deve-se ao arraste de sólidos no reator, comprometendo a eficiência do sistema.

LUIZ et al. (2004) tratando águas residuárias de despulpamento de café em um sistema composto por reator UASB de 11,7 L, com TDH de 69 h e COV de 1,12 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> seguido de lagoa aerada facultativa, obtiveram 82% de eficiência de remoção de fenóis totais no reator UASB.

BOLANÕS et al., (2001) utilizaram reator anaeróbio horizontal preenchido com matrizes de espuma de poliuretano. O reator foi alimentado com substrato sintético com DQO de 1028 mg L<sup>-1</sup> e concentrações crescentes de fenol de 50 a 1200 mg L<sup>-1</sup>, sendo aplicado TDH de 12 horas, atingindo eficiência de remoção de fenol de 99%.

#### **4.5. pH , alcalinidade e ácidos voláteis.**

Na tabela 14 estão apresentados os valores médios do pH, das concentrações de ácidos voláteis totais (AVT em mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>) e os coeficientes de variação (CV em %) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3).

Os valores médios do pH para o afluente bruto foram de 3,9; 4,2 e 4,3 nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, e após a correção com calcário foram de 6,3; 6,9 e 6,8 nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

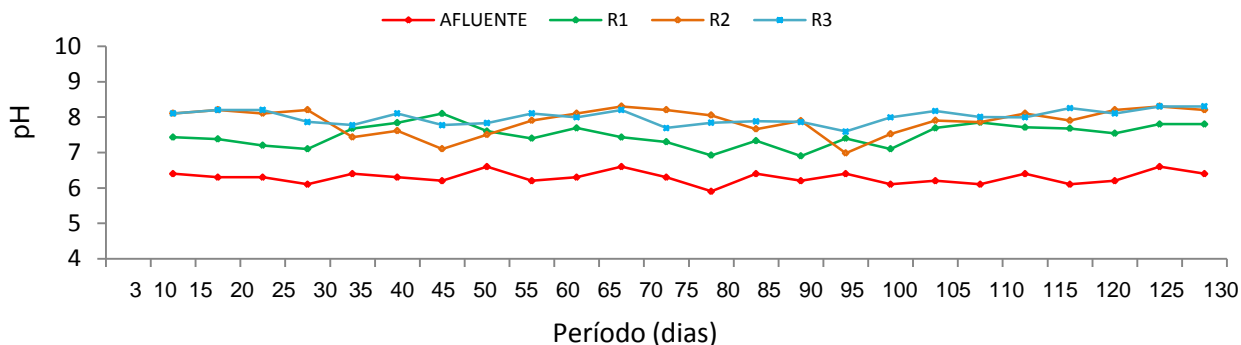
As variações de pH para o afluente e efluentes dos reatores R1, R2 e R3 durante os ensaios 1, 2 e 3, podem ser observadas nas Figuras 42, 43 e 44. Os valores médios de pH do efluente do R1 foram de 7,5; 6,2 e 7,2, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No R2 foram de 7,8; 6,5 e 7,2 nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente e no R3 foram de 7,9; 6,8 e 7,5, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Durante o segundo ensaio, com a diminuição do TDH para 24 horas em cada reator e o aumento da carga orgânica volumétrica de 12,8 para 13,2 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, houve queda acentuada no valor do pH dos reatores R1, R2 e R3 e aumento na concentração de AVT (Figura 45), voltando a estabilizar-se após aproximadamente 70 dias de operação nestas condições.

**TABELA 14.** Valores de pH, coeficientes de variação (CV em %), Teste F e concentrações de Ácidos Voláteis Totais (AVT em mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo - R1 e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo - R2 e R3 nos ensaios 1, 2 e 3.

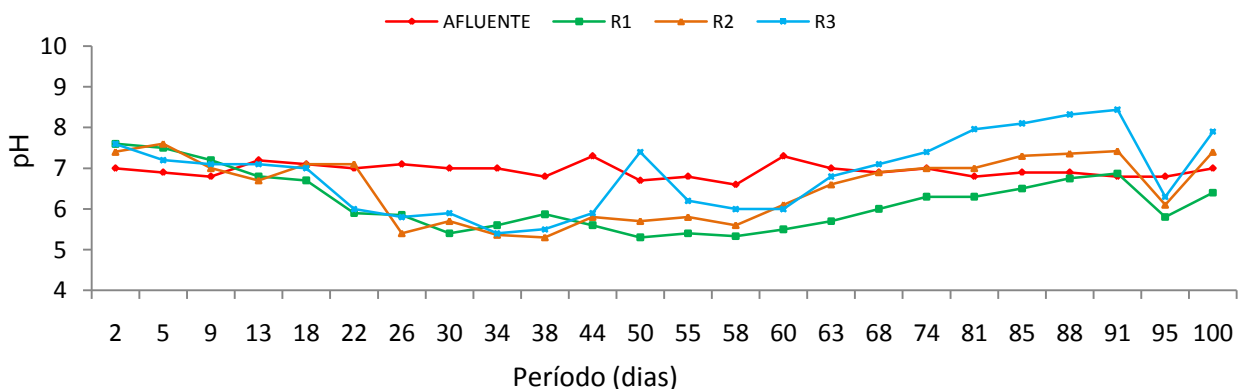
Parâmetros		Ensaio			CV	Teste F
		1	2	3		
AVT	Afluente	2206 a	1630 b	1732 b	15,5	28,2**
	R1	1268 b	2101 a	2004 a	40,0	11,3**
	R2	375 b	1712 a	1552 a	60,7	31,5**
	R3	168 b	1269 a	1220 a	70,5	33,3**
pH	Afluente	6,3 b	6,9 a	6,8 a	2,6	109,2**
	R1	7,5 a	6,2 b	7,2 a	7,0	46,3**
	R2	7,8 a	6,5 c	7,2 b	7,5	34,8**
	R3	7,9 a	6,8 b	7,5 a	8,5	18,8**

pH: potencial hidrogeniônico. Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

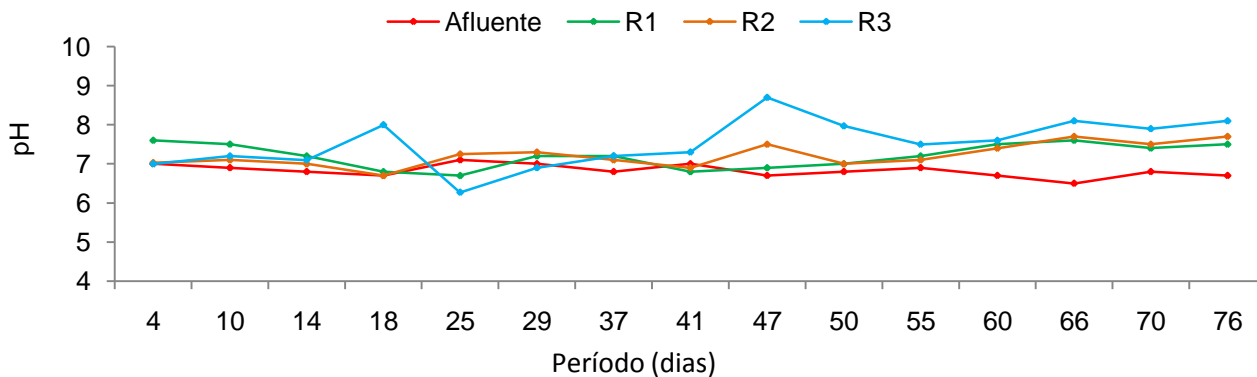
No terceiro ensaio, com tempo de detenção hidráulica de 18 horas em cada reator e COV de  $19,7 \text{ kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ , o pH permaneceu estável nos três reatores (Figura 43).



**FIGURA 42.** Valores de pH do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.



**FIGURA 43.** Valores de pH do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.



**FIGURA 44.** Valores de pH do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

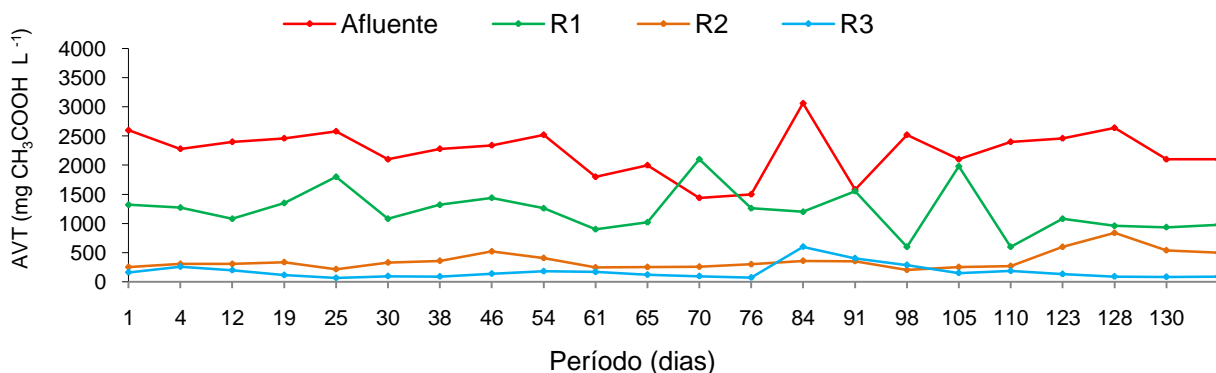
Os microrganismos metanogênicos tem crescimento ótimo na faixa de pH entre 6,6 e 7,4, podendo haver estabilidade na formação de metano em uma faixa mais ampla, entre 6,0 e 8,0 (CHERNICHARO, 1997). Desta forma, os valores de pH observados nos ensaios 1, 2 e 3, não foram limitantes para a metanogênese nos reatores R1, R2 e R3 e sua estabilidade pode ser atribuída aos altos valores de alcalinidade total (AT) observados (Tabela 15).

As concentrações médias de ácidos voláteis totais (AVT) do afluente no primeiro ensaio foram de 2206 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup> e 1268, 375 e 168 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>, nos efluentes dos reatores R1, R2 e R3, respectivamente (Tabela 14), confirmando a atividade dos microrganismos anaeróbios consumindo de forma estável os ácidos voláteis (Figura 45), o que confirma a partida dos reatores.

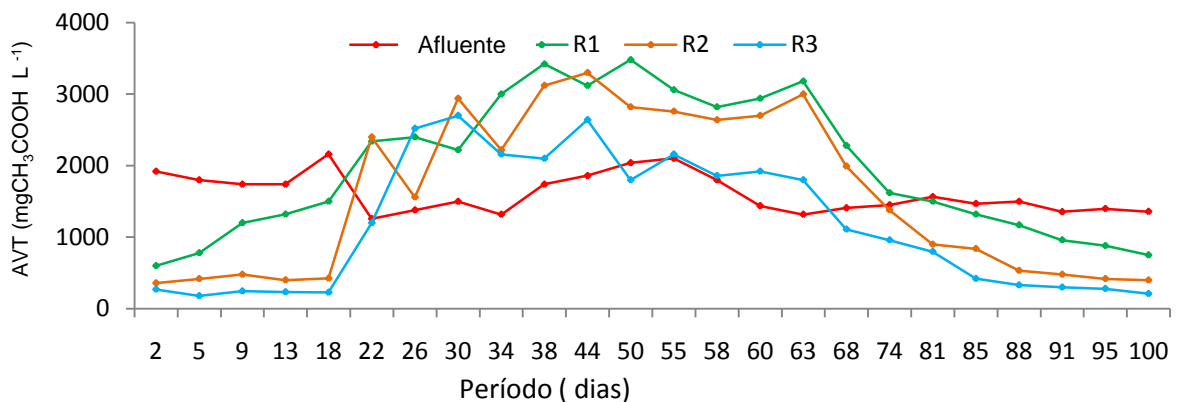
Os valores de AVT na faixa de 50 a 500 mg L<sup>-1</sup>, são recomendados por GERARDI (2003) para que exista estabilidade no processo anaeróbio. Assim, os reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3) durante o primeiro ensaio atingiram esta condição em virtude das menores COV aplicadas (Tabela 5). Porém no efluente do R1 ocorreram maiores concentrações de AVT, evidenciando maior atividade hidrolítica e acidogênica neste reator.

Durante o primeiro ensaio no R1, com valores de AVT de até 2000 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup> aos 70 e 105 dias de operação (Figura 45), não houve colapso, confirmando a boa resistência a choques orgânicos dos reatores anaeróbios horizontais.

Pode-se observar que no segundo ensaio (Figura 46), a partir dos 20 dias de operação com a mudança do TDH de 30 para 24 h e aumento da COV de 12,8 para 13,2 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, a concentração de AVT do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) aumentou rapidamente, atingindo valores de até 3480 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>, ocasionando assim queda brusca do pH e comprometendo a eficiência de remoção do mesmo. As concentrações de AVT nos reatores de leito fixo (R2 e R3) também aumentaram com a elevação da COV, atingindo valores de 3300 e 2700 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup> nos reatores R2 e R3, respectivamente, evidenciando assim a desestabilização dos reatores.



**FIGURA 45.** Concentrações de ácidos voláteis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.

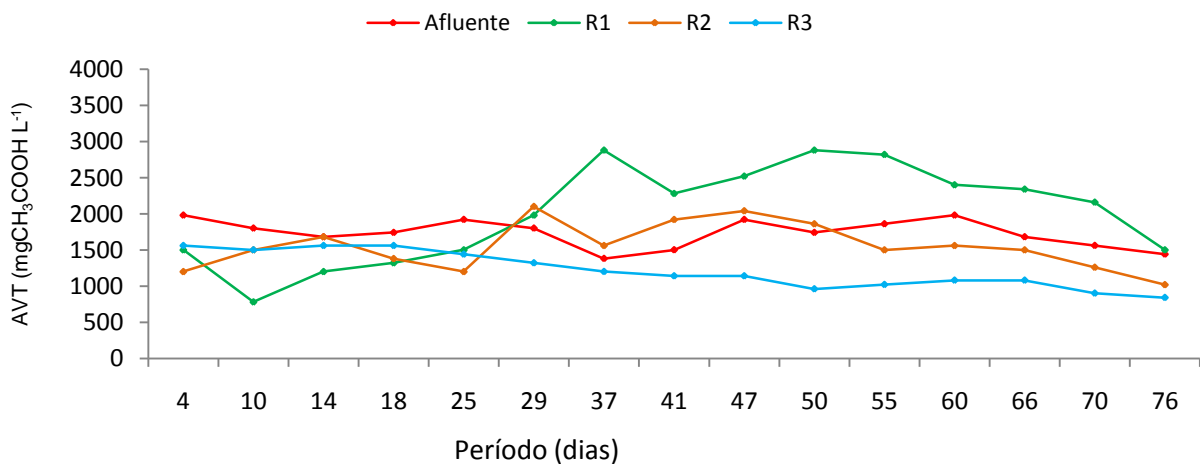


**FIGURA 46.** Concentrações de ácidos voláteis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.

Apesar dos elevados valores de AVT, estes não foram limitantes para o processo de digestão anaeróbia. Após aproximadamente 80 dias de operação no ensaio 2 houve queda na concentração de ácidos voláteis totais e aumento do pH, o que demonstra a adaptação do lodo a elevadas cargas orgânicas volumétricas e estabilização dos reatores (Figura 46).



O acúmulo de ácidos voláteis foi uma resposta típica dos reatores durante as sobrecargas orgânicas, cargas hidráulicas e variações na temperatura ambiente. De acordo com LEITÃO et al. (2006), sob condições de estresse, podem ocorrer mudanças das vias metabólicas para uma rota menos favorável, resultando em mudança entre a razão de produtores de ácidos voláteis (população acidogênica e acetogênica) e consumidores (metanogênicas, bactérias redutoras de sulfato e nitrogênio), fazendo com que a produção de AVT aumentasse, reduzindo o pH e diminuindo a eficiência do sistema.



**FIGURA 47.** Concentrações de ácidos voláteis totais do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

Os reatores demonstraram grande poder de restabelecer-se após distúrbios provocados por choques de carga orgânica, porém o reator preenchido com cubos de fibra de coco (R3), mostrou ter permanecido acidogênico após os altos valores de COV aplicados no segundo ensaio.

Durante choques de carga hidráulica e carga orgânica num reator de leito fluidizado utilizado no tratamento de água residuária sintética da fabricação de sorvete, BORJA e BANKS (1995) reportaram decréscimo no pH de 7,1 para 6,6 e na alcalinidade, assim como o aumento nos ácidos voláteis e na DQO efluente. Situação semelhante à observada neste trabalho.

LUIZ (2007), obteve valores médios de AVT de 242 a 1083 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>, operando um reator anaeróbio de leito fixo, no tratamento de águas residuárias do despulpamento do café. Estes valores são maiores do que os encontrados neste

trabalho, no entanto mesmo assim houve estabilidade no processo anaeróbio como ocorreu no R1 com valores médios de AVT de 1269 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup>.

Na Tabela 15 estão apresentados os valores de alcalinidade total, parcial e intermediária e a relação AI/AP, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

**TABELA 15.** Valores médios de alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), relação AI/AP, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), obtidos durante os ensaios 1, 2 e 3.

Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
Alcalinidade Total (mg CaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	Afluente	1393	1308	1248	28	0,8 <sup>ns</sup>
	R1	2051	1872	1853	17	2,5 <sup>ns</sup>
	R2	2803 a	2132 b	2010 b	14	31,1 <sup>**</sup>
	R3	2548 a	1997 b	2096 b	15	17,4 <sup>**</sup>
Alcalinidade Parcial (mg CaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	Afluente	225 b	319 a	246 ab	51	3,2 <sup>*</sup>
	R1	1146 a	400 c	723 b	31	44,8 <sup>**</sup>
	R2	1652 a	949 b	1088 b	32	17,2 <sup>**</sup>
	R3	1656 a	986 b	1284 b	30	16,2 <sup>**</sup>
Alcalinidade Intermediária (mg CaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	Afluente	1167	1001	972	31	2,5 <sup>ns</sup>
	R1	646 c	1650 a	1130 b	38	36,1 <sup>**</sup>
	R2	896 b	1406 a	922 b	39	10,2 <sup>**</sup>
	R3	774 b	1099 a	897 ab	33	7,0 <sup>**</sup>
Relação AI/AP	R1	0,6 b	6,98 a	1,71 b	139	16,2 <sup>**</sup>
	R2	0,55 b	3,06 a	0,94 b	179	5,7 <sup>**</sup>
	R3	0,47 b	3,58 a	0,79 b	208	5,9 <sup>**</sup>

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) - significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

BRUNO e OLIVEIRA (2008), obtiveram valores médios de AVT no afluente do sistema de tratamento de 1840 mg CH<sub>3</sub>COOH L<sup>-1</sup> com TDH de 96 h. Estes valores

foram limitantes para o processo ocasionando o colapso dos reatores e implicando na troca do inóculo e aumento dos valores médios de TDH para 148 e 124 h nos ensaios seguintes, quando observou-se queda nos valores de AVT para  $200 \text{ mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ , tornando o processo estável. Neste trabalho mesmo sendo observados valores de AVT em torno de  $3000 \text{ mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ , não houve o colapso do sistema, devido a capacidade dos reatores se restabelecerem após condições de stresse.

No primeiro ensaio os valores médios de alcalinidade total foram de  $1393 \text{ mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  no afluente e aumentaram para 2051, 2803 e  $2548 \text{ mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  nos efluentes dos reatores R1, R2 e R3, respectivamente, indicando que houve poder tampão para manter nos reatores valores médios de pH de 7,5 a 7,9, adequado para a atividade microbiana de decomposição anaeróbia da matéria orgânica do afluente e conversão a metano

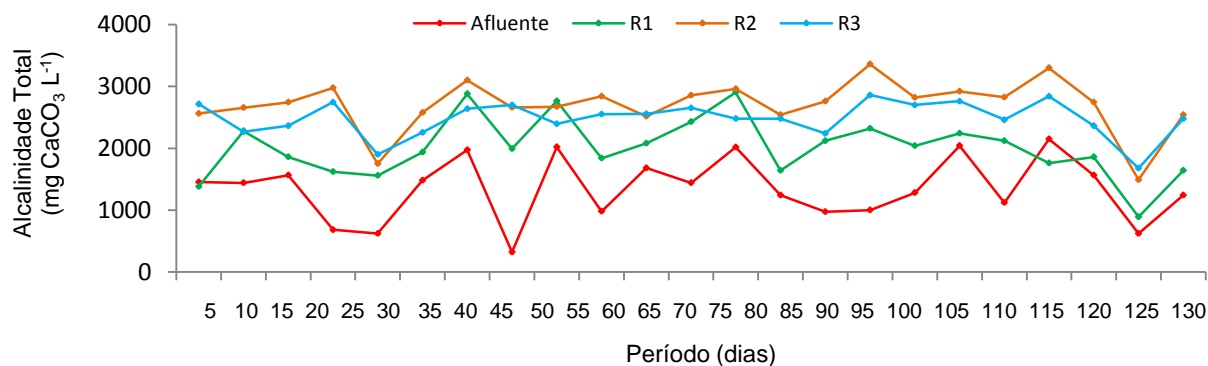
De acordo com PIVELI (1990) apud LA IGLESIA (2004), o acúmulo de ácidos graxos voláteis pode inibir, além das arqueas metanogênicas, as próprias bactérias acidogênicas. Porém, estas últimas podem suportar até  $40000 \text{ mg L}^{-1}$  de ácidos orgânicos voláteis.

A alcalinidade total no afluente foi de 1393, 1308 e  $1248 \text{ mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$  nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente ( $p > 0,05$ ). No reator preenchido com fibra de coco (R3), a alcalinidade total foi de 2548, 1997 e  $2096 \text{ mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$ , nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. O decréscimo na concentração de alcalinidade foi significativo ( $p < 0,01$ ) do ensaio 1 para os ensaios 2 e 3, e está relacionado diretamente com o aumento da concentração de AVT no R3, nos ensaios 2 e 3.

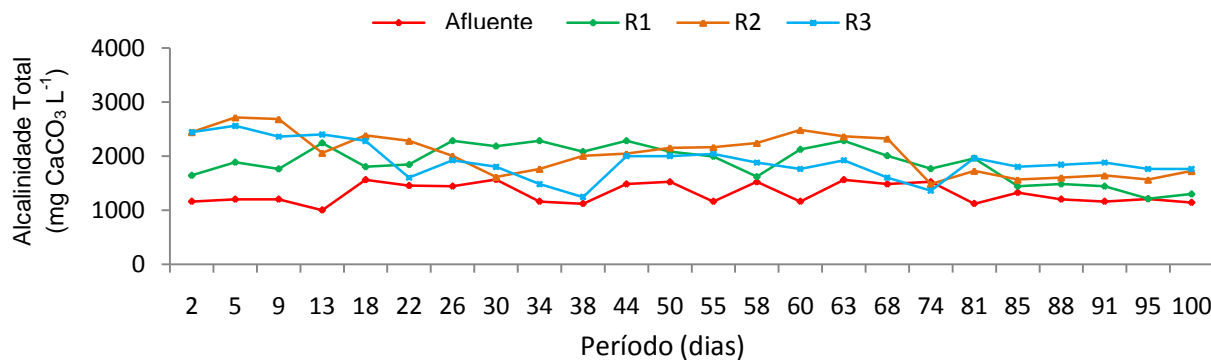
A alcalinidade no processo anaeróbio também pode ser gerada pelas transformações de substâncias nitrogenadas presentes no efluente ou ser produzida a partir de ácidos graxos voláteis gerados no processo (CHERNICHARO, 1997), o que pode ser observado neste trabalho.

A alcalinidade total, no primeiro ensaio, nos efluentes do R2 e R3, aumentaram e mantiveram-se estáveis a partir dos 25 até os 125 dias de operação, confirmando a partida do conjunto de reatores anaeróbios horizontais. Dos 125 aos 130 dias de operação, os valores de Al diminuíram em virtude de redução no afluente e queda

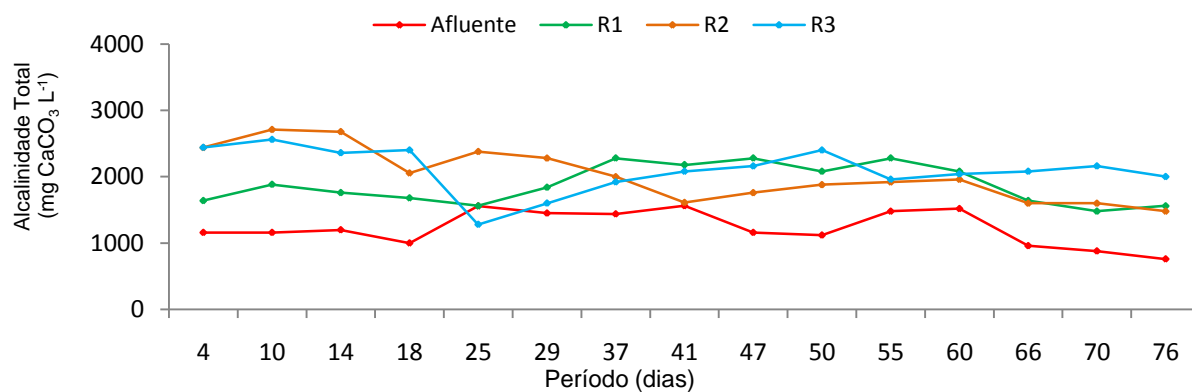
acentuada na temperatura, associados à saída de sólidos no efluente, em virtude da estabilização entre a produção e perda de lodo nos reatores (Figura 48).



**FIGURA 48.** Alcalinidade Total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.



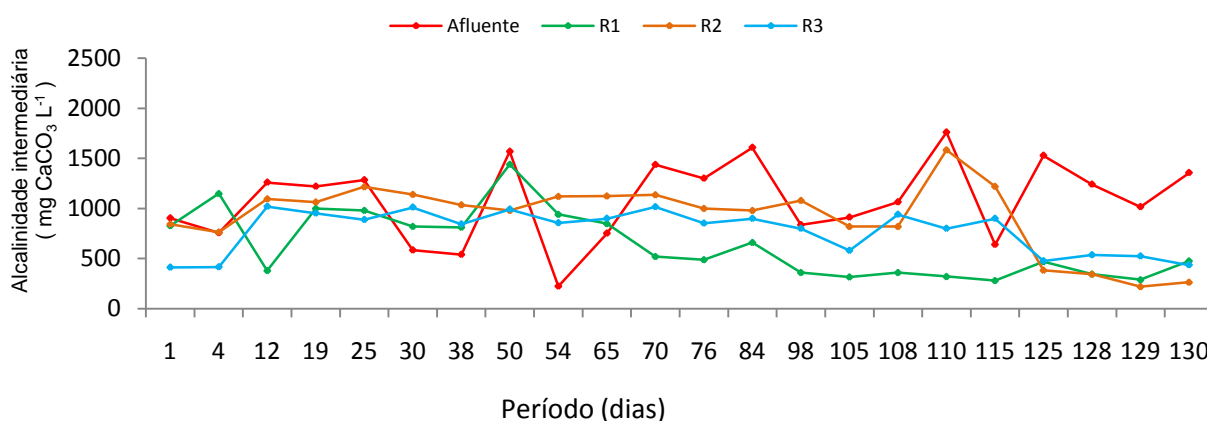
**FIGURA 49.** Alcalinidade Total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.



