

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

**REATORES UASB EM DOIS ESTÁGIOS SEGUIDOS DE LODOS ATIVADOS EM
BATELADA PARA O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO
BENEFICIAMENTO DO CAFÉ POR VIA ÚMIDA.**

Marcelo Bruno
Químico

JABOTICABAL-SÃO PAULO-BRASIL
SETEMBRO de 2011

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

**REATORES UASB EM DOIS ESTÁGIOS SEGUIDOS DE LODOS ATIVADOS EM
BATELADA PARA O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO
BENEFICIAMENTO DO CAFÉ POR VIA ÚMIDA.**

Marcelo Bruno

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

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

JABOTICABAL-SÃO PAULO-BRASIL
SETEMBRO de 2011

Bruno, Marcelo
B898r Reatores UASB em dois estágios seguidos de lodos ativados em
batelada para o tratamento de águas residuárias do beneficiamento
de café por via úmida. Marcelo Bruno. -- Jaboticabal, 2011
xix, 167 f. ; 28 cm

Tese (doutorado) - Universidade Estadual Paulista, Faculdade de
Ciências Agrárias e Veterinárias, 2011
Orientador: Roberto Alves de Oliveira
Banca examinadora: Cláudio Milton Montenegro Campos, Tania
Leme de Almeida, Márcia Justino Rossini Mutton, Antonio Carlos
Monteiro
Bibliografia

1. Digestão anaeróbia. 2. café despolpado. 3. *Methanosaeta sp.*
I. Título. II. Jaboticabal - Faculdade de Ciências Agrárias e
Veterinárias.

CDU628.16:576.8

Ficha catalográfica elaborada pela Seção Técnica de Aquisição e Tratamento da Informação
– Serviço Técnico de Biblioteca e Documentação - UNESP, Câmpus de Jaboticabal.



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA

CAMPUS DE JABOTICABAL

FACULDADE DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS E VETERINÁRIAS DE JABOTICABAL

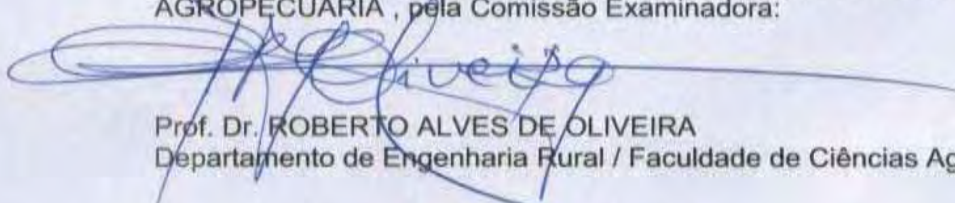
CERTIFICADO DE APROVAÇÃO

TÍTULO: REATORES UASB EM DOIS ESTÁGIOS SEGUIDOS DE LODOS ATIVADOS EM BATELADA PARA O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO BENEFICIAMENTO DE CAFÉ POR VIA ÚMIDA

AUTOR: MARCELO BRUNO

ORIENTADOR: Prof. Dr. ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA

Aprovado como parte das exigências para obtenção do Título de DOUTOR EM MICROBIOLOGIA AGROPECUÁRIA, pela Comissão Examinadora:



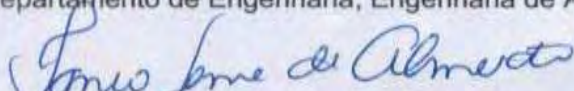
Prof. Dr. ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA

Departamento de Engenharia Rural / Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias de Jaboticabal



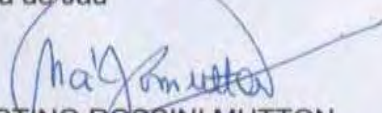
Prof. Dr. CLAUDIO MILTON MONTENEGRO CAMPOS

Departamento de Engenharia, Engenharia de Água e Solo / Universidade Federal de Lavras



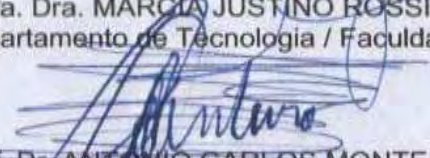
Prof. Dra. TANIA LEME DE ALMEIDA

Faculdade de Tecnologia de Jau



Prof. Dra. MARCIA JUSTINO ROSSINI MUTTON

Departamento de Tecnologia / Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias de Jaboticabal



Prof. Dr. ANTONIO CARLOS MONTEIRO

Departamento de Produção Vegetal / Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias de Jaboticabal

Data da realização: 15 de agosto de 2011.

DADOS CURRICULARES DO AUTOR

MARCELO BRUNO – Nascido em 23 de janeiro de 1973, em Bebedouro - SP, é licenciado em química pela Faculdade de Ciências da Fundação Educacional de Barretos, em janeiro de 1999. Concluiu o curso de Bacharelado com Atribuições Tecnológicas pela mesma instituição em janeiro de 2000. Em março de 2005, iniciou o curso de Mestrado do Programa de Pós-Graduação em Microbiologia Agropecuária da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, da Universidade Estadual Paulista (FCAV-UNESP), situada na cidade de Jaboticabal-SP, obtendo o título de Mestre em Microbiologia Agropecuária em fevereiro de 2007. Em março de 2007 ingressou no curso de Doutorado do Programa de Pós-Graduação em Microbiologia Agropecuária da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, da Universidade Estadual Paulista (FCAV-UNESP).

Comece fazendo tudo o que é urgente, depois o necessário, e em pouco tempo estará fazendo o que é impossível”

São Francisco de Assis

Aos meus adorados e amados pais Vicente e Neusa.....

Exemplos de vida, dignidade e respeito,

por todo carinho, educação, amor ,

oportunidades oferecidas ao longo da vida

e carinho e dedicação com seu netinho.

Aos meus amados irmãos Rogério e Débora, pela ajuda, torcida e disposição para cuidar de meu “filhotinho” Lucas.

Á minha adorada e amada avó Nair, por todas as orações e dedicação por toda uma vida e por tanto amor e carinho com seu bisnetinho.....

Dedico

À minha amada esposa Natani, pelos incentivos, dedicação, ajuda, paciência, estar ao meu lado em todos os momentos ao longo desta jornada e por ter me dado uma das coisas mais preciosas de minha vida, meu “pititequinho” Lucas, menininho lindo e abençoado que nos trouxe alegria, amor, carinho, e que nos dá uma “canseira”, mas é a luz de nossas vidas.

Amo vocês.

Ofereço

Agradecimentos

Ao Professor Dr. Roberto Alves de Oliveira, pela orientação no Mestrado e também no Doutorado, pela oportunidade de crescimento profissional e acadêmico, paciência e conhecimentos transmitidos ao longo destes anos.

À Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, UNESP, Câmpus de Jaboticabal e aos docentes do Curso de Pós-Graduação pela oportunidade de aperfeiçoamento acadêmico.

Aos Professores Doutores Marcia Justino Rossini Mutton, Jairo Cazetta, Maria Benincasa Vidotti e Luiz Augusto do Amaral, pelas sugestões e correções realizadas no exame de qualificação.

Aos Professores Doutores da Banca Examinadora, Antonio Carlos Monteiro, Marcia Justino Rossini Mutton, Claudio Milton Montenegro Campos e Tania Leme de Almeida pelas valiosas contribuições e correções realizadas para o aperfeiçoamento deste trabalho.

Às secretárias da Seção de Pós-Graduação, pelo acompanhamento no cumprimento das normas do curso e pela paciência.

À Dra. Eloíza Pozzi do Departamento de Hidráulica e Saneamento da Escola de Engenharia de São Carlos, EESC-USP, pela presteza em realizar as análises de microscopia óptica.

Aos funcionários do Departamento de Engenharia Rural, FCAV-UNESP, Senhores José Nivaldo Vendramin, Luiz José Antonichelli (Luizinho), Marcos Antonio Rechi (Marquinhos), Francisco Gonçalves de Souza (Primo), Ailton, pela colaboração e auxílios prestados durante o período de execução deste trabalho.

Ao Técnico de laboratório José Carlos do Departamento de Tecnologia, pela pronta disposição em auxiliar no preparo de reagentes.

À Secretária Mirian Rosangela Ignácio Flório, do Departamento de Engenharia Rural, pela eficiência e simpatia. Aos secretários Davi e Carlos, pela atenção dispensada.

Ao senhor Rudolf Hufen da empresa TIGRE S/A, pela doação de materiais hidráulicos, os quais foram de extrema importância na montagem do experimento.

À Edna Maria Testa D'Aquila, secretária do Departamento de Microbiologia, pela disposição e solicitude.

Aos queridos amigos Samantha, Estevão, Giuvânia, Silvia, Max, Cristiane, Alexandre, Ricardo, Alex, Airon, Laura, Juliana, Silvana pela convivência agradável e disposição no auxílio da realização deste trabalho.

Aos caros amigos Adriana, Rose, Gracie, e Roseane, pelas valiosas contribuições transmitidas ao longo desta jornada e apoio fundamental nas análises de laboratório e redação deste trabalho.

À amiga Cintia, pela prontidão em ajudar e apoio indispensável no monitoramento dos reatores e análises no laboratório.

Ao meu tio e Professor Doutor Paulo Sérgio de Souza, pelo incentivo, orientações, correções e torcida para a conclusão deste trabalho.

Aos meus adorados sogros Djair e Elsa, pela torcida, apoio e orações ao longo deste trabalho e por cuidar de nosso “menininho”.

Aos meus cunhados Guilherme, Vitor e Ruchele, pelo convívio agradável, torcida e incentivo durante esta jornada. À Giovaninha, pela alegria transmitida.

À minha tia Rosa, pela força, incentivos e orações para a conclusão deste trabalho, e a todos os demais familiares pelo apoio e solicitude.

Ao senhor Fernando Vicentine, proprietário da Fazenda Fortaleza na cidade de Altinópolis, pelo fornecimento das águas residuárias utilizadas neste trabalho.

Aos amigos Cris e Ana Claudia pela torcida e momentos agradáveis vividos ao longo destes anos.

Enfim, a todos que contribuíram direta ou indiretamente para a conclusão deste trabalho, os meus mais sinceros agradecimentos.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	VI
LISTA DE TABELAS.....	X
LISTA DE ABREVIATURAS.....	XIV
RESUMO.....	XVI
ABSTRACT.....	XVIII
I. INTRODUÇÃO.....	20
II. REVISÃO DE LITERATURA.....	23
2.1 Café no Brasil.....	23
2.2 Beneficiamento de café por via úmida.....	24
2.3 Características das águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida.....	26
2.4 Metabolismo anaeróbio.....	30
2.5 Fatores que interferem na digestão anaeróbia.....	33
2.6 Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)....	37
2.7 Sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios.....	38
2.8 Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios.....	43
2.9 Pós-tratamento com lodo ativado.....	44
2.10 Lodo ativado por aeração prolongada e fluxo contínuo.....	47
2.11 Processos de remoção do nitrogênio e fósforo.....	47
2.12 Processo aeróbio – nitrificação.....	48
2.13 Processo anóxico – desnitrificação.....	50
2.14 Remoção biológica do fósforo.....	52
2.15 Microbiologia de lodos ativados.....	54
2.15.1 Flocos biológicos.....	56
2.15.2 Bactérias filamentosas.....	56

2.15.3	Protozoários e metazoários.....	57
III.	MATERIAL E MÉTODOS.....	58
3.1	Local.....	58
3.2	Instalações experimentais.....	58
3.3	Afluente.....	60
3.4	Descrição da operação do sistema de tratamento UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT).....	62
3.5	Procedimento de partida de cada ensaio.....	63
3.6	Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos no afluente, efluentes e biogás.....	63
3.6.1	Amostragem.....	63
3.6.2	Frequências de amostragem e metodologias utilizadas para exames e determinações na monitorização dos reatores UASB e PT.....	64
3.7	Temperatura.....	65
3.8	pH, alcalinidade e fenóis totais.....	65
3.9	Ácidos voláteis totais (AVT).....	66
3.10	Demanda química de oxigênio (DQO).....	66
3.11	Produção do biogás.....	66
3.12	Composição do biogás.....	67
3.13	Análise dos teores de macronutrientes e micronutrientes.....	67
3.14	Perfil temporal do pós-tratamento com lodo ativado (PT) operado com ciclo de 24 h, ciclo 1 (aeração + agitação 12 h, sedimentação e descarte 11,8 / 0,2 h) e ciclo 2 (aeração 8 h, agitação 8 h, sedimentação e descarte 0,2 h).....	69
3.15	Análise estatística.....	69
IV.	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	70

4.1	Temperatura.....	70
4.2	Características das água residuárias do beneficiamento de café por via úmida.....	72
4.3	Demanda química de oxigênio.....	72
4.4	Sólidos suspensos totais (SST) e voláteis (SSV).....	82
4.5	Fenóis totais.....	89
4.6	pH, alcalinidade e ácidos voláteis.....	94
4.7	Sólidos totais e voláteis da manta de lodo dos reatores (UASB) R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento (PT) com lodo ativado.....	101
4.8	Produção e composição do biogás.....	105
4.9	Estimativa do balanço de massa para DQO e metano.....	109
4.10	Teores de macronutrientes.....	112
4.10.1	Nitrogênio total, amoniacal e orgânico.....	112
4.10.2	Fósforo total.....	116
4.10.3	Potássio, cálcio, magnésio e sódio.....	120
4.11	Teores de micronutrientes.....	123
4.11.1	Ferro, níquel, cobre, manganês e zinco.....	123
4.12	Nutrientes no lodo dos reatores UASB R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT).....	125
4.13	Perfil temporal do pós-tratamento com lodo ativado (PT) operado com ciclo de 24 h (aeração + agitação 12h, sedimentação e descarte 11,8/0,2h).....	128
4.14	Perfil temporal do pós-tratamento com lodo ativado (PT) operado com ciclo de 24 h (aeração 8 h, agitação 8 h, sedimentação e descarte 7,8/0,2h).....	133
4.15	Microscopia óptica.....	137
V.	CONCLUSÕES.....	145
VI.	RECOMENDAÇÕES.....	147
VII.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	148

LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.	Percentual de contribuição dos estados produtores de café para a safra 2011/2012.....	18
FIGURA 2.	Passos metabólicos e grupos microbianos envolvidos no processo de biodigestão anaeróbia.....	32
FIGURA 3.	Vista lateral esquemática do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com reatores UASB seguidos de pós-tratamento com lodos ativados em batelada, construídos em escala de bancada.....	59
FIGURA 4.	Vista do eixo e dos impelidores do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT).....	59
FIGURA 5.	Unidade Experimental composta pelo sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios com reatores UASB (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado em batelada (PT), construídos em escala de bancada.....	61
FIGURA 6.	Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 16/03/10 a 27/06/10 (a- ensaio 1), 28/06/10 a 29/09/10 (b- ensaio 2), 30/09/10 a 09/03/11 (c- ensaio 3) e 04/03/11 a 19/05/11 (d – ensaio 4) observadas na Estação Agroclimatológica da Unesp, Jaboticabal.....	71
FIGURA 7.	Valores de DQO total no afluente dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	74
FIGURA 8.	Valores de DQO total no efluente dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	77
FIGURA 9.	Valores de DQO dissolvida do afluente (a) e efluentes (b) dos reatores UASB R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento de lodo ativado nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	78

FIGURA 10.	Valores de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente (a) e efluentes (b) dos reatores UASB R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento de lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	79
FIGURA 11.	Valores de eficiência de remoção de DQO total (a), dissolvida (b) e devido aos sólidos suspensos (c) nos efluentes dos reatores UASB R1 e R2, R1+R2, sistema de pós-tratamento com lodo ativado PT e no conjunto R1+R2+PT, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	81
FIGURA 12.	Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	84
FIGURA 13.	Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	86
FIGURA 14.	Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais, (SST) (a), sólidos suspensos voláteis (SSV) (b) e sólidos suspensos fixos (SSF) (c) dos efluentes dos reatores UASB R1 e R2, R1 + R2, do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e do conjunto R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	88
FIGURA 15.	Valores de fenóis totais do afluente do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.	89
FIGURA 16.	Valores de fenóis totais dos efluentes do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	91
FIGURA 17.	Eficiência de remoção de fenóis totais dos efluentes dos reatores UASB R1 e R2, R1+R2, do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e do conjunto	91