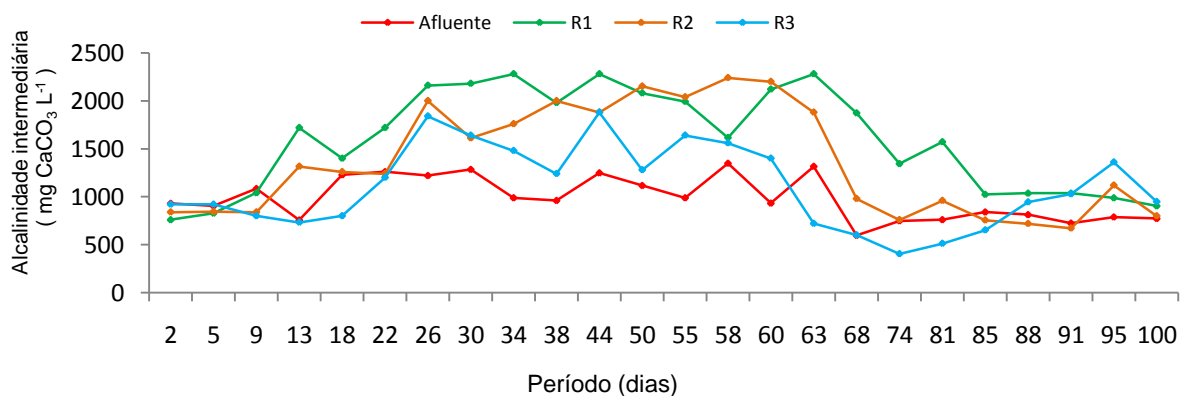
**FIGURA 50.** Alcalinidade Total do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

No terceiro ensaio os valores de alcalinidade total aumentaram do afluente para o efluente do (R3), com ligeira queda em torno dos 25 dias de operação, estabilizando-se em seguida, evidenciando a capacidade de tamponamento dos microrganismos diante do aumento da COV aplicada (Figura 50).

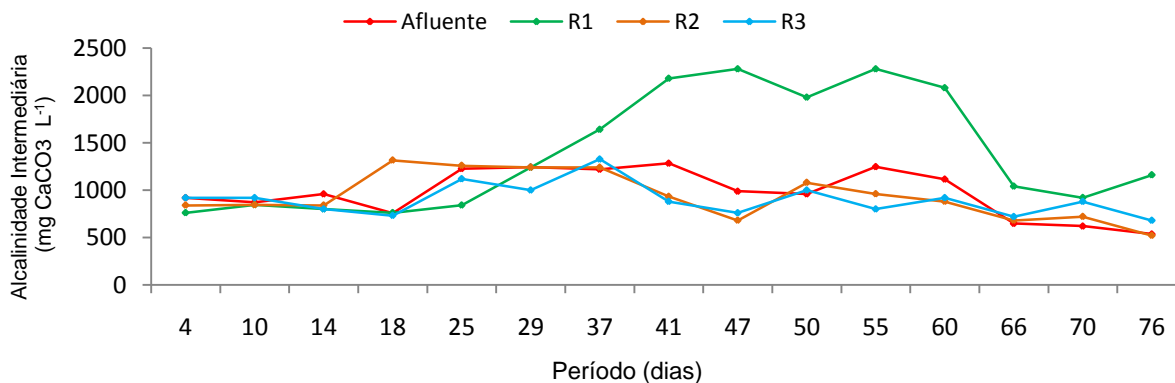
Nas Figuras 51, 52 e 53 estão apresentados os valores da alcalinidade intermediária do afluente e efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.



**FIGURA 51.** Alcalinidade Intermediária do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.

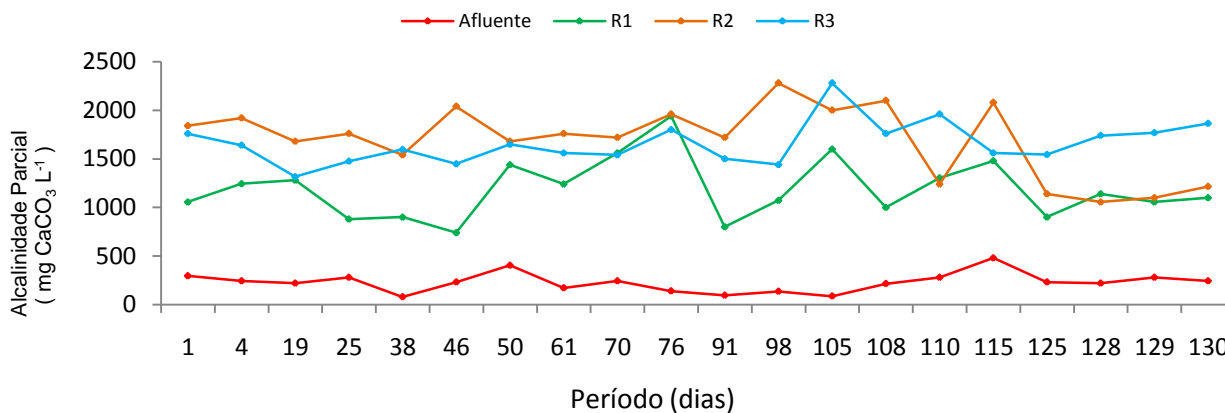


**FIGURA 52.** Alcalinidade Intermediária do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.

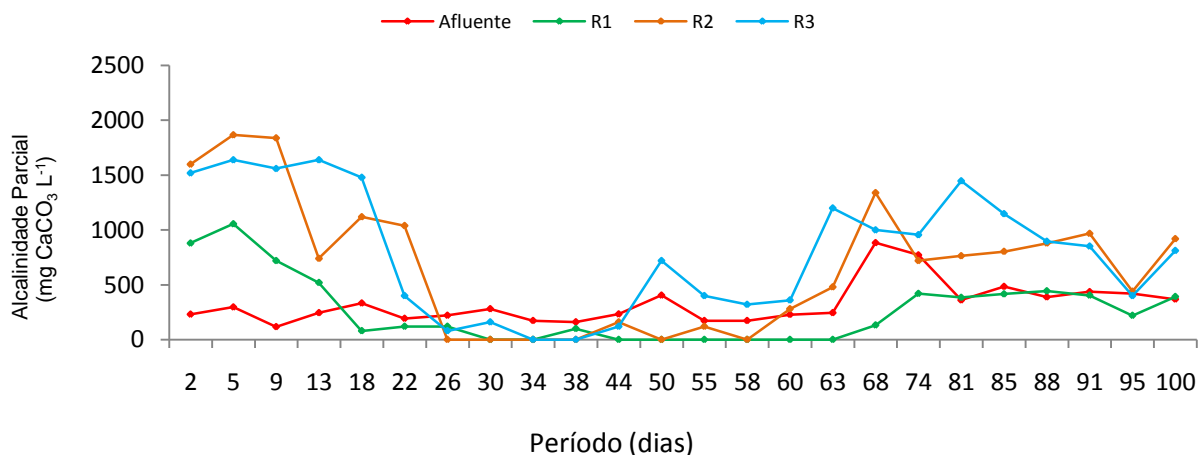


**FIGURA 53.** Alcalinidade Intermediária do afluyente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

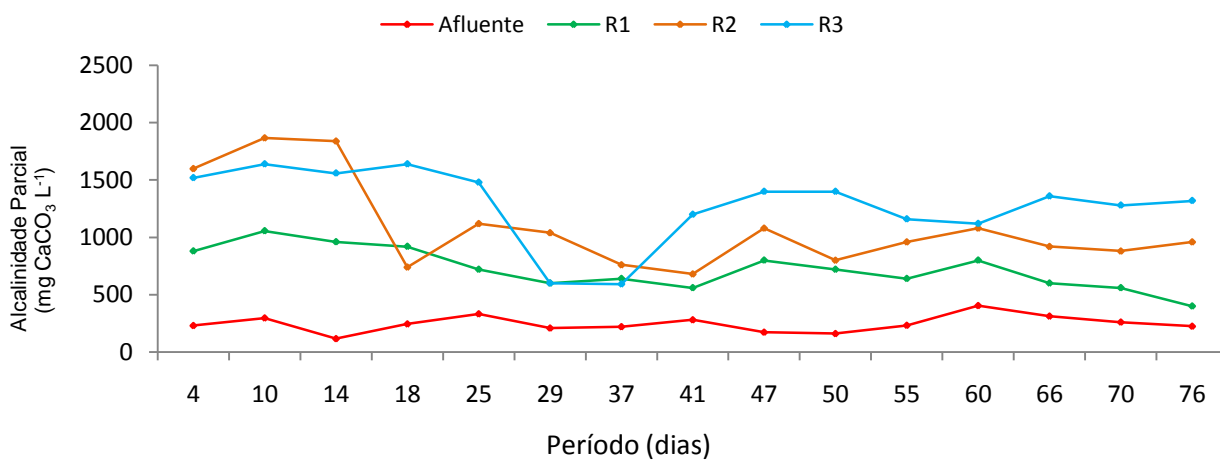
Nas Figuras 54, 55 e 56 estão apresentados os valores da alcalinidade parcial do afluyente e efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.



**FIGURA 54.** Alcalinidade Parcial do afluyente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.



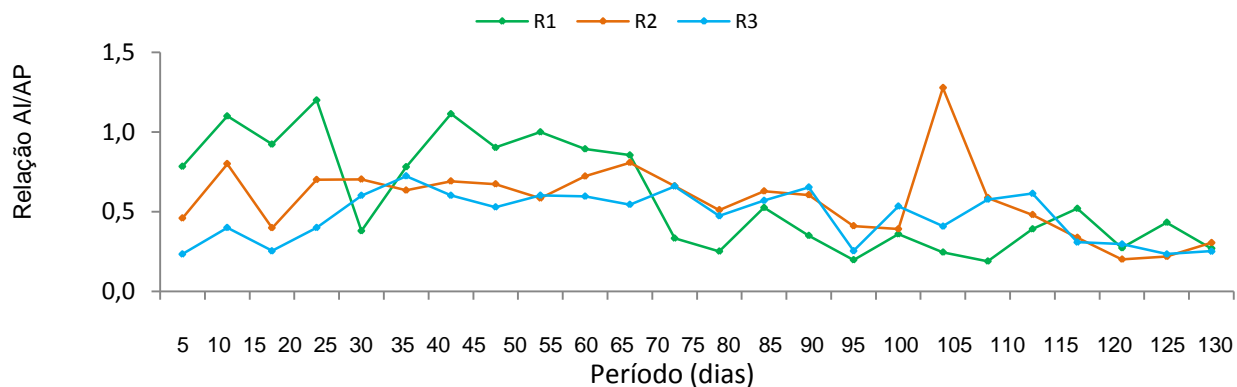
**FIGURA 55.** Alcalinidade Parcial do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.



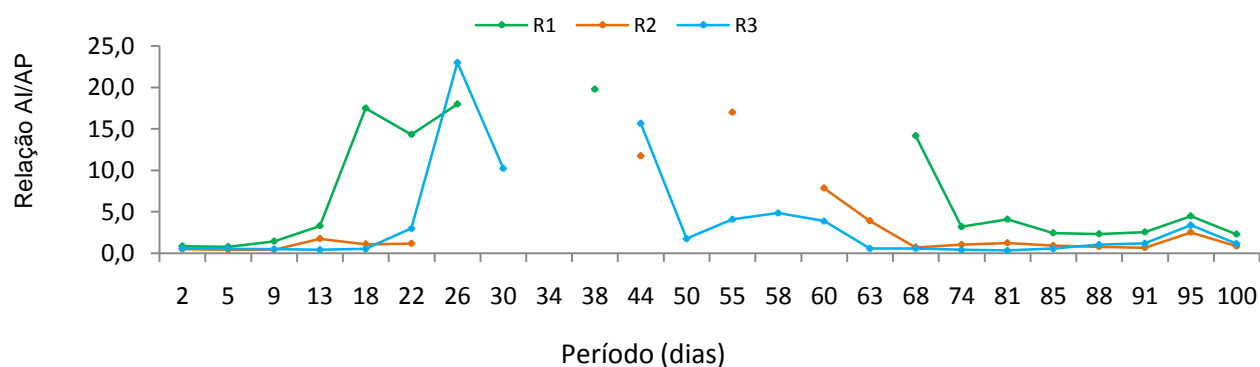
**FIGURA 56.** Alcalinidade Parcial do afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbicos horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

LUIZ (2007), obteve valores médios de alcalinidade total de 381 a 2068 mg CaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>, valores semelhantes aos obtidos neste trabalho, em virtude da utilização de menor DQO do afluente.

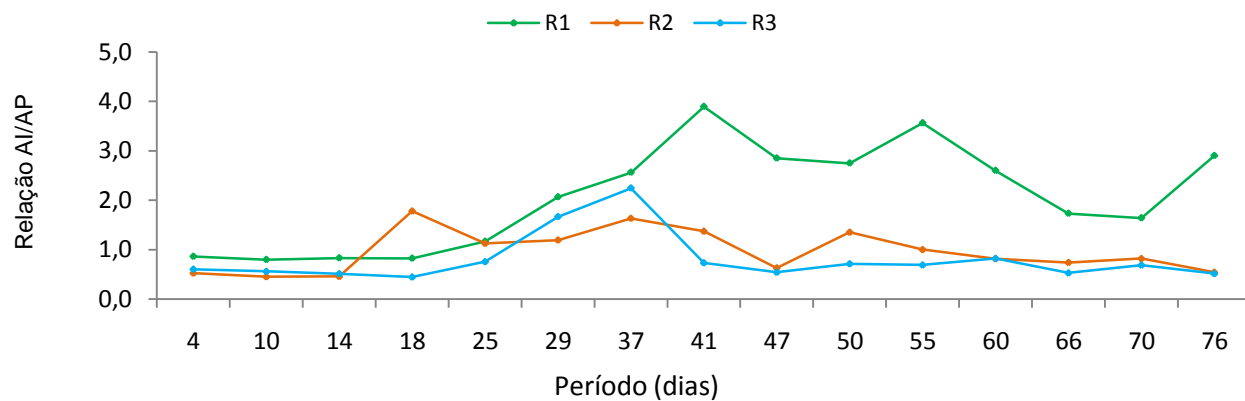
Nas Figuras 57, 58 e 59 estão apresentados os valores da Relação AI/AP do efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.



**FIGURA 57.** Relação AI/AP no efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 1.



**FIGURA 58.** Relação AI/AP no efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 2.



**FIGURA 59.** Relação AI/AP no efluente do reator de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) no ensaio 3.



Os valores médios da relação Al/AP no efluente do reator de manta de lodo (R1) foram de 0,6; 6,98 e 1,71 e nos reatores de leito fixo (R2 e R3) estes valores foram de 0,55; 3,06; 0,94 e de 0,47; 3,58 e 0,79, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente (Tabela 15).

No segundo ensaio com o aumento da COV e queda do pH a partir dos 25 dias de operação, não foi possível calcular a alcalinidade parcial e conseqüentemente a relação Al/AP. Os elevados valores da relação Al/AP observados no ensaio 2, no R2 podem ter contribuído com a menor porcentagem de metano observada neste reator de 64,2%.

A partir dos 63 dias de operação com COV de 13,2 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, houve estabilização dos reatores com valores da relação Al/AP próximos a 1,0. Apesar destes valores estarem acima de 0,3, como recomendado por RIPLEY et al. (1986) a eficiência na remoção de DQO e SST não foi afetada, se estabilizando após aproximadamente 60 dias de operação.

Houve aumento significativo ( $p < 0,01$ ) da relação Al/AP no ensaio 2, nos reatores R1, R2 e R3, como pôde ser observado nas Figuras 57, 58 e 59.

Resultados semelhantes foram observados por BRUNO (2007), operando reatores UASB em escala de bancada com volumes de 20 e 10 L em dois estágios com TDH de 96 h e COV de 5,76 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, que obteve valores da relação Al/AP de 1,91 e 1,23 para os reatores R1 e R2, ocasionando as menores porcentagens de metano no biogás, 69 e 52%, respectivamente.

#### **4.6. Produção e composição do biogás.**

Na Tabela 16 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação da porcentagem de metano (CH<sub>4</sub>) no biogás e das produções diárias de biogás e volumétricas de metano obtidas durante os ensaios 1, 2 e 3.

As concentrações de metano no biogás no reator de manta de lodo (R1), foram de 76,4, 70,7 e 44,9%, respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3, decrescendo significativamente ( $p < 0,01$ ) com o aumento da COV.

**TABELA 16.** Valores médios, coeficiente de variação (CV) e Teste F das produções diárias de biogás e volumétrica de metano e da porcentagem de metano no biogás obtidos durante a operação do sistema de tratamento anaeróbio com reator horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
Produção Diária de Biogás (L d <sup>-1</sup> )	R1	2,08 a	1,92 a	1,05 b	28	73,99**
	R2	0,54 b	0,55 ab	0,57 a	11	3,73*
	R3	0,23 a	0,23 a	0,16 b	40	10,56**
	R1+R2+R3	0,25 a	2,47 a	0,179 b	27	23,51**
Produção Volumétrica de CH <sub>4</sub> (L CH <sub>4</sub> ((L reator d) <sup>-1</sup> )	R1	1,33 a	0,97 b	0,36 c	31	165,47**
	R2	0,34 a	0,28 b	0,31 b	18	9,0**
	R3	0,13 a	0,022 b	0,023 b	52	125,56**
	R1+R2+R3	1,70 a	1,25 b	0,70 c	30	81,08**
CH <sub>4</sub> (%)	R1	76,4 a	70,7 b	44,9 c	15	155,16**
	R2	76,0 a	64,2 b	73,5 a	13	15,56**
	R3	70,0 a	17,6 b	18,6 b	17	697,51**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

No ensaio 1, verificou-se as maiores porcentagens de metano no biogás de 76,4; 76 e 70%, nos reatores R1, R2 e R3, respectivamente, com TDH de 30 h, (Tabela 16). No primeiro ensaio, houve diminuição para 70% de metano no biogás do R3, em virtude da menor COV e maior quantidade de matéria orgânica recalcitrante, provocada pela remoção das frações de fácil degradação no R1 e R2. No segundo ensaio pode-se observar redução na porcentagem de metano em todos os reatores, principalmente no reator (R3), o que pode ser atribuído a queda no pH, aumento na matéria orgânica

recalcitrante e ao aumento na concentração de ácidos voláteis nos reatores, evidenciando maior atividade acidogênica nestes reatores. No terceiro ensaio, o maior teor de metano no biogás ocorreu no reator preenchido com anéis de bambu (R2), com valores médios de 73,5%, enquanto nos reatores R1 e R3, foram observados 44,9 e 18,6% de CH<sub>4</sub> no biogás, respectivamente.

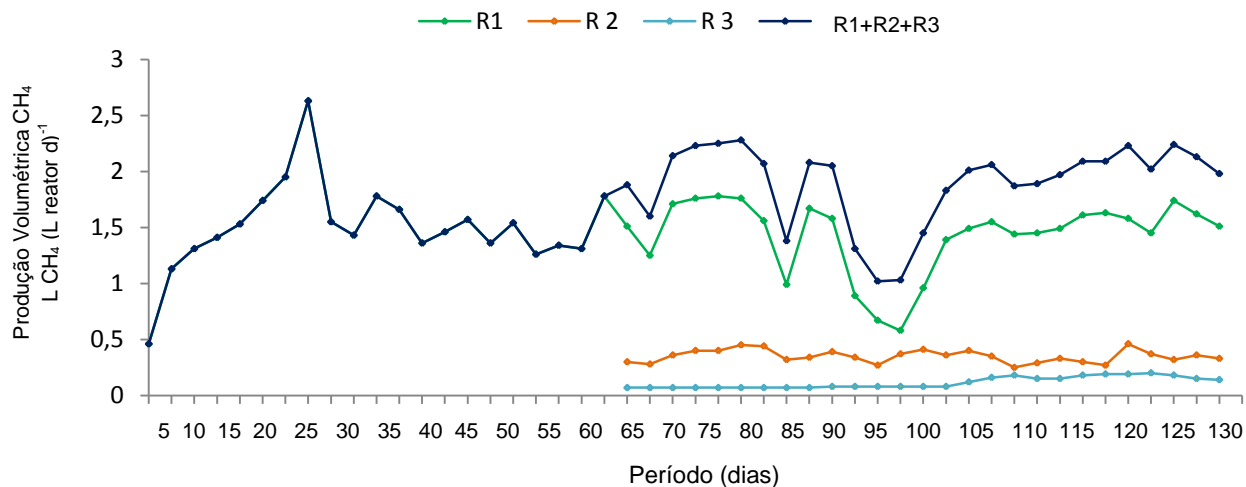
Os valores médios mais significativos da produção diária de biogás aconteceram no reator anaeróbio com manta de lodo (R1) e foram de 2,08, 1,92 e 1,05 L d<sup>-1</sup>, respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3. Nos ensaios 1 e 2, os valores foram maiores que o ensaio 3, diferindo significativamente ( $p < 0,01$ ). Para o sistema composto pelos reatores com manta de lodo e de leito fixo (R1, R2 e R3), os valores médios da produção diária de biogás foram de 2,50, 2,47 e 1,79 L d<sup>-1</sup>. Os ensaios 1 e 2 diferem significativamente ( $p < 0,01$ ) do ensaio 3.

No primeiro ensaio a maior produção volumétrica média de metano no sistema composto pelos reatores (R1+R2+ R3) foi de 1,707 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup>, onde as variações da produção volumétrica de CH<sub>4</sub> (Figura 60), confirma a partida do R1 a partir dos 25 dias de operação, com valores estáveis em torno de 1,5 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup>, até os 80 dias, quando ocorreu um choque de carga orgânica ( Figura 60), com a DQO do afluente aumentando para 31217 mg L<sup>-1</sup>. Esse distúrbio provocou oscilações até os 100 dias de operação, mas posteriormente, a produção de metano voltou para os valores estáveis.

Durante o primeiro ensaio nos reatores R2 e R3 houve atraso na produção de metano em virtude da ausência de inoculo nos meios suportes. A formação do lodo, por retenção nos interstícios ou adesão ao meio suporte, ocorreu com microrganismos arrastados com o efluente do R1.

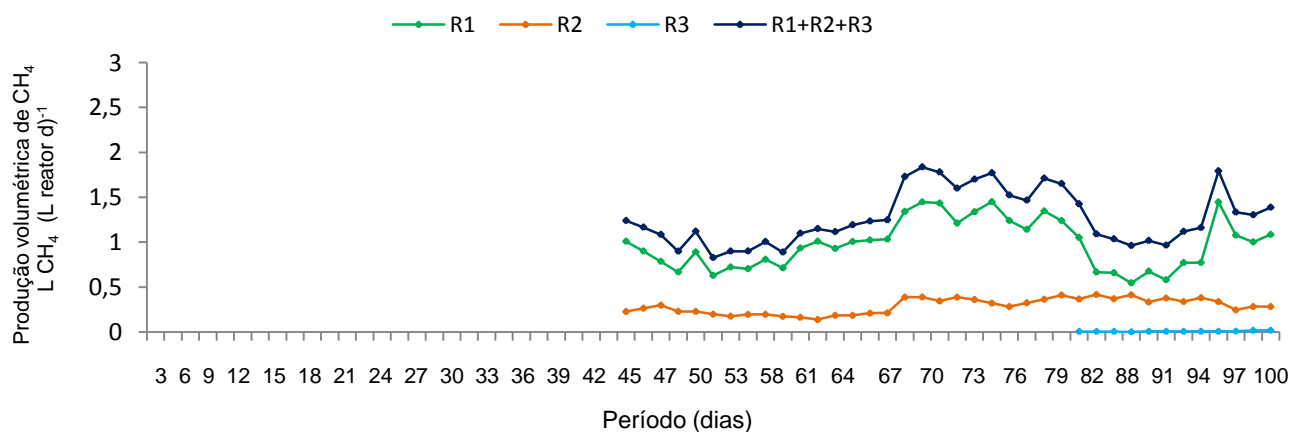
Assim somente a partir dos 63 dias de operação, quando foi possível obter medidas contínuas de biogás. No R2, o lodo acumulado foi suficiente para manter produção volumétrica média de 0,347 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup> estável.

No R3, no ensaio 1, a produção de metano aumentou e estabilizou-se a partir dos 103 dias de operação (Figura 60), de tal forma que para o valor médio de produção foi de 0,136 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup>, indicando que houve necessidade de maior tempo de operação para obter o lodo suficiente para a produção de metano.



**FIGURA 60.** Produção volumétrica de metano nos reatores R1, R2, R3 e no conjunto composto pelo reator anaeróbico horizontal de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3), no ensaio 1.

No início do segundo ensaio (Figura 61), não foi possível obter dados de produção volumétrica de metano, devido a problemas no cromatógrafo. Somente aos 79 dias de operação com TDH de 24 h e conseqüente aumento da COV para  $13,2 \text{ kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ , o R3 voltou a produzir biogás, porém ainda em quantidades inferiores às observadas no primeiro ensaio, conforme pode ser observado na Figura 61 a seguir.