	R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	
FIGURA 18.	Valores de pH do afluente e efluente dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	95
FIGURA 19.	Valores de alcalinidade total (a), parcial (b) e intermediária (c) no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios e no sistema de tratamento com lodo ativado nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	99
FIGURA 20.	Relação AI/AP nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.	100
FIGURA 21.	Variação da produção volumétrica de CH ₄ nos reatores R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB (R1+R2) em dois estágios, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	106
FIGURA 22.	Concentração de P-total no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	117
FIGURA 23.	Concentrações de oxigênio dissolvido e temperatura do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.....	131
FIGURA 24.	Concentrações de alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP) alcalinidade intermediária (AI) e ácidos voláteis totais (AVT) do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.....	131
FIGURA 25.	Concentrações de sólidos suspensos totais e voláteis e valores de DQO total do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.....	132
FIGURA 26.	Concentrações de NTK, N orgânico e P-total do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.....	132
FIGURA 27.	Concentrações de N-(NO ₃) ⁻ , N-(NO ₂) ⁻ e do N amon. do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.....	133
FIGURA 28.	Concentrações de oxigênio dissolvido e temperatura do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.....	135

FIGURA 29.	Concentrações de sólidos suspensos totais e voláteis e valores de DQO total do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.....	135
FIGURA 30.	Concentrações de alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP) alcalinidade intermediária (AI) e ácidos voláteis totais (AVT) do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.....	136
FIGURA 31.	Concentrações de NTK, N orgânico e P-total do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.....	136
FIGURA 32.	Concentrações de $N-(NO_3)^-$, $N-(NO_2)^-$ e N amon. do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.....	137
FIGURA 33.	Microscopia de contraste de fase de amostras da manta do lodo do reator R1 (medida em 5 μm): (a), (b) e (f) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> sp.; (c) e (d) bacilos curvos e delgados; (e) estruturas de filamentos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> sp.....	140
FIGURA 34.	Microscopia de contraste de fase de amostras da manta do lodo do reator R2 (medida em 5 μm): (a), (b) e (f) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> sp.; (c) e (d) bacilos curvos e delgados.....	141
FIGURA 35.	Microscopia de contraste de fase de amostras da manta de lodo do sistema de pós-tratamento (PT), (medida em 5 μm): (a) e (b) bacilos delgados (c) e (d) grânulos de polifosfato (e) cianobactérias (f) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a <i>Methanosaeta</i> sp.....	142
FIGURA 36.	Microscopia de campo claro de amostras da manta de lodo do sistema de pós-tratamento (PT), (medida em 5 μm): grânulos de polifosfato corados com coloração de Neisser.....	143

LISTA DE TABELAS

TABELA 1.	Características das águas residuárias provenientes do processamento dos frutos do cafeeiro por via úmida de acordo com diferentes autores.....	26
TABELA 2.	Condições operacionais impostas aos reatores UASB (R1 e R2), em dois estágios, e características do afluyente nos ensaios 1 e 2.....	60
TABELA 3.	Características dos ciclos operacionais utilizados no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 2, 3 e 4.....	63
TABELA 4.	Exames e determinações, freqüência e fontes das metodologias utilizadas.....	64
TABELA 5.	Valores médios das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar (em °C), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	70
TABELA 6.	Características químicas e físico-químicas das águas residuárias geradas no beneficiamento de café por via úmida.....	72
TABELA 7.	Valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e Teste F da DQO total, dissolvida e devido a fração de sólidos suspensos do afluyente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e lodo ativado, carga orgânica volumétrica (COV) em relação a DQO total, obtidos durante a operação do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	73
TABELA 8.	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 sistema de tratamento composto pelo reator UASB em dois estágios (R1 e R2) seguidos pelo pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	75

TABELA 9.	Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de SST, SSV e SSF no afluente e efluente dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	83
TABELA 10.	Valores médios de eficiência de remoção (E em %) de SST, SSV, SSF, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F obtidos durante a operação dos reatores UASB R1 e R2, no conjunto R1+R2, no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e no conjunto R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	85
TABELA 11.	Valores médios da concentração de fenóis totais (FT), coeficiente de variação (CV em %), teste F do afluente e efluentes dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2, e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e eficiência de remoção dos reatores R1 e R2, R1+R2, PT e no conjunto (R1+R2+PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	90
TABELA 12.	Valores médios de pH, ácidos voláteis totais (AVT); alcalinidade (total AT), intermediária (AI) e parcial (AP), coeficiente de variação (CV em %) e teste F, obtidos durante a operação dos reatores (UASB) em dois estágios (R1 e R2) e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	96
TABELA 13.	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficientes de variação (cv), taxa de carregamento do lodo (TCL) e teste F do lodo da manta do reator UASB (R1) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	102
TABELA 14.	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficientes de variação (cv), taxa de carregamento do lodo (TCL) e teste F do lodo da manta do reator UASB (R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	103
TABELA 15.	Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficientes de variação (cv), taxa de carregamento do lodo (TCL) e teste F do lodo da manta do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.....	104

TABELA 16.	Valores médios, teste F, coeficiente de variação (CV em %) da porcentagem de metano no biogás, das produções diárias de biogás, volumétrica e específica de metano obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores UASB em dois estágios, reatores R1 e R2 e conjunto de reatores (R1+R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	107
TABELA 17.	Estimativas das percentagens da DQO total afluenta e removida convertidas em metano (CH_4) e da relação entre a produção diária de metano medida (expressa em $\text{g DQO-CH}_4 \text{ d}^{-1}$) e a DQO dissolvida a partir das médias diárias de DQO afluenta, removida e na forma de metano nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores (R1+R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	111
TABELA 18.	Valores médios, teste F, coeficientes de variação (CV em %) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK em mg L^{-1}), nitrogênio amoniacal (N-am. em mg L^{-1}) e nitrogênio orgânico (N-org. em mg L^{-1}), no afluenta e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	113
TABELA 19.	Eficiência de remoção de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio amoniacal (N amon.) nos reatores UASB R1 e R2, no conjunto (R1+R2), no sistema de pós-tratamento (PT) e no conjunto (R1+R2+PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	113
TABELA 20.	Valores médios, teste F, coeficiente de variação da concentração (CV em %) de fósforo total (P-total em mg L^{-1}), no afluenta e efluentes dos reatores UASB R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e eficiência de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento UASB R1 e R2, R1+R2, PT e R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.....	117

TABELA 21.

Valores médios e coeficientes de variação das concentrações de cálcio (Ca), magnésio (Mg), sódio (Na) e potássio (K) do afluente e efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores UASB em dois estágios, nos ensaios 1, 2, e 3..... 122

TABELA 22. Valores médios, coeficientes de variação e Teste F das concentrações de Ferro (Fe), Zinco (Zn), Níquel (Ni), Cobre (Cu) e Manganês (Mn) no afluente e efluentes dos reatores UASB e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado, eficiências de remoção (E) obtidas durante a operação do sistema de tratamento UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento (PT), durante os ensaios 1, 2 e 3..... 124

TABELA 23. Valores das concentrações de NTK, P-total, Ca, Mg, Na, K, Fe, Zn, Ni, Cu e Mn na massa seca de lodo sedimentado coletado no ponto intermediário dos reatores UASB (R1 e R2) e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) no final dos ensaios 1, 2, 3 e 4..... 127

TABELA 24. Frequência de microrganismos observada na manta de lodo dos reatores UASB R1, R2 e PT nos ensaios 3 e 4..... 138

LISTA DE ABREVIATURAS SIGLAS E SÍMBOLOS

ANAMMOX[®] – Anaerobic Ammonium Oxidation

ABR - Anaerobic baffled reactor (reator anaeróbio compartimentado)

A/M – Relação alimento / microrganismo

AI - Alcalinidade intermediária (mg L^{-1})

AP - Alcalinidade parcial (mg L^{-1})

APHA – American Public Health Association

ARC - Água residuária da cafeicultura

AT - Alcalinidade total (mg L^{-1})

AVT - Ácidos voláteis totais ($\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$)

AWWA – American Water Works Association

CHV - Carga hidráulica volumétrica $\text{m}^3 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$

CNTP - Condições normais de temperatura e pressão (0°C , 1 atm)

COV - Carga orgânica volumétrica $\text{kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$

d - dias

DQO - Demanda química de oxigênio (mg L^{-1})

DQO diss. - Demanda química de oxigênio da fração dissolvida (mg L^{-1})

DQOss - Demanda química de oxigênio devido à concentração de sólidos suspensos (mg L^{-1})

EPA – Environmental Protection Agency

FT - Fenóis totais (mg L^{-1})

NTK - Nitrogênio total kjeldahl (mg L^{-1})

N-org. - Nitrogênio orgânico (mg L^{-1})

N-amon. - Nitrogênio amoniacal (mg L^{-1})

OD - Oxigênio dissolvido

pH - Potencial hidrogeniônico

PT - Pós-tratamento

P-total - Fósforo total (mg L^{-1})

RSBAn - Reatores seqüências em batelada anaeróbios

RBS - Reator em batelada seqüencial

SST - Sólidos suspensos totais (mg L^{-1})

SSV - Sólidos suspensos voláteis (mg L^{-1})

SS - Sólidos suspensos (mg L^{-1})

ST - Sólidos totais (mg L^{-1})

SV - Sólidos voláteis (mg L^{-1})

TCL - Taxa de carregamento do lodo ($\text{kg DQO/kg SVT d}^{-1}$)

TDH - Tempo de detenção hidráulica (h)

UASB - Up-flow anaerobic sludge blanket (reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo)

REATORES UASB EM DOIS ESTÁGIOS SEGUIDOS DE LODOS ATIVADOS EM BATELADA PARA O TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO BENEFICIAMENTO DE CAFÉ POR VIA ÚMIDA.

RESUMO: Neste trabalho avaliou-se o desempenho do tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB), em dois estágios em escala de bancada, seguidos de um sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) em batelada alimentada. O primeiro reator UASB (R1) foi submetido a tempo de detenção hidráulica (TDH) de 6,2 e 3,1 d e a cargas orgânicas volumétricas (COV) de 2,26; 4,64; 2,67 e 6,85 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), e o segundo (R2) a TDH de 3,1 e 1,5 d e COV de 0,4; 2,4; 18,7 e 3,38 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$). Os valores médios de DQO total do afluente variaram de 13.891 a 28.602 mg L^{-1} e as eficiências médias de remoção de DQO total variaram de 96 a 97%, respectivamente, nos reatores UASB e PT. O teor médio de metano no biogás variou de 76 a 81%, no R1 e de 69 a 79% no R2. A produção volumétrica máxima de metano de 0,322 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{reator d})^{-1}$ foi obtida com COV de 4,5 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) e TDH de 6,2 d no R1. Os valores médios de pH variaram de 7,2 a 7,6 e de 7,2 a 7,8 nos efluentes do R1 e R2. As concentrações médias de ácidos voláteis totais nos efluentes do R1 e R2 variaram de 103 a 1944 e 124 a 1132 $\text{mg de CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ com o aumento da COV. As concentrações médias de fenóis totais no afluente variaram de 48 a 186 mg L^{-1} e as eficiências médias de remoção nos reatores UASB (R1+R2) variaram de 83 a 92%, respectivamente, e aumentaram para 89 e 95% com o pós-tratamento com lodo ativado. As eficiências médias de remoção de nitrogênio e fósforo total variaram de 57 a 80% e de 44 a 58%, respectivamente, nos reatores UASB em dois estágios e aumentaram para 82 e 82% com a inclusão do pós-tratamento. O sistema de tratamento composto pelos reatores UASB R1 e R2 apresentou estabilidade em todas as condições de operação á que foram submetidos, permitindo a obtenção de elevados valores de eficiência de remoção de DQO, sólidos suspensos, nitrogênio total, fósforo total, metais e fenóis.

O uso do sistema de pós-tratamento com lodos ativados foi de grande importância para o polimento do efluente do sistema UASB, promovendo assim um aumento significativo nas eficiências de remoção de matéria orgânica, nutrientes e metais. O lodo de inóculo presente nos reatores R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento (PT) apresentou elevada diversidade em sua microbiota, sendo as bactérias *Methanosaeta sp.* predominantes.

PALAVRAS-CHAVE: águas residuárias de café despolpado, digestão anaeróbia, fósforo, *Methanosaeta sp.*, nitrogênio, fenóis, .

UASB REACTORS IN TWO STAGES FOLLOWED BY ACTIVATED SLUDGE ON THE TREATMENT OF COFFEE PROCESSING WASTEWATER

ABSTRACT: In this work it was evaluated the efficiency of the up-flow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors in two stages, in bench scale, followed by activated sludge treating coffee cherry pulping wastewater, submitted to hydraulic detention time (HDT) of 6.2 and 3.1 d in the first reactor (R1) and organic loading rate (OLR) ranging of 2.26, 4.64, 2.67 and 6.85 kg_{totalCOD} (m³ d)⁻¹, and the second reactor (R2) submitted to HDT of 3.1 and 1.55 d with OLR of 0.4, 2.4, 1.87 and 3.38 kg_{totalCOD} (m³ d)⁻¹. The average value of the total COD influent was ranged from 13.891 to 28.602 mg L⁻¹ and the average value of removal efficiencies of the total COD ranged from 96 to 97%, respectively, in the system of treatment with the UASB reactors in two stages. The content of methane in the biogas varied from 76 to 81% in the R1 and from 69 to 79% in the R2. The maximum volumetric methane production of 0.322 m³ CH₄ (m³ reactor d)⁻¹ was obtained with OLR of 4.64 kg_{totalCOD} (m³ reactor d)⁻¹ and HDT of 6.2 d in the R1. The average values of pH ranged from 6.9 to 7.6 and 7.2 to 7.8 in the effluents of R1 and R2. The average total volatile acids concentrations of the effluents of the reactors UASB ranged from 103 to 1944 and 124 to 1132 mg of CH₃COOH L⁻¹ due to the increase of OLR. The average values of the total phenols of influent ranged of 47.8 to 186.5 mg L⁻¹ and the average removal efficiencies ranged from 83 to 92% in the UASB reactors and with the start-up of the post-treatment system by activated sludge it was increased to 95%. The average value of the removal efficiencies of nitrogen and total phosphorus ranged from 57 to 80% and 44 to 58%, respectively in the UASB reactors and it was increased to 96 and 82% with the start-up of the post-treatment. The treatment system composed by the reactors UASB R1 and R2 presented stability in all of the operation conditions that they were submitted, obtaining high values of removal efficiency of COD, suspended solids, total nitrogen, total phosphorus, metals and phenols.

The use of the post-treatment system with activated sludge was of great importance in the polishing of the UASB effluents, promoting a significant increase in the removal efficiencies of organic matter, nutrients, metals and phenols. The inoculum sludge in the reactors R1 and R2 showed high diversity of microbiology and the *Methanosaeta sp.* was predominant.

KEYWORDS: anaerobic digestion, coffee pulping wastewater, *Methanosaeta sp.*, nitrogen, phosphorus, phenols,

I. INTRODUÇÃO

Vários processos agroindustriais e agropecuários fazem uso da água, algumas vezes como matéria prima, outras para a manutenção dos processos ou para usos menos nobres, como a lavagem de produtos e equipamentos, e/ou, ainda para transporte de resíduos e dejetos.

Um dos processos agroindustriais que vem se destacando há tempos no consumo de água e na geração de resíduos sólidos e líquidos é o descascamento e despulpamento dos grãos de café, conhecido como processamento por via úmida, do qual originam-se os cafés despulpados, desmucilados e cereja descascados. O preparo do café despulpado e desmucilado consiste na retirada da casca e mucilagem do fruto maduro, sendo necessário em média 4 litros de água para cada litro de café lavado e despulpado (PEREIRA et al. 2002). 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 produtos cujo valor cresce consideravelmente com a melhoria da qualidade. As estimativas para a safra 2011 são de aproximadamente 44 milhões de sacas de 60 kg. A qualidade final do produto, bem como a viabilidade econômica da cafeicultura, está fortemente relacionada com as técnicas corretas e manejo racional dos sistemas de processamento (CONAB, 2011).