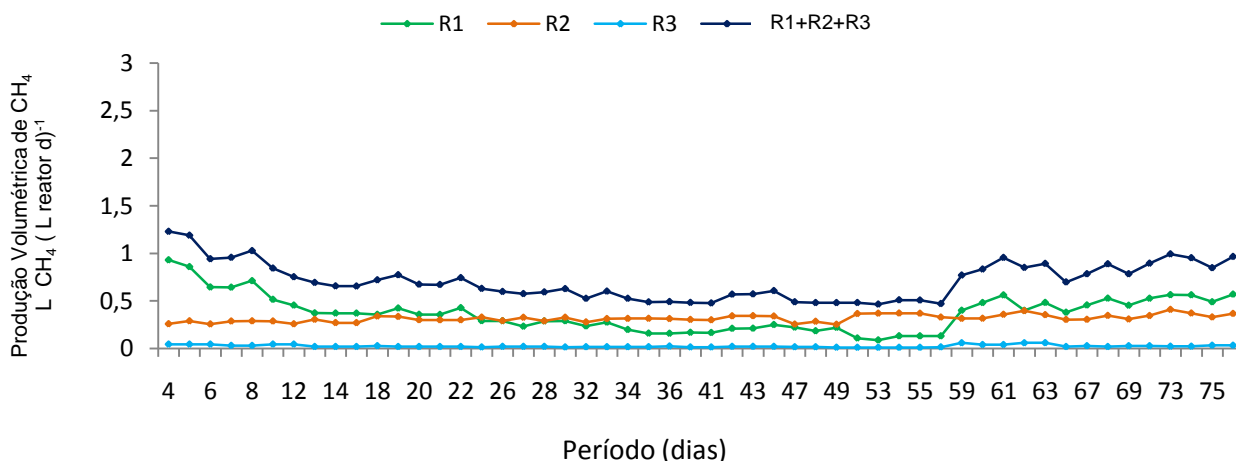


**FIGURA 61.** Produção volumétrica de metano nos reatores R1, R2 e R3, e no conjunto composto pelo reator anaeróbico horizontal de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3), no ensaio 2.

No terceiro ensaio com a diminuição do tempo de detenção hidráulica para 18 h, houve choque de carga orgânica e queda de até 73% na produção volumétrica de metano no reator com manta de lodo (R1), voltando a estabilizar-se após aproximadamente 60 dias de operação. O reator preenchido com anéis de bambu (R2) manteve-se estável durante todo o período de operação do sistema, demonstrando a capacidade dos reatores de se restabelecer após choques de carga orgânica.

No reator preenchido com fibra de coco (R3), foi observado valores muito baixos de produção volumétrica de metano, durante os ensaios 2 e 3, com o aumento da COV, resultando em decréscimos de até 82% no volume de metano produzido (Figuras 61 e 62).

Segundo GROVER (1999) apud FERNANDES (2004), a diminuição do TDH e o aumento da COV resultam no aumento gradual da produção de biogás, em virtude da maior disponibilidade de substrato para ser convertido em biogás, porém neste trabalho com o aumento da COV e o decréscimo do TDH foi observado decréscimo na produção diária de biogás (Tabela 16).



**FIGURA 62.** Produção volumétrica de metano nos reatores R1, R2 e R3, e no conjunto composto pelo reator anaeróbico horizontal de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3), ensaio 3.

DINSDALE et al. (1996), operando reatores anaeróbios de 5 L, com COV de 1,3 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>, tratando águas residuárias da produção de café instantâneo, obteve produções de metano de 0,34 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup>.

BELLO MENDOZA e CASTILLO RIVERA (1998), tratando águas residuárias de despulpamento de café com DQO total de 2480 mg L<sup>-1</sup>, em um sistema composto por reator UASB híbrido seguido de filtro anaeróbio de 10,5 m<sup>3</sup>, TDH de 2,2 dias e COV 2,2 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> obtiveram produção de biogás de 0,34 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup>.

BRUNO e OLIVEIRA (2008), verificaram produção volumétrica de metano menores no conjunto dos reatores UASB (R1+R2), de 0,445 a 0,564 L CH<sub>4</sub> (L reator d)<sup>-1</sup>, que pode ter ocorrido em virtude da COV média menor, de 3,10 a 5,76 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>.

PRADO et al. (2010), trataram água residuária do descascamento e despulpamento do café em coco em reator UASB em escala de bancada com volume de 12,54 L, e obtiveram concentrações de metano variando entre 49 a 68%. Valores inferiores aos obtidos neste trabalho durante o primeiro ensaio.

Os valores médios das produções específicas removidas de CH<sub>4</sub>, no ensaio 1, foram de 0,195; 0,312 e 0,337 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO)<sup>-1</sup> nos reatores R1, R2 e R3, respectivamente, (Tabela 17). No segundo ensaio os valores das produções específicas removidas de CH<sub>4</sub> foram de 0,159; 0,210 e 0,010 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO)<sup>-1</sup>, respectivamente nos reatores R1, R2 e R3. No segundo ensaio a menor produção específica removida de CH<sub>4</sub> no R3 de 0,010 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> (kg DQO)<sup>-1</sup> ocorreu com a diminuição do TDH para 24 h e o aumento da COV para 13,2 kg DQO (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>.

**TABELA 17.** Valores médios e coeficiente de variação (CV em %) das produções específicas adicionadas e removidas de metano obtidas durante a operação do reator horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e no sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	TDH (h)	Prod. Especifica Adicionada (m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> (kg DQO) <sup>-1</sup> )						Prod. Específica Removida (m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> (kg DQO) <sup>-1</sup> )			
		R1	R2	R3	R1	R2	R3	R1+R2+R3	R1	R2	R3
1	30	30	30	0,138	0,120	0,09	0,264	0,195	0,312	0,337	0,351
2	24	24	24	0,095	0,05	0,001	0,151	0,159	0,210	0,010	0,347
3	18	18	18	0,024	0,036	0,002	0,064	0,064	0,250	0,028	0,341
1				34	28	56	52	40	18	95	63
2				27	42	50	19	33	53	51	30
3			CV	51	18	62	23	48	40	55	24

#### 4.7. Estimativa do balanço de massa para DQO e metano .

Na Tabela 18 estão apresentados os valores médios das produções diárias de lodo e metano, COV, as médias diárias da DQO total afluyente, efluente e removida convertidas em metano e a relação entre a produção de DQO-CH<sub>4</sub> e DQO dissolvida removida para os reatores RAHML (R1) e RAHLF (R2 e R3) e conjunto de reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3. Os valores médios da DQO total removida e convertida em metano nos reatores RAHML (R1) foram de 62,1; 52,7 e 23,6% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No RAHLF (R2 e R3) foram removidos 53,1; 60,6 e 88,4% e 44,8; 2,2 e 10,1%, de DQO total nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No conjunto de reatores (R1+R2+R3) os valores médios da DQO total removida e convertida em metano foram de 59,5; 48,6 e 36,3%, durante os ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os valores médios da DQO total removida e convertida em lodo no R1 foram de 1,2, 1,9 e 2,2% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente e no R2 e R3 foram de 1,8; 2,3 e 5,5% e de 2,4; 4,3 e 5,2% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os maiores valores médios da DQO total removida convertida em lodo foram observados no ensaio 2, no reator R3 e podem estar relacionadas as baixas conversões dos sólidos suspensos orgânicos a CH<sub>4</sub> neste ensaio e conseqüente acúmulo de matéria orgânica particulada na forma de lodo no reator. A DQO removida e convertida em lodo para o conjunto de reatores (R1+R2+R3) foi de 1,4; 2,2 e 3,1%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

BRUNO e OLIVEIRA (2008) operando reatores UASB em dois estágios tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, com COV de 5,76 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup> e TDH de 96 h obteve 54% da DQO total removida convertida em metano, valores próximos aos obtidos neste trabalho.

RAMIRES (2005) tratando águas residuárias de suinocultura em reatores UASB com COV de 5,5 g DQO total (L d)<sup>-1</sup>, obteve conversão de DQO total a metano de 46,6%. Segundo OLIVEIRA e FORESTI (2004) a produção de metano é bem menor que a prevista com base em considerações estequiométricas, devido às perdas de biogás na coleta e de metano dissolvido na fase líquida, cuja concentração depende da temperatura e da pressão parcial desse gás na fase gasosa (Lei de Henry).

**TABELA 18.** Estimativas das porcentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH<sub>4</sub>) e da relação entre a produção diária de CH<sub>4</sub> medida (expressa em g DQO – CH<sub>4</sub> d<sup>-1</sup>) e a DQO dissolvida removida a partir das médias diárias de DQO afluente, removida e na forma de CH<sub>4</sub> nos reatores RAHLM (R1) e RAHLF (R2 e R3) e no conjunto de reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3.

Reator	TDH	COV	Afluente			Remoção			Prod.Diária			DQO <sub>total</sub>		Relação	
			DQO total	DQO diss.	DQO ss.	DQO total	DQO diss.	DQO ss.	CH <sub>4</sub> (b)	lodo (c)	removida convertida	removida convertida	DQO <sub>total</sub> em CH <sub>4</sub> (%)		DQO <sub>total</sub> removida
(h)	(a)		g.d <sup>-1</sup>	g.d <sup>-1</sup>	g.d <sup>-1</sup>	g.d <sup>-1</sup>	g.d <sup>-1</sup>	g.d <sup>-1</sup>	gDQO-CH <sub>4</sub> .d <sup>-1</sup>	gDQO-SV.d <sup>-1</sup>	em lodo (%)	em lodo (%)	em CH <sub>4</sub> (%)	removida	
30	12,3	15,36	13,6	1,8	6,16	5,45	0,7	9,2	8,2	1,1	5,71	0,11	1,2	62,1	0,7
1	24	13,20	12,1	1,1	6,8	5,9	0,9	6,4	6,2	0,2	3,37	0,12	1,9	52,7	0,5
18	12,30	11,1	10,3	0,9	6,1	5,6	0,5	5,0	4,7	0,3	1,18	0,110	2,2	23,6	0,3
30	5,10	6,16	5,45	0,7	3,9	3,5	0,4	2,3	1,9	0,4	1,2	0,04	1,8	53,1	0,6
2	24	6,50	6,8	0,9	5,2	4,5	0,7	1,6	1,4	0,2	0,97	0,037	2,3	60,6	0,7
18	9,00	6,1	5,6	0,5	5,2	4,5	0,6	0,9	1,1	-0,1	0,8	0,052	5,5	88,4	0,8
30	2,70	3,9	3,5	0,4	2,9	2,6	0,3	1,1	0,9	0,1	0,470	0,025	2,4	44,8	0,5
3	24	5,20	5,2	4,5	4,1	3,7	0,4	1,1	0,8	0,3	0,0245	0,047	4,3	2,2	0,0306
18	7,60	5,2	4,5	0,6	4,3	3,9	0,4	0,9	0,6	0,3	0,1	0,046	5,2	10,1	0,1
90	12,30	15,4	3,5	11,9	2,9	2,6	0,3	12,5	0,9	11,6	7,41	0,175	1,4	59,5	8,2
1+2+3	72	13,2	13,2	4,5	8,7	4,1	3,7	0,4	9,1	0,8	8,3	0,204	2,2	48,6	5,5
54	12,30	11,1	4,5	6,6	4,3	3,9	0,4	6,8	0,6	6,2	2,468	0,208	3,1	36,3	4,1

a – unidade: g DQO total (L d)<sup>-1</sup>

b – cálculo: a partir da produção diária de CH<sub>4</sub> (L d)<sup>-1</sup> nas CNTP tem-se: (( produção diária de CH<sub>4</sub> x 16/22,4) x 4 = (g DQO – CH<sub>4</sub> d<sup>-1</sup>)

c – cálculo : SSV do efluente (g/d)/ 1,48



## 4.8. Teores de Macronutrientes

### 4.8.1. Nitrogênio total, amoniacal e orgânico.

Na Tabela 19 estão apresentados os valores médios e coeficiente de variação (CV) das concentrações de nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (N-amon) e nitrogênio orgânico (N-org), nos ensaios 1, 2 e 3.

Os valores médios da concentração de NTK observados no afluente foram de 232, 227 e 221 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente ( $p > 0,05$ ). No efluente do reator horizontal de manta de lodo (R1) as concentrações de NTK foram de 154, 139 e 128 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. A concentração de NTK, nos ensaios 2 e 3, diminuiu significativamente ( $p < 0,01$ ) em relação ao ensaio 1. Pode-se observar que a concentração de NTK aumentou do efluente do R2 para o R3, nas três diferentes condições operacionais impostas ao reator, durante todo o experimento, o que pode ter ocorrido pela degradação da fibra de coco utilizado como meio suporte neste reator.

Os valores de N-amon do afluente foram de 8,4; 11,7 e 12,4 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, sendo que a concentração de N-amon aumentou significativamente ( $p < 0,01$ ) nos ensaios 2 e 3. O aumento na concentração afluente nos três ensaios pode ter ocorrido devido as diferentes cargas orgânicas volumétricas aplicadas nos diferentes ensaios.

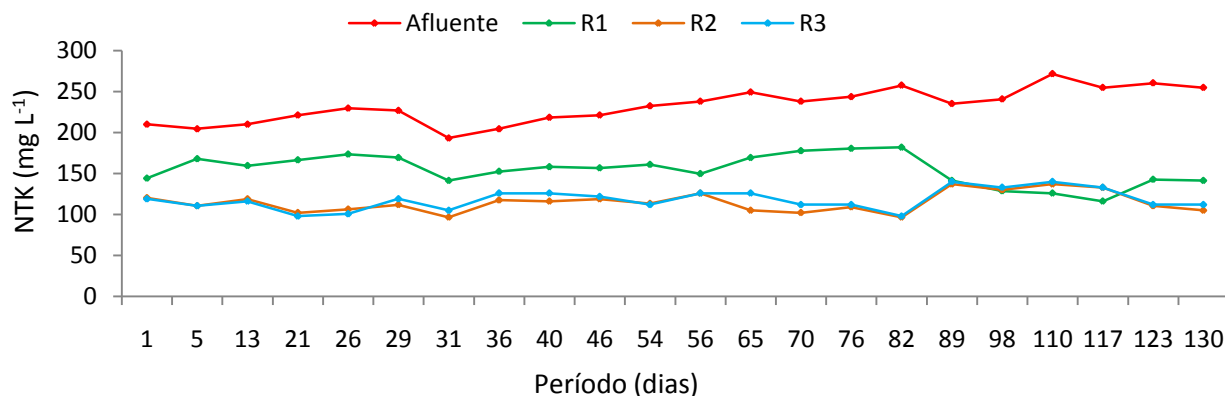
No reator com manta de lodo (R1) os valores das concentrações de nitrogênio amoniacal foram 46,4, 34,9 e 50,6 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, onde os ensaios 1 e 3 diferiram significativamente ( $p < 0,01$ ) do ensaio 2. O mesmo ocorreu com o reator preenchido com anéis de bambu (R2). Nas três diferentes condições operacionais impostas aos reatores, pode-se observar aumento na concentração de N-amoniacal do afluente para o efluente do reator (R3), o que ocorreu como resultado da amonificação, que consiste na conversão, por meio da ação de bactérias heterotróficas, da matéria orgânica nitrogenada, que se encontra na forma solúvel em amônia conforme observado por MASCARENHAS, et al (2004).

Nas Figuras 63, 64 e 65 estão apresentadas as variações das concentrações de NTK, nos ensaios 1, 2 e 3.

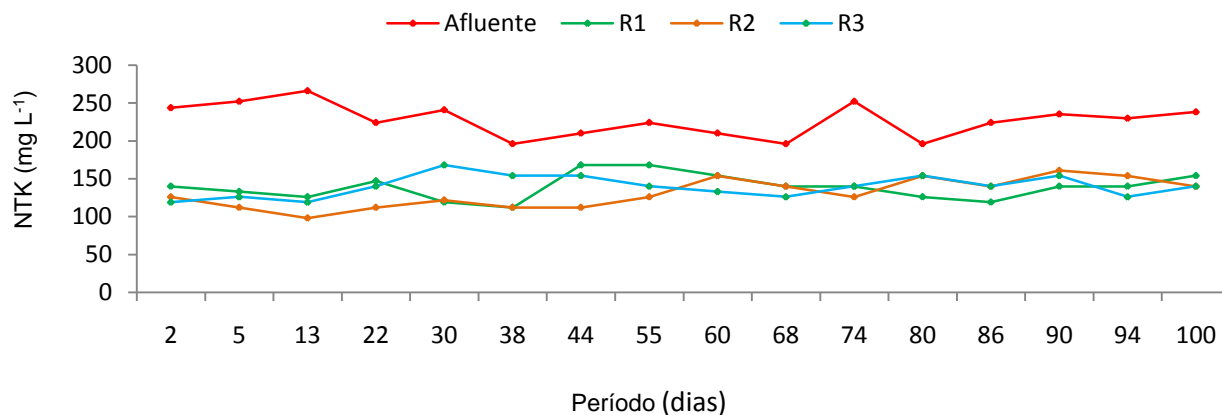
**TABELA 19.** Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-am.) e nitrogênio orgânico (N-org.) no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
NTK (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	232	227	221	10	0,8 <sup>ns</sup>
	R1	154 a	139 b	128 b	12	9,5**
	R2	114 b	130 a	122 ab	13	4,3*
	R3	116 b	139 a	133 a	11	10,7**
N-org (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	224	215	209	10	1,7 <sup>ns</sup>
	R1	108 a	104 a	77 b	20	9,0**
	R2	60 b	87 a	64 b	26	10,2**
	R3	61	85	79	32	1,8 <sup>ns</sup>
N-amon. (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	8,4 b	11,7 a	12,4 a	17	25,5**
	R1	46,4 a	34,9 b	50,6 a	22	10,1**
	R2	53,9 a	42,9 b	57,3 a	15	14,0**
	R3	37,5 b	36,4 b	56,5 a	13	52,1**

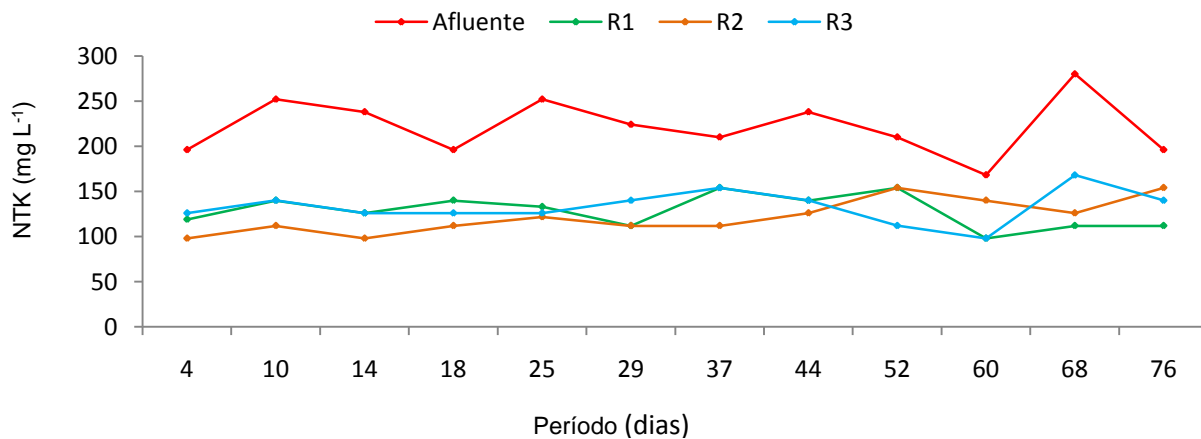
Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.



**FIGURA 63.** Concentração de NTK no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.

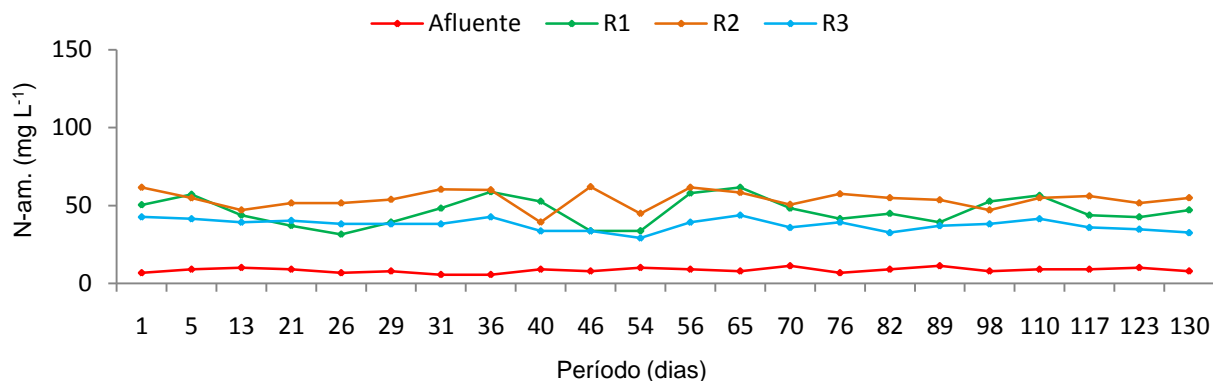


**FIGURA 64.** Concentração de NTK no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.

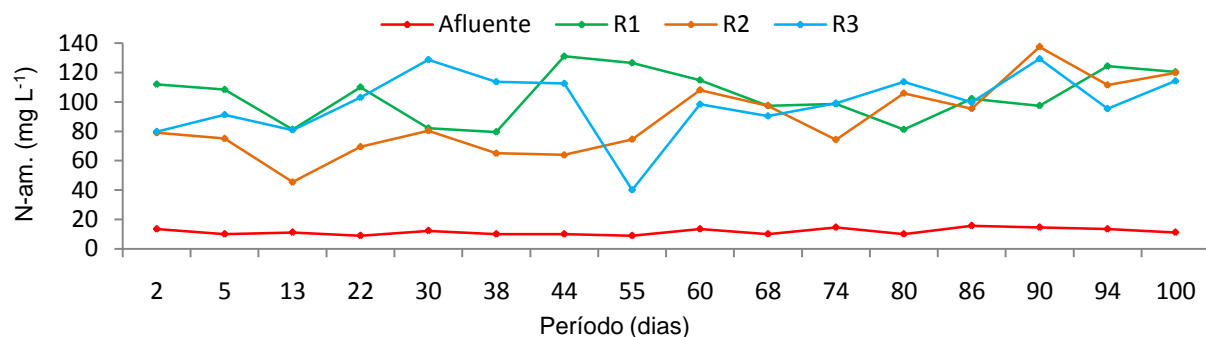


**FIGURA 65.** Concentração de NTK no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

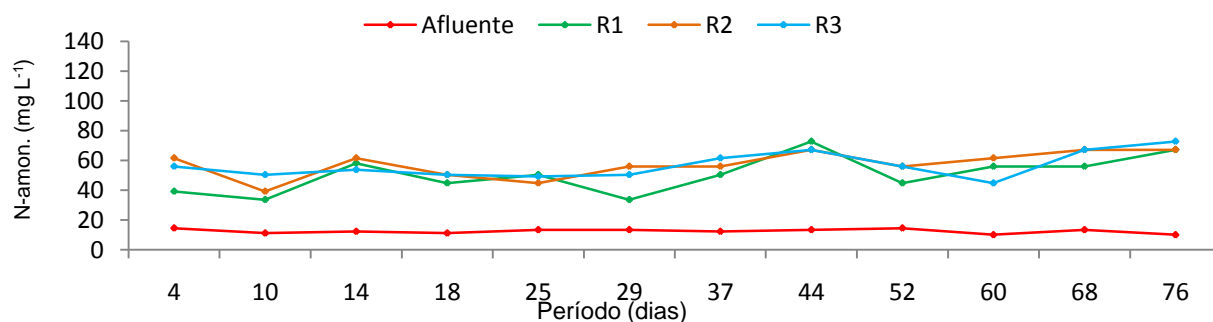
Nas Figuras 66, 67 e 68 estão apresentados os valores de nitrogênio amoniacal do afluente e efluente do reator anaeróbio de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 66.** Concentração de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.

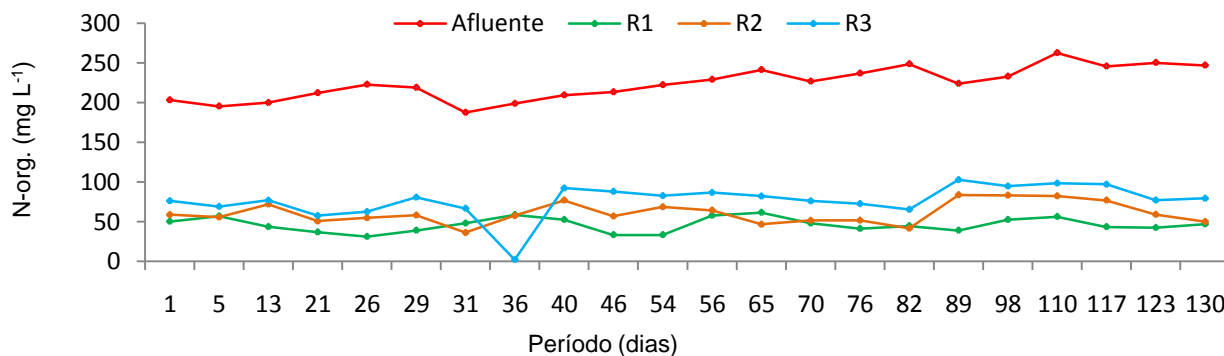


**FIGURA 67.** Concentração de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.

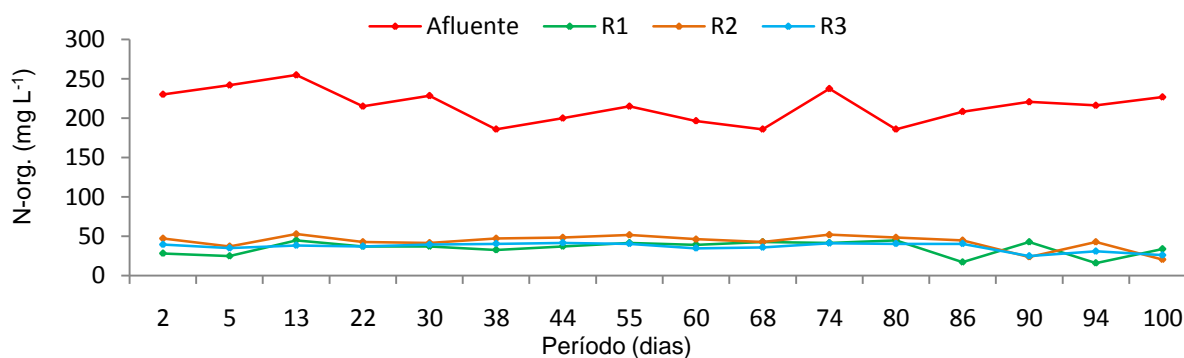


**FIGURA 68.** Concentração de nitrogênio amoniacal no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

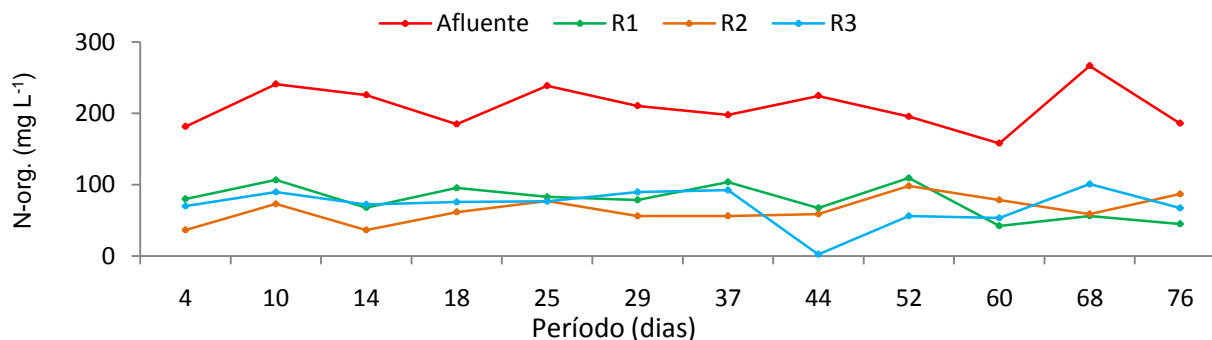
Nas Figuras 69, 70 e 71 estão apresentados os valores das concentrações de nitrogênio orgânico no afluente e efluente do reator anaeróbico de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 69.** Concentração de nitrogênio orgânico no afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.