Estimativas da CECAFÉ (Conselho dos Exportadores de Café do Brasil) indicam que entre 2006 e 2010, o volume de exportação deste tipo de grão dobrou de 1,9 milhões para 3,9 milhões de sacas de 60 kg. O mercado de grãos especiais corresponde a 20% da safra mundial de café, e dentro desta parcela, 20% é de produção brasileira (CECAFÉ, 2011).

Nas regiões produtoras de café despulpado e desmucilado, o destino destes efluentes tem se tornado um grande problema ambiental, havendo demanda por sistemas simplificados de tratamento de resíduos, com baixo custo de implantação e operação (MATOS e LO MONACO, 2003). Em virtude do grande consumo de água e introdução de matéria orgânica e nutrientes, estas acabam por adquirir um alto poder poluidor e se não tratadas adequadamente e lançadas em corpos d'água podem ocasionar a morte dos organismos aquáticos devido ao alto consumo de

oxigênio, a contaminação por compostos orgânicos tóxicos como o fenol e a eutrofização em virtude das altas concentrações de nitrogênio.

Para o tratamento destas águas residuárias a tecnologia dos reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) pode ser altamente eficiente na remoção das elevadas cargas orgânicas, de sólidos e compostos orgânicos tóxicos e na produção de metano para uso na secagem do café, conforme foi observado por LUIZ et al. (2004), SILVA e CAMPOS (2005), BRUNO e OLIVEIRA (2008), PRADO e CAMPOS (2008), PRADO et al. (2010). No entanto, alguns parâmetros de controle ainda não atendem aos limites estabelecidos pela Resolução 357 do CONAMA (BRASIL, 2005) para o lançamento em corpos de água necessitando de aprimoramento do sistema de tratamento.

O processo anaeróbio em dois estágios consiste em dois reatores em série, o primeiro principalmente para retenção e hidrólise parcial da matéria orgânica particulada e outro para complementar a digestão dos compostos solúveis do afluente e dos formados no primeiro reator. Além disso, têm sido observadas importantes contribuições na remoção de N, P e coliformes em reatores anaeróbios, em dois estágios ou em série, conforme observado por BRUNO (2011), ABREU NETO e OLIVEIRA (2009), SANTANA (2008), DUDA e OLIVEIRA (2007). Mesmo assim, em geral os reatores anaeróbios, não produzem efluentes que se enquadrem completamente nos padrões da legislação ambiental brasileira (CHERNICHARO, 2006), sendo necessário o uso de um sistema de pós-tratamento para o polimento destes efluentes. O uso de sistemas de pós-tratamento com lodos ativados tem se mostrado uma alternativa viável para melhorar a qualidade dos efluentes de reatores anaeróbios.

Os sistemas de lodos ativados são amplamente utilizados em escala mundial, para o tratamento de águas residuárias domésticas e industriais, em situações em que uma elevada qualidade do efluente é necessária e a disponibilidade de área é limitada. No entanto, os sistemas de lodos ativados incluem um índice de mecanização superior ao de outros sistemas de tratamento, implicando em operação mais sofisticada. Outras desvantagens são o consumo de energia elétrica para aeração e a maior produção de lodo (VON SPERLING, 1996).

Contudo, podem atender com segurança situações nas quais a qualidade do efluente e o seu lançamento em corpos receptores sejam prioritários.

Portanto, o objetivo deste trabalho foi avaliar o desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, com DQO total do afluente variando de 8.960 a 36.520 mg L⁻¹, variando-se a carga orgânica volumétrica (COV) e o tempo de detenção hidráulica (TDH), e a inclusão de um sistema de pós-tratamento com lodos ativados em batelada alimentada, para o polimento do efluente anaeróbio visando a remoção de DQO, sólidos suspensos, fenóis e nutrientes (N e P).

Avaliar a produção de biogás e a diversidade da microbiota presente no lodo de inóculo, utilizado nos reatores UASB R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento (PT).

II. REVISÃO DE LITERATURA

2.1 Café no Brasil

A safra de café do Brasil (2011/12) foi estimada entre 41,9 e 44,73 milhões de sacas de 60 kg do produto beneficiado, segundo a Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB, 2011). A área total plantada estimada em 11/12 é de 2,28 milhões de hectares. Minas Gerais, o maior produtor nacional de café arábica, deverá produzir entre 21 e 22,5 milhões de sacas, segundo a Conab. A produção de café em 2011 representa o ano de baixa bienalidade. As condições climáticas são uma das variáveis observadas que estão contribuindo para que esta safra brasileira seja a de maior produção, quando considerados os anos de baixa bienalidade, superando o volume obtido em 2009, quando a produção atingiu 39,47 milhões de sacas. A Figura 1 apresenta o percentual de contribuição de cada estado produtor na safra 2011/2012.

Em determinadas regiões de Minas Gerais a adoção de medidas técnicas tem influenciado a inversão da bienalidade, ou seja, a redução da oscilação da produção de uma safra para outra. Pode-se destacar a adoção, de forma sistemática, de manejo diferenciado com diversos tipos de poda, novos tipos de manejo e renovação gradual das lavouras, o que tem minimizado a sazonalidade das safras de café.

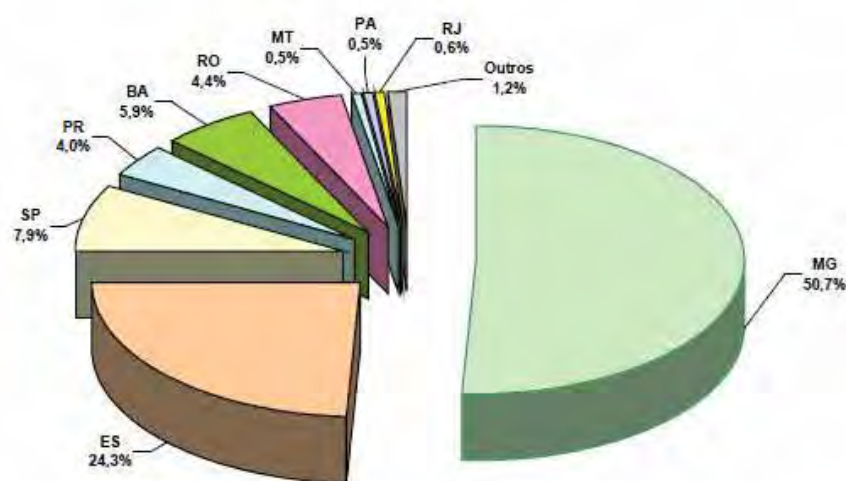


FIGURA 1. Percentual de contribuição dos estados produtores de café para a safra 2011/2012.

Em determinadas regiões de Minas Gerais a adoção de medidas técnicas tem influenciado a inversão da bienalidade, ou seja, a redução da oscilação da produção de uma safra para outra. Pode-se destacar a adoção, de forma sistemática, de manejo diferenciado com diversos tipos de poda, novos tipos de manejo e renovação gradual das lavouras, o que tem minimizado a sazonalidade das safras de café.

2.2 Beneficiamento do café por via úmida.

O consumo de água tanto nas indústrias, como em propriedades rurais que praticam algum tipo de atividade agroindustrial vem aumentando acentuadamente ao longo dos anos, assim também como a geração de resíduos sólidos e líquidos, os quais devem receber tratamento adequado para que possam ser dispostos de maneira a não afetar a qualidade do meio ambiente.

Em muitos casos a qualidade da água que retorna ao ambiente é extremamente inferior aquela de origem, comprometendo diretamente a qualidade de vida dos seres vivos que fazem uso da mesma para sua sobrevivência. O consumo descontrolado de água muitas vezes ocasiona a falta da mesma, obrigando indústrias e até mesmo proprietários de agroindústrias a fazerem o reuso da mesma, evitando assim a interrupção do processo de produção.

O processamento dos frutos do cafeeiro por via úmida é considerado uma atividade agroindustrial que vem se destacando no consumo de água e na geração de resíduos sólidos e líquidos de alta carga poluidora e tóxica.

Enquanto o café processado por via seca utiliza água apenas nos lavadores para separação de impurezas, contribuindo com uma pequena porcentagem na geração de efluentes o despulpamento por via úmida gera uma grande quantidade de efluente líquido e elevada carga poluidora, ou seja, 4 litros de água residuária por litro de café lavado (LO MONACO et al. 2003)

Do peso total de um grão de café maduro do tipo “cereja”, 43% representa a polpa, da qual 77% é constituída por água, a mucilagem constitui cerca de 11% do peso do grão, e é constituída por 84% de umidade, (BOMBARDIERE, 2006).

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).

No processamento por via úmida tradicional, são gerados, aproximadamente, 3 toneladas de subprodutos e são requeridas 4 m³ de água para produzir 1 tonelada de grãos processados (DELGADO e BAROIS, 1999). Segundo MATOS et al. (2001), o consumo de água no descascamento/despulpamento 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 água residuária da cafeicultura (ARC), com custos razoáveis, a quantidade de água limpa consumida no processo deve ser minimizada. Com isso, muitos produtores têm feito a recirculação da água de lavagem e despulpa dos frutos do cafeeiro, o que faz reduzir o consumo para aproximadamente 1 litro de água para cada litro de fruto processado, entretanto no processo com recirculação da água ocorre um expressivo aumento da concentração de material suspenso e em solução, podendo comprometer a qualidade final do produto (LO MONACO et al. 2003).

As águas residuárias da cafeicultura devido às suas características químicas e físico-químicas, possuem um grande potencial para a produção de biogás, os quais podem variar significativamente. Segundo BOMBARDIERE (2006), a polpa fresca de café com 6% de sólidos em um biodigestor pode produzir até 1,3 m³/m³ reator, com teor de metano de 60%.

KIVAIISI e RUBINDAMAYUGI (1996), observaram que em 1 tonelada de sólidos provenientes da polpa de café, há potencial para gerar 730 m³ de biogás, e estima-se que o rendimento de biogás é de 252 m³ de biogás / tonelada de polpa fresca.

2.3 Características das águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida

Na Tabela 1 são apresentadas algumas características físicas e físico-químicas das águas residuárias provenientes da lavagem, descascamento e despulpamento dos frutos do cafeeiro.

TABELA 1. Características das águas residuárias provenientes do processamento dos frutos do cafeeiro por via úmida de acordo com diferentes autores.

Autor	Parâmetro					
	pH	DQO	SST	F _T	N _T	P _T
	mg L ⁻¹					
*BRUNO (2011)	3,9-4,3	13198-16002	1215-1579	97,4-105,2	221-232	15,5-19,0
*CAMPOS et al. (2010)	4,1-5,2	11796-20367	1090-6720	519-1284	99,9	66,3-789,5
SILVA et al. (2010)	5,3	92-484	507	33,3-37,6	35-70	0,12-0,25
SELVAMURUGAN et al. (2010)	3,8-4,1	6420-8480	2390-2820	-	125,8-173,2	4,4-6,8
FIA et al. (2010)	4,8-5,3	47071	-	127	228	30
BORGES et al. (2009)	6,5	1000	47	13,0	-	-
BRUNO e OLIVEIRA (2008)	4,2	15439-23041	2978-3590	80-97	350,0-438,6	13,4-16,5
PRADO e CAMPOS (2008)	4,4-7,8	235-7064	1090-6720	29,8-387,5	15,3-35,5	38,0-351,2
LUIZ (2007)	4,0-4,8	1000-5000	310-1701	92-211	119-241	15,5-19,0
LUIZ et al. (2004)	4,5-6,5	2921	1599	-	-	-
MATOS e LO MONACO (2003)	3,5-5,2	3430-8000	14000-18200	-	120-250	4,5-10
MENDOZA et al. (1998)	5,4	2480	50-90	-	-	-
**DINSDALE et al. (1996)	4,3-4,6	35900-40000	23900-27500	-	80-120	-

*ARDM: água residuária do despulpamento manual do café em coco, **ARCS: água residuária da produção de café solúvel, pH: potencial hidrogeniônico, DQO: demanda química de oxigênio, SST: sólidos suspensos totais, F_T: fenóis totais, N_T: nitrogênio total, P_T: fósforo total.

No Brasil, atualmente, tem sido mais empregado o despulpamento mecânico, o qual consiste na utilização de despulpadores mecânicos que são equipamentos verticais, de fluxo ascendente, os quais possuem um helicóide movimentando o grão de café em um cilindro canelado, com pequeno fluxo de água (150 a 200 L h⁻¹). Neste equipamento são retiradas de 80 a 90% da goma, o que facilita o trabalho de secagem. As águas residuárias provenientes deste processo de lavagem, descascamento e despulpamento dos frutos do cafeeiro, contêm uma grande quantidade de sólidos sedimentáveis, açúcares e outros materiais solúveis (PINTO, 2001).

No tratamento de águas residuárias do despolpamento manual do café em coco, BRUNO (2011) operando reatores anaeróbios horizontais, em série, um de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO (m³ d)⁻¹, obteve eficiências de remoção de DQO total no sistema variando de 43 a 97%.

Trabalhos realizados por FIA et al. (2010a) e FIA et al.(2010b) operando filtros anaeróbios com escoamento descendente (139,5 L) preenchidos com brita nº 2, com TDH variando de 10,2 a 10,4 h, COV de 1,91 a 4,89 kg DQO (m³ d)⁻¹ seguidos de 6 sistemas alagados construídos, no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro, diluída, e utilizando cal hidratada como corretivo de pH e com correção nutricional com uréia e superfosfato simples para se obter uma relação DBO/N/P de 100/5/1, DQO variando de 1856 a 2835 mg L⁻¹, ST de 388 a 904 mg L⁻¹, fenóis totais de 6,2 a 10,5 mg L⁻¹, obtiveram eficiência de remoção de DQO total variando de 33,6 a 60%, de sólidos totais de 13,1 a 16,7% e de fenóis totais de 29,5 a 41,1%.

Na operação de 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, FIA et al (2010c) utilizou como meio suporte para a imobilização da biomassa 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 variaram de 1000, 2500 e 4500 mg L⁻¹ e de 13, 19,7 e 42,7 mg L⁻¹, 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⁻¹ de compostos fenólicos e tempo de detenção hidráulico de 1,54 dias.

No tratamento de águas residuárias do processamento de café por via úmida, SELVAMURUGAN et al. (2010) operaram um reator anaeróbio de fluxo ascendente híbrido (19,25 L), com DQO total média afluente variando de 6420 a 8480 mg L⁻¹, e

aplicando COV de 7,01 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) e TDH de 24 h, obtiveram eficiência de remoção de 70% para DQO total.

No monitoramento de um reator anaeróbio híbrido (RAH), SILVA et al. (2010) tratando águas residuárias do processamento do café por via úmida utilizou mini-filtros 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^{-1} e as concentrações efluentes foram de 344, 159 e 90 mg L^{-1} , para os tempos de detenção hidráulico 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.

A avaliação da partida e o desempenho de um reator anaeróbio horizontal de leito fixo realizado por BORGES et al. (2009), no tratamento de águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro, preenchidos com cubos de espuma de poliuretano para imobilização da biomassa ativa, trabalhando sob carga orgânica volumétrica de 2,66 $\text{kg} (\text{m}^3 \text{d})^{-1}$ medida como DQO, proporcionou 49% em média de eficiência de remoção durante os 36 dias monitorados.

Em estudo sobre a produção de biogás proveniente do tratamento de águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida, PRADO et al. (2008) utilizou um sistema 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^{-1} , com valores mínimos e máximos de vazão afluente de 0,18 a 1,56 L.h^{-1} . A produção teórica de biogás foi de 0,545 a 0,602 $\text{m}^3.\text{kg}^{-1} \text{DBO}_5$ e porcentagem de metano no biogás foi de 48,6 a 68,14%.

No tratamento de águas residuárias do despulpamento de café por via úmida, LUIZ (2007) operando reator anaeróbio de leito fixo, 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.

NEVES et al. (2006) tratando águas residuárias da produção de café instantâneo com pH variando de 4,5 a 5, STD de 217 g kg^{-1} , DQO de 208 g kg^{-1} em frascos de 160 ml os quais foram mantidos sob condições de anaerobiose com o auxílio de um composto anaeróbio basal contendo cisteína/HCl, obtiveram produção de metano de $0,28 \text{ m}^3 \text{ kg}^{-1}$ de DQO removida e remoção de sólidos totais e DQO de 80 e 89%, respectivamente.