**FIGURA 70.** Concentração de nitrogênio orgânico no afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.



**FIGURA 71.** Concentração de nitrogênio orgânico no afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

Na Tabela 20 estão apresentados os valores médios e coeficientes de variação (CV em %) da eficiência de remoção (E em %) de nitrogênio total Kjeldahl e nitrogênio orgânico, nos ensaios 1, 2 e 3.

As eficiências médias de remoção de NTK no reator de manta de lodo (R1) foram de 32, 38 e 40%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, e as variações nos valores da eficiência de remoção estão apresentados na Figura 72. O aumento da COV e a redução do TDH não foram fatores limitantes na eficiência de remoção de NTK do R1 ( $p > 0,05$ ). Porém no reator preenchido com anéis de bambu (R2), os valores de eficiência de remoção de NTK foram 25, 10 e 6%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, podendo-se observar decréscimo significativo ( $p < 0,05$ ) na eficiência de remoção com o aumento da COV e aumento do TDH. Comparando-se os reatores R2 e R3, a eficiência de remoção de NTK no reator preenchido com anéis de bambu foi de até 88%, maior que o reator R3 preenchido com cubos de fibra de coco. No conjunto de reatores (R1+R2+R3) observaram-se 50, 38 e 40% de eficiência de remoção de NTK, nos ensaios 1, 2 e 3, decrescendo significativamente nos ensaios 2 e 3, com a redução do TDH de 30 para 24 e 18 h, (Tabela 20).

As eficiências médias de remoção de N.org. no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) foram de 51,1, 51,2 e 62,3% no primeiro, segundo e terceiros ensaios, respectivamente, onde o terceiro ensaio diferiu significativamente ( $p < 0,05$ ) dos ensaios 1 e 2. Pode-se observar que o aumento no tempo de detenção hidráulico de 24 para 30 horas em cada reator não foi fator limitante para a eficiência de remoção de N-orgânico nestes reatores. O mesmo não foi observado no reator de leito fixo (R2), onde obteve no primeiro ensaio 40% de eficiência de remoção de N org. com TDH de 30 h, tendo sua eficiência de remoção diminuída para 14,4% e 7,18% nos ensaios seguintes com os menores TDH.

Para o sistema composto pelos reatores com manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3) os valores obtidos de eficiências de remoção foram de 72,3, 60,1 e 71,6%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No segundo ensaio foi obtido o menor valor, diferindo significativamente ( $p < 0,05$ ) dos ensaios 1 e 3.

**TABELA 20.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F da eficiência de remoção (E em %) de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio orgânico (N-org) do afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1), reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3.

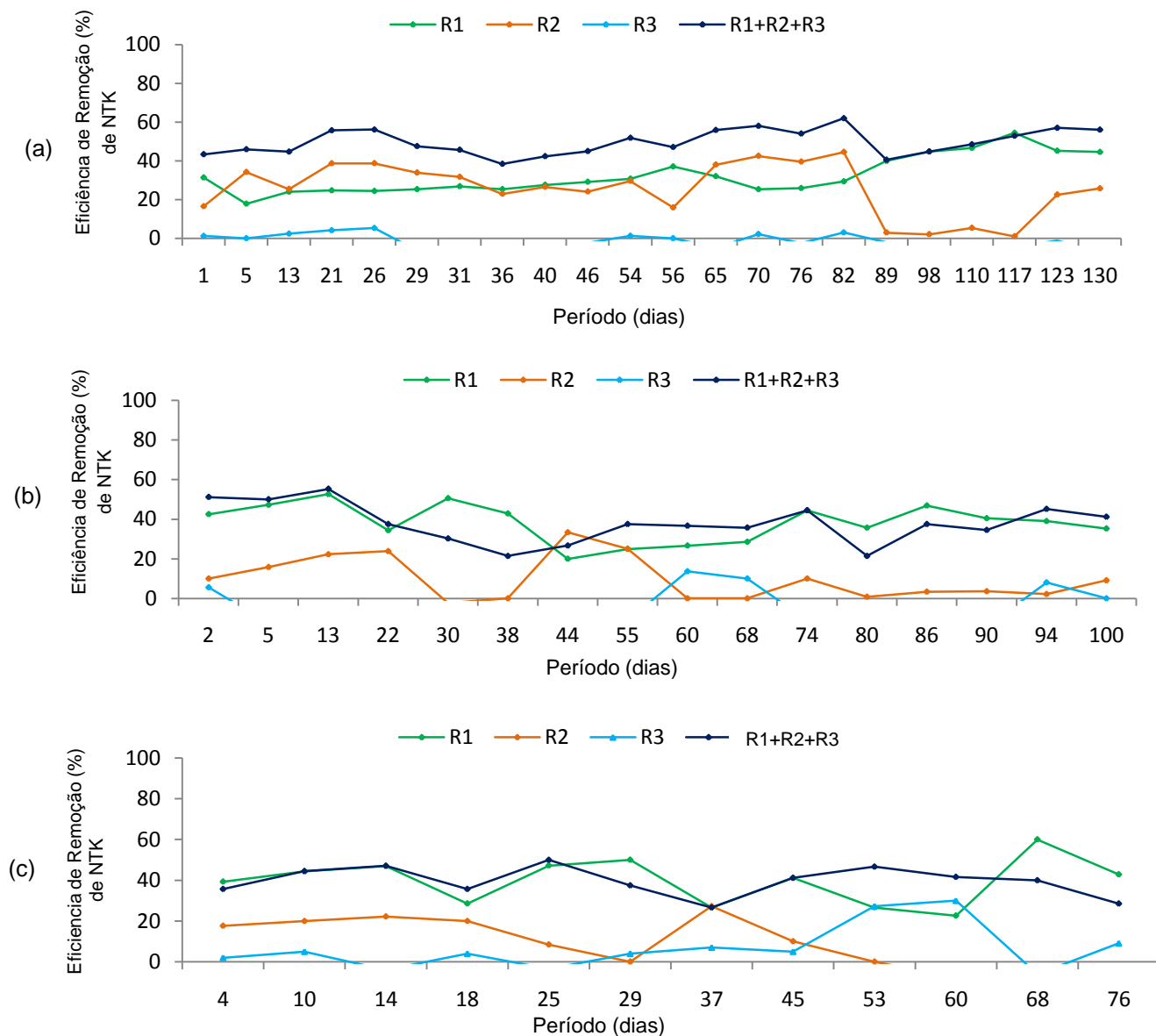
Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
		E				
NTK	R1	32	38	40	27	2,7 <sup>ns</sup>
	R2	25 a	10 b	6 b	89	9,8 <sup>**</sup>
	R3	-	-	-	-	-
	R1+R2+R3	50 a	38 b	40 b	18	12,2 <sup>**</sup>
N-org.	R1	51 b	51 b	62 a	19	5,2 <sup>**</sup>
	R2	40 a	14 ab	7 b	134	5,0 <sup>*</sup>
	R3	-	-	-	-	-
	R1+R2+R3	72 a	60 b	72 a	13	8,9 <sup>**</sup>

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

BRUNO (2007) no tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida em reatores UASB em dois estágios, com tempo de detenção hidráulico de 96, 148 e 124 horas, utilizou afluente com concentração média de NTK de 363,8, 350,0, 438,6 e 394,0 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. O sistema composto pelos reatores (R1+R2) obteve eficiências de remoção de 52, 61, 59 e 55% nos respectivos ensaios 1, 2, 3 e 4, valores similares aos obtidos neste trabalho no primeiro ensaio, quando foi aplicado tempo de detenção hidráulico de 90 horas.

LUIZ (2007) tratando águas residuárias do despulpamento de café por via úmida em três reatores anaeróbios de leito fixo com concentração de DQO de 1000, 2500 e 5000 mg L<sup>-1</sup> nas fases 1, 2 e 3 respectivamente, obteve eficiência de remoção de N<sub>T</sub> de 5, 55 e 29% nas fases 1, 2 e 3, respectivamente no reator preenchido com escória de alto forno. No reator preenchido com espuma de poliuretano a eficiência de remoção foi de 15% na terceira fase e no reator preenchido com brita n. 4 as eficiências de remoção

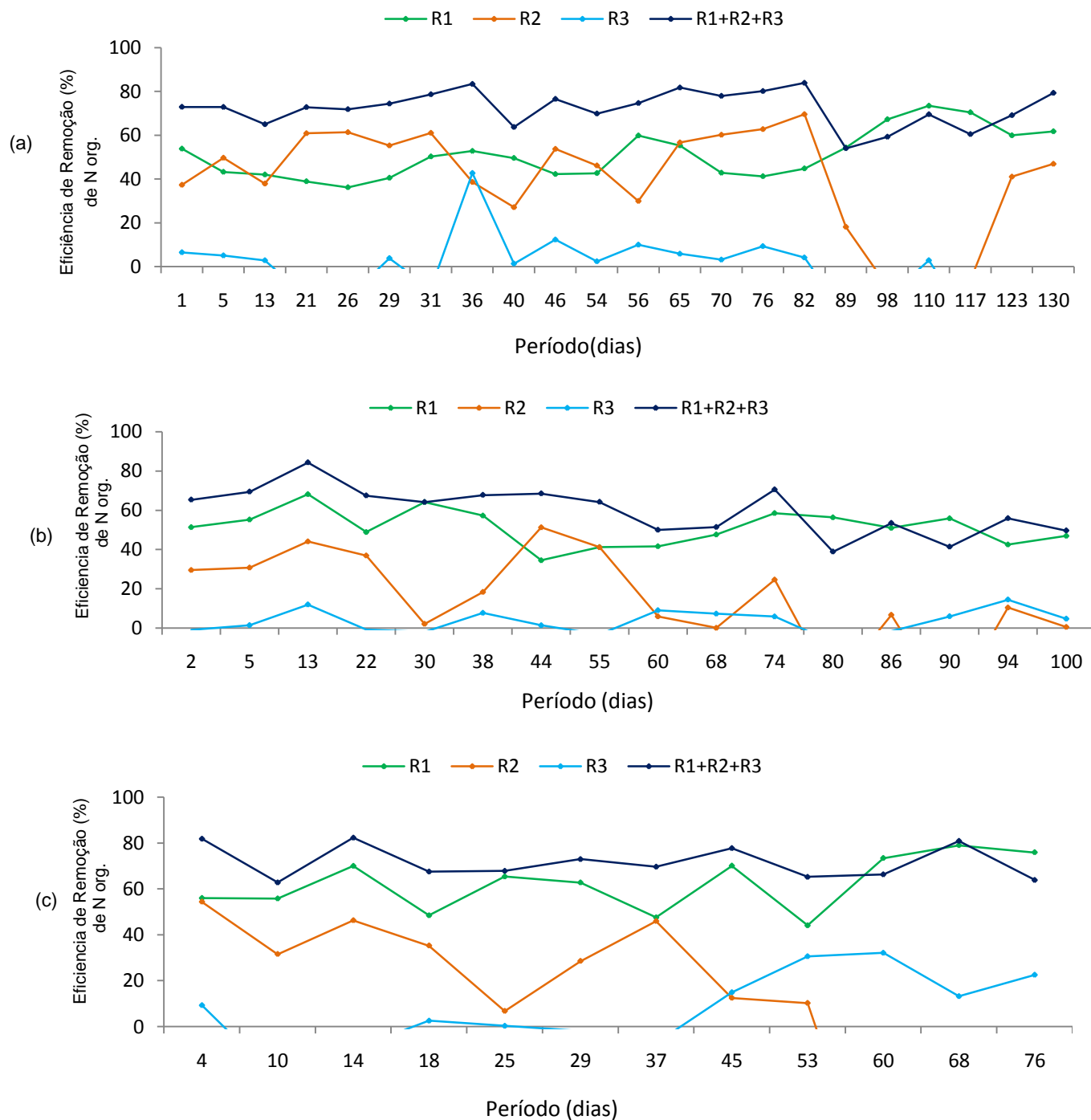
foram 23 e 34%, nas fases 2 e 3, respectivamente. Valores inferiores aos apresentados neste trabalho.



**FIGURA 72.** Eficiência de remoção de NTK do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) nos ensaios 1 (a), 2 (b) e 3 (c).



Na Figura 73 estão apresentados os valores de eficiência de remoção de nitrogênio orgânico nos reatores R1, R2 e R3 e pelo sistema de tratamento composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.



**FIGURA 73.** Eficiência de remoção de N-org. do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1 (a), 2 (b) e 3 (c).

SILVA (2007) no monitoramento de uma lagoa de estabilização, partida e funcionamento de reatores UASB em escala piloto no tratamento de águas residuárias do café, produzido por via úmida com concentração de DQO total entre 1000 e 1500 mg L<sup>-1</sup>, e concentrações efluentes de NTK em torno de 58,8 mg L<sup>-1</sup> na saída do sistema, relata que a eficiência de remoção foi muito baixa e que a quantidade de nitrogênio era estável nas três unidades (lagoa de estabilização, UASB central e UASB periférico).

#### 4.8.2. Fósforo total

Na Tabela 21 estão apresentados os valores médios da concentração de fósforo total no afluente e efluente do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3).

As concentrações médias de fósforo total no afluente aumentaram significativamente ( $p < 0,01$ ) nos ensaios 1, 2 e 3 e foram de 15,5; 18,4 e 19,0 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. Este fato pode ter ocorrido devido as maiores COV aplicadas nestes ensaios.

No efluente do reator preenchido com fibra de coco (R3), as concentrações de fósforo foram de 8,4; 11,5 e 11 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, havendo aumento significativo ( $p < 0,05$ ) ao longo do experimento (Tabela 21).

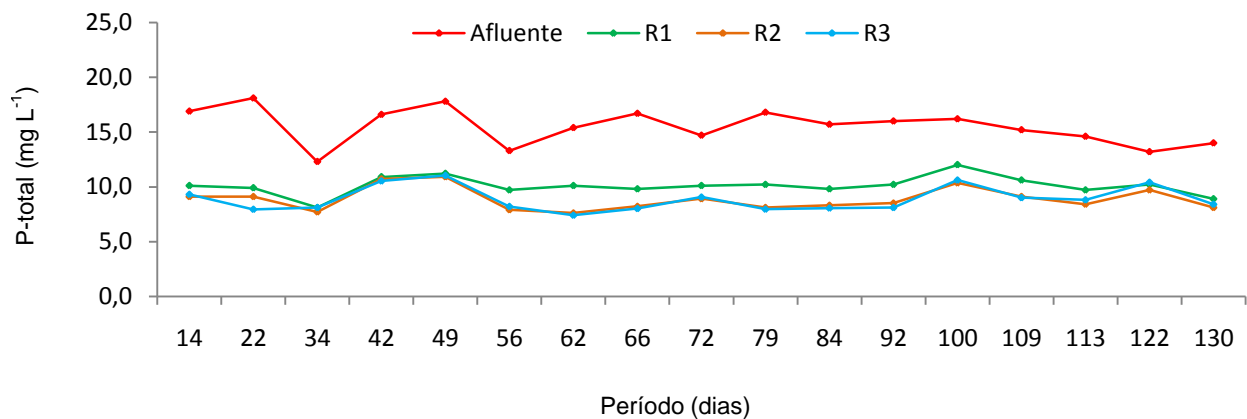
As eficiências de remoção de P-total no reator com manta de lodo (R1) decresceram significativamente ( $p < 0,05$ ) e foram de 34, 22 e 21%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, sendo este reator o que apresentou maior eficiência de remoção, operando com TDH de 30 h e COV de 12,8 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>.

**TABELA 21.** Valores médios da concentração de Fósforo total (P-total), coeficiente de variação (CV em %), Teste F e eficiência de remoção (E em %), no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e dos reatores de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3.

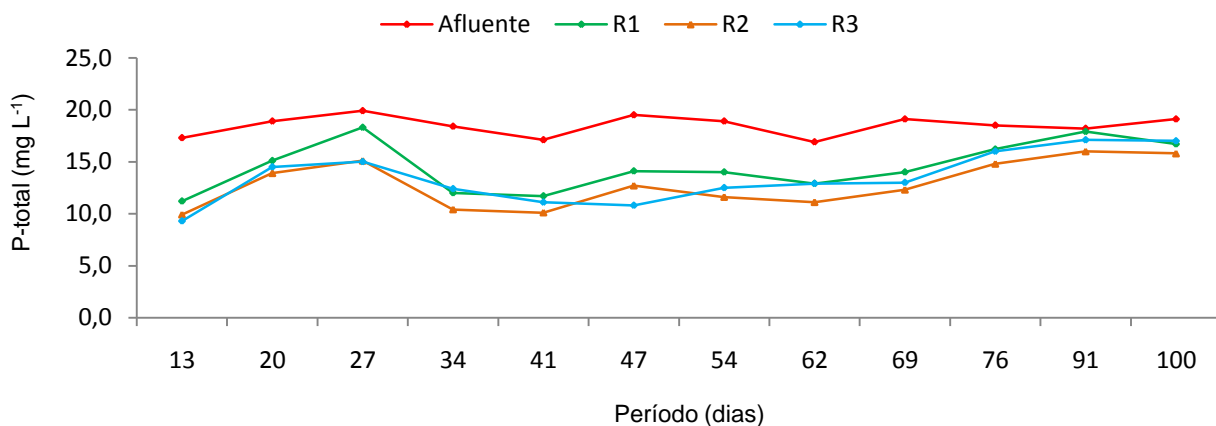
Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
P-total (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	15,5 b	18,4 a	19,0 a	7	30,9**
	R1	10,0 b	14,5 a	15,0 a	12	42,8**
	R2	8,8 b	12,8 a	13,7 a	13	36,5**
	R3	8,4 b	11,5 a	11,7 a	16	24,9**
E(%)	R1	34 a	22 b	21 b	27	14,1**
	R2	12	12	9	49	1,1 <sup>ns</sup>
	R3	2 b	2 b	14 a	120	13,7 **
	R1+R2+R3	42 a	27 b	38 a	27	8,1**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

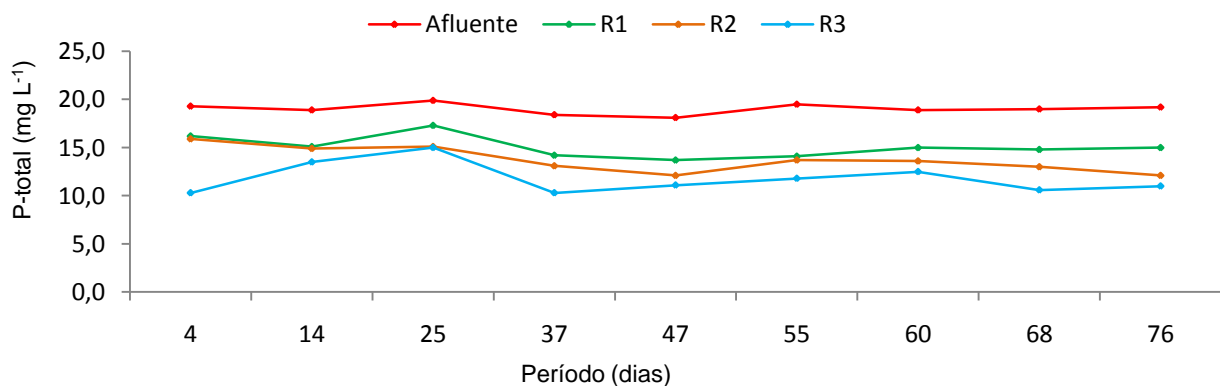
No reator de leito fixo (R2) foi observado eficiências de remoção P-total de 12, 12 e 9%, não diferindo significativamente ( $p > 0,05$ ). As menores eficiências de remoção de P-total foram observadas no reator preenchido com fibra de coco (R3) e foram de 2, 2 e 14%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, havendo aumento significativo ( $p < 0,05$ ) no ensaio 3. Para o sistema composto pelos reatores de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3) as eficiências de remoção de P-total foram de 42, 27 e 38% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, havendo redução significativa ( $p < 0,05$ ) na eficiência de remoção de P-total no ensaio 2. Nas Figuras 74, 75 e 76 pode-se observar as variações nas concentrações de P-total no afluente e efluentes dos reatores R1, R2 e R3 durante os ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 74.** Concentração de P-total no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 1.



**FIGURA 75.** Concentração de P-total no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 2.



**FIGURA 76.** Concentração de P-total no afluente e efluente do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (R2 e R3), no ensaio 3.

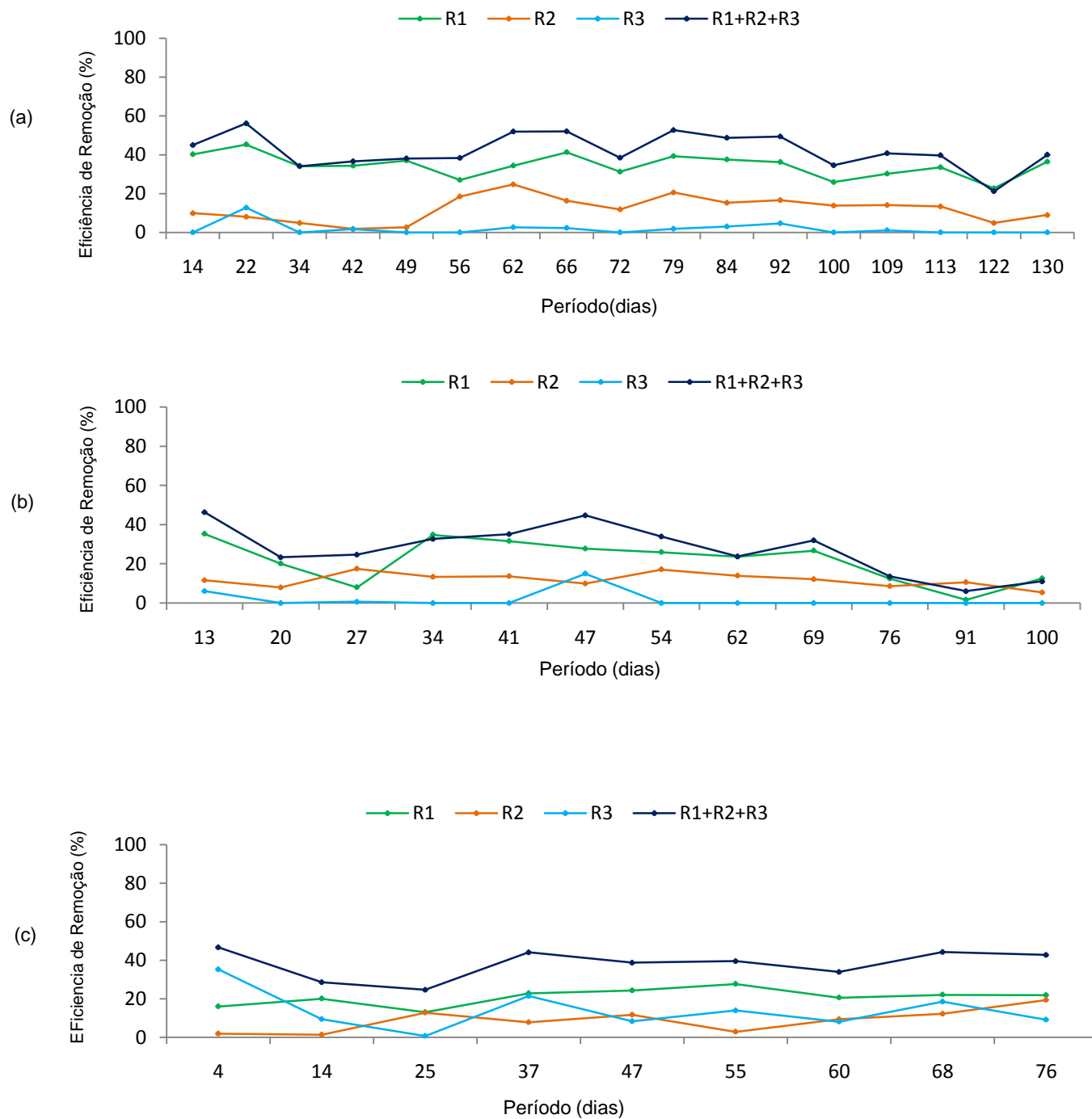
SILVA e CAMPOS (2005) operando reator UASB (11,7 L), seguido de lagoa aerada facultativa, com TDH de 69 h e COV de  $0,59 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ , para o tratamento de águas residuárias da lavagem e despolpa do café, não obtiveram eficiência de remoção de P-total. O mesmo não foi observado neste trabalho.

DUDA (2006) observou remoção de P-total, em torno de 40%, operando reatores sequenciais em batelada anaeróbios (RSBAn) em dois estágios, no tratamento de águas residuárias de suinocultura, valor este relativamente próximo aos obtidos neste trabalho.

BRUNO (2007) utilizando reator UASB em dois estágios, em escala de bancada no tratamento de águas residuárias do despulpamento de café por via úmida, submetidos a tempo de detenção hidráulica (TDH) de 4, 5,2 e 6,2 dias, resultando em cargas orgânicas volumétricas (COV) de 5,8; 3,0 e 3,6 g DQO total  $\text{L}^{-1}$  no primeiro reator e TDH de 2,0; 2,6 e 3,1 dias com COV de 5,8, 0,5 e 0,4 g DQO total  $\text{L}^{-1}$  no segundo reator, observou concentrações médias afluentes de P-total de 13,4; 16,8; 15,4 e 16,5  $\text{mg L}^{-1}$ , respectivamente nos ensaios 1, 2, 3 e 4, obtendo valores de eficiência de remoção no conjunto de reatores (R1+R2) de 28, 47, 46 e 44%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Valores estes semelhantes ao encontrado neste trabalho com TDH de 30 horas e superiores quando a COV foi aumentada devido o decréscimo no TDH para 24 horas.

SILVA (2007), no monitoramento de uma lagoa de estabilização, partida e funcionamento de reatores UASB em escala piloto no tratamento de águas residuárias do café, produzido por via úmida com concentração de DQO total em torno de  $1000 \text{ mg L}^{-1}$ , e concentrações afluentes de fósforo em torno de  $0,25 \text{ mg L}^{-1}$  obteve eficiência de remoção de P-total em torno de 50% no R2.