Operando um sistema de tratamento composto por reator UASB de 11,7 L, seguido por lagoa aerada facultativa, tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, com TDH de 69 h, COV de $0,59 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ e concentração de DQO de 3250 mg L^{-1} , SILVA e CAMPOS (2005) obtiveram eficiências de remoção de DQO de 78%.

Na avaliação da 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 realizado por BRASIL et al. (2003), foram obtidas eficiências de remoção de DBO, DQO e P-total de 90, 84,5 e 80%, respectivamente.

O tratamento das águas residuárias da lavagem e despolpa dos frutos do cafeeiro por escoamento superficial, em rampas cultivadas com aveia preta avaliado por MATOS et al. (2001), variando-se a declividade de 5 a 15% em rampas de 10 m de comprimento, com taxas de aplicação de $0,10 \text{ m}^3 (\text{h m})^{-1}$, de forma a se aplicar o equivalente a $250 \text{ kg (ha d)}^{-1}$ de DBO_5 , obtiveram eficiências de remoção de DQO e DBO_5 médias de 30 e 38,9%, respectivamente. Concluiu-se que para atingir 85% de remoção, baseado na legislação ambiental, 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_5 .

No tratamento das 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^{-1} , SST de 3611 mg L^{-1} , P-total de $14,5 \text{ mg L}^{-1}$ e pH de 5,1, GONÇALVES et al. (2000) 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.

Utilizando reator UASB para o tratamento das águas residuárias da produção de café instantâneo, DINSDALE et al. (1997) removeram, ao aplicar COV de 5 kg (m³ d)⁻¹ de DQO e TDH de 48 h, 78% da DQO em condições mesofílicas e 70% em condições termofílicas.

Operando reatores anaeróbios de 5 L, com COV de 1,3 kg DQO (m³ d)⁻¹, tratando águas residuárias da produção de café instantâneo contendo grãos de café, com concentração de DQO total de 35900 mg L⁻¹ e SSV de 23,1 g L⁻¹, DINSDALE et al. (1996) obtiveram eficiências de remoção de SSV e DQO de 58 e 60%, respectivamente.

As águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida em alguns casos podem ser utilizadas na irrigação das mudas do cafeeiro, na proporção de 25% de ARC e 75% de água comum, (MELO, 2009).

2.4 Metabolismo anaeróbio

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico complexo, composto por várias reações seqüenciais, cada uma com a sua população de microrganismos específica. A eficiência do processo anaeróbio depende, portanto, das interações entre as diversas espécies de microrganismos, com diferentes capacidades degradativas. Os intermediários metabólicos de um grupo de microrganismos podem servir como fonte de energia e nutrientes para o crescimento de outras espécies (VAZOLLER, 2002).

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

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

Segundo MAHMOUD et al. (2003), a velocidade da conversão anaeróbia de matéria orgânica complexa é, na maioria dos casos, limitada pela etapa de hidrólise.

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

Na acidogênese, os compostos dissolvidos gerados na hidrólise são absorvidos nas células das bactérias fermentativas e excretados como substâncias orgânicas simples, tais como os ácidos graxos voláteis (acético, propiônico e butírico), álcoois, ácido láctico e compostos simples (CO_2 , H_2 , NH_3 , H_2S etc.). Esses ficam disponíveis para as bactérias acetogênicas. As bactérias acidogênicas atuam logo na sequência da hidrólise do material orgânico em suspensão, são as que mais se beneficiam energeticamente, e as que têm as maiores velocidades de crescimento do consórcio, sendo afetadas apenas por uma eventual limitação da etapa da hidrólise (AQUINO e CHERNICHARO, 2005).

Na acetogênese, ocorre a conversão dos produtos da acidogênese em compostos que formam os substratos para a produção de metano. As bactérias sintróficas (ou acetogênicas) convertem os compostos intermediários (como butirato e propionato) em acetato, dióxido de carbono e hidrogênio, (Figura 2). Estas reações ocorrem naturalmente nos reatores anaeróbios em virtude da interação entre algumas espécies do consórcio (AQUINO e CHERNICHARO, 2005).

A produção de metano envolvendo o sistema ácido acético/acetato é responsável por cerca de 75% do biogás produzido, e o restante é via dióxido de carbono e hidrogênio. O biogás consiste de um gás rico em metano, é combustível, com valores de energia típica que varia na faixa de 21 a 28 MJ/m^3 . O metano tem uma faixa de explosão de 5 a 15% por volume e densidade de 0,72 kg/m^3 a 20°C. Para o hidrogênio, as mesmas propriedades situam-se entre 4 a 74% e 0,09 kg/m^3 , a 20°C. O dióxido de carbono tem densidade igual a 1,97 kg/m^3 , a 20°C. O poder calorífico típico do biogás, com 60% de CH_4 e 40% de CO_2 , varia de 5,5 a 6,5 kw/m^3 .

Isto torna sua produção atrativa como meio de geração de energia renovável (EVANS e FURLONG, 2003).

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

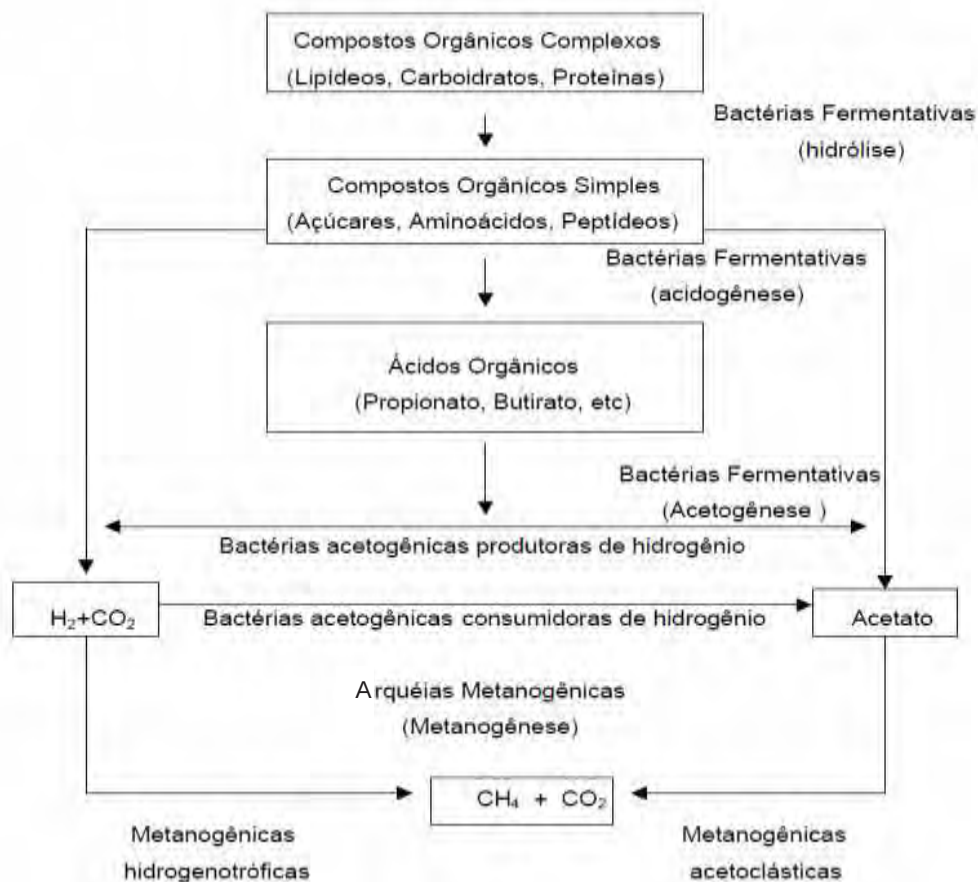


FIGURA 2. Passos metabólicos e grupos microbianos envolvidos no processo de biodigestão anaeróbia.
(Fonte: adaptado de CHERNICHARO, 1997).

Além dos processos fermentativos que levam à produção de biogás, podem se desenvolver outros processos no reator anaeróbio. Neste não se encontra oxigênio dissolvido, mas pode haver presença de oxidantes alternativos, que permitem o desenvolvimento de bactérias que usam o catabolismo oxidativo. Estes oxidantes são o nitrato e o sulfato. O nitrato pode ser usado como oxidante, sendo

reduzido para o nitrogênio molecular em processo denominado desnitrificação, e o sulfato pode ser reduzido para sulfetos (CAMPOS, 1990).

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

2.5 Fatores que interferem na digestão anaeróbia

Os principais fatores que influenciam o desempenho da digestão anaeróbia são: a temperatura, o pH, a alcalinidade e a presença de nutrientes. Outros fatores como a capacidade de assimilação de cargas tóxicas, transferência de massa, sobrecargas hidráulicas e a atividade metanogênica, também desempenham um papel importante no processo (CAMPOS, 1990; ROSÁRIO, 2007).

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). Em 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, 1990).

Segundo ROSÁRIO (2007), para uma velocidade maior na digestão anaeróbia e uma maior eficiência de tratamento, deve-se optar pela digestão termófila. Tal faixa de temperatura também remove mais patógenos e propicia a formação de um lodo que é facilmente desidratado.

De acordo com CHERNICHARO (2007), a formação microbiana do metano pode ocorrer numa faixa bastante ampla de temperatura (0 a 97 °C), mas dois níveis ótimos de temperatura tem sido associados à digestão anaeróbia, um na faixa mesofílica (30 a 35 °C) e outro na faixa termofílica (50 a 55 °C). Segundo NOYOLA et al. (2007) a utilização do processo anaeróbio em duas etapas, termofílica e mesofílica, permite associar as vantagens individuais da fase termofílica, que propicia maior destruição de patógenos às da fase mesofílica, que reduz a concentração de ácidos graxos voláteis.

Nitrogênio e fósforo são nutrientes essenciais para todos os processos biológicos, e para que se tenham boas condições de operação são necessárias quantidades mínimas de nutrientes para os microrganismos. A quantidade de nitrogênio e fósforo, em relação à matéria orgânica presente, depende da eficiência dos microrganismos em obter energia para síntese, a partir das reações bioquímicas de oxidação do substrato orgânico. A baixa velocidade de crescimento dos microrganismos anaeróbios, comparados aos aeróbios, resulta em menor requisito nutricional (CAMPOS, 1990).

Admite-se que a relação DQO:N:P de 500:5:1 é suficiente para atender às necessidades de macronutrientes dos microrganismos anaeróbios. Além de nitrogênio e fósforo, o enxofre é também considerado um dos nutrientes essenciais para a metanogênese, em concentrações iguais ou levemente superiores as de fósforo. Dentre os micronutrientes considerados essenciais, destacam-se o ferro, o cobalto, o níquel e o zinco (CHERNICHARO, 2007).

As arqueas metanogênicas são consideradas sensíveis ao pH, isto é, segundo CAMPOS (1990) e CHERNICHARO (2007), o crescimento ótimo ocorre em faixa relativamente estreita de pH, e consideram que o reator deve ser operado em pH entre 6,5 e 8,2. Compostos como CO₂ e ácidos graxos voláteis de cadeia curta, tendem a abaixar o pH, enquanto cátions geradores de alcalinidade, como íons de nitrogênio amoniacal provenientes da degradação de proteínas e o sódio originado da degradação de sabão, aumentam a alcalinidade e o pH.

Segundo CHERNICHARO (2007), na faixa de pH entre 6,0 e 7,5 a capacidade de tamponamento do sistema anaeróbio é quase que completamente dependente do sistema gás carbônico/alcalinidade, o qual, em equilíbrio com a

dissociação do ácido carbônico, tende a regular a concentração do íon hidrogênio. Como resultado da reação da alcalinidade com ácidos graxos voláteis produzidos no sistema, a alcalinidade bicarbonato é convertida em alcalinidade de ácidos voláteis, porque estes são mais fortes que os bicarbonatos e, todavia, a capacidade de tamponamento da alcalinidade dos ácidos voláteis ocorre na faixa de pH entre 3,75 e 5,75 (CHERNICHARO, 2007).

A sensibilidade dos processos anaeróbios a cargas tóxicas depende, significativamente, do parâmetro operacional tempo de retenção celular ou idade do lodo. Quanto maior o tempo de retenção celular, maior é a capacidade do reator de assimilar cargas tóxicas, e para reatores anaeróbios operados à temperatura ambiente, na faixa de 20 a 30 °C, é aconselhável que o tempo de retenção celular seja da ordem de 50 dias ou mais (CAMPOS, 1990).

Segundo ROSÁRIO (2007), dentre as substâncias que podem ser tóxicas ao processo anaeróbio podemos citar os ácidos voláteis, a amônia, o nitrato, os cianetos, os fenóis, os metais pesados, os metais alcalinos e alcalinos terrosos, o oxigênio, os sulfetos e os surfactantes.

Os ácidos voláteis podem se acumular nos digestores anaeróbios devido à sobrecarga orgânica, hidráulica e tóxica, ou por variações bruscas de pH e temperatura. Tais compostos não serão tóxicos ao processo caso a concentração permaneça entre 6.000 e 8.000 mg L⁻¹ e o pH próximo ao neutro (ROSÁRIO, 2007).

A amônia, fonte de nitrogênio para os microrganismos, é formada no tratamento anaeróbio pela degradação de resíduos com proteínas e/ou uréia. Por ter efeito tóxico às arqueas metanogênicas, a concentração a amônia livre não pode ser superior a 150 mg L⁻¹ (CHERNICHARO, 2007).

O nitrato ao ser incorporado em um digestor anaeróbio pode ser transformado em nitrogênio molecular (N₂), devido à desnitrificação. Caso haja 10 mg L⁻¹ de nitrogênio no digestor não haverá problemas, mas se este valor chegar a 50 mg L⁻¹ ocorrerá inibição da metanogênese (ROSÁRIO, 2007).

Segundo ROSÁRIO (2007), concentrações de cianeto na faixa de 20 a 40 mg L⁻¹ não causam qualquer problema na produção de metano, mas se este valor chegar a 750 mg L⁻¹ provocará severa inibição do processo. Dependendo de sua concentração, o fenol pode provocar os seguintes efeitos em sistemas biológicos de

tratamento por lodo ativado: redução na remoção de DQO e DBO, inibição da nitrificação, dificuldades na separação dos sólidos e modificação das propriedades de compactação do lodo (BITTON, 1994).

Nas águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro, os compostos fenólicos têm sido motivo de maior preocupação, visto que esses compostos são tóxicos e causam graves problemas ao meio ambiente e à saúde humana, além de dificultar o processo biológico de tratamento de águas residuárias. Esses compostos também estão presentes em diversos tipos de águas residuárias, como as das indústrias farmacêuticas, têxteis e vinícolas, do processamento da madeira para fabricação de papel, das refinarias de petróleo, de curtumes, do processamento do óleo de oliva e as do beneficiamento da castanha de caju (RODRIGUES, 2006). Também, os fenóis são efetivamente degradáveis em reatores anaeróbios com idade do lodo superior a 40 dias, contudo, caso a concentração do mesmo esteja acima de 700 mg L^{-1} , pode ocorrer inibição.

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 baixas, como as de 10 mg L^{-1} .

A degradação de fenol a metano e gás carbônico, em um ambiente anaeróbio, ocorre por meio de um esforço entre os microrganismos metabolizadores de fenol, utilizadores de hidrogênio e metanogênicos acetotróficos (SANCINETTI et al. 2003).

Segundo KOBAYASHI et al. (1998), os autores constataram que o fenol foi biodegradado sob condições anaeróbias, mas necessitou de doses de peptona como co-substrato para as bactérias anaeróbias. O primeiro passo proposto para a degradação anaeróbia do fenol é sua conversão à benzoato (KOBAYASHI et al. 1989). Este é então dearomatizado para formar ácido carboxílico ciclohexano, e em seguida a estrutura do anel é rompida formando heptanoato. O heptanoato é então fragmentado para formar acetato. A conversão do fenol à benzoato demonstra ser o fator limitante no processo de degradação do fenol (FANG et al. 2004).

Operando reator UASB de 4 L, com TDH de 15 h e COV de $2 \text{ Kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ tratando águas residuárias da produção de petróleo leve, com concentrações de

fenóis totais variando de 14,6 a 28,4 mg L⁻¹, RINCÓN et al. (2002) obtiveram eficiências de remoção de 60%.