Na Figura 77 estão apresentados os valores de eficiência de remoção de fósforo nos reatores R1, R2 e R3 e pelo sistema composto pelos reatores de manta de lodo e de leito fixo, nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 77.** Eficiência de remoção de P-total do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema composto pelos reatores R1+R2+R3, nos ensaios 1 (a), 2 (b) e 3 (c).

SILVA et al., (2010) monitoraram parâmetros físicos, químicos e biológicos em reator anaeróbio híbrido (RAH) em escala piloto, no tratamento de águas residuárias do café produzido por via úmida com concentrações afluentes médias de 484, 168 e 92 mg DQO total L<sup>-1</sup> e concentrações efluentes médias de 344, 159 e 90 mg DQO total L<sup>-1</sup>, para os tempos de detenção hidráulica (TDH) de 28,5, 23,7 e 18 horas, respectivamente. As concentrações de fósforo no afluente foram de 0,25; 0,22 e 0,12 mg L<sup>-1</sup> e no efluente de 0,16, 0,16 e 0,11 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Valores muito inferiores aos encontrados neste trabalho, o que pode ter ocorrido em virtude de DQO afluente superior. A baixa carga afluente e a escassez de fósforo causou no referido trabalho, endogenia e, conseqüentemente, baixa produção de lodo, não se observando crescimento de biomassa, floculação ou granulação da mesma.

#### **4.8.3. Potássio, cálcio, magnésio e sódio.**

Na Tabela 22 estão apresentados os valores médios das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), sódio (Na) e magnésio (Mg) e os respectivos coeficientes de variação (CV) e Teste F obtidos durante a operação do sistema de tratamento composto pelos reatores RAHML (R1) e RAHLF (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

O cálcio foi o macronutriente com a maior concentração observada. As concentrações de cálcio do afluente foram de 1313, 1550 e 1795 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, havendo aumento significativo na concentração de cálcio ao longo do experimento ( $p < 0,05$ ). No efluente do reator de manta de lodo (R1), as concentrações de Ca foram de 1070, 1142 e 1300 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo entre si ( $p > 0,05$ ). As altas concentrações de cálcio observadas no afluente, ocorreram em virtude da adição de calcário ao afluente para a correção do pH, a valores em torno de 7,0.

As concentrações de Ca observadas nos reatores R2 e R3 foram 935, 777 e 795 mg L<sup>-1</sup> e de 857, 746 e 785 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

As concentrações médias de potássio observadas no afluente foram 12,6, 13,2 e 37,6 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Houve aumento significativo da

concentração de K ( $p < 0,01$ ) no R1, no ensaio 3, podendo estar relacionado com o aumento da COV para  $19,7 \text{ kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$  neste ensaio. Nos efluentes do reator de manta de lodo (R1), as concentrações de K foram 10,5; 11,6 e  $32,9 \text{ mg L}^{-1}$ , nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, havendo diferença significativa ( $p < 0,05$ ) dos ensaios 1 e 2 com o ensaio 3, em consequência da maior concentração de potássio no afluente (Tabela 22). No reator (R3) preenchido com cubos de fibra de coco houve aumento significativo ( $p < 0,01$ ) nas concentrações de K, as quais foram de 9,9, 9,3 e  $23,1 \text{ mg L}^{-1}$ , nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

**TABELA 22.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de cálcio (Ca), potássio (K), sódio (Na) e magnésio (Mg) do afluente e efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento composto pelos reatores RAHML (R1) e RAHLF (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Macronutrientes		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
Ca ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	1313 c	1550 b	1795 a	4	45,9**
	R1	1070	1142	1300	11	3,3 <sup>ns</sup>
	R2	935 a	777 b	795 b	14	6,6*
	R3	857	746	785	9	1,0 <sup>ns</sup>
K ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	12,6 b	13,2 b	37,6 a	7	330**
	R1	10,5 b	11,6 b	32,9 a	9	215**
	R2	10,4 b	10,2 b	26,9 a	7	312**
	R3	9,9 b	9,3 b	23,1 a	7	294**
Na ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	35,2 a	29,7 b	38,2 a	8	11**
	R1	25,6 b	19,5 c	29,2 a	6	46**
	R2	22,1 a	14,2 b	24,1 a	11	22**
	R3	15,1 b	12,1 b	21,2 a	9	39**
Mg ( $\text{mg L}^{-1}$ )	Afluente	0,37 b	0,30 b	0,62 a	28	8,0*
	R1	0,25	0,25	0,33	70	0,2 <sup>ns</sup>
	R2	0,22	0,20	0,24	60	0,1 <sup>ns</sup>
	R3	0,20	0,17	0,15	48	0,6 <sup>ns</sup>

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.



As concentrações de sódio (Na) no afluente do reator de manta de lodo (R1) foram de 35,2; 29,7 e 38,2 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3. No segundo ensaio foi observada a menor concentração, diferindo significativamente ( $p < 0,01$ ) dos ensaios 1 e 3. As concentrações médias de Na nos efluentes dos reatores de leito fixo (R2 e R3) foram de 22,1; 14,2 e 24,1 mg L<sup>-1</sup> e de 15,1; 12,2 e 21,2 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

As eficiências médias de remoção e os coeficientes de variação (CV) dos elementos cálcio (Ca), potássio (K), sódio (Na) e magnésio (Mg) estão apresentados na Tabela 23.

**TABELA 23.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das eficiências de remoção (E em %) de cálcio (Ca), potássio (K), sódio (Na) e magnésio (Mg) do afluente e efluentes do reator horizontal de manta de lodo (R1) e do reator horizontal de leito fixo (R1 e R2) e do sistema de tratamento composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Parâmetros		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
		E				
Ca	R1	18 b	26 a	27 a	12	5,6**
	R2	13 b	32 a	39 a	22	7,4 **
	R3	8 b	4 a	1 a	17	12,4**
	R1+R2+R3	35 b	52 a	56 a	15	16,3**
K	R1	17 b	12 a	12 a	8	19,4**
	R2	1 c	12 b	18 a	16	82,1**
	R3	5 b	9 ab	14 b	11	43,5**
	R1+R2+R3	28 b	29 b	38 a	17	49,5**
Na	R1	27 b	34 a	23 b	22	54,3**
	R2	14 b	27 a	17 b	18	25,6**
	R3	32 b	15 a	12 a	32	9,6**
	R1+R2+R3	57 b	59 b	44 a	12	15,7**
Mg	R1	32 c	17 b	47 a	42	59,6**
	R2	12 b	20 b	27 a	25	44,3**
	R3	9 b	15,0 b	37 a	19	17,5**
	R1+R2+R3	46 b	43,3 b	76 a	49	56,7**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

As concentrações de Mg do afluente nos ensaios 1, 2 e 3, foram de 0,37; 0,30 e 0,62 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente. Houve aumento significativo ( $p < 0,05$ ) na concentração de Mg no ensaio 3, o que pode estar relacionado com aumento da COV de 13,2 para 19,7 kg DQO total (m<sup>3</sup> d)<sup>-1</sup>. No efluente do reator (R3) foram observadas concentrações de magnésio de 0,20; 0,17 e 0,15 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, e os valores não diferiram entre si.

No reator com manta de lodo (R1), as eficiências de remoção de cálcio foram de 18, 26 e 27% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, sendo as maiores remoções encontradas nos ensaios 2 e 3, diferindo significativamente ( $p < 0,05$ ) do ensaio 1. Pode-se observar que o aumento na COV e os menores TDH não foram fatores limitantes à eficiência de remoção de cálcio no R1. No reator preenchido com cubos de fibra de coco (R3), nota-se os menores valores de eficiência de remoção, em média 8, 4 e 1%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Os ensaios 2 e 3 diferiram significativamente ( $p < 0,05$ ) do ensaio 1. Para o conjunto composto pelos reatores de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3) as eficiências médias de remoção de Ca foram de 35, 52 e 56% nos ensaios 1, 2 e 3, sendo que os maiores valores foram encontrados com maiores COV, e os ensaios 2 e 3 diferiram significativamente ( $p < 0,01$ ) do ensaio 1.

As eficiências de remoção de potássio foram em médias de 28, 29 e 38% para o sistema composto pelos reatores de manta de lodo e de leito fixo (R1+R2+R3) nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, sendo a maior eficiência de remoção obtida no terceiro ensaio, onde a COV aplicada foi maior, diferindo significativamente ( $p < 0,01$ ) dos ensaios 1 e 2.

Para o elemento sódio, as eficiências de remoção do reator com manta de lodo (R1) foram de 27, 34 e 23 % nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, onde a maior eficiência de remoção foi encontrada no segundo ensaio, diferindo significativamente ( $p < 0,01$ ) dos ensaios 1 e 3. No sistema composto pelos reatores (R1+R2+R3) as eficiências de remoção foram de 57, 59 e 44%. A eficiência de remoção de sódio no terceiro ensaio pode ter sido afetada pela redução do TDH e pelo aumento na COV aplicada, diferindo significativamente ( $p < 0,01$ ) dos ensaios 1 e 2 (Tabela 23).

As eficiências de remoção de magnésio no reator com manta de lodo (R1) foram de 32, 17 e 47%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. As eficiências de remoção do

sistema de tratamento foram de 46, 43 e 76% nos ensaios 1, 2 e 3. Em todos os reatores as maiores eficiências de remoção foram observadas no terceiro ensaio, indicando que a redução no TDH e o aumento na COV não foram fatores limitantes na eficiência de remoção de magnésio.

#### 4.9. Teores de micronutrientes.

##### 4.9.1. Ferro, manganês, zinco e cobre.

Na Tabela 24 estão apresentados os valores médios das concentrações de Ferro (Fe), manganês (Mn), zinco (Zn) e cobre (Cu) e os coeficientes de variação (CV) no afluente e efluentes dos reatores RAHML (R1) e RAHLF (R2 e R3) nos ensaios 1, 2 e 3.

**TABELA 24.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de Ferro (Fe), Manganês (Mn), Zinco (Zn) e Cobre (Cu) no afluente e efluente dos reatores UASB e eficiências de remoção (E em %), obtidas durante a operação do reator de manta de lodo RAHML (R1) e de leito fixo RAHLF (R2 e R3), durante os ensaios 1, 2 e 3.

Micronutrientes		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
Fe (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	16,6 b	21,2 ab	27,1 a	23	4,4*
	R1	7,7 b	5,7 b	11 a	20	10,4**
	R2	4,4 b	4,3 b	5,4 a	8	8,8**
	R3	3,5	3,3	4,0	16	1,6 <sup>ns</sup>
Mn (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	1,2 ab	0,9 b	1,6 a	23	7,42*
	R1	0,8 b	0,9 b	3,6 a	29	35,1**
	R2	0,8 b	0,9 b	1,6 a	17	10,1**
	R3	0,8 ab	0,6 b	1,0 a	20	6,0*
Zn (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	1,9 a	1,5 b	1,0 c	14	18,6**
	R1	0,6	0,7	0,8	21	4,7 <sup>ns</sup>
	R2	0,6	0,6	0,7	21	8,2 <sup>ns</sup>
	R3	0,6	0,6	0,7	22	3,5 <sup>ns</sup>
Cu (mg L <sup>-1</sup> )	Afluente	0,8	0,9	0,6	22	3,7 <sup>ns</sup>
	R1	0,4 b	0,7 a	0,5 ab	27	4,7*
	R2	0,3	0,6	0,4	36	5,1 <sup>ns</sup>
	R3	0,3	0,5	0,7	33	3,4 <sup>ns</sup>

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

As concentrações médias de ferro (Fe) no afluente foram de 16,6, 21,2 e 27,1 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No efluente do sistema de tratamento composto pelos reatores (R1+R2+R3) as concentrações foram de 3,5; 3,3 e 4,0 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente não havendo diferença significativa nos três ensaios.

As concentrações de manganês (Mn) do afluente foram de 1,2, 0,9 e 1,6 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Pode-se observar maior concentração de manganês no terceiro ensaio, o que pode ter acontecido pela maior DQO aplicada, diferindo significativamente ( $p < 0,05$ ) do segundo ensaio. As concentrações de Mn dos efluentes do reator de leito fixo (R3) foram de 0,8, 0,6 e 1,0 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

Para o elemento zinco, as concentrações do afluente foram de 1,9, 1,5 e 1,0 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Nos três ensaios os valores diferiram significativamente ( $p < 0,05$ ). As concentrações de Zn no efluente do R3 foram de 0,6; 0,6 e 0,7 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente ( $p < 0,05$ )

As concentrações de cobre no afluente foram de 0,8; 0,9 e 0,6 mg L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente. No efluente do reator de leito fixo (R3), as concentrações foram de 0,3, 0,5 e 0,7 mg L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, não diferindo significativamente (Tabela 24).

De acordo com o Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA, Resolução 357 de 2005), os padrões de lançamento de efluentes em corpos de água doce estabelecidos para o Fe diss. e Zn total são de 5,0 mg L<sup>-1</sup>. Portanto o efluente do R3 nos ensaios 1, 2 e 3 atendem aos requisitos de água doce classe 3, podendo ser utilizados na irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras.

As eficiências médias de remoção (E em %) e os coeficientes de variação (CV em %) dos elementos ferro (Fe), manganês (Mn), zinco (Zn) e cobre (Cu) estão apresentados na Tabela 25.

As maiores eficiências de remoção de ferro ocorreram no reator de manta de lodo (R1) e foram de 54, 73 e 59%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Sendo que o segundo ensaio apresentou valor superior de remoção de Fe, aos ensaios 1 e 3,

diferindo significativamente ( $p < 0,01$ ). As eficiências apresentadas pelo sistema de tratamento foram de 79, 84 e 85%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, não diferindo entre si.

Para o elemento manganês, as eficiências de remoção apresentadas pelo sistema de tratamento composto pelos reatores R1+R2+R3 foram de 33, 37 e 73% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Pode-se observar que a maior eficiência de remoção aconteceu no terceiro ensaio, evidenciando que a diminuição no TDH e o aumento da COV não influenciaram na eficiência de remoção, diferindo significativamente ( $p < 0,05$ ) dos ensaios 1 e 2 (Tabela 25).

**TABELA 25.** Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F das eficiências de remoção (E em %) de Ferro (Fe), Manganês (Mn), Zinco (Zn) e Cobre (Cu) do afluente e efluente do reator horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) e pelo sistema de tratamento composto pelos reatores (R1+R2+R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Micronutrientes		Ensaio			CV	F
		1	2	3		
		E				
Fe	R1	54 b	73 a	59 b	12	4,6**
	R2	43 b	25 a	51 b	16	5,1**
	R3	21	24	26	8	1,3 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	79	84	85	3	4,1 <sup>ns</sup>
Mn	R1	29 c	1 b	3 a	17	65,2**
	R2	6 b	5 b	55 a	19	50,9**
	R3	1 b	33 a	38 a	40	19,7**
	R1+R2+R3	33 b	37 b	73 a	65	69,7**
Zn	R1	68 a	52 b	17 c	15	22,3**
	R2	1 b	14 a	12 a	24	7,5**
	R3	1	1	1	8	0,4 <sup>ns</sup>
	R1+R2+R3	68 b	59 b	28 a	43	17,4**
Cu	R1	50 a	22 b	17 b	16	43,3**
	R2	20 b	18 b	30 a	24	18,4**
	R3	6 b	21 a	1 c	18	56,9**
	R1+R2+R3	62 b	50 b	30 a	32	58,7**

Letras minúsculas diferentes na mesma linha diferem pelo teste de Tukey ao nível de 5% de probabilidade ( $p < 0,05$ ); ns: não significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \* ( $p < 0,05$ ) - significativo ao nível de 5% de probabilidade pelo teste F; \*\* ( $p < 0,01$ ) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

As eficiências de remoção de zinco nos ensaios 1, 2 e 3, no reator de manta de lodo (R1) foram de 68, 52 e 17%, decrescendo significativamente ( $p < 0,01$ ). Não houve remoção de zinco no ensaio 1, no reator R2 e nos ensaios 1, 2 e 3, do R3. No sistema de tratamento composto pelos reatores R1+R2+R3 as eficiência de remoção média de Zn foram de 68, 59 e 28%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

As eficiências médias de remoção de Cu no reator de manta de lodo (R1) nos ensaios 1, 2 e 3, foram de 50, 22 e 17%, respectivamente. No conjunto de reatores R1+R2+R3 a eficiência de remoção foi de 62, 50 e 30% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, decrescendo significativamente ( $p < 0,01$ ) no terceiro ensaio.

#### **4.10. Sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) da manta de lodo.**

Na Tabela 26 estão apresentados os valores das concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) do lodo, ao longo dos reatores anaeróbios horizontais R1, R2 e R3, ao final dos ensaios 1, 2 e 3.

Os valores de (ST) no lodo do R1 nos pontos de amostragem (T1 e T2) foram de 21,09 e 26,94 g L<sup>-1</sup>, 26,89 e 37,97 g L<sup>-1</sup> e de 29,3 e 39,8 g L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Pode-se notar que houve aumento na concentração de ST no lodo neste reator, o que pode ter acontecido porque parte da DQO afluyente foi convertida em lodo.

No reator anaeróbio horizontal preenchido com anéis de bambu (R2), os valores de (ST) no lodo nos pontos de coleta (T1 e T2) foram de 8,48 e 10,15 g L<sup>-1</sup>, 15,6 e 20,7 g L<sup>-1</sup> e de 18,4 e 22,3 g L<sup>-1</sup>, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

No reator anaeróbio horizontal de leito fixo, preenchido com fibra de coco (R3), os valores de ST no lodo, nos pontos de coleta (T1 e T2) foram 2,01 e 3,46 g L<sup>-1</sup>, 6,29 e 8,48 g L<sup>-1</sup> e de 8,21 e 9,6 g L<sup>-1</sup> nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

No primeiro ensaio os valores de ST no lodo, dos reatores R2 e R3 foram inferiores ao R1 em virtude da inoculação destes reatores ter acontecido por arraste dos microrganismos no efluente do R1 e R2.

**TABELA 26.** Valores de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) no lodo, do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1, 2 e 3.

Reator	Ponto de Amostragem	Parâmetro	Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3
			(130 d)	(100 d)	(76 d)
			g L <sup>-1</sup>		
R1	T1	ST	21,09	26,89	29,31
		SV	10,88	11,82	14,21
		SV/ST	0,51	0,43	0,48
R1	T2	ST	26,94	37,97	39,8
		SV	10,82	25,12	27,2
		SV/ST	0,40	0,66	0,68
R2	T1	ST	8,48	15,6	18,4
		SV	7,91	13,37	14,2
		SV/ST	0,93	0,85	0,77
R2	T2	ST	10,15	20,7	22,3
		SV	8,84	10,57	12,1
		SV/ST	0,87	0,51	0,54
R3	T1	ST	2,01	6,29	8,21
		SV	1,76	5,20	6,02
		SV/ST	0,87	0,82	0,73
R3	T2	ST	3,46	8,48	9,61
		SV	2,76	3,91	5,12
		SV/ST	0,79	0,46	0,53

Assim como foi verificado por FERNANDES (2004), ABREU NETO (2008) e SANTOS (2009), o aumento na velocidade no ensaio 2, intensificou o arraste de lodo, observando concentrações de ST.

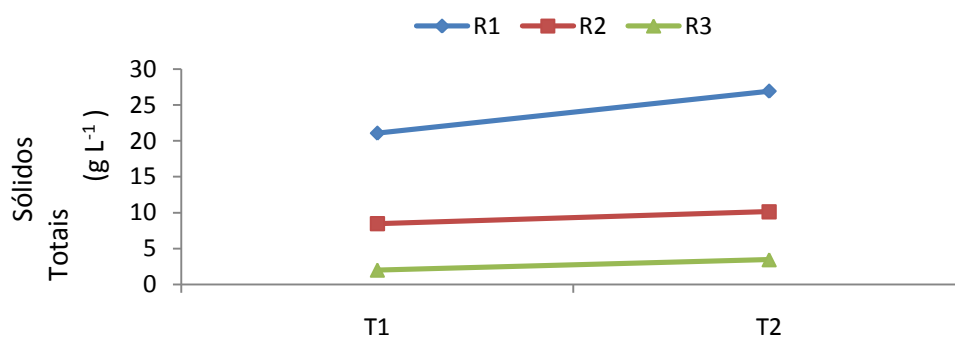
A relação SV/ST no lodo do R1, R2 e R3 foram de 0,51 e 0,40 de 0,93 e 0,87 e de 0,87 e 0,79, nos pontos 1 e 2, respectivamente, no primeiro ensaio, de 0,43 e 0,66 de 0,85 e de 0,51 e 0,82 e 0,46, no segundo ensaio e de 0,48 e 0,68 de 0,77 e 0,54, e de 0,73 e 0,53, no terceiro ensaio, respectivamente. Os maiores valores da relação SV/ST foram no reator de leito fixo preenchido com anéis de bambu (R2). Segundo OLIVEIRA (1997), as altas relações SV/ST evidenciam a predominância de matéria orgânica no lodo, e associando-se à produção de metano e consumo de AVT, conseqüentemente, à presença de microrganismos associados à digestão anaeróbia.

De acordo com a Resolução do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) nº 357 (BRASIL, 2006), para fins de utilização agrícola, o lodo de esgoto ou produto derivado será considerado estável se a relação entre sólidos voláteis e sólidos totais for inferior a 0,70.

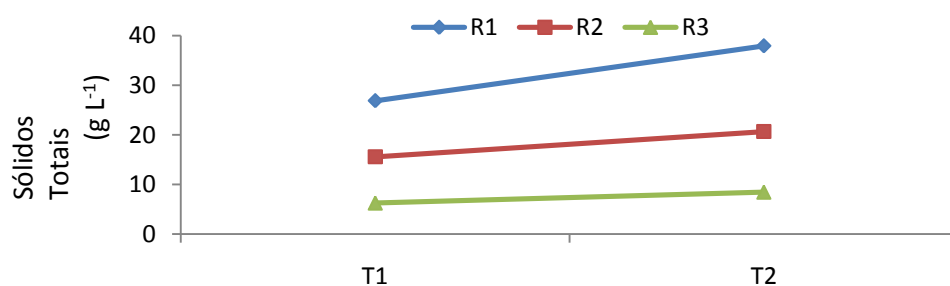
SANTOS (2009) utilizando reator anaeróbio horizontal de manta de lodo e de leito fixo no tratamento de águas residuárias de suinocultura, obteve concentração de ST no lodo dos reatores de 33,5; 8,34; 10,5 e 38,68 g L<sup>-1</sup> no R1; 29,96; 10,61; 7,44 e 41,12 g L<sup>-1</sup> no R2; 5,69; 13,48; 25,77 e 22,38 g L<sup>-1</sup> no R3 e 2,03; 2,38; 9,85 e 20,05 g L<sup>-1</sup> no R4. A relação SV/ST no lodo do R1, R2, R3 e R4 variaram entre 0,70 a 0,86, 0,55 a 0,81; de 0,67 a 0,73 e de 0,50 a 0,81, respectivamente nos pontos 1 e 2 nos quatro ensaios, valores próximos aos obtidos neste trabalho, embora o resíduo seja diferente.



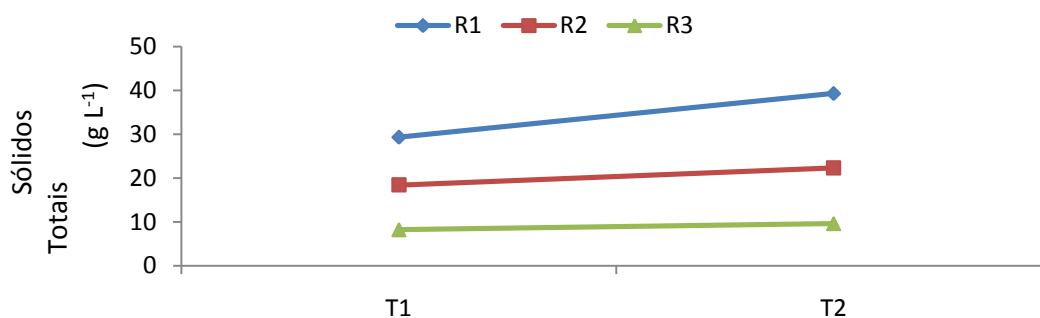
Na Figura 78 e 79, estão apresentados os valores da concentração de sólidos totais (ST) no lodo dos reatores anaeróbios R1, R2 e R3, nos pontos de amostragem T1 e T2, respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 78.** Sólidos totais do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 1.

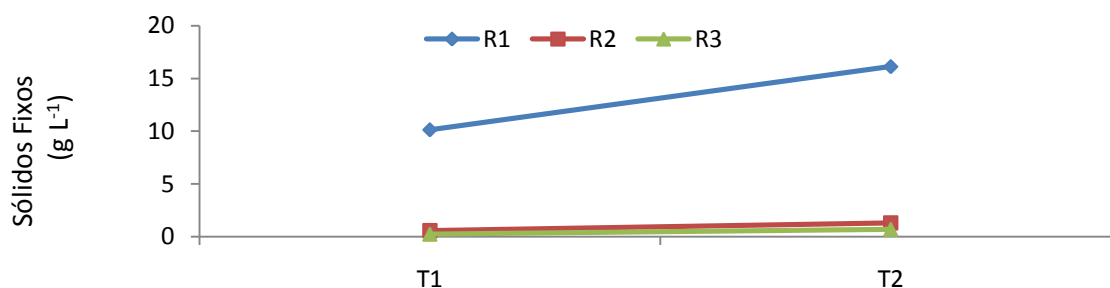


**FIGURA 79.** Sólidos totais do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 2.

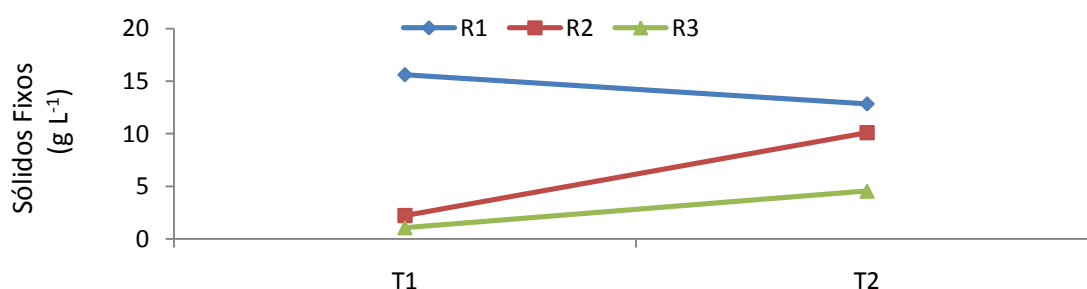


**FIGURA 80.** Sólidos totais do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 3.

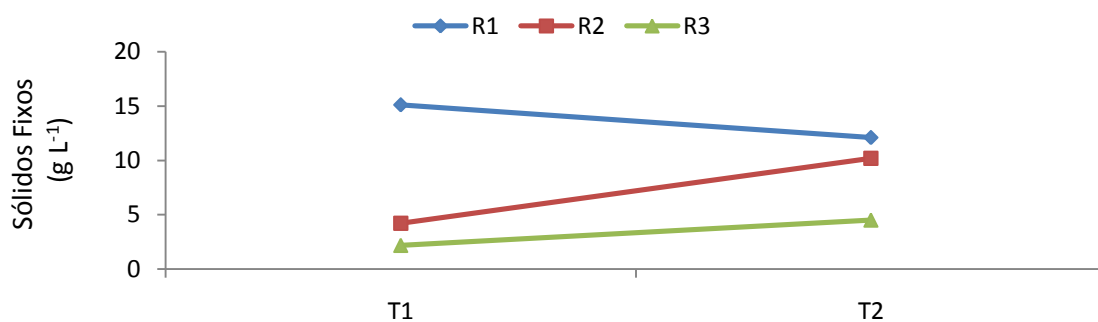
Nas Figuras 81, 82 e 83 estão apresentados os valores de concentração de sólidos fixos (SF), no lodo dos reatores anaeróbios R1, R2 e R3, nos pontos de amostragem T1 e T2, respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 81.** Sólidos Fixos do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 1.