Na operação de um reator UASB de 10 L tratando água residuária sintética contendo fenol com concentração média de fenol de 420 mg L⁻¹ e TDH de 6 h, COV variando de 3,9 a 4,1 g DQO (L d)⁻¹, e suplementada com N e P, HUSSAIN et al. (2008) obtiveram eficiência média de remoção de fenol de 90%.

A toxicidade pelo sulfeto é um problema potencial no tratamento anaeróbio, primeiramente devido à redução biológica dos sulfatos e outros compostos orgânicos contendo enxofre, como também pela degradação anaeróbia de compostos ricos em proteína. A inibição pelo sulfeto é fortemente dependente do pH e a maior ou menor presença de sulfetos na fase gasosa dependerá da produção de gases no sistema. Quanto maior for a produção de metano no reator, maior será a quantidade de sulfetos na forma gasosa retirada da fase líquida. Dessa forma, segundo CHERNICHARO (2007), a toxicidade do sulfeto de hidrogênio (H₂S) decrescerá com o aumento da concentração de DQO do afluente, sendo geralmente assumido que, para uma relação DQO/SO₄⁻² maior que 10, não ocorrerão problemas de toxicidade no reator anaeróbio.

Os surfactantes, agentes ativos dos detergentes, não se degradam adequadamente nos reatores anaeróbios e em concentrações de 600 a 900 mg L⁻¹ podem vir a inibir a digestão (ROSÁRIO, 2007).

Pequenas concentrações de cobre, zinco e níquel são muito tóxicas à digestão anaeróbia, entretanto, se estes metais estiverem na forma de sulfetos e carbonatos, serão insolúveis e precipitarão, não inibindo o processo de digestão. Sais de sódio, potássio, cálcio e magnésio, que são metais alcalinos e alcalinos terrosos, quando em pequenas quantidades não interferem na digestão anaeróbia, podendo vir a estimular o processo (CHERNICHARO, 2007).

2.6 Reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo (UASB)

A digestão anaeróbia utilizando reatores UASB tem potencial de aplicação para muitos resíduos. Além disso, os reatores UASB oferecem muitas vantagens, tais como: taxas de carregamento maiores que aquelas admitidas pelos sistemas de

mistura completa, implicando em volumes necessários de reator bem menores; não necessita de mistura artificial, uma operação difícil e dispendiosa; e não necessita de tanque de sedimentação (LETTINGA et al. 1980).

A utilização de reatores UASB para tratar, principalmente, águas residuárias solúveis tem sido suficientemente demonstrada, tanto em escala piloto quanto em escala real. Diante disto, vários pesquisadores têm destacado a necessidade de trabalhos com reatores UASB para tratamento de águas residuárias complexas, inclusive no que diz respeito ao conteúdo de sólidos suspensos, os quais prejudicam o desenvolvimento e manutenção das características granulares do lodo. Assim como outras configurações de reatores anaeróbios, o reator UASB também está sujeito a limitações relacionadas à concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente, as quais variam de 500 a 1000 mg L⁻¹. Posteriormente, foram apresentadas recomendações de 6000 a 8000 mg L⁻¹ de SST (LETTINGA et al. 1980, LETTINGA e HULSHOFF-POL, 1991, LETTINGA, 1996).

Nestas condições, o processo metanogênico é limitado pela taxa de hidrólise dos sólidos orgânicos. Isto tem maior importância no tratamento anaeróbio de resíduos sólidos, esterco, lodos e águas residuárias com altas concentrações de sólidos suspensos, tais como o esgoto sanitário bruto (VAN LIER et al. 2001) e as águas residuárias de suinocultura (OLIVEIRA, 1997).

Para isso, podem ser esperados avanços no campo da utilização de sistemas de leito de lodo (UASB e outros) em estágios para o tratamento de águas residuárias específicas (VAN LIER et al. 2001). Assim, para tratar água residuária com alta participação de fração orgânica particulada pode ser vantajoso aplicar-se o processo anaeróbio em dois estágios (SEGHEZZO et al. 1998).

2.7 Sistemas de tratamento anaeróbio em dois estágios

Conforme VAN HAANDEL e LETTINGA (1994), o processo anaeróbio em dois estágios consiste em dois reatores ligados em série, sendo um para a hidrólise parcial da matéria orgânica particulada e o outro para digerir os compostos solúveis formados no primeiro reator. O primeiro reator hidrolítico, com velocidade ascensional relativamente baixa, deverá conter lodo floculento. A matéria orgânica particulada do afluente poderá ser adsorvida e parcialmente hidrolisada nos flocos,

sendo re-introduzida como compostos solúveis na fase líquida, os quais serão tratados no segundo reator. A eficiência de remoção de sólidos suspensos no primeiro reator será maior do que a remoção de matéria orgânica solúvel, sendo necessário a descarga periódica do excesso de lodo.

Como a idade do lodo neste tipo de reator permanecerá relativamente baixa, poderão ocorrer dificuldades para o crescimento das metanogênicas, reduzindo assim a metanogênese. A formação de ácidos pode diminuir o pH para valores abaixo do ótimo para as arqueias metanogênicas.

A separação dos estágios pode ser realizada visando à otimização do tempo de retenção celular, melhoria das condições ambientais e de nutrição, fornecimento de substratos específicos e melhoria do controle da toxicidade. Para se dividir os estágios deve se oferecer condições ideais para o crescimento separado, manter controle hidráulico no sistema (tempo de detenção hidráulica e recirculação), aplicar taxas de carregamento orgânico diferenciadas, além de outros cuidados.

Na operação de dois reatores UASB seguidos de pós-tratamento com reator em batelada seqüencial (RBS) no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com concentração de SST variando de 4427 a 16425 mg L⁻¹ e COV no primeiro estágio variando de 14,8 a 24,4 g DQO total (L d)⁻¹, OLIVEIRA e SANTANA (2011) obtiveram eficiências de remoção de DQO variando de 78 a 88% no conjunto de reatores UASB em dois estágios.

No tratamento das 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⁻¹, submetidos a diferentes TDH (96, 148 e 124 h) e COV de 3,1 a 5,76 kg DQO total (m³ d)⁻¹, BRUNO e OLIVEIRA (2008) obtiveram eficiência de remoção de 72 a 90% para o conjunto de reatores UASB em dois estágios.

Na avaliação do desempenho do processo anaeróbico em dois estágios composto por reator compartimentado (ABR) e UASB, instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 L e 120 L, respectivamente) tratando águas residuárias de suinocultura com concentrações médias de SST variando de 4591 a 13001 mg L⁻¹, e submetidos a TDH de 60 a 24 h no primeiro reator e de 13,6 a 5,4 h no segundo reator, ABREU NETO (2007) obteve eficiências médias de remoção de DQO total variaram de 69% a 88% no reator ABR e de 34 a 58% no reator UASB,

resultando em valores médios de 87 a 95% para o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios (ABR + UASB). A produção volumétrica máxima de $0,455 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$ ocorreu no ABR, com COV de $13,42 \text{ g DQO (L d)}^{-1}$ e TDH de 48 h. As eficiências médias de remoção de NTK, N-org e P-total, variaram de 51 a 71%; de 76 a 94% e de 39 a 61%, respectivamente, e de 62 a 95% para cobre, ferro, manganês e zinco. Houve remoção de coliformes totais e fecais acima de 91,9 a 99,7% porém, foram observados nos efluentes número de coliformes fecais acima de $1,5 \times 10^5 \text{ NMP/100 mL}$.

O tratamento de uma mistura de água residuária e resíduos sólidos da moagem de oliva para extração de óleo, foi avaliado por FEZZANI et al. (2010) utilizando digestores anaeróbios semi contínuos, em escala de bancada (18 L), em dois estágios com COV variando de $5,54 \text{ a } 14 \text{ g DQO L}^{-1}$, e TDH variando de 18 a 36 dias. A água residuária possuía pH de 4,9, DQO de 130 g L^{-1} , SST de 32 g L^{-1} , concentração de fenóis solúveis de $7,5 \text{ g L}^{-1}$ e concentração de nitrogênio de $1,25 \text{ g L}^{-1}$. As melhores eficiências de remoção de DQO e fenóis solúveis ocorreram com TDH de 24 dias e COV de $8,17 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, e foram de 82 e 78%, respectivamente.

No tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores seqüenciais em batelada anaeróbios (RSBAn) instalados em série, em escala piloto, com TDH de 96 h e COV de $4,43 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, DUDA (2006) obteve eficiências de remoção de DQO total e SST de 52,5 a 86,3% e 56,4 a 85,5%, respectivamente. A produção de metano variou de $0,628 \text{ a } 0,796 \text{ m}^3 (\text{m}^3 \text{ reator d)}^{-1}$.

Em estudos para avaliar o efeito do afluente (águas residuárias de suinocultura) com concentrações médias de SST em torno de 6000 mg L^{-1} (DQO variando de $7557 \text{ a } 11640 \text{ mg L}^{-1}$) no desempenho de processo anaeróbio em dois estágios composto por reator compartimentado (ABR) e UASB, instalados em série, em escala piloto (volumes de 530 L e 120 L, respectivamente), submetidos a tempos de retenção hidráulica (TDH) de 56 a 28 h no primeiro reator e de 13 a 6,5 h no segundo reator, FERNANDES e OLIVEIRA (2006) obtiveram eficiências médias de remoção de DQO total variaram de 71% a 88% no reator ABR e de 42 a 50% no reator UASB, resultando em valores médios de 87 a 95% no sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios. As concentrações de metano no biogás foram acima de

79% para os reatores ABR e UASB e as produções volumétricas de metano variaram de 0,150 a 1,766 $\text{m}^3 \text{CH}_4 (\text{m}^3 \text{ reator d})^{-1}$. Nas condições impostas ao sistema de tratamento anaeróbio observaram-se reduções de coliformes totais e fecais com valores médios no afluente de $1,05 \times 10^{10}$ a $2,18 \times 10^{11}$ NMP / 100 mL^{-1} e de $2,65 \times 10^9$ a $1,05 \times 10^{10}$ NMP / 100 mL^{-1} e no efluente tratado de $8,2 \times 10^4$ a $4,3 \times 10^6$ NMP / 100 mL^{-1} e de $1,5 \times 10^5$ a $8,4 \times 10^5$ NMP 100 / mL^{-1} , respectivamente.

No tratamento de águas residuárias de suinocultura, utilizando um sistema de dois reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em escala piloto (volumes de 908 e 188 L), instalados em série, RAMIRES (2005) verificou eficiência de remoção de DQO total e SST, em torno de 82 a 93% e de 84 a 95%, respectivamente. Obteve-se ainda eficiência de remoção de P-total variando de 60,5 a 74,5%, NTK de 38,7 a 68,9% e N-org de 82,0 a 92,9%.

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

Na operação de reatores anaeróbios em dois estágios com volume de 4 L, COV de 5 $\text{kg DQO total} (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$ e TDH de 10 d, tratando águas residuárias do despulpamento de café, HOUBRON et al. (2003) obtiveram eficiência de remoção de DQO total de 85%.

MOODY e RAMAN (2001) trataram águas residuárias de indústria alimentícia à base de carboidratos, (DQO de 8.000 mg L^{-1}), utilizando um sistema em dois estágios, composto de filtro anaeróbio de fluxo descendente (DFAF) e UASB para o primeiro estágio, dispostos em paralelo, cujos efluentes homogeneizados em tanque intermediário alimentaram dois reatores DFAF do segundo estágio (dispostos em paralelo). Verificaram que com TDH de 38 h os reatores em primeiro estágio (DFAF e UASB) e os em segundo estágio (DFAF) com meio suporte de pedra britada e de

anéis de plástico, alcançaram máxima eficiência de remoção de DQO, atingindo valores de 99,0 e 98,6%, respectivamente. Para avaliar o aumento de estabilidade obtida pelo sistema, o mesmo foi alimentado com sobrecarga 3,5 vezes maior que a concentração da DQO do afluente por um ensaio de 8 h. Os reatores secundários foram capazes de suportar a DQO emitida pelo DFAF do primeiro estágio, obtendo-se eficiência de remoção de DQO maior que 94%.

Em estudos realizados por MENDOZA et al. (1998) tratando águas residuárias de despolpamento de café com DQO total de 2480 mg L^{-1} em um sistema composto por reator UASB híbrido seguido de filtro anaeróbio de $10,5 \text{ m}^3$, TDH de 2,2 dias e COV $2,2 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ obtiveram produção de biogás de $0,34 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$.

GHALY (1996) avaliou o desempenho de digestores anaeróbios de 155 L em dois estágios tratando águas residuárias de laticínio com produção de queijo, com concentrações de sólidos totais ST de 65930 mg L^{-1} e DQO de 72220 mg L^{-1} com controle e sem controle de pH; e esterco de bovinos destinados a produção de leite, com a mesma concentração de ST e DQO, com tempos de detenção hidráulica de 10, 15 e 20 dias e temperatura de 5° e 35°C .

Utilizando reator UASB em com separador de fases na forma de “Y” (1600 L) seguido de pós-tratamento com biofiltro aerado submerso, no tratamento de águas residuárias de curtume, com TDH variando de 26,6 a 40 h e DQO variando de 2820 a 5725 mg L^{-1} , PEREIRA (2008) obteve eficiências de remoção de DQO variando de 23 a 37% no reator UASB.

Com base nestes resultados, é possível observar que com a utilização dos reatores UASB em dois estágios, no tratamento de águas residuárias com elevadas cargas orgânicas, foram alcançadas reduções da matéria orgânica de 65 a 95%. Além disso, foram verificadas remoções de P, NTK e coliformes acima dos valores usualmente observados em reatores anaeróbios de alta taxa em um estágio. Contudo, as formas e concentrações destes parâmetros nos efluentes dos reatores UASB em dois estágios ainda não atendem às exigências dos padrões de lançamento em corpos d'água e da reutilização na produção agrícola, estabelecidos na legislação ambiental e sanitária.

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

2.8 Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios

Tendo em vista as limitações intrínsecas associadas aos sistemas anaeróbios, e levando-se em consideração a necessidade de se desenvolver tecnologias mais apropriadas à realidade brasileira, torna-se importante a inclusão de uma etapa de pós-tratamento dos efluentes gerados nos reatores anaeróbios. Tal etapa objetiva o polimento, não só da qualidade microbiológica dos efluentes, à luz dos riscos de saúde pública e das limitações impostas à utilização dos esgotos tratados na agricultura, mas também da qualidade em termos de matéria orgânica e nutrientes, em função dos danos ambientais provocados pelas descargas remanescentes destes constituintes nos corpos receptores.

Os reatores anaeróbios apresentam eficiência de remoção da matéria orgânica, geralmente, em torno de 70%, e são pouco eficientes na remoção de nutrientes e patógenos. Portanto, na maioria dos casos, há necessidade de tratamento complementar dos efluentes, para atender as exigências dos padrões estabelecidos pela legislação ambiental, minimizando os efeitos danosos aos corpos d' água receptora (MENDONÇA, 2002).

O lançamento de águas residuárias nos mananciais, com excesso de nutrientes, especialmente nitrogênio e fósforo, traz como principal consequência a eutrofização dos cursos d' água. As novas tecnologias almejam não somente a remoção de matéria orgânica, mas também a remoção biológica do nitrogênio e fósforo em sistemas mistos de tratamento, anaeróbio/aeróbio (MARCHETTO, 2001).

A associação de reatores anaeróbios e aeróbios constitui em um sistema de tratamento de águas residuárias que integra processos anaeróbios e aeróbios,

representando tecnologia recente e de extraordinária aplicabilidade, face à elevada eficiência do sistema, conjugada a uma substancial redução de custos, comparado às alternativas mais tradicionais.

2.9 Pós-tratamento com lodos ativados

Os sistemas anaeróbios atingem boa eficiência de remoção de DQO (em torno de 60 a 80%), considerando-se os baixos tempos de detenção hidráulica aplicados, a simplicidade do processo e a inexistência de aeradores.

No entanto, esta eficiência muitas vezes é insuficiente, trazendo a necessidade de um pós-tratamento. O pós-tratamento pode objetivar a remoção adicional de DQO, a remoção de nutrientes e a remoção de patógenos.