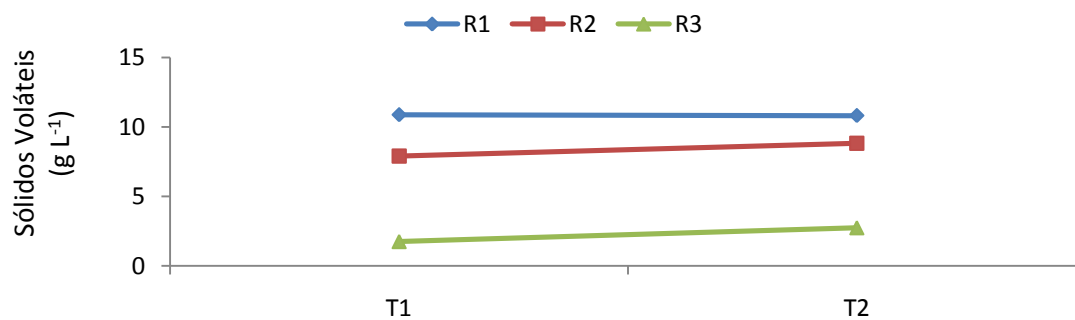


**FIGURA 82.** Sólidos Fixos do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 2.

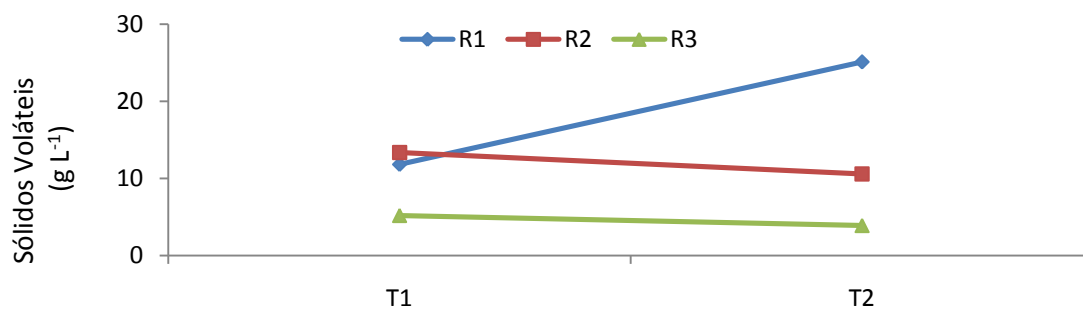


**FIGURA 83.** Sólidos Fixos do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 3.

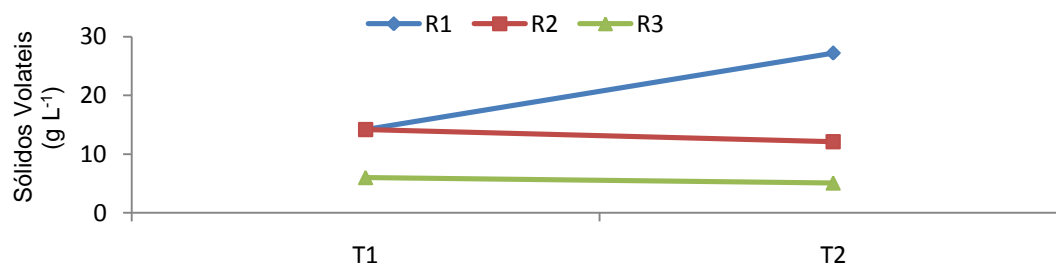
Nas Figuras 84, 85 e 86 estão apresentados os valores de concentração de sólidos voláteis (SV), no lodo dos reatores anaeróbios R1, R2 e R3, nos pontos de amostragem (T1) e (T2), respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 84.** Sólidos Voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 1.

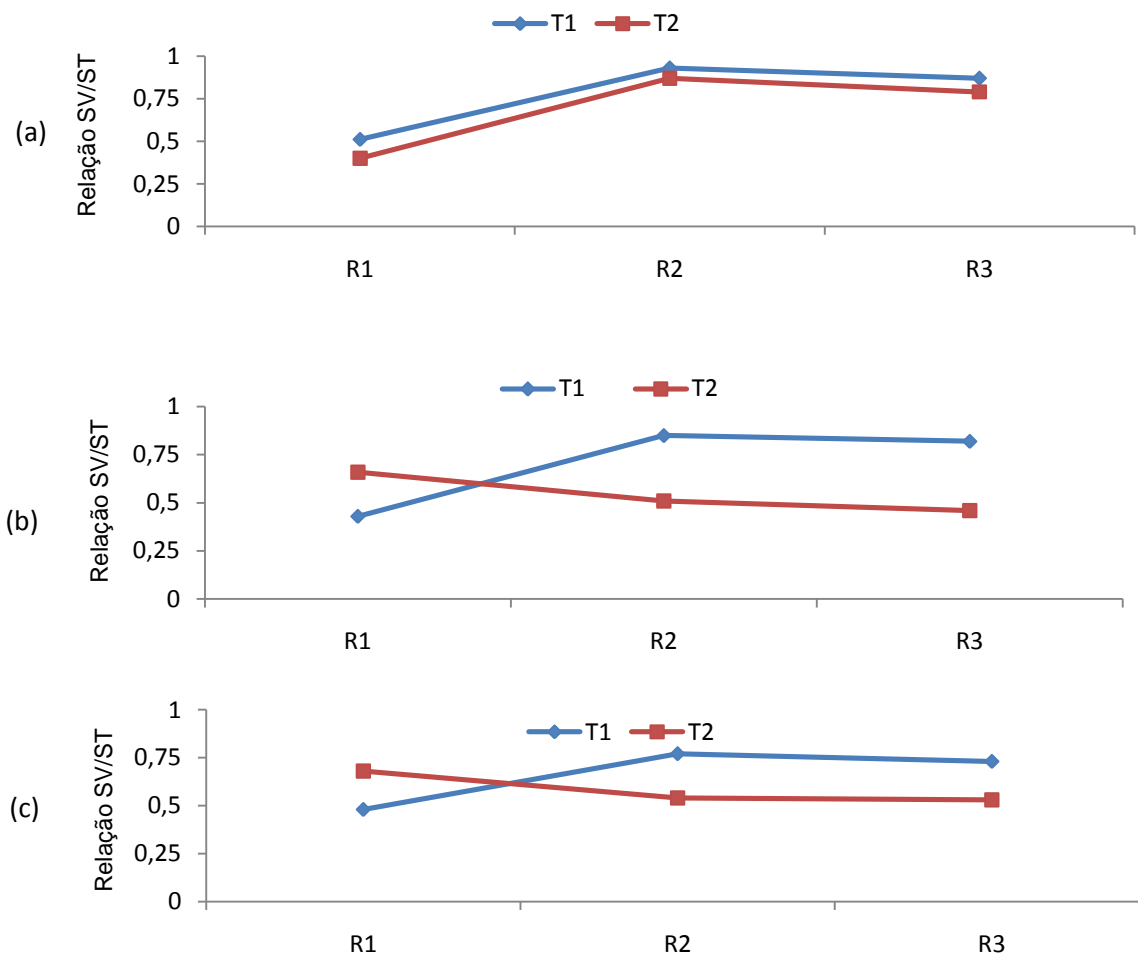


**FIGURA 85.** Sólidos Voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 2.



**FIGURA 86.** Sólidos Voláteis do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, no ensaio 3.

Na Figura 87 estão apresentados os valores da relação SV/ST, no lodo dos reatores anaeróbios R1, R2 e R3, nos pontos de amostragem T1 e T2, respectivamente, nos ensaios 1, 2 e 3.



**FIGURA 87.** Valores da relação SV/ST do lodo no reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), coletados nos pontos de amostragem (T1 e T2) de cada reator, nos ensaios 1(a), 2 (b) e 3 (c).

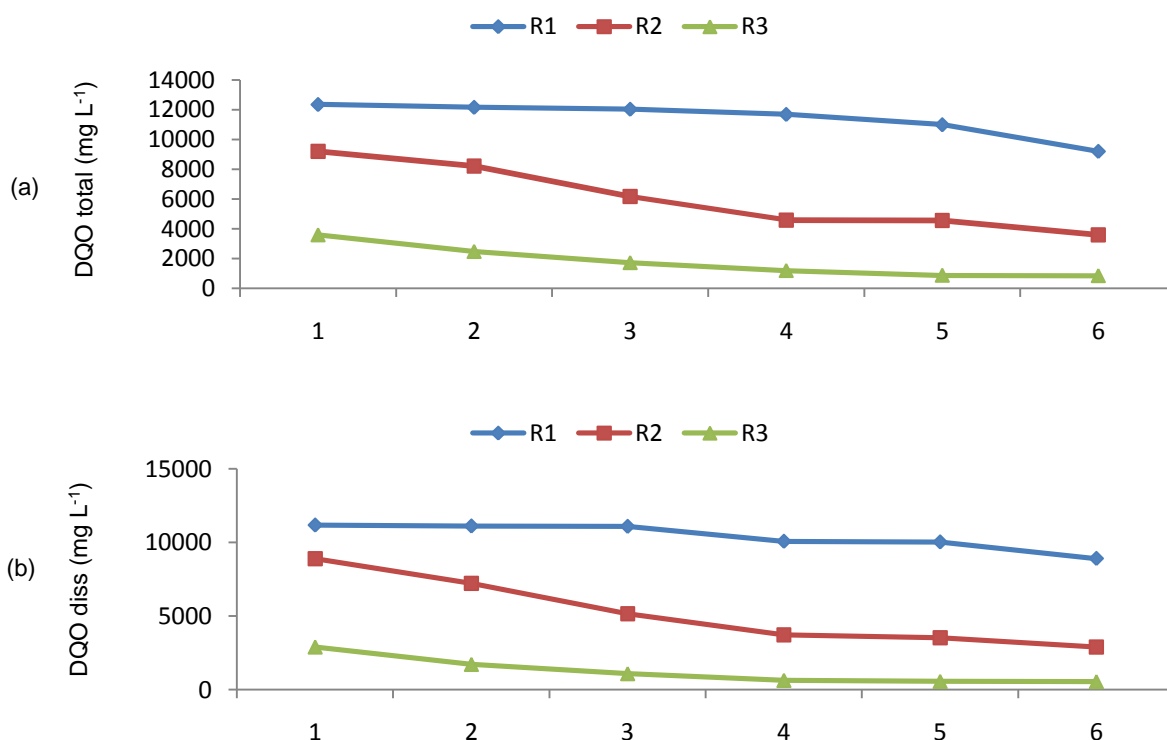
#### 4. 11. Perfil espacial nos reatores anaeróbios horizontais.

##### 4.11.1. DQO total e DQO dissolvida

O perfil espacial do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) foram realizados ao final dos ensaios 1 e 2. As amostras foram coletadas na entrada (ponto 1) e em registros localizados a 10, 30, 50 e 70 cm da entrada do afluente (pontos 2, 3, 4 e 5) e na saída de cada reator (ponto 6).

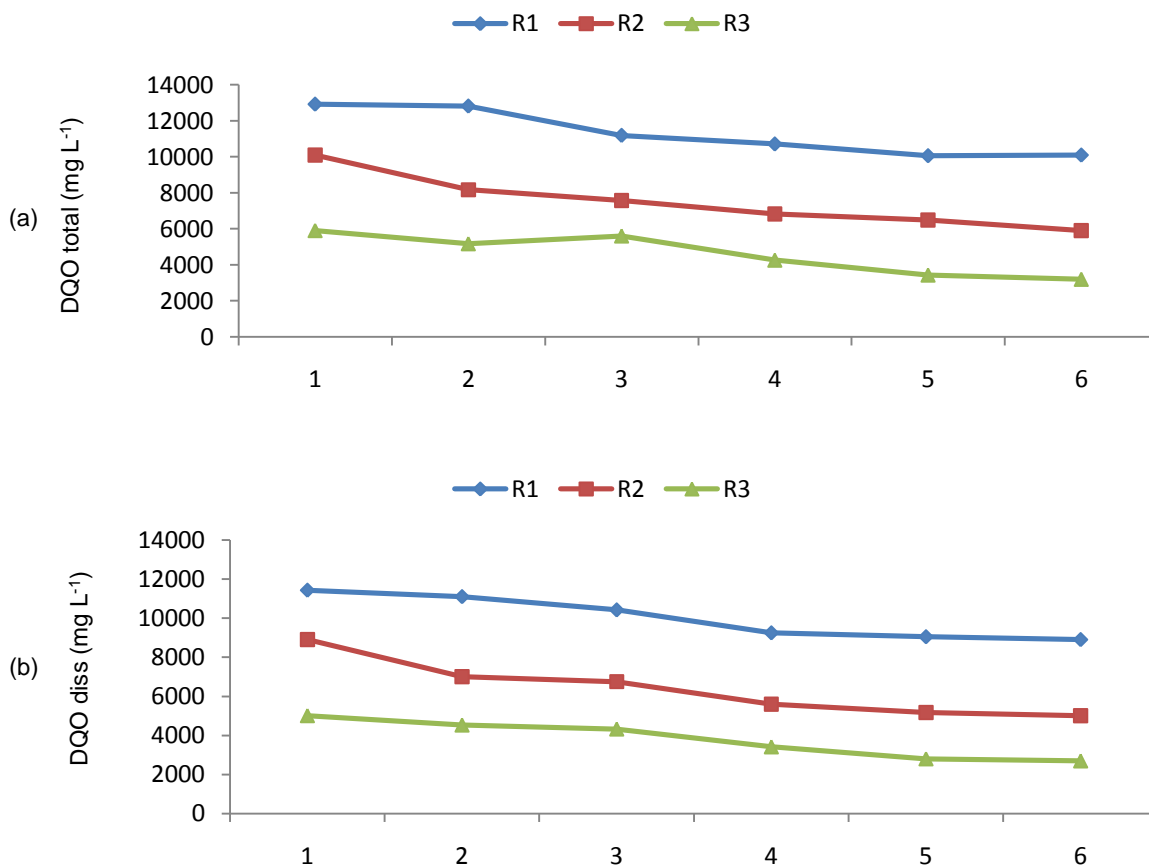
Os parâmetros analisados foram a DQO total e DQO dissolvida, pH, alcalinidade parcial, total e intermediária e a relação AI/AP e ácidos voláteis totais.

A DQO total e a DQO dissolvida do afluente do R1 foram de 12190 e 11165 mg L<sup>-1</sup> no primeiro ensaio e 12943 e 11430 mg L<sup>-1</sup> nos segundo ensaio. No efluente do R3 os valores de DQO total e DQO dissolvida foram de 877 e 565 mg L<sup>-1</sup> e 3433 e 2975 mg L<sup>-1</sup> no primeiro e segundo ensaio, respectivamente. Os valores de DQO total e DQO dissolvida do primeiro ensaio, estão apresentados na Figura 88.



**FIGURA 88.** Valores de DQO total (a) e DQO dissolvida (b) no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) dos reatores anaeróbios horizontais em série, no ensaio 1.

Na Figura 89, estão apresentados os valores de DQO total e DQO dissolvida nos pontos de coleta do R1, R2 e R3, obtidos no perfil espacial do ensaio 2.

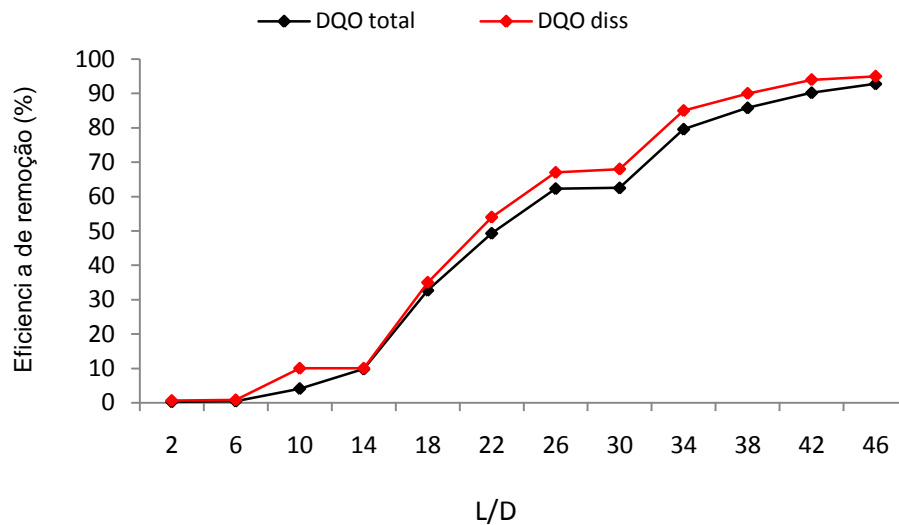


**FIGURA 89.** Valores de DQO total (a) e DQO dissolvida (b) no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) dos reatores anaeróbios horizontais em série, no ensaio 2.

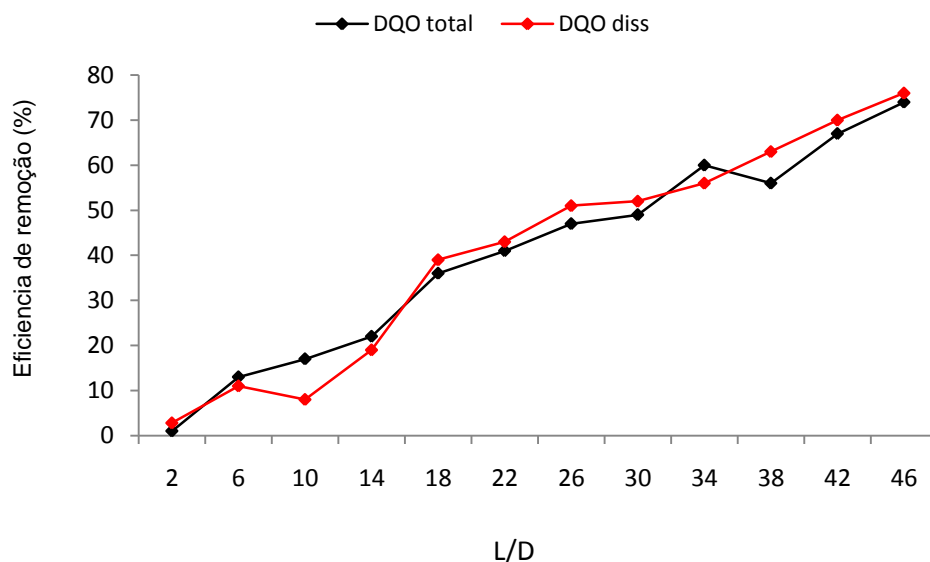
No primeiro ensaio a eficiência de remoção do Reator de Manta de Lodo (R1), ficou em torno de 10%. As maiores eficiências de remoção foram observadas no reator de leito fixo preenchido com anéis de bambu (R2), onde as eficiências de remoção atingiram 62,6%. No reator de leito fixo preenchido com cubos de fibra de coco, a eficiência de remoção estabilizou-se próximo a 90% a partir de  $L/D = 38$ , chegando a 90% no  $L/D = 42$ , sendo este, um resultado satisfatório para a eficiência de remoção de DQO total de águas residuárias do despulpamento do café por via úmida.

No segundo ensaio a eficiência de remoção do reator de manta de lodo (R1), foi superior ao primeiro ensaio, chegando a 22% no  $L/D = 14$ . No reator (R2) a eficiência de

remoção chegou a 49%, sendo a maior eficiência de remoção encontrada no  $L/D=18$  tanto para DQO total como para a DQO dissolvida.



**FIGURA 90.** Eficiências de remoção de DQO total e DQO dissolvida, versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), no ensaio 1.

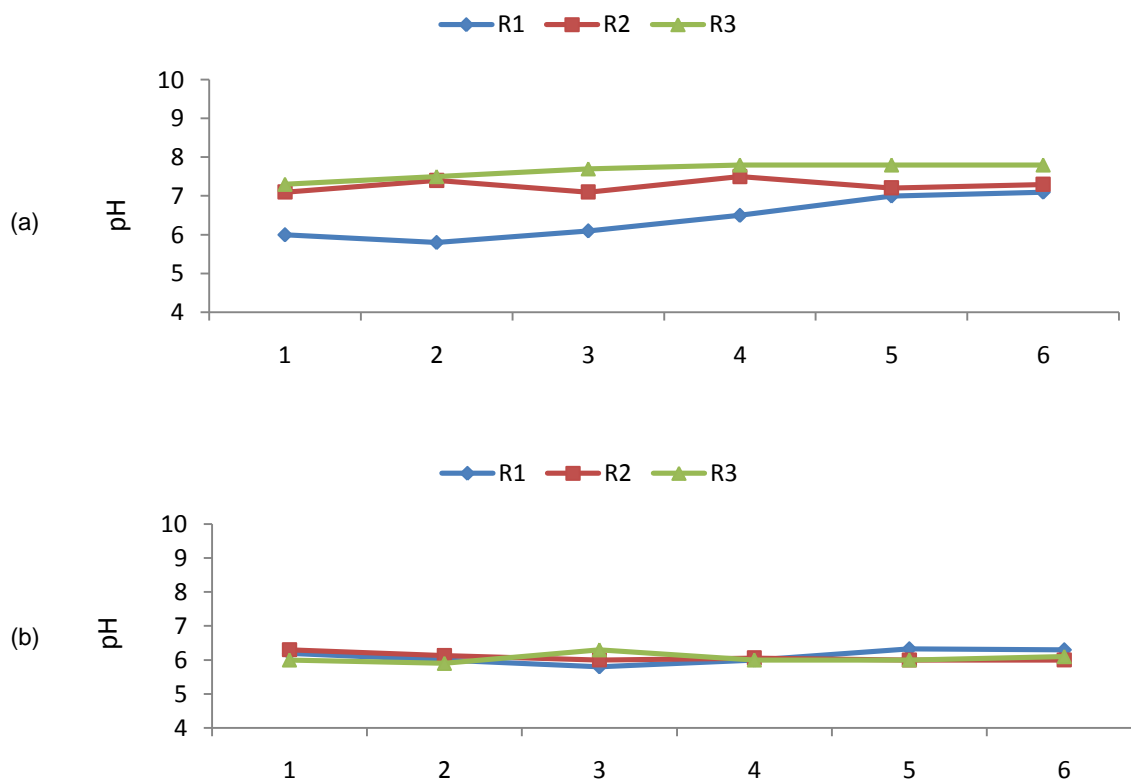


**FIGURA 91.** Eficiências de remoção de DQO total e DQO dissolvida, versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), no ensaio 2.

#### 4.11.2. pH e alcalinidade

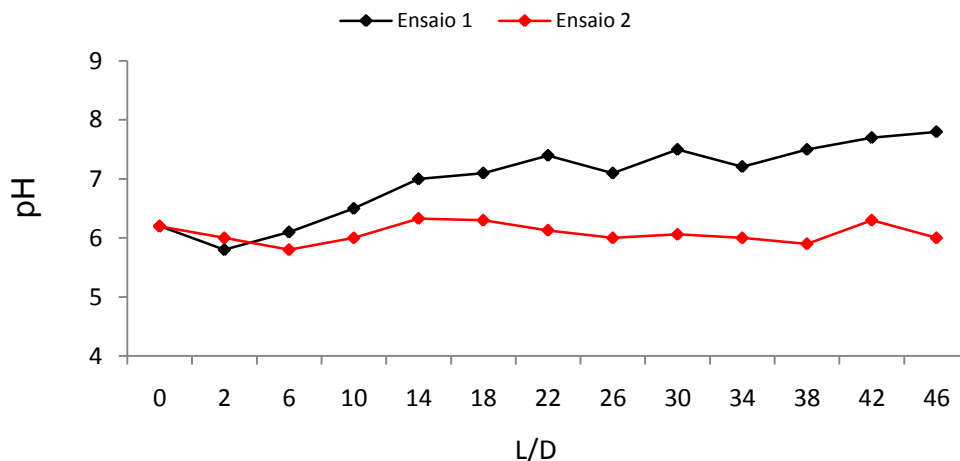
No primeiro ensaio os valores de pH (Figura 83), variaram de 5,8 a 7,1; 7,1 a 7,5 e 7,3 a 7,8 nos reatores R1, R2 e R3, respectivamente, atingindo valores de pH acima de 6,6 a partir de L/D=10, pH ainda ótimo para a atividade das arqueas metanogênicas (CHERNICHARO, 2007). No segundo ensaio, os valores de pH encontrados variaram de 5,8 a 6,3 no reator de manta de lodo (R1); de 6,0 a 6,3 no reator de leito fixo preenchido com anéis de bambu (R2) e de 5,9 a 6,3 no reator preenchido com fibra de coco (R3). Pode-se observar valores de pH inferiores aos encontrados no primeiro ensaio, onde a COV aplicada foi menor.

O aumento nos valores de pH, no primeiro ensaio, ocorreu em virtude do aumento da alcalinidade total (AT) e alcalinidade parcial (AT) de 560 a 2440 mg L<sup>-1</sup> e 116 a 1800 mg L<sup>-1</sup>, respectivamente.