Uma alternativa de pós-tratamento bastante atraente é representada por sistemas de lodo ativado. Este processo foi desenvolvido na Inglaterra em 1914 e é uma das tecnologias mais comumente utilizadas para o tratamento de águas residuárias industriais e domésticas, sendo empregado em situações em que são necessários reduzidos requisitos de área e uma elevada qualidade do efluente (VON SPERLING, 1996; MARTINS et al. 2004).

O lodo ativado pode ser definido como um sistema no qual uma massa biológica, que cresce e flocula, é continuamente circulada e colocada em contato com a matéria orgânica do resíduo líquido afluyente ao sistema, na presença de oxigênio. Este processo é composto basicamente por uma unidade denominada tanque de aeração ou oxigenação, por uma unidade de decantação e por um dispositivo de recirculação da biomassa. No tanque de aeração ocorrem as reações bioquímicas de remoção da matéria orgânica, e em determinadas condições, da matéria nitrogenada e fosfato. No decantador ou clarificador ocorre a sedimentação dos sólidos (biomassa), permitindo que o efluente fique clarificado (VON SPERLING, 1997).

Parte dos sólidos sedimentados no fundo do decantador são recirculados para o reator, aumentando a concentração da biomassa no mesmo, o que é responsável pela elevada eficiência do sistema. A biomassa consegue ser facilmente separada no decantador devido a sua propriedade de floccular (SOBRINHO, 1983).

A unidade de massa das células constituintes dos flocos do lodo ativado é normalmente expressa em termos de sólidos suspensos (SS), uma vez que a biomassa é constituída de sólidos que ficam suspensos no reator. A sedimentação destes sólidos é determinada através do índice volumétrico do lodo (IVL) que é o volume ocupado por uma grama de lodo após decantação de 30 minutos (VON SPERLING, 1996).

Alguns fatores operacionais como o fator de carga aplicada ao sistema ou relação alimento/microrganismo (A/M), o tempo de detenção hidráulica e a idade do lodo, provocam mudanças na sedimentação dos flocos e na qualidade e diversidade dos organismos presentes na biomassa do lodo ativado, influenciando na eficácia do processo. O fator de carga ou A/M baseia-se no conceito de que a quantidade de alimento ou substrato disponível por unidade de massa dos microrganismos está relacionada com a eficiência do sistema. O tempo de detenção hidráulica está relacionado com o tempo médio em que o efluente a ser tratado permanece no reator. A idade do lodo ou tempo de residência celular é um parâmetro importante para o processo de tratamento com lodo ativado, visto que expressa o tempo médio de permanência da biomassa no reator em dias.

Com relação aos modos de operação do processo de lodos ativados, tem-se o de fluxo contínuo e o de fluxo intermitente ou batelada. O processo convencional, mais comumente empregado é o contínuo. Há ainda o semi-contínuo, quando se tem vários reatores em batelada operando em paralelo, e cada um deles em um estágio diferente de operação (HOPKINS et al. 2001).

O tratamento de efluentes por lodos ativados em batelada tem sido exaustivamente estudado pela comunidade científica e implantado por várias indústrias de diferentes segmentos, as quais procuram melhorar a eficiência de suas estações de tratamento em virtude de suas vantagens: flexibilidade operacional (pode-se programar o horário de desligamento dos equipamentos de aeração, para diminuir o custo de energia), economia de espaço (todas as operações – reação, decantação – são realizadas em um único tanque), boa estratégia para indústrias com produção sazonal ou descontínua durante o dia (não opera em todos os turnos), fornece um efluente de boa qualidade e um alto grau de eficiência de remoção de matéria orgânica.

Para o caso das indústrias alimentícias de modo geral, este sistema traz muitas vantagens, já que há um grande número de indústrias de pequeno e médio portes, que têm uma produção relativamente pequena e que geralmente não teriam recursos para aplicar em unidades de tratamento caras e de difícil controle. O tratamento por lodos ativados seqüencial pode ser totalmente automatizado, facilitando grandemente a sua operação (VON SPERLING, 1997).

O princípio do processo de lodos ativados com operação intermitente consiste na incorporação de todas as unidades de processos e operações normalmente associadas ao tratamento convencional de lodos ativados, quais sejam, decantação primária, oxidação biológica e decantação secundária, em um único tanque. Utilizando um tanque único, esses processos e operações passam a ser simplesmente seqüências no tempo, e não unidades separadas como ocorre nos processos convencionais de fluxo contínuo. O processo de lodos ativados com fluxo intermitente pode ser utilizado também na modalidade de aeração prolongada, quando o tanque único passa a incorporar a unidade de digestão de lodo.

O processo consiste de um reator de mistura completa onde ocorrem todas as etapas de tratamento. Isso é conseguido através do estabelecimento de ciclos de operação com durações definidas. A massa biológica permanece no reator durante todos os ciclos, eliminando desta forma a necessidade de decantadores separados das elevatórias de recirculação de lodo.

Etapas de tratamento:

1. Enchimento contínuo
2. Reação (aeração/mistura da massa líquida contida no reator)
3. Sedimentação (sedimentação e separação dos sólidos em suspensão do efluente tratado)
4. Esvaziamento (retirada do efluente tratado do reator)

A duração usual de cada ciclo pode ser alterada em função das variações da vazão afluente, das necessidades do tratamento e das características do esgoto e da biomassa no sistema.

O descarte do lodo excedente geralmente ocorre durante o último ciclo (repouso), mas como este é opcional, já que sua finalidade é a de permitir o ajuste entre os ciclos de operação de cada reator, o descarte pode ocorrer em outras fases

do processo. A quantidade e a frequência de descarte de lodo são estabelecidas em função dos requisitos da performance, da mesma forma que nos processos convencionais de fluxo contínuo, (VON SPERLING,1997).

2.10 Lodo ativado por aeração prolongada e fluxo contínuo

Caso a biomassa permaneça no sistema por um período mais longo, da ordem de 18 a 30 dias, recebendo mesma carga de DBO do esgoto bruto que o sistema convencional, haverá menor disponibilidade de alimento para as bactérias (relação A/M de apenas 0,07 a 0,15 kg DBO/kg SSVTA.dia). A quantidade de biomassa é maior que no sistema de lodos ativados convencional, o volume do reator aeróbio é também maior, e o tempo de detenção do líquido é em torno de 16 a 24 horas. Portanto, há menos matéria orgânica por unidade de volume do tanque de aeração e por unidade de biomassa do reator. Em decorrência, as bactérias para sobreviver passam a utilizar nos seus processos metabólicos a própria matéria orgânica biodegradável componente das suas células. Esta matéria orgânica celular é convertida em gás carbônico e água, por meio da respiração. Isso corresponde a uma estabilização da biomassa, ocorrendo no próprio tanque de aeração. Enquanto no sistema convencional a estabilização do lodo é feita em separado (na etapa de tratamento do lodo), usualmente em ambiente anaeróbio, na aeração prolongada ela é feita conjuntamente, no próprio reator, tendo-se, portanto, um ambiente aeróbio. O consumo adicional de oxigênio para a estabilização de lodo (respiração endógena) é significativo e inclusive pode ser maior que o consumo para metabolizar o material orgânico do afluente (respiração exógena), (VON SPERLING, 1997)).

2.11 Processos de remoção do nitrogênio e fósforo

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

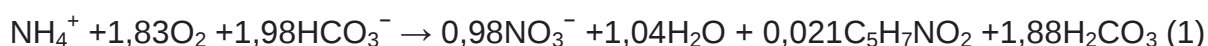
amoniaco possa ser assimilada para a formação de novas células, sua importância na remoção de nitrogênio é limitada. Por isso, em processos biológicos com remoção de nitrogênio, os fenômenos de nitrificação e desnitrificação são considerados preponderantes.

2.12 Processo aeróbio – nitrificação

Em ambiente aeróbio, ocorre a nitrificação biológica, processo no qual bactérias autótrofas e heterótrofas promovem a oxidação biológica do nitrogênio amoniacal para nitrito e nitrato. É válido observar que, apesar da velocidade de crescimento das bactérias nitrificantes autótrofas ser mais baixa que a das heterótrofas, a nitrificação pelas bactérias autótrofas é considerada mais significativa que a realizada pelas bactérias heterótrofas. Contudo, os microrganismos heterótrofos apresentam vantagem ecológica quando comparados aos microrganismos nitrificantes autótrofos (mais sensíveis a baixas concentrações de oxigênio dissolvido, OD), qual seja, o incremento na taxa de crescimento, causado pela utilização simultânea do oxigênio e nitrato como aceptores de elétrons (PATUREAU et al. 1994; ZHAO, et al. 1999).

O rendimento energético destas reações de oxidação é baixo; logo, os organismos nitrificantes crescem lentamente, com baixo rendimento celular. Para levar o N-amon. (nitrogênio amoniacal) a N-NO_3^- (nitrogênio como nitrato), é necessário que o tempo de retenção celular seja suficientemente longo para permitir o desenvolvimento dos microrganismos e garantir a permanência da biomassa nitrificante no reator.

O efeito da nitrificação sobre a alcalinidade, produção celular e consumo de oxigênio pode ser descrito por simples relações estequiométricas, como a equação (1) global apresentada por HENZE et al. (1997), na qual a fórmula $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ representa a composição das células:



Segundo VAN HAANDEL e MARAIS (1999), para cada mol de nitrogênio nitrificado, ou seja 14 g de nitrogênio, há consumo de aproximadamente 100 g de

alcalinidade, na forma de CaCO_3 . Assim, dependendo do sistema utilizado, se não for fornecida alcalinidade suficiente, tem início a queda do pH que pode causar inibição dos microrganismos, levando à interrupção do processo de nitrificação.

As bactérias nitrificantes são sensíveis a alguns fatores ambientais e operacionais. Altas concentrações de amônia e ácido nitroso, valores de pH, temperatura fora das faixas ideais, baixa concentração de oxigênio dissolvido (OD), relação C/N (Carbono/Nitrogênio) adequada e compostos inibidores como sulfeto entre outros fatores, podem ter ação direta na atividade enzimática, afetando a velocidade de crescimento e diminuindo a eficiência da nitrificação (FORD et al. 1980; SURAMPALLI et al. 1997).

FORD et al. (1980) e HENZE et al. (1997) relataram que o pH ótimo para formação de nitrito e nitrato é maior que 7, mas esse valor não é bem definido, e a faixa oscila entre 7 e 9. Ademais, as bactérias nitrificantes têm a habilidade de adaptarem-se mesmo em pH fora da faixa ótima, o que permite obter ótima eficiência de nitrificação. Deve-se tomar cuidado ao registrar o pH em reatores de filme fixo, pois os autores afirmaram que, para esses sistemas, os valores de pH observados na fase líquida podem ser diferentes dos valores reais no biofilme.

A concentração crítica de OD é a concentração mínima no líquido para que não ocorra formação de ambiente anaeróbico ou anóxico no interior do reator. Essa concentração depende da velocidade de consumo de oxigênio e da quantidade de biomassa no interior do reator. No caso de lodos ativados, o consumo de oxigênio ocorre, principalmente, dentro do floco e a concentração de OD diminui do exterior para o centro do floco (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999). Não há inibição aparente da nitrificação se a concentração de oxigênio dissolvido, no meio líquido, for mantida acima de $1,5 \text{ mg L}^{-1}$.

Segundo SURAMPALLI et al. (1997) a velocidade máxima de nitrificação ocorre em concentrações de OD acima de 2 mg L^{-1} . Por outro lado, se a concentração de OD for menor que $0,5 \text{ mg L}^{-1}$, a velocidade de nitrificação é drasticamente reduzida e o processo pode ser interrompido.

Diversos autores indicam que a faixa ótima de temperatura para o crescimento de bactérias nitrificantes encontra-se entre 30°C e 35°C . Observa-se baixo ou nulo

crescimento de bactérias nitrificantes sob temperaturas de 4°C (FORD et al. 1980; HENZE et al. 1997).

Operando reatores em escala real, LOUZEIRO et al. (2002) observaram que as bactérias nitrificantes são extremamente sensíveis à reduções bruscas na temperatura. Contudo, apesar dessa sensibilidade à temperatura e redução da capacidade de nitrificação, estas bactérias apresentam boa capacidade de recuperação, podendo voltar a atingir velocidades de nitrificação iguais às obtidas em temperaturas mais elevadas. Deve ser observado ainda que existem relatos de microrganismos imobilizados em filme fixo serem mais resistentes à mudanças de temperatura. O próprio substrato pode tornar-se inibidor para bactérias, em função de sua concentração e do meio em que elas se encontram (FORD et al. 1980). Geralmente, *Nitrosomonas sp.* são consideradas mais sensíveis ao excesso de substrato se comparadas a *Nitrobacter sp.*. Muitas substâncias orgânicas e inorgânicas podem inibir o processo de nitrificação (BARNES e BLISS, 1983). Algumas substâncias, como os compostos de enxofre, fenóis e cianetos, têm efeito inibitório relativamente forte (HENZE et al. 1997). Com baixa relação de C/N, as bactérias heterotróficas, limitadas pelo carbono, disponibilizam amônia em excesso para nitrificação. Para altas relações C/N, o processo de nitrificação é inibido pelo excesso de carbono orgânico e a concentração de nitrato diminui, chegando a zero. Essa relação mostra vantagem aparente em separar-se a nitrificação da remoção de matéria carbonácea (CALLADO, 2001).

2.13 Processo anóxico – desnitrificação

A desnitrificação utilizando compostos carbônicos como doadores de elétrons é a forma mais conhecida de remoção de nitrogênio.

É a etapa biológica em que ocorre a efetiva remoção do nitrogênio inorgânico nas formas de nitrito e nitrato com sua conversão para formas mais reduzidas, como N_2O , NO e N_2 . Entretanto, a redução dissimilatória do nitrato a nitrogênio amoniacal, na forma de íon amônio (NH_4^+), pode ocorrer no mesmo habitat no qual ocorre a desnitrificação e, até mesmo, gerar competição pelo NO_3^- . Nesses processos dissimilatórios, o nitrogênio reduzido não é utilizado pelas células (TIEDJE, 1998).

A desnitrificação pode ser dividida em duas etapas principais. Na primeira o nitrato é reduzido para nitrito e, na segunda, ocorre a redução do nitrito a nitrogênio gasoso, equação (2) apresentada por SURAMPALLI et al. (1997).



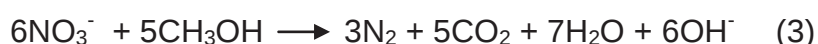
As bactérias anaeróbias facultativas autótrofas e heterótrofas são responsáveis pela desnitrificação e normalmente utilizam matéria orgânica como fonte de carbono e energia.

Nos esgotos sanitários, a desnitrificação ocorre principalmente com gêneros de organismos heterotróficos, como *Achromobacter*, *Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Bacillus*, *Brevibacterium*, *Flavobacterium*, *Lactobacillus*, *Micrococcus*, *Proteus*, *Pseudomonas* e *Spirillum*. Em ambiente anóxico, esses organismos promovem a desnitrificação produzindo N_2 (METCALF e EDDY, 1991).

Nem todos os microrganismos, classificados como desnitrificantes, podem executar toda a rota metabólica, desde NO_3^- até N_2 . Alguns microrganismos são capazes de executar apenas parte do metabolismo, a partir de um dos compostos iônicos de nitrogênio (nitrito ou nitrato) para um dos compostos gasosos (NO , N_2O ou N_2).

Tais organismos são identificados como desnitrificantes parciais. Alguns microrganismos são capazes, apenas, de reduzir nitrato para nitrito, referidos como redutores de nitrato.

Ao contrário da nitrificação que consome alcalinidade, a desnitrificação heterótrofa recupera aproximadamente metade da capacidade de tamponamento do pH, ao produzir alcalinidade a bicarbonato. Há produção de 50 g de alcalinidade como CaCO_3 , para cada 14 g de nitrogênio reduzido. O aumento da alcalinidade pode ser representado pela Equação (3).