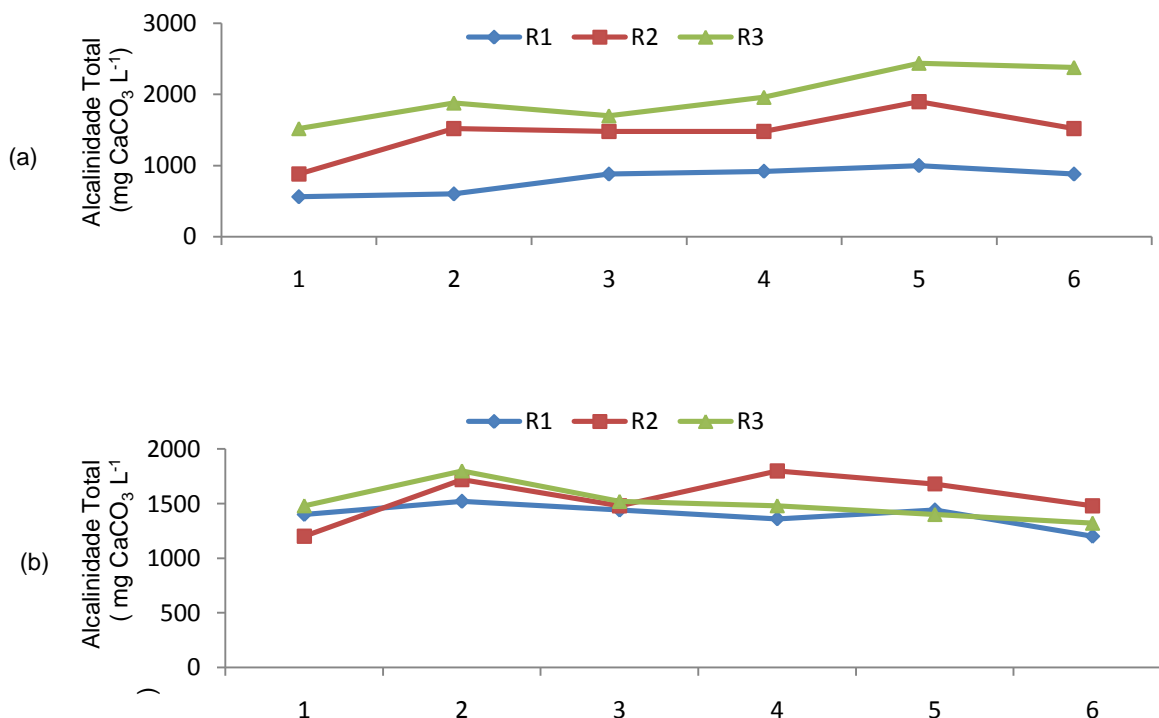
**FIGURA 92.** Valores de pH no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) dos reatores anaeróbios horizontais em série, nos ensaios 1 (a) e 2 (b).





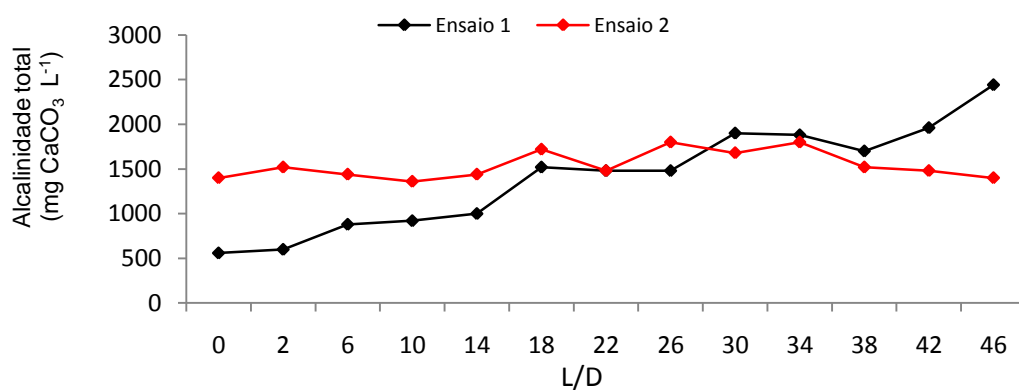
**FIGURA 93.** Valores de pH versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1 e 2.

Os valores de AT e AP, no primeiro ensaio, aumentaram continuamente ao longo dos reatores anaeróbios horizontais (Figura 94). Os maiores acréscimos de AT ocorreram a partir de L/D=18, permanecendo estáveis até L/D=26.

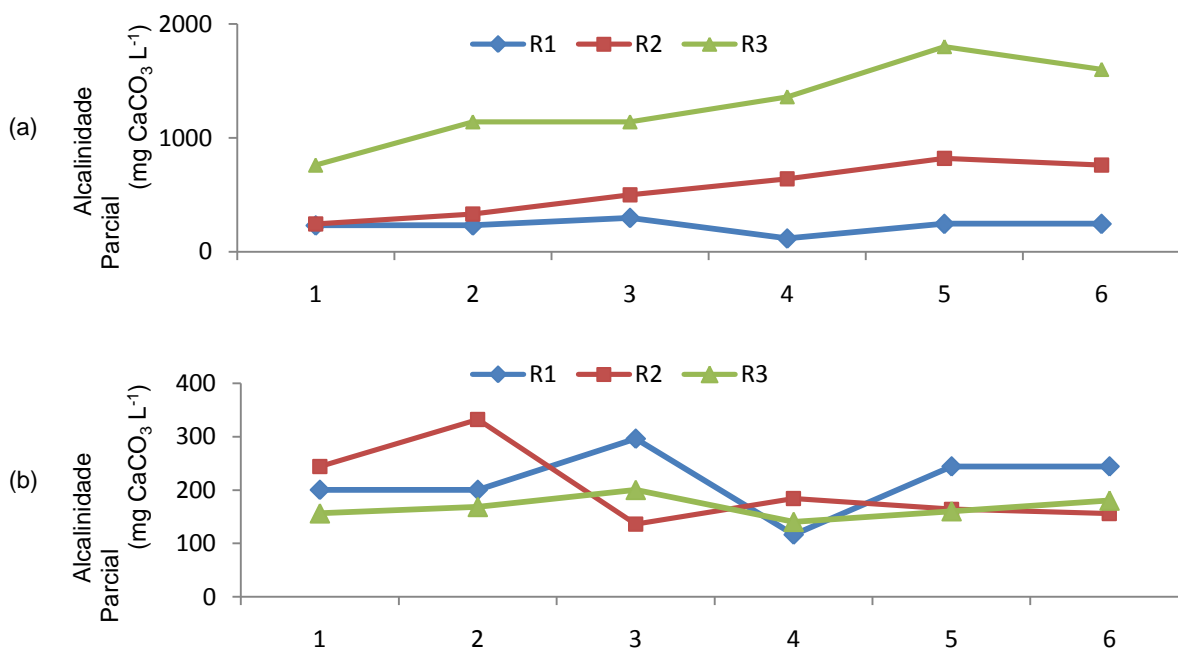


**FIGURA 94.** Valores de alcalinidade total no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1 (a) e 2 (b).

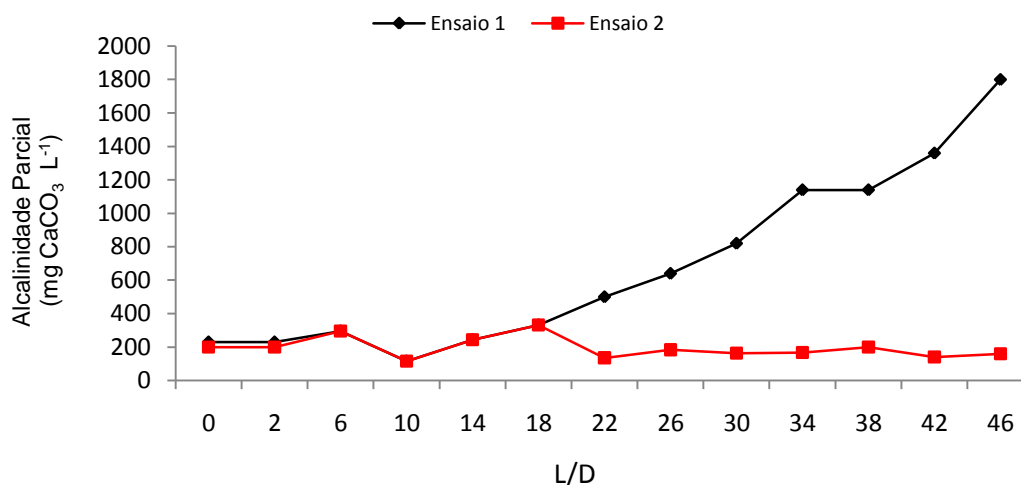
No segundo ensaio os valores de AT, mantiveram-se estáveis, ao longo dos reatores. Os valores de AT no segundo ensaio foram de 1200 a 1520 mg L<sup>-1</sup> no reator de manta de lodo (R1), de 1200 a 1800 mg L<sup>-1</sup> no reator preenchido com anéis de bambu (R2) e de 1320 a 1800 mg L<sup>-1</sup> no reator preenchido com fibra de coco (R3), indicando que houve maior consumo da alcalinidade, agindo como um sistema tampão, não permitindo que o pH decrescesse, e o reator entrasse em colapso.



**FIGURA 95.** Valores de alcalinidade total (AT) versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF) nos ensaios 1 e 2.



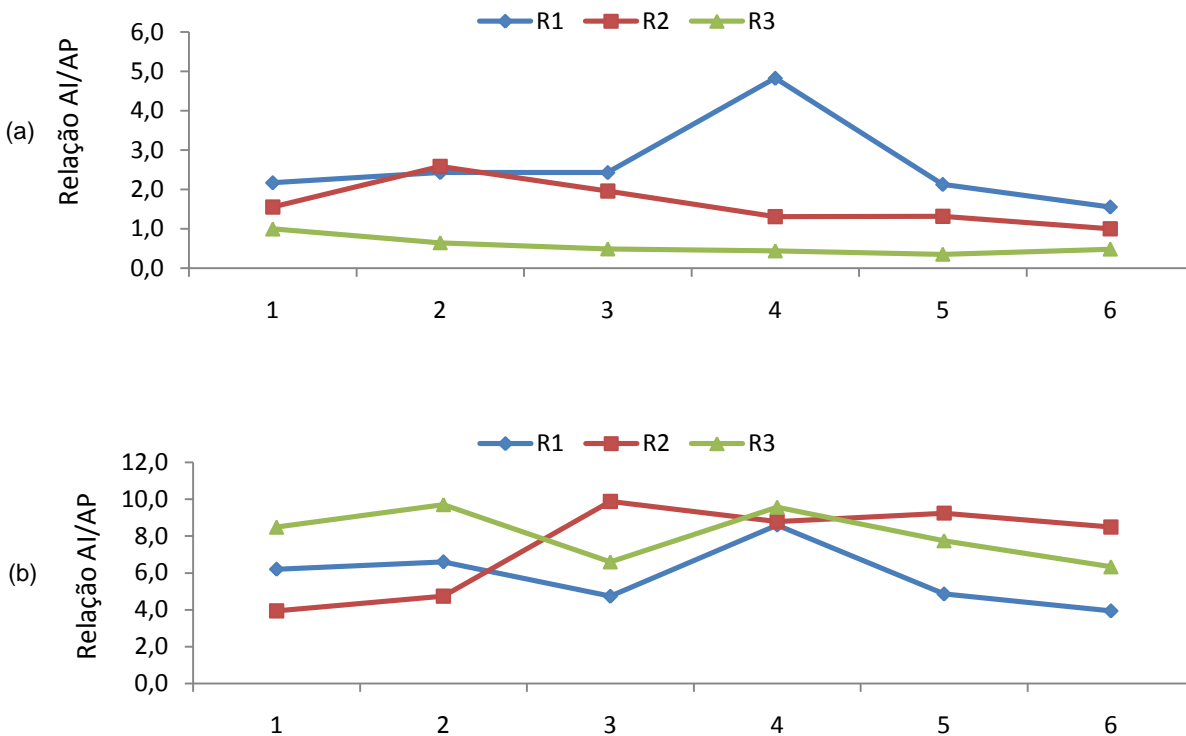
**FIGURA 96.** Valores de alcalinidade parcial no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3) nos ensaios 1 (a) e 2 (b).



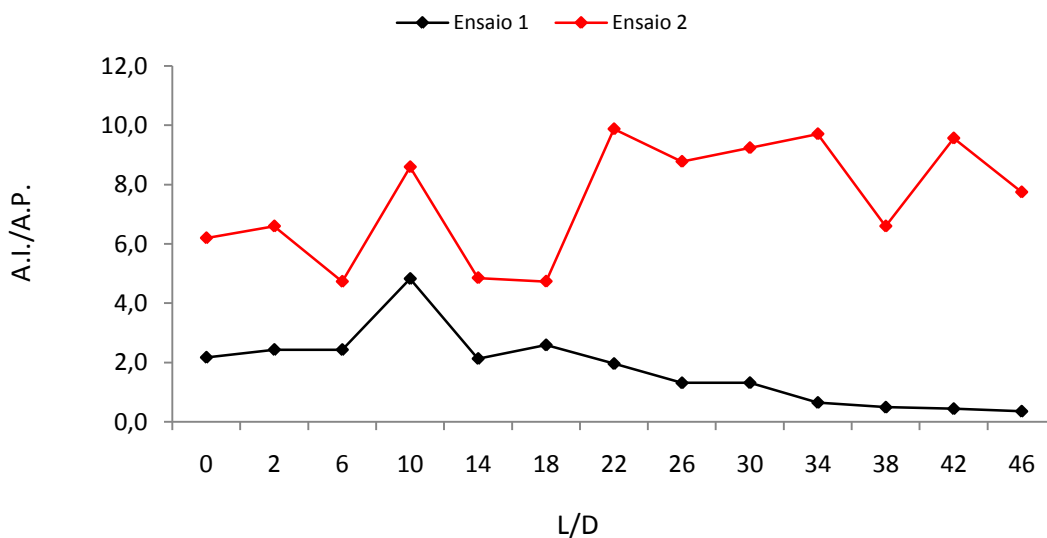
**FIGURA 97.** Valores de alcalinidade parcial (AP) versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF) nos ensaios 1 e 2.

No primeiro ensaio os valores médios da relação AI/AP variaram de 1,6 a 4,8 no reator de manta de lodo (R1); de 1,0 a 2,6 no R2 e de 0,4 a 1,0 no reator de leito fixo (R3) (Figura 98). De acordo com RIPLEY et al. (1983) valores de relação AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia. Segundo FORESTI (1994) é possível ocorrer estabilidade no processo com valores diferentes de 0,3; sendo prudente a verificação de cada caso em particular. Embora os valores de relação AI/AP encontrados nos ensaios 1 e 2 sejam superiores a 0,3, foi verificada a estabilidade do sistema composto pelos reatores de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3).

No segundo ensaio, os valores de relação AI/AP foram superiores aos encontrados no primeiro ensaio, onde a COV foi inferior, porém também pode-se verificar estabilidade no sistema.



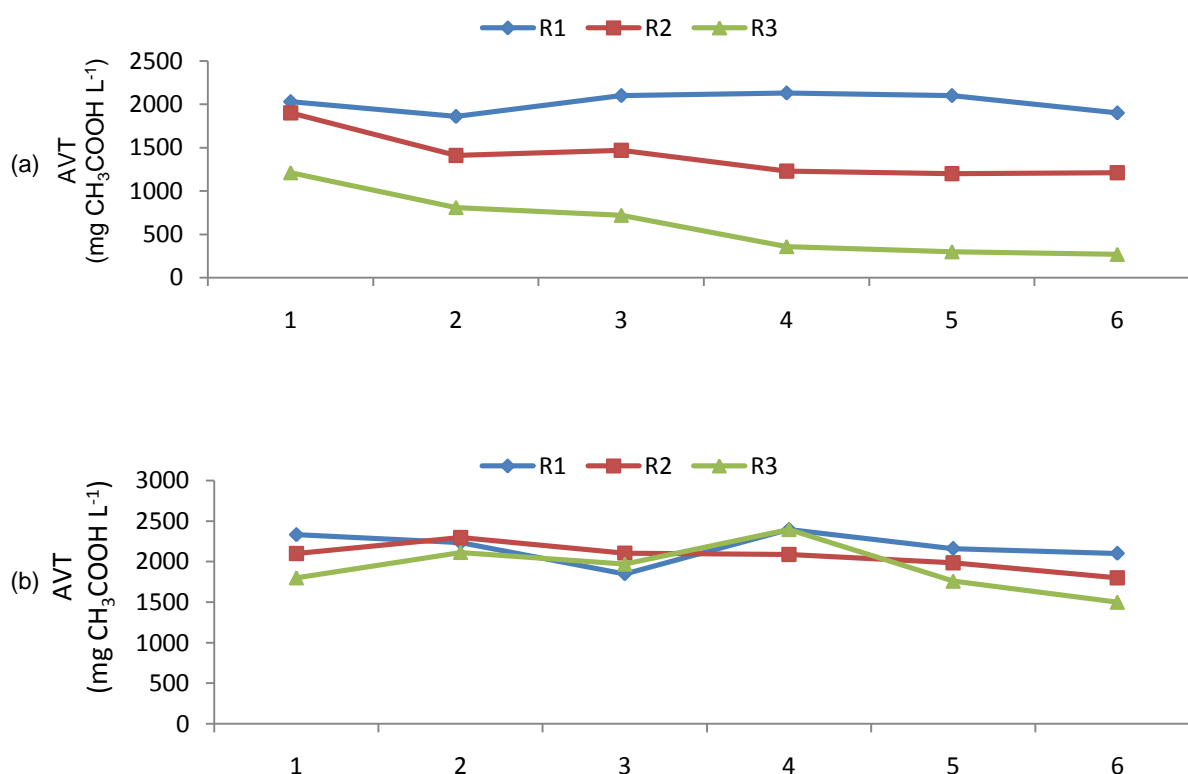
**FIGURA 98.** Valores de relação AI/AP no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1 (a) e 2 (b).



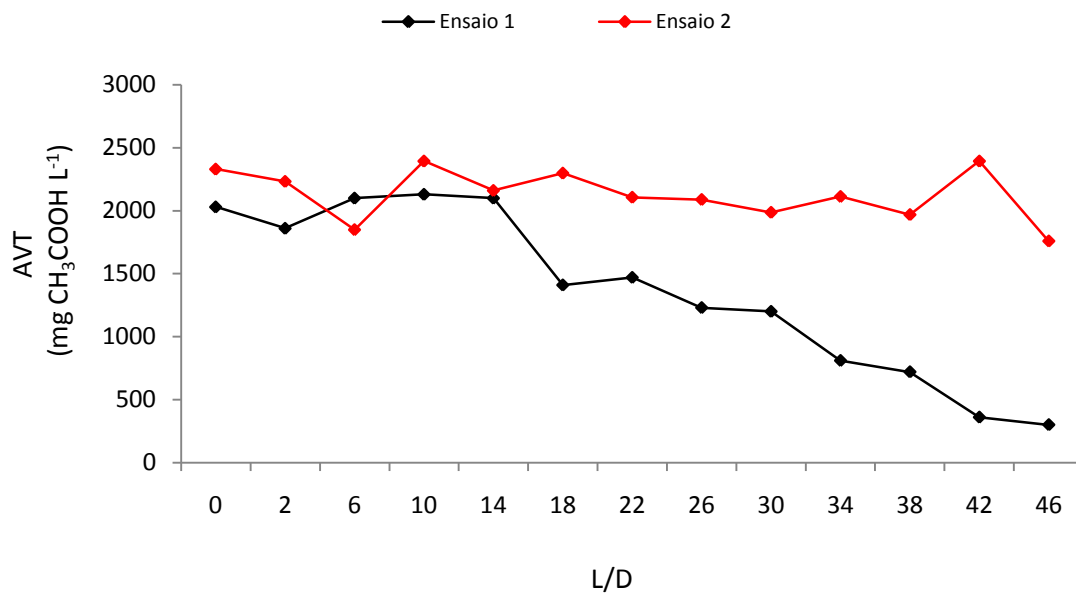
**FIGURA 99.** Valores relação (AI/AP) versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), nos ensaios 1 e 2.

### 4.11.3. Ácidos voláteis totais

Os valores de AVT afluente do R1 e efluente do R3 foram de 2030 e 270 mg  $\text{CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ , respectivamente, no ensaio 1. No segundo ensaio estes valores foram de 2330 mg  $\text{L}^{-1}$  no afluente do R1 e 1500 mg  $\text{L}^{-1}$  no efluente do R3 (Figura 100). As concentrações de AVT diminuíram continuamente ao longo dos reatores, os maiores decréscimos de AVT, ocorreram no reator de leito fixo, preenchido com fibra de coco (R3), onde foram encontrados valores de AVT inferiores a 500 mg  $\text{L}^{-1}$ .



**FIGURA 100.** Valores de concentração dos ácidos voláteis totais (AVT) no afluente (1), pontos de coleta (2, 3, 4 e 5) e efluente (6) do reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e de leito fixo (R2 e R3), nos ensaios 1 (a) e 2 (b).



**FIGURA 101.** Concentração de ácidos voláteis totais versus comprimento/diâmetro (L/D) do reator anaeróbio horizontal de manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF), nos ensaios 1 e 2.

## V. CONCLUSÕES

Com o sistema de tratamento composto pelo reator anaeróbio com manta de lodo (RAHML) e de leito fixo (RAHLF) instalados em série, foi possível obter eficiências de remoção satisfatórias para DQO total de 76, 69 e 61%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

As maiores eficiências de remoção de DQO total foram observadas no reator com manta de lodo (R1) atingindo valores de 60, 48 e 44% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Observa-se que a redução no TDH e o conseqüente aumento na COV teve influencia negativa na eficiência de remoção de DQO do sistema.

As eficiências de remoção de sólidos suspensos voláteis (SSV) foram em torno de 90%, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

As eficiências de remoção de NTK e N org. no sistema (R1+R2+R3) foram de 50, 38 e 40% e de 72, 60 e 72% respectivamente para os ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Foi observado aumento na concentração de N-amoniaco nos efluentes dos três reatores e nas diferentes COV aplicadas

A concentração de ferro foi reduzida em 79, 84 e 85% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. A eficiência de remoção para o elemento zinco foi de 68, 59 e 28% nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, atingindo assim os padrões estabelecidos pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente de  $5 \text{ mg L}^{-1}$  para o Fe e o Zn .

A produção volumétrica de metano no conjunto de reatores foi de 1,70, 1,25 e  $0,70 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$ , nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, evidenciando que a redução no TDH influenciou negativamente a produção de metano.

Os valores de pH nos efluentes dos reatores estiveram dentro da faixa ótima apropriada para o processo de digestão anaeróbia.

Embora as concentrações de ácidos voláteis tenham sido elevadas nos ensaios 2 e 3, atingindo valores de até  $3480 \text{ mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ , os reatores R1, R2 e R3 demonstraram grande capacidade de se restabelecer após períodos de instabilidade, devido a choques de COV.

O fenol, um composto orgânico altamente tóxico foi removido do reator com eficiências de 58, 62 e 69%, sendo que o reator de leito fixo, preenchido com fibra de coco, como meio suporte para imobilização da biomassa, interferiu de forma negativa nestas eficiências, porém, a concentração de fenóis no efluente não atingiu níveis para lançamento em cursos de água como estabelecido pela Legislação Brasileira.

O sistema composto pelos reatores RAHML (R1) e RAHLF (R2) demonstraram ser viável no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida.



## VI. RECOMENDAÇÕES

A utilização de reatores anaeróbios horizontais com manta de lodo e de leito fixo no tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida, mostrou-se bastante eficiente. A partir dos resultados obtidos neste trabalho, seguem as seguintes sugestões:

- A utilização de diferentes materiais suportes, para imobilização da biomassa, afim de obter melhores eficiências para o sistema.
- Avaliação do comportamento cinético da degradação da matéria orgânica, pela via anaeróbia, nos reatores com manta de lodo e de leito fixo.
- Realização de análises microbiológicas para a caracterização e quantificação da biomassa aderida nos suportes.
- Utilização de reator anaeróbio horizontal com manta de lodo e de leito fixo no tratamento de outros tipos de águas residuárias.

## VII. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

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.

ALVES, M. M. S. **Estudo e caracterização de digestores anaeróbios de leito fixo**. 1998. 353 p. Tese (Doutorado) - Escola de Engenharia, Universidade do Minho, Braga, Portugal, 1998.

ALVES, M. M. (1999) A new decive to select microcarries for biomass imobilization to anaerobic consortium. **Water Environment Research**, Alexandria, v. 71(2): p. 209-217.

ALVES, V. M., LIMA, E. S. F., ALENCAR, N. R., CABRAL, J. CATTONY, E. B. M., Avaliação de lodo anaeróbio proveniente de reatores UASB tratando resíduo de cervejaria, como inoculo para reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) tratando vinhaça. II Congresso de Pesquisa e Inovação da Rede Norte Nordeste de Educação Tecnológica João Pessoa - PB – 2007

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

APHA, AWWA, WPCF. **Standart methods for the examination of water and wastewater**. 21 ed. Washington, 2005. 1268 p.

BARBOZA, M.G. **Efeitos da temperatura e da velocidade superficial em sistema anaeróbio de duas fases tratando esgoto sanitário sintético em reatores horizontais com células imobilizadas**. 2002, 162 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Universidade de São Paulo, Escola de Engenharia de São Carlos, São Carlos, 2002.

BÁRTHOLO, G.F.; GUIMARÃES, P. T. G. Cuidados na colheita e preparo do café. **Informe Agropecuário**, v. 18, n. 187, p. 33-42, 1997.

BATAGLIA, O. G. et al. **Métodos de análises químicas de plantas**. Campinas: Instituto Agronômico, 1983. 48 p. (Boletim Técnico).

BELLO-MENDOZA, R.; CASTILLO-RIVERA, M. F. Start-up of an anaerobic hybrid UASB/filter reactor treating wastewater from a coffee processing plant. **Anaerobe**, v. 4, p.219-225, 1998.

BOLAÑOS, R.M.L. **Tratamento de fenol em reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF) sob condições mesofílicas**. 2001 São Carlos. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

BOLANÓS, R.M.L., VARESCHE, M.B.A., ZAIAT, M., FOREST, E. Phenol degradation in horizontal-flow anaerobic immobilized biomass (HAIB) reactor under mesophilic conditions. **Water Science & Technology**. Kiddingington, v. 44, n. 4, p. 167–174, 2001.

BORGES, A. C.; PEREIRA, P. A.; MATOS, A. T. Partida de um reator anaeróbio horizontal para tratamento de efluentes do processamento dos frutos do cafeeiro. **Engenharia Agrícola**. Jaboticabal, v. 29, n. 4, p. 661-669, 2009.

BORJA, R.; BANKS, C. J. Response of an anaerobic fluidized bed reactor treating ice-cream wastewater to organic, hydraulic, temperature and pH shocks. **Journal of Biotechnology**, v. 39, n. 3, p. 251-259, 1995.

BRASIL, M. S.; MATOS, A. T.; FIA, R. Eficiência e impactos ambientais do tratamento de águas residuárias da lavagem e despolpa de frutos do cafeeiro em áreas alagadas naturais. **Revista Engenharia na Agricultura**, v.11, n.1 p.4. Viçosa, 2003

BRASIL. **Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA)**, Resolução n° 357, 17/03/05. Dispõe sobre a classificação dos corpos de águas e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providencias. 23p., 2005.

BREITENBUCHER, K.; SIEGL, M.; KNUPFER, A.; RADKE, M. Open-pore sintered glass as a high-efficiency support media in bioreactors: New results and long-term experiences achieved in high-rate anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, Kiddlington, v. 22, n.2, p. 25-32,1990.

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. 109 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2007.

BRUNO M.; OLIVEIRA R. A. de. Tratamento de anaeróbio de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida em reatores UASB em dois estágios. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.28, n.2, p.364-377, 2008.

BUENO, C. F. H. Instalações para o beneficiamento do café. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 17, Poços de Caldas, 1998. **Anais...Poços de Caldas**, MG: UFLA/SBEA, 1998.

CABANELLAS, C. F. G. **Tratamento da água sob recirculação em escala laboratorial, na despolpa dos frutos do cafeeiro**. Viçosa: Universidade Federal de Viçosa, 2004. 103p. (Tese de Mestrado).

CAMPOS, C. M. M. **Physical aspects affecting granulation in UASB Reactors**. 1990. 425 p. Thesis (PhD) - Universidade de Newcastle upon Tyne, Newcastle, England, 1990.

CATONY, E. B. M., CALINALIA, F. A., RIBEIRO, R., ZAIAT, M., FOREST, E. Ethanol and toluene removal in an horizontal-flow anaerobic immobilized biomass reactor in the presence of sulfate. **Biotechnology and Bioengineering**, v.91, n.2, p 244-253, 2005.

CHAIPRASERT, P.; SUVAJITTANONT, W.; SURARAKSAC, B.; TANTICHAROEND, M.; BHUMIRATANA, S. Nylon fibers as supporting media in anaerobic hybrid reactors: it's effects on system's performance and microbial distribution. **Water Research**, Oxford, v. 37, p. 4605-4612, 2003.

CHALFOUN, S. M.; CARVALHO, V. L. **Efeito de microrganismos na qualidade da bebida do café**. Informe Agropecuário, Belo Horizonte-MG, v. 18, p. 21-26, 1997.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA/UFMG), 1997. 246 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.

COLIN, X.; FARINET, J.-L.; ROJAS, O.; ALAZARD, D. Anaerobic treatment of cassava starch extraction wastewater using a horizontal flow filter with bamboo as support. **Bioresource Technology**, Lausanne, v.98, p.1602 – 1607, 2007.

COLLINS, G.; WOODS, A.; MCHUGH, S.; CARTON, M.; O'FLAHERTY, V. Microbial community structure and methanogenic activity during start-up of psychrophilic anaerobic digesters treating synthetic industrial wastewaters. **FEMS Microbiology Ecology**, v. 46, p. 159-170, 2003.

CONAB - COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Cafés do Brasil, safra 2010, segundo levantamento. Disponível em < <http://www.conab.gov.br> >. Acessado em 08 de agosto de 2010.

CONTRERA, R. C., ZAIAT, M., SCHALCH, V., Partida e adaptação de um reator anaeróbico horizontal de leito fixo (RAHLF) para tratamento biológico de líquidos percolados de aterros sanitários. 23º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária Ambiental (2008).

COSTA T. M. S. de. **Estudo de viabilidade econômica para produção de carvão vegetal a partir de bambu da espécie *Bambusa Vulgaris***. São Paulo. 32 p. Programa de inter-unidades de pós-graduação em energia. Universidade de São Paulo. 2003

COUTO, L. C. C.; FIGUEIREDO, R. F. Filtro anaeróbico com bambu para tratamento de esgotos domésticos. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE INGENIERIA SANITARIA Y AMBIENTAL, 23, La Habana, Cuba, 1993. **Anales...** La Habana: AIDIS, 1993. v.2, p. 329-340.

DAMIANOVIC, M.H.R.Z. **Degradação de pentaclorofenol (PCP) em reatores anaeróbios horizontais de leito fixo (RAHLF)**.1997. São Carlos. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

DELGADO, E. A.; BAROIS, I. Lombricompostaje de la pulpa de café em México. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON BIOTECHNOLOGY IN THE COFFEE AGROINDUSTRY, 3, Londrina, 2000. **Proceedings...** Londrina: UFPR, IAPAR, IERD, 2000, p.335-343.

DI BERNARDO, L. Tecnologias de tratamento de água com filtração rápida. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL SOBRE SELECCION DE TECNOLOGIA PARA EL MEJORAMIENTO DE AL CALIDADE DEL AGUA, 2000. Santiago de Cali, Peru.

DILALLO, R.; ALBERTSON, O. E. Volatile acids by direct titration. **Journal Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v.33, n.4, p. 356 – 365, 1961.

DINSDALE, R. M.; HAWKES, F. R.; HAWKES, D. L. The mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of coffee waste containing coffee grounds. **Water Research**. Oxford, v.30, n.2, p.371-377, 1996.

DUDA, R. **Desempenho de reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2005. 141f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

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.

FERNANDEZ, N.; FORSTER C. F. A comparative examination of the start-up of a mesophilic and a thermophilic anaerobic filter treating a synthetic coffee waste. **La Revista Technica**, In press, 1993.

FIA F. R. L.; MATOS A. T. de; BORGES A. C.; MOREIRA D. A.; FIA R.; JUNIOR V. E. Remoção de compostos fenólicos em reatores anaeróbios de leito fixo com diferentes materiais suporte. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola Ambiental**. Campina Grande, v.14, n.10, p.1079-1086, 2010.

FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. IN: Taller y SEMINÁRIO LATINOAMERICANO, 3, Montevideo: ICA, p.96-109, 1994.

FORESTI, E.; ZAIAT, M.; CABRAL, A. K. A.; NERY, V. Horizontal-Flow Anaerobic Immobilized Sludge (HAIS) Reactor for Paper Industry Wastewater Treatment. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, Brasil, v.12, p. 157-163, 1995.

FORESTI, E.; FLORÊNCIO, L.; VAN HAANDEL, A. C.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P. F. *Fundamentos do tratamento anaeróbio*. In: CAMPOS, J. R. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbio e disposição controlada no solo. Rio de Janeiro: ABES, 1999. p. 29-52.

FYNN, G. H.; WHITMORE, T. N. Retention of methanogens in colonized. **Biotechnology Letters**, v.6, p. 81-86, 1984.

GIJZEN, H. J.; SCHOENMAKERS, T. J. M.; CAERTELING, C. G. M.; VOGELS, G. D. Anaerobic degradation of papermill sludge in a two-phase digester containing rumen microorganisms and colonized polyurethane foam. **Biotechnology Letters**, v. 10, p. 61-66, 1988.

GONÇALVES, R. A. B.; MATOS, A.T.; FIA, R.; FUKUNAGA, D.C. Eficiência de remoção de poluentes em diversas etapas do tratamento das águas residuárias da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro. IN: I SIMPÓSIO DE PESQUISAS DO CAFÉ DO



BRASIL, 2000, Poços de Caldas – MG, **Anais...** Brasília: Embrapa Café, 2000. p. 1020-1023

GOURARI, S.; ACHKARI-BEGDOURI, A. Use of baked clay media as biomass supports for anaerobic filters. **Applied Clay Science**, v. 12, p. 365-375, 1997.

HENZE, M.; HARREMÖES, P. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - a literature review. **Water Science and Technology**, Kiddlington v. 15, p. 1-101, 1983.

HOUBRON, E.; LARRINAGA, A.; RUSTRIAN, J. P. Liquefacion and methanization of solid and liquid coffee wastes by two phase anaerobic digestion process. **Water Science and Technology**. Kiddlington, v.48, n.6, p.255-262, 2003.

HUANG, J.; JIH, C. Deep-Biofilm kinetics of substrate utilization in anaerobic filters. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 9, p. 2309–2317, 1997.

HUSSAIN, A., KUMAR, P., MEHROTRA, I. Treatment of phenolic wastewater in UASB reactor: Effect of nitrogen and phosphorus. **Bioresource Technology**, Lausanne, vol. 99, p. 8497 – 8503, 2008.

HUYSMAN, P.; VAN MEENEN, P.; VAN ASSCHE, P.; VERSTRAETE, W. Factors affecting the colonization of non porous and porous packing materials in model upflow methane reactors. **Biotechnology Letters**, v. 5, p. 643-648, 1983.

JORDÃO, E. P.; ÁVILA, R. O.; VOLSCHAN JUNIOR, I.; AZEVEDO, J. P. S. Desempenho de filtros anaeróbios segundo diferentes meios suporte e alturas de percolação. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 23, Campo Grande, MS, 2005. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2005. CD-ROM.

KAWASC, M.; NOMURA, T.; NAJIMA, T. Anaerobic fixed bed reactor with a porous ceramic carrier. **Water Science and Technology**, Kiddlington, v. 21, n. 4-5, p. 77-86, 1989.

KUCZMAN, O.; TORRES, D. G. B. ; GOMES, S. D. ; TAVARES, M. H. F. ; ALCANTARA, M. S. . Tratamento anaeróbio de efluente de fecularia em reator horizontal de uma fase. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 36, 2007, Bonito. **Anais...** Jaboticabal, SBEA, 2007. CD Room.

LA IGLESIA, M. R. **Avaliação de um sistema piloto composto de reator UASB seguido de uma lagoa aerada de decantação no tratamento de esgoto sanitário com elevada contribuição de despejos industriais.** 2004. 396 f. Tese (Mestrado em Engenharia) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. USP -São Paulo.

LEITE, C. A. M.; SILVA, O. M. A demanda de cafés especiais. In: ZAMBOLIM, L. (ed.). **Café: produtividade, qualidade e sustentabilidade.** Viçosa, MG: UFV, 2000, p.50-74.

LEITÃO, R. C.; VAN HAANDEL, A. C.; ZEEMAN, G.; LETTINGA, G. The effects of operational and environmental variations on anaerobic wastewater treatment system: a review. **Bioresource Technology**, Lausanne, v. 97, p. 1105-1118, 2006.

LETTINGA, G. Psychrophilic anaerobic treatment of low strength wastewaters. **Water Science and Technology**, Kiddingington, v. 39, p. 203-210,1999.

LO MONACO, P. A.; MATOS, A. T.; MARTINEZ, M. A.; JORDÃO, C. P. Eficiência de materiais orgânicos filtrantes no tratamento de águas residuárias da lavagem e despulpa dos frutos do cafeeiro. **Engenharia na Agricultura**, Viçosa, v. 10, n.1- 4, p. 40-7, 2002.

LUIZ, F. A. R.; CAMPOS, C. M. M.; CARMO, A. C. Partida de um reator UASB em escala laboratorial tratando efluente líquido proveniente do despulpamento do café. In: XXX III CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, CONBEA. São Pedro – SP, 2004. **Anais...** Pp (CD-Room).

LUIZ, F. A. R. **Desempenho de reatores anaeróbios de leito fixo no tratamento de águas residuárias da lavagem e descascamento/despolpa dos frutos do cafeeiro.** Viçosa, 2007. 132f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola)- Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2007.

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.

MATOS, A. T.; PINTO, A. B.; BORGES, J. D. Caracterização de águas residuárias da lavagem e despolpa de frutos do cafeeiro e possibilidade de seu uso na fertirrigação. IN: III SEMINÁRIO INTERNACIONAL SOBRE BIOTECNOLOGIA NA AGROINDUSTRIA CAFEEIRA, 1999, Londrina – PR. **Anais...**, Londrina: UFPR, IAPAR, IRD, 1999.p. 395-396.

MATOS, A. T.; PINTO, A. B.; BORGES, J. D. Caracterização das águas residuárias da lavagem e despolpa de frutos do cafeeiro e possibilidades de seu uso na fertirrigação. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON BIOTECHNOLOGY IN THE COFFEE AGROINDUSTRY, 3, Londrina, 2000. **Proceedings...** Londrina: UFPR, IAPAR, IRD, 2000. p. 395-396.

MATOS, A. T.; LO MONACO, P. A.; SILVA, J. S. Tratamento de águas residuárias. In: SILVA, J. S. (ed.). Secagem e armazenagem de produtos agrícolas - Tecnologia e custos. Viçosa: JARD, UFV, CBP&D-Café, 2001. 162 p.

MATOS, A. T.; LO MONACO, P. A. Tratamento e aproveitamento agrícola de resíduos sólidos e líquidos da lavagem e despolpa de frutos do cafeeiro. **Engenharia na Agricultura**. Boletim técnico, Viçosa: UFV, 2003. 68p.

MENDOZA, B., RIVERA, C. M. F. Start up of an anaerobic hybrid (UASB/FILTER) Reactor treating wastewater from a coffee processing plant. **Anaerobe**, v.4, n.5 October, 1998. p. 219 – 225.

MCHUGH, S.; CARTON, M.; COLLINS, G.; O'FLAHERTY, V. Reactor performance and microbial community dynamics during anaerobic biological treatment of wastewater at 16–37°C. **FEMS Microbiology. Ecology**, v.48, p. 369- 378, 2004.

MBURU, J. K.; THUO, J. T.; R. C. MARDER. The characterization of coffee waste water from coffee processing factories in Kenya. **Kenya Coffee**, v. 59, n. 690, p. 1757-1761, 1994.

NARDI, I. R.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. (2000). Degradação de BTEX em reator anaeróbico horizontal de leito fixo na presença de diferentes aceptores de elétrons. In: Oficina e Seminário Latino-Americano de Digestão Anaeróbia, 6, Recife – PE, 2000. **Anais**. Recife, Editora Universitária da UFPE. v.2, p.151-4.

NAVAL, L. P. SILVA, G.G.; QUEIROZ S.C.B. Avaliação da Eficiência de um Filtro Anaeróbico com Recheio de Bambú Utilizado como Pós-Tratamento de um Reator UASB em Escala Real. In: CONGRESSO INTERAMERICANO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 29, 2004, San Juan. **Anais...** San Juan: AIDIS, 2004. CD Room.

NOUR, E. A. A.; CORAUCCI FILHO, B; FIGUEIREDO, R. F.; STEFANUTTI, R.; CAMARGO, S. A. R. Tratamento de esgoto sanitário por filtro anaeróbico utilizando o bambu como meio suporte. In: CAMPOS, J. R. Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo - Coletânea de artigos técnicos. São Carlos: ABES, 2000, v. 1, p. 210-231.

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 & FORESTI, E. Balanço de massa de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola.** Jaboticabal, v. 24, n.3, p.807-820, 2004.

OLIVEIRA, S. V. W. B. (2001). **Avaliação da degradação e toxicidade de formaldeído em reator anaeróbio horizontal de leito fixo. São Carlos.** Dissertação (Mestrado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

ORTEGA, F. S.; ROCHA, K. M.; ZAIAT, M.; PANDOLFELLI, V. C. Aplicação de espumas cerâmicas produzidas via “gelcasting” em biorreator para tratamento anaeróbio de águas residuárias. **Cerâmica,** v. 47, n. 304, p. 199-203, 2001.

PASSIG, F. H. **Estudo do desenvolvimento do biofilme e dos grânulos formados no filtro biológico anaeróbio.** 1997. 128p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos (SP), Brasil,1997.

PICANÇO, A. P.; VALLERO, M. V. G.; GIANOTTI, E. P.; ZAIAT, M.; BLUNDI, C. E. Influence of porosity and composition of supports on the methanogenic biofilm characteristics developed in a fixed bed anaerobic reactor. **Water Science and Technology.** Kiddingtong, v. 44, n. 4, p. 197-204, 2001.

PINO, G. A. H. Biossorção de Metais Pesados **Utilizando Pó da Casca de Coco Verde (cocos nucifera).** Dissertação de Mestrado. Pontifícia Universidade Católica, Departamento de Ciência dos Materiais e Metalurgia, Rio de Janeiro, Brasil, 2005.

PINTO, A. B. **Avaliação de gramíneas forrageiras com uso de águas residuárias da lavagem de frutos do cafeeiro em rampas de tratamento.** 2001. 108 f. Dissertação (Mestrado em engenharia agrícola) – Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, 2001.

PINTO, G.A.S. **Rotas Tecnológicas para o Aproveitamento da Casca de Coco Verde.** EMBRAPA, 2003.

PINTO, J. D. S.; CHERNICHARO, C. A. L. Escória de alto-forno: uma nova alternativa de meio suporte para filtros anaeróbios. In: SIMPÓSIO ÍTALO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 3., Gramado, 1996. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES/ANDIS, 1996. I-006. 10p.

PRADO, M. A. C.; CAMPOS, C. M. M. Produção de biogás no tratamento dos líquidos do processamento de *Coffea arábica L.* em reator anaeróbio UASB para o potencial aproveitamento na secagem do café. **Ciência e Agrotecnologia.** Lavras, v.32, n.3, p.938-947, 2008.

PRADO M. A. C.; CAMPOS C. M. M.; SILVA J. F. Estudo da variação da concentração de metano no biogás produzido a partir das águas residuárias do café. **Ciências e Agrotecnologia,** Lavras, v.34, n.2, p.475-484, 2010

RAMIRES, R. D. **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.

RIBEIRO, R.; VARESCHE, M.B.A.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. Influence of the carbon source on the anaerobic biomass adhesion on polyurethane foam matrices. **Journal of Environmental Management.** Galway, Ireland, v. 74, p. 187-194, 2005.

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.

RODGERS, M.; PAOR de D.; CLIFFORD, E. Dairy washwater treatment using a horizontal flow biofilm system. **Journal of Environmental Management**, Galway,Ireland, v. 86, p. 114 – 120, 2008.

ROSARIO, C. G. A. **Avaliação da disposição de lodo gerado numa estação de tratamento de água em reator anaeróbio de fluxo ascendente e manto de lodo**. 2007. 116 p. Dissertação (Mestrado) – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.

RUIZ, I.; VEIGA, M. C.; SANTIAGO, P.; BLÁZQUEZ, R. Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor and an anaerobic filter. **Bioresource Technology**. Lausanne, v. 60, p. 251-258, 1997.

SANCINETTI, G. P.; SILVA, E. L.; MARTINELLI, F. R.; VARESCHE, M. B. A. Degradação de Fenol em Reator Anaeróbio Operado em Batelada. In: SIMPÓSIO NACIONAL DE FERMENTAÇÕES, Florianópolis, 2003. **Anais...** Florianópolis: FEESC/UFSC, 2003. CD-ROM.

SÁNCHEZ, E.; WEILAND, P.; TRAVIESO, L. Effect of the organic volumetric loading rate on soluble COD removal in downflow anaerobic fixed bed reactors. **Bioresource Technology**. Lausanne, v. 47, p. 173-176, 1994.

SANTOS, A. C. dos. **Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios horizontais seguidos de reator operado em bateladas seqüenciais**. Jaboticabal, 2009. 151 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) - Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2009.

SARTI, A.; VIEIRA, L.G.T.; FORESTI, E.; ZAIAT, M. (2001). Influence of the liquidphase mass transfer on the performance of a packed-bed bioreactor for wastewater treatment. **Bioresource Technology**. Lausanne, v.78, n.3, p.231-8.

SARTI, A., SILVA, A. J., CORTES, R. S., FORESTI, E., Remoção de Sulfato de águas residuárias industriais em reator anaeróbio de leito fixo operado em bateladas seqüenciais. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. Rio de Janeiro, v. 13, n. 1, p. 15-22, 2008.

SELVAMURUGAN, M.; DORAISAMY, P.; MAHESWARI M. An integrated treatment system for coffee processing wastewater using anaerobic and aerobic process. **Ecological Engineering**, v.36, p.1686-1690, 2010.

SENHORAS, E. M. Estratégias de uma Agenda para a Cadeia Agroindustrial do Coco: Transformando a Ameaça dos Resíduos em Oportunidades Eco-Eficientes. Monografia apresentada ao Instituto de Economia da Universidade Estadual de Campinas, 2003. Disponível em: <http://www.cocoverderj.com.br/CocoMonografia.pdf> Consultado em: outubro de 2010.

SHAHIDI, F.; NACZK, M. **Food Phenolics: sources, chemistry, effects and applications**. Basel Switzerland.Technomic Publishing, 1995.

SHOW, K. Y.; TAY, J. H. Influence of support media on biomass growth and retention in anaerobic filters. **Water Research**, Oxford, v. 33, n. 6, p. 1471-1481, 1999.

SILVA, J. F. da. **Monitoramento de um sistema piloto no tratamento da água residuária de café produzido por via úmida**. 2007. 113 f. Dissertação. (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Departamento de Engenharia Agrícola, Universidade Federal de Lavras, Lavras, 2007.



SILVA, O. M.; LEITE, C. A. M. Competitividade e custos do café no Brasil. In: *Café: produtividade, qualidade e sustentabilidade*. Viçosa, MG: UFV, Impr. Univ., 2000. p. 27-50.

SILVA, V. G.; CAMPOS, C. M. M. ; SILVA, J. F.; ALMEIDA, P. H.; MARTINS, M. A. Monitoramento e Parâmetros Físicos, Químicos e Biológicos em um reator Anaeróbio Híbrido (RAH) em escala piloto, tratando água residuária do café produzido por via úmida. **Ciências e Agrotecnologia**, Lavras, v.34, n.1, p.204-211, 2010.

SINGH, S.P., PRERNA, P., Review of recent advances in anaerobic packed-bed biogas reactors. **Renew Sustain Energy Reviews**. p.1-7, 2008.

SPEECE, R. E. **Anaerobic biotechnology for industrial wastewaters**. Vanderbilt : Archae Press. , 1995.

TOMAZELA, GUIMARÃES, A.; LEOPOLDO, P. R.; ZAIAT, M. Tratamento de esgoto doméstico através do reator anaeróbio horizontal de leito fixo (RAHLF). In: Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, 21, 2001, João Pessoa/PB. **Anais...**Rio de Janeiro: ABES, 2001. CD room

TONETTI, A. L.; FIGUEIREDO R.F.DE.; NAKAMURA M.S.; BAGNASCO L.E.; MELLO, L. S. C. M. DE. Avaliação da partida de filtros anaeróbios com recheio de bambu – a remoção de matéria orgânicas em termos de DQO. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24, 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Rio de Janeiro: ABES, 2007. CD room

TORRES, P.; RODRÍGUEZ, J. A.; URIBE, I. E. Tratamiento de aguas residuales del proceso de extracción de almidón de yuca en filtro anaerobio: influencia del medio soporte. **Scientia et Technica**, n. 23, p. 75-80, 2003.

TRITT, W.P., ZADRAZIL, F., MENGEHARTMANN, U., SCHWARZ, S. Bamboo as a support material in anaerobic reactors. **World J. Microbiol. Biotechnol.** v.9, n.2, p.229-232, 1993.

UNESP - UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA. Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias. Departamento de Ciências Exatas. Estação Agroclimatológica: alores médios do período de 1971 -2000. Disponível em <[www.fcav.unesp.br/estacao](http://www.fcav.unesp.br/estacao)> Acesso em dezembro de 2010.

VAN HAANDEL, A. C.; LETTINGA, G. **Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para regiões de clima quente.** Campina Grande: UFPb, 1994. 232p.

VASCO, J. Z. Procesamiento de frutos de café por via humeda y generación de subproductos. In: SEMINÁRIO INTERNACIONAL SOBRE BIOTECNOLOGIA NA AGROINDÚSTRIA CAFEEIRA, 3. **Anais...** Londrina, PR, 1999. p. 345-355.

VIEIRA, M.; CARVALHO, G. Perspectivas para cafés do Brasil. In: **Café: produtividade, qualidade e sustentabilidade.** Viçosa, MG: UFV, Impr. Univ., 2000. p. 75-89.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos.** Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental. Universidade Federal de Minas Gerais, 2, 1996, 211p.

VON SPERLING, M. **Princípio do tratamento biológico de águas residuárias.** Princípios Básicos do Tratamento de Esgotos. v. 1, 2<sup>o</sup> ed. Belo Horizonte: SEGRAC, 2005.

YOUNG, J. C. Factors affecting the design and performance of upflow anaerobic filters. **Water Science and Technology.** Kiddington, v. 24, p. 133-155, 1991.

YOUNG, J. C.; DAHAB, M. F. Effect of media design on the performance of fixedbed

anaerobic filters. **Water Science and Technology**. Kiddlington, v 15, n.8-9, p. 369-383, 1983.

ZAIAT, M.; CABRAL, A. K. A.; FORESTI, E. Cell wash-out and external mass transfer resistance in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor. **Water Research**. Oxford, v. 30, p.2435-2439, 1996.

ZAIAT, M.; CABRAL, A. K. A.; FORESTI, E. Horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor for wastewater treatment: Conception and performance evaluation. **Revista Brasileira de Engenharia**, Caderno de Engenharia Química, v. 11, p.33-42, 1994.

ZAIAT, M.; VIEIRA, L.G.T.; CABRAL, A.K.A.; DE NARDI, I.R.; VELA, F.J.; FORESTI, E. (1997). Rational basis for designing horizontal-flow anaerobic immobilized sludge (HAIS) reactor for wastewater treatment. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v.14, n.1, p. 01-08, 1997.

ZAIAT, M.; PASSIG, F.H.; FORESTI, E. A mathematical model and criteria for designing horizontal-flow anaerobic immobilized biomass reactors for wastewater treatment. **Bioresource Technology**, Lausanne, v.71, p.235-43, 2000.

ZAMBRANO FRANCO, D. A.; ISAZA-HINESTROZA, J. D. I. Demanda química de oxígeno y nitrógeno total, de los subproductos del proceso tradicional de beneficio húmedo del café. **Cenicafé**, v. 49, n. 4, p. 279-289, 1998.

ZELLNER, G.; VOGEL, P.; KNEIFEL, H.; WINTER, J. Anaerobic digestion of whey and permeate with suspended and immobilized complex and defined consortia. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 27, p. 306-314, 1987.

ZULUAGA, V. J. Procesamiento de frutos de café por vía húmeda y generación de sub – productos. IN: SEMINÁRIO INTERNACIONAL SOBRE BIOTECNOLOGIA NA AGROINDUSTRIA CAFEEIRA, III, Londrina – PR. **Anais...**, p. 56, 1999.