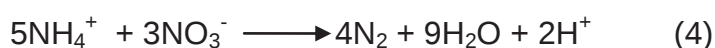


Van der Graaf et al. (1990) apud MULDER et al. (1995), e posteriormente, MULDER et al. (1995) descreveram a descoberta de um processo anaeróbio no qual o nitrogênio amoniacal era utilizado como doador de elétrons para a desnitrificação,

processo este que foi patenteado como ANAMMOX[®] (Anaerobic Ammonium Oxidation), ou seja, Oxidação Anaeróbica de Amônio. Eles afirmaram que embora o termo correto para denominá-lo seria “anóxico” ao invés de “anaeróbico”, eles preferiram chamá-lo pelo termo genérico.

Neste processo, foi observado desaparecimento de NH_4^+ de um reator de leito fluidizado desnitrificante tratando efluente de um reator metanogênico. Tanto o consumo de nitrato quanto o de amônio aumentaram com a concomitante produção de gás. A evidência para esta oxidação anaeróbica de amônio foi baseada nos balanços de nitrogênio e potencial redox em experimentos de fluxo contínuo. Os autores mencionaram que o processo foi operado a potencial redox de 200 mV. Eles também afirmaram que para oxidação de 5 moles de amônio, 3 moles de nitrato eram requeridos, resultando na formação de 4 moles de gás nitrogênio.

A reação que estaria envolvida no processo ANAMMOX[®] foi expressa como (MULDER et al. 1995):



2.14 Remoção biológica do fósforo

Segundo VAN HAANDEL e MARAIS (1999) os autores destacam que a remoção de nitrogênio das águas residuárias não garante a inibição total do processo de eutrofização, pois o nitrogênio pode ser absorvido por meio gasoso, portanto, na maioria dos casos o fósforo é o fator limitante do processo de eutrofização das águas. Sendo assim, para que tal inibição ocorra há a necessidade de uma remoção significativa do fósforo. A remoção biológica do fósforo se resume, praticamente, em duas etapas:

- Etapa anaeróbia: sob circunstâncias anaeróbias (ausência de oxigênio e nitrato) e presença de substrato facilmente degradável é criada uma condição em que algumas bactérias facultativas são capazes de utilizar o fosfato armazenado no seu metabolismo para adquirir energia (adenosina-trifosfato-ATP) necessária a degradação do substrato disponível (METCALF e EDDY, 2003). A utilização do fosfato é feita através da quebra das ligações de ATP para então ocorrer a absorção do substrato (ácidos graxos voláteis, por exemplo), como resultado a concentração de fósforo solúvel no meio líquido

aumenta e a concentração de DBO_5 ou DQO diminui no tanque anaeróbio. O substrato adsorvido é armazenado no interior das células bacterianas até que possa ser utilizado nas condições aeróbias.

- Etapa aeróbia: nas condições aeróbias as bactérias começam a oxidar a DQO armazenada, a qual está muitas vezes na forma de poli-hidroxi-butirato (PHB). Em paralelo, as mesmas bactérias reconstroem o ATP, removendo então o fósforo solúvel do esgoto. O fator mais importante na fase aeróbia é que as bactérias armazenam mais fosfato do que liberaram na fase anaeróbia (METCALF e EDDY, 2003).

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

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

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

Operando um sistema de lodos ativados modificado para remoção de fósforo, ALÉM SOBRINHO (2001) evidenciou que a remoção de nitrogênio amoniacal pela nitrificação (produção de nitrato) prejudicava a remoção biológica de fósforo. Isto sugere que os nitratos formados afetam negativamente na remoção de fósforo, pois promovem a formação de uma fase anóxica em detrimento da fase anaeróbia necessária para o processo, ou seja, as bactérias passam a utilizar o nitrato como aceptor de elétrons, não precisando efetuar a liberação de fosfato para assimilar o

substrato disponível, o que indica que as bactérias que realizam a biodesfosfatação são as mesmas que realizam a desnitrificação. Já na zona aeróbia, a concentração de OD deve ser mantida entre 1,5 e 3,0 mg L⁻¹. Concentrações de OD abaixo dessa faixa podem ocasionar uma baixa redução de fósforo do meio, podendo ainda ocorrer o desenvolvimento de um lodo de má sedimentabilidade, deteriorando assim a qualidade do efluente por perda de sólidos (VAN HAANDEL e MARAIS, 1999).

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

Na operação de um sistema combinado composto por reator anaeróbio, anóxico e aeróbio (110 e 120L), tratando águas residuárias de suinocultura com DQO total variando de 42,8 a 61,8 g kg⁻¹, SST variando de 43,4 a 54,5 g kg⁻¹ e N total variando de 3,5 a 3,9 g kg⁻¹, em diferentes fases de recirculação do efluente, na qual variou a vazão de recirculação entre os reatores anaeróbio, anóxico e aeróbio, RAJAGOPAL et al. (2011) obtiveram as melhores eficiências de remoção de DQO total e N total sem usar a recirculação, obtendo 52 e 75% de remoção, respectivamente.

2.15 Microbiologia de Lodos Ativados

Um tratamento de efluente adequado exige rigoroso controle do sistema utilizado, entendimento sobre a influência dos compostos tóxicos no processo de depuração e quão eficiente é o sistema para remoção da carga tóxica, a qual, muitas vezes, é medida pela redução de DQO (demanda química de oxigênio), DBO (demanda bioquímica de oxigênio), toxicidade, ou outro composto cuja remoção é indispensável para disposição final (OLIVEIRA et al. 2009).

Os tratamentos baseados em processos biológicos permitem tratar grandes volumes de efluente, apresentam menor custo de funcionamento e simplicidade operacional (FREIRE et al. 2000; DA MOTTA et al. 2003), sendo que para efluentes

complexos, o processo biológico mais amplamente usado é o tratamento por lodos ativados, cujo nível de eficiência é bem elevado (JENKINS; RICHARD; DAIGGER, 2003).

O sistema de lodos ativados é o mais utilizado no tratamento biológico aeróbio de esgoto sanitário e também agroindustrial no Brasil e no mundo. O princípio baseia-se na oxidação bioquímica dos compostos orgânicos e inorgânicos presentes nos efluentes, mediada por uma população microbiana diversificada e mantida em suspensão num meio aeróbio (SEVIOUR e BLACKALL, 1999). A comunidade estabelecida nesse sistema é dinâmica e fundamental ao tratamento, sendo que cada espécie tem sua importância para o bom funcionamento do sistema (AMMAN; GLOCKNER; NEEF, 1997).

A estrutura dessa comunidade está diretamente ligada às condições operacionais e com a qualidade e quantidade de efluente que alimenta o processo (VAZOLLÉR et al. 1989), de modo que a avaliação microbiológica do lodo é capaz de fornecer informações sobre o desempenho do sistema (POOLE, 1984) e também da qualidade do efluente.

Mudanças nas condições ambientais provenientes da composição do afluente do reator, ou mesmo da operação da estação, podem levar a alterações na comunidade do lodo, influenciando os processos de biodegradação e, portanto, reduzindo a qualidade do efluente tratado (MADONI et al. 1996).

A natureza da microbiota presente no sistema é característica da idade do lodo, do nível de qualidade do efluente vindo do despejo industrial, da quantidade de matéria orgânica biodegradável, da toxicidade do efluente e etc. (CETESB, 1992 e JENKINS et al. 2003).

Embora a caracterização microscópica da comunidade do lodo ativado possua grande importância para a avaliação das condições do sistema, o uso de tal ferramenta ainda é incipiente no Brasil, e os resultados são, em geral, subutilizados (BENTO et al, 2005). Em alguns países como a Alemanha, por exemplo, a análise microscópica do lodo é prescrita legalmente para sistemas de lodos ativados que atendem mais de 10.000 habitantes. O diagnóstico obtido pela microscopia do lodo ativado é utilizado para alterar as características operacionais do sistema, tais como a idade do lodo e a concentração de OD no reator (BENTO et al. 2005).

Ao longo dos anos alguns modelos, baseados nas características biológicas do lodo, foram propostos para a verificação das condições operacionais e a avaliação da eficiência dos sistemas de lodos ativados. Dentre estes, destacam-se o modelo criado por JENKINS et al. (2003), que leva em consideração as características da formação dos flocos biológicos, identificação e quantificação das bactérias filamentosas e identificação e quantificação dos protozoários e metazoários.

2.15.1 Flocos Biológicos

Os flocos biológicos são formados basicamente por bactérias formadoras de flocos no reator biológico, e o desenvolvimento destas influencia na boa formação dos mesmos, e conseqüentemente na boa sedimentação dos flocos no sistema.

O estudo dos flocos consiste em sua observação, contagem e classificação. Flocos ideais para uma boa tratabilidade e sedimentação são classificados como sendo predominantemente de médio e grande tamanhos, além de firmes, redondos e com aspecto compacto. Quando apenas bactérias formadoras de flocos estão presentes, os flocos são geralmente pequenos (cerca de 75 μm), redondos e compactos, são os chamados flocos “Pin-point”.

Há também o floco com “bulking” filamentosos, que é um problema complexo que atinge de 20 a 40% das estações de tratamento (PUJOL e CANLER, 1992). Esses flocos possuem um excesso de bactérias filamentosas. Essas bactérias interferem na sedimentação e compactação do lodo biológico, pela produção de um floco difuso e irregular.

2.15.2 Bactérias Filamentosas

O estudo dos filamentos presentes no lodo biológico baseia-se na identificação e quantificação, segundo a escala de JENKINS et al. (2003). Essa escala varia de **a** a **f**, sendo as abundâncias: **a** e **b** consideradas pouca quantidade, **c** e **d** densidade ideal e **e** e **f** quantidades excessivas e perigosas de filamentos. Os principais motivos para o aparecimento de filamentos em sistemas aeróbios são escassez de nutrientes, baixa concentração de OD, baixa carga orgânica, presença

de compostos reduzidos de enxofre, etc (EIKELBOOM, 2000), por isso a identificação desses organismos é de suma importância para diagnosticar o desempenho e a operação do sistema.

2.15.3 Protozoários e Metazoários

Os protozoários e metazoários fazem o “polimento final” do efluente, exercendo, portanto, um papel muito importante no tratamento biológico, auxiliando na remoção de DBO, um pouco de DQO e principalmente turbidez do efluente. Porém, para que esses organismos estejam presentes, e de forma ativa, é necessário que o efluente a ser tratado possua condições ideais de temperatura, OD e pH ao seu desenvolvimento, e que esteja livre de toxicidade. Sabe-se ainda que a população de protozoários e metazoários se adapta a certas condições do efluente que vem do despejo doméstico ou industrial. Como essas condições geralmente mudam de tempos em tempos, esses organismos se adaptam a essas novas condições estabelecendo então uma nova densidade populacional, que pode reduzir ou aumentar. Vale lembrar que, embora a densidade de protozoários e metazoários possa reduzir sob novas condições de qualidade do efluente, nem sempre esse comportamento está relacionado à queda na “performance” de tratamento do sistema (JENKINS et al. 2003).

De acordo com NICOLAU et al. (2001), a caracterização da comunidade de protozoários e metazoários, presentes no tanque de aeração do sistema de lodos ativados, é uma ferramenta bastante útil para o monitoramento do sistema. Os grupos mais comuns são dos flagelados, ciliados livres, ciliados fixos, ciliados andarilhos, suctórios, tecamebas e rotíferos.

III. MATERIAL E MÉTODOS

3.1 Local

O trabalho foi realizado no Laboratório de Biodigestão Anaeróbia e Biomassa do Departamento de Engenharia Rural, da Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias da Universidade Estadual Paulista-UNESP, Câmpus de Jaboticabal, cujas coordenadas geográficas são 21° 15' 22" latitude Sul; 48° 18' 58" W de Longitude e 575 metros de altitude. O clima da região, segundo classificação de KOPPEN (1948), é Awa (subtropical úmido, seco no inverno e com chuvas no verão), com precipitação média anual de 1300 mm e temperatura média anual de 21°C, (UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA, 2010).

3.2 Instalações Experimentais

A unidade experimental com o sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios foi constituída por dois reatores UASB em escala de bancada, instalados em série, com volumes de 20 L (R1) e 10 L (R2), construídos com tubos e conexões em PVC com diâmetros de 150 e 100 mm, respectivamente. O separador de fases não-convencional na forma de Y, com ângulo de 45° em relação à vertical foi construído conforme proposto por VAN HAANDEL et al. (1999). O efluente do R1 foi conduzido até o R2 por gravidade através de tubo de PVC interligando os reatores (Figura 3). A unidade de pós-tratamento de lodos ativados foi construída com tubo de PVC com 150 mm de diâmetro, com volume total de 25 L no qual foi instalado um sistema de agitação mecânica, composto por três impelidores, (Figura 4), eixo e motorreductor; e uma bomba injetora de ar (marca Regent com capacidade de 3 L min⁻¹) e difusor de borracha com bolhas finas, ambos com acionamento intermitente controlado por meio de temporizadores. Também foi montado um tanque de 5L para armazenamento do afluente dos reatores UASB, conforme ilustrado na Figura 5. Para o monitoramento da produção do biogás foram instalados gasômetros do tipo cúpula flutuante construído com tubos de PVC no reator R1 e construído de alumínio no reator R2.

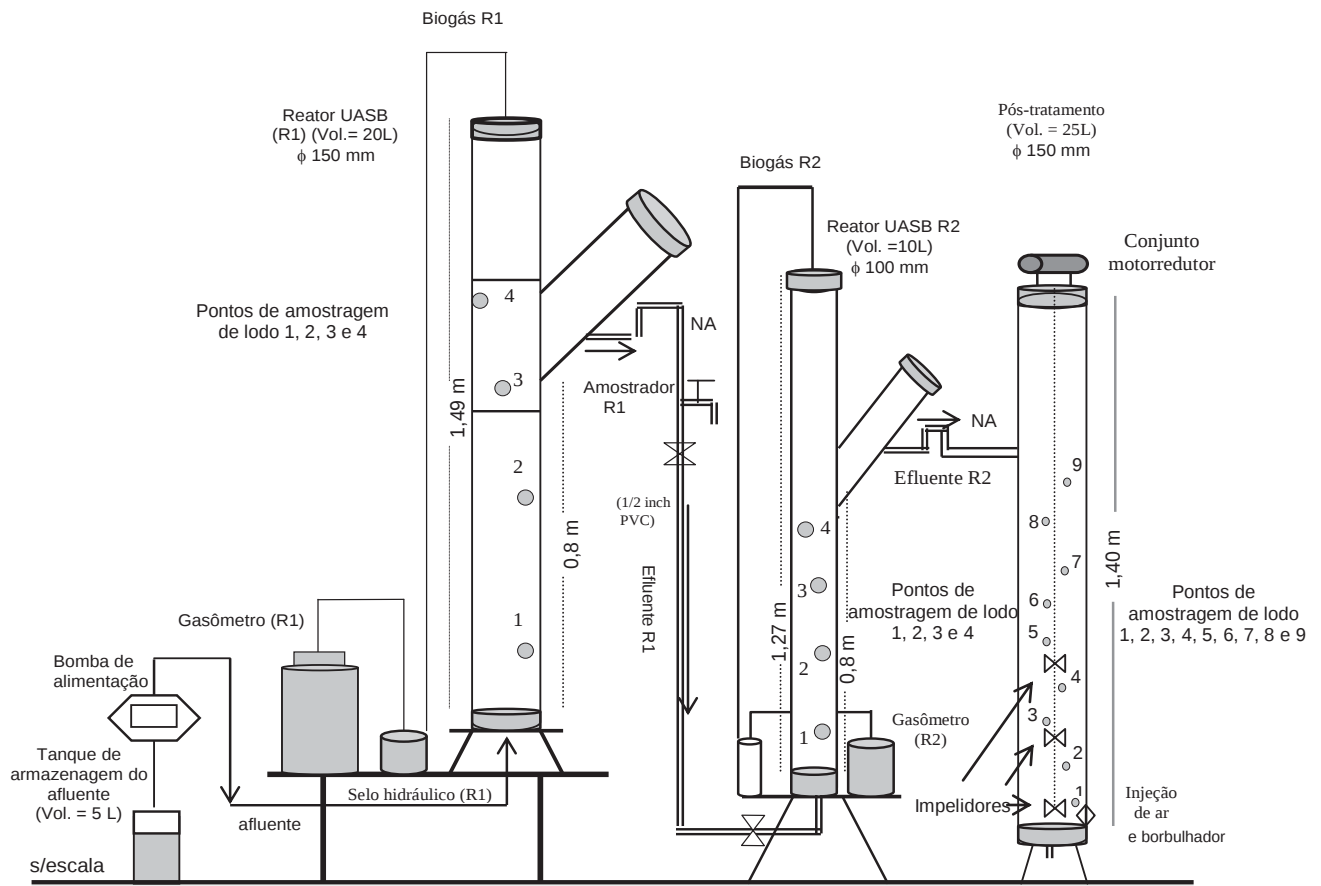


FIGURA 3. Vista lateral esquemática do sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios com reatores UASB seguidos de pós-tratamento com lodos ativados em batelada, construídos em escala de bancada.

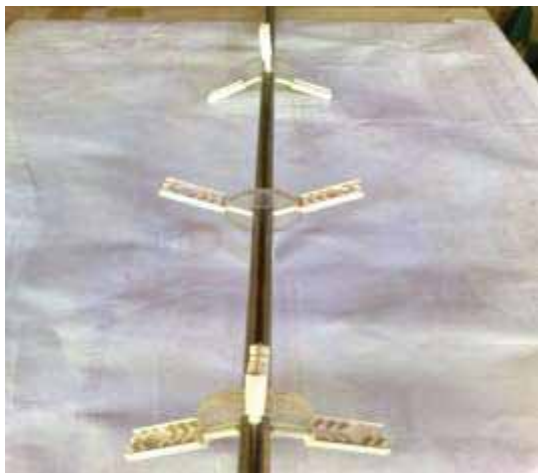


FIGURA 4. Vista do eixo e dos impelidores do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT).

3.3 Afluente

O substrato utilizado para a partida e alimentação contínua dos reatores foi a água residuária proveniente da lavagem e despolpa dos grãos de café da fazenda Fortaleza, localizada na cidade de Altinópolis-SP, o qual foi coletado no final da safra de 2009 (agosto) e armazenado sob congelamento. As características apresentadas pela amostra coletada foram: pH médio de 4,1; concentração média de sólidos suspensos totais (SST) de 2544 mg L⁻¹ e de DQO total média de 13891 mg L⁻¹, conforme (Tabela 2). Este afluente foi utilizado durante 90 dias de operação, no ensaio 1. Quando de seu término, no ensaio 2 foi substituído por afluente da mesma fonte, coletado no início da safra de 2010 (junho) e armazenado sob congelamento, com pH médio de 4,3; concentração média de sólidos suspensos totais (SST) de 5.687 mg L⁻¹ e de DQO total média de 27926 mg L⁻¹ (Tabela 2).

TABELA 2. Condições operacionais impostas aos reatores UASB (R1 e R2), em dois estágios, e características do afluente nos ensaios 1 e 2.

Ensaio	Duração (d)	TDH (d)		SST (mg L ⁻¹)	DQO _{total} (mg L ⁻¹)	COV (kg DQO _{Total} (m ³ d) ⁻¹)	CHV (h ⁻¹)	
		R1	R2	R1	R1	R1	R1	R2
1	100	6,2	3,1	2544	13891	2,26	0,16	0,32
2	125	6,2	3,1	5687	27926	4,64	0,16	0,32
3	140	6,2	3,1	3411	16472	2,67	0,16	0,32
4	80	3,0	1,5	2955	21930	6,85	0,33	0,66

TDH - tempo de detenção hidráulica em dias (d) ; COV - carga orgânica volumétrica; SST - sólidos suspensos totais; DQO -demanda química de oxigênio; CHV - carga hidráulica volumétrica

O ensaio 1 foi realizado no período de 01/03/10 a 08/06/10, o ensaio 2 de 09/06/10 a 11/10/10, o ensaio 3 de 12/10/10 a 28/02/11 e o ensaio 4 de 01/03/11 a 20/05/11.

No ensaio 3 foi utilizada água residuária coletada no final da safra de 2010, a qual tinha pH de 4,2, concentração média de sólidos suspensos totais (SST) de 3411 mg L⁻¹, e DQO média de 16472 mg L⁻¹. Com o término da água residuária estocada ao final da safra de 2010, o trabalho prosseguiu com a utilização de água residuária produzida pelo atritamento e descascamento manual dos grãos de café em coco,

após imersão em água por 24 h, na proporção de 1 L de café para 3 L de água, segundo metodologia proposta por MATOS et al. (1999) e CAMPOS et al. (2010).

O pH médio da água residuária utilizada no ensaio 4 foi de 4,5, concentração de sólidos suspensos totais de 2955 mg L^{-1} e DQO média de 21930 mg L^{-1} .

Para a realização deste trabalho o afluente foi descongelado e armazenado sob refrigeração em quantidade necessária para o uso semanal durante todo o período da pesquisa.

Após o descongelamento à temperatura ambiente o volume de afluente para uso diário foi peneirado (peneira de nylon com malha quadrada de $1,5 \times 1,5 \text{ mm}$), visando à separação dos sólidos grosseiros, como cascas e pedaços de grãos de café, evitando assim o entupimento da linha de alimentação do R1.



FIGURA 5. Unidade Experimental composta pelo sistema de tratamento anaeróbico em dois estágios com reatores UASB (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodos ativados em batelada (PT), construídos em escala de bancada.

Depois de peneirado o afluente foi neutralizado com calcário dolomítico com PN (Poder de Neutralização) e PRNT (Poder Relativo de Neutralização Total) de 99 e 83%, respectivamente, visando a obtenção de pH em torno de 7,0 e utilizando-se cerca de 300 g de calcário por litro de água residuária do despolpamento do café. Em seguida o afluente foi colocado no tanque de armazenamento na quantidade necessária para um dia de alimentação do sistema de tratamento com os reatores UASB em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodos ativados.

3.4 Descrição da operação do sistema de tratamento UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT)

O experimento foi dividido em quatro ensaios, variando-se a carga orgânica volumétrica (COV) nos reatores UASB (R1 e R2) com o aumento da DQO total do afluente do R1, conforme apresentado na Tabela 2.

O sistema de pós-tratamento com lodos ativados em batelada usado no ensaio 2 foi operado com 3 ciclos, conforme Tabela 3: o primeiro com ciclo de 24 h, volume de alimentação no ciclo de 3,25 L, alimentação contínua de 24 h, tempo de reação aeróbia de 12 h, tempo de reação anóxica + anaeróbia e de sedimentação de 11,84 h e tempo de descarga do sobrenadante de 0,16 h.

No ciclo 2, o sistema de pós-tratamento com lodo ativado operou com as seguintes características: tempo de ciclo de 24 h, volume de alimentação por ciclo de 3,25 L, volume de alimentação por dia de 3,25 L, alimentação contínua de 24 h, tempo de reação aeróbia (aeração) de 8 h, tempo de reação aeróbia (agitação) de 8 h, tempo de reação anaeróbia (sedimentação) de 7,8 h e tempo de descarte de 0,2 h.

No terceiro ciclo o sistema de pós-tratamento com lodo ativado operou com as seguintes características: tempo de ciclo de 24 h, volume de alimentação por ciclo de 6,6 L, alimentação contínua de 24 h, tempo de reação do processo aeróbio (aeração) de 8 h, tempo de reação do processo anaeróbio (agitação) de 8 h, tempo de reação anaeróbia (sedimentação) de 7,8h e tempo de descarte de 0,2 h. O tempo de retenção hidráulica (TDH) médio no pós-tratamento foi de 4,4 d. Foram mantidos 12 L de lodo após a descarga do efluente. Durante a etapa de reação do processo aeróbio, os sistemas de aeração e de agitação foram acionados (com rotações de 30 a 35 rpm). O efluente do R1 foi conduzido até o R2, e do R2 para o lodo ativado por

gravidade através de tubos de PVC, interligando os reatores. Dessa forma, o sistema de pós-tratamento com lodo ativado recebeu continuamente efluente do R2, caracterizando a operação do mesmo como, batelada alimentada, ou seja, descarte em batelada e alimentação contínua, conforme Tabela 3.

TABELA 3. Características dos ciclos operacionais utilizados no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 2, 3 e 4.

Características do ciclo operacional	Ciclo		
	1	2	3
Tempo de ciclo (h)	24	24	24
Volume de alimentação por ciclo (L)	3,25	3,25	6,6
Volume de alimentação por dia (L)	3,25	3,25	6,6
Tempo de alimentação (h)	contínua	contínua	contínua
Tempo de reação aeróbia s/ agitação (h)	–	8	8
Tempo de reação aeróbia c/ agitação (h)	12	8	8
Tempo de reação anaeróbia / sedimentação (h)	11,8	7,8	7,8
Tempo de descarte (h)	0,2	0,2	0,2

3.5 Procedimento de Partida de Cada Ensaio

Para a partida do sistema de tratamento anaeróbio em dois estágios foi usado como inóculo, lodo proveniente de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura. Ao R1 adicionou-se lodo suficiente para preencher 50% de seu volume, ou seja, 10L, e ao R2 adicionou-se 5L de lodo, com concentração de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) de 54,12 e 40,24 g L⁻¹, respectivamente. Nos lodos ativados foram colocados 5 L de lodo com concentração de sólidos totais (ST) e voláteis (SV) de 49,20 e 35,41 g L⁻¹, provenientes de reator em batelada seqüencial aeróbio utilizado no pós-tratamento de efluente anaeróbio de águas residuárias de suinocultura.

3.6 Exames físicos e determinações de constituintes orgânicos e inorgânicos não metálicos nos afluentes, efluentes e biogás

3.6.1 Amostragem

As amostras dos efluentes dos reatores R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento PT foram coletadas nas torneiras de amostragem de cada reator. As

amostras da alimentação dos reatores foram coletadas após a neutralização do afluente com calcário dolomítico, no tanque de armazenamento. Foram coletados aproximadamente 300 ml de amostra em cada ponto de amostragem.

3.6.2 Frequências de amostragem e metodologias utilizadas para exames e determinações na monitorização dos reatores UASB

Na Tabela 4 estão apresentados os exames físicos e as determinações dos constituintes orgânicos e inorgânicos efetuados nas amostras coletadas, frequência de realização das análises e as fontes das metodologias utilizadas.

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

Exames e determinações afluente e efluentes				Frequência	Referência bibliográfica
Temperatura				Diária	APHA, AWWA, WPCF (2005)
pH				2 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Alcalinidade	total,	parcial	e	2 por semana	APHA, AWWA, WPCF(2005), JENKINS et al. (1983)
intermediária					
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 & NACZK(1995)
K, Na, Mg, Ca				Ensaio 1, 2 e 3	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Cu, Mn, Fe, Zn, Ni				Ensaio 1, 2 e 3	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Efluente do PT					
NO ₂ ⁻ , NO ₃ ⁻				1 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Oxigênio dissolvido (OD)				1 por semana	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Biogás					
Produção				Diária	FERNADES e OLIVEIRA (2006)
Composição				Quinzenal	APHA, AWWA, WPCF (2005)
Lodo					
Microscopia de luz				Ensaio 3 e 4	FIGUEIREDO e DOMINGUES (1997)
Sólidos totais (ST) e voláteis (SV)				No final de cada ensaio	APHA, AWWA, WPCF (2005)

3.7 Temperatura

Foram obtidas as temperaturas do ar (mínima, média e máxima) referentes aos períodos dos ensaios. Os elementos meteorológicos, utilizados nesse trabalho, foram extraídos de um conjunto de dados pertencentes ao acervo da área 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)

3.8 pH, Alcalinidade e Fenóis Totais

O pH foi determinado de acordo com APHA, AWWA, WPCF (2005), no afluente, e nos efluentes dos reatores R1, R2 e PT .

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. Por meio 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 e NACZK (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.

3.9 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).

3.10 Demanda química de oxigênio (DQO)

A DQO total foi determinada utilizando-se as amostras coletadas no afluente e nos efluentes dos reatores R1, R2 e no sistema de pós-tratamento (PT), submetendo 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), 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).

3.11 Produção do Biogás

A produção do biogás foi avaliada diariamente pelo volume 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 por meio da expressão que resulta da combinação das leis de Boyle e Gay-Lussac:

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

onde:

V0 = volume corrigido do gás;

P0 = pressão corrigida do biogás (10332,72 mm Hg);

T0 = temperatura corrigida do biogás, em K;

V1 = volume do biogás nas condições de leitura (área do gasômetro multiplicada pela leitura, sendo a área do gasômetro do reator 1 de 0,02110 m² e a área do gasômetro do reator 2 e 3 de 0,0379 m²)

P1 = pressão do biogás no gasômetro, em mm H₂O (pressão atmosférica do local + pressão interna do gasômetro: 5 mm H₂O para o gasômetro do reator 1 e 2 mm H₂O para o gasômetro dos reatores 2 e 3).

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

Sendo a pressão atmosférica média de Jaboticabal 9632,43 mm H₂O, obtiveram-se as seguintes expressões para a correção do volume de biogás a 0°C e 1 atm, para os reatores 1 e 2:

Reator R1:

$$V0 = \frac{V1 \times 255,16}{T1}$$

Reator R2:

$$V0 = \frac{V1 \times 254,82}{T1}$$

3.12 Composição do Biogás

As análises de composição do biogás foram realizadas semanalmente para a determinação dos teores de metano (CH₄) e dióxido de carbono (CO₂). 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, segundo metodologia de APHA, AWWA, WPCF (2005).

3.13 Análise dos teores de macronutrientes e micronutrientes

Determinou-se a concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) por meio 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 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).

No final dos ensaios 3 e 4 foram realizadas análise de microscopia óptica nas amostras de lodo dos reatores R1, R2 e PT em microscópio LEICA modelo DEH com aumento máximo de 1000x, conforme metodologia descrita por FIGUEIREDO e DOMINGUES (1997). As análises de microscopia óptica foram realizadas no laboratório de processos biológicos (LPB) da E.E.S.C, USP, na cidade de São Carlos.

3.14 Perfil temporal do pós-tratamento com lodo ativado (PT) operado com ciclo de 24 h, ciclo 1 (aeração + agitação 12 h, sedimentação e descarte 11,8 / 0,2 h) e ciclo 2 (aeração 8 h, agitação 8 h, sedimentação e descarte 7,8 / 0,2 h)

Realizou-se perfil de 24 h, no final dos ensaios 2 e 3, com amostras retiradas, na torneira de descarte do efluente do PT, a cada 1 h, com a finalidade de estabelecer relações mais detalhadas entre os parâmetros envolvidos: oxigênio dissolvido (OD), temperatura, pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP) e alcalinidade intermediária (AI), sólidos suspensos totais (SST), sólidos suspensos voláteis (SSV), demanda química de oxigênio total (DQO total), nitrogênio total Kjeldahl (NTK), nitrogênio amoniacal (N-amon.), nitrito (NO_2^-) e nitrato (NO_3^-). O PT foi alimentado com o efluente do reator UASB (R2), o qual apresentou valores médios de SST e DQO total de 4997 e 28602 mg L^{-1} no ensaio 2, e valores médios de SST e DQO total de 722 e 3244 mg L^{-1} no ensaio 3, respectivamente.

3.15 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 quatro tratamentos (ensaios 1, 2, 3 e 4) e diferentes números de repetições para cada atributo avaliado.

4. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1 Temperatura

Na Tabela 5 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 reatores UASB R1 e R2, e no sistema de pós-tratamento nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

TABELA 5. Valores médios das temperaturas máximas, médias e mínimas do ar (em °C), durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Período	Máxima	CV(%)	Média	CV(%)	Mínima	CV(%)
1	01/03 a 08/06/10	26	10	20	13	13	21
2	09/06 a 11/10/10	29	9	21	11	13	19
3	12/10 a 28/02/11	29	9	21	11	13	19
4	01/03 a 20/05/11	30	9	23	8	17	13

cv – coeficiente de variação

Durante os meses de março de 2010 a maio de 2011, foram observados os valores médios de temperatura do ar máximas, médias e mínimas de 26, 20 e 13 °C; 29, 21 e 13°C; 29, 21 e 13°C e de 30, 23 e 17°C, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4. 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 21°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.

A partir do mês de agosto, as temperaturas médias do ar, foram iguais ou superiores a 21 °C (Figura 6), indicando que os reatores UASB foram operados acima do limite da faixa mesofílica, de 20 °C, segundo CHERNICHARO (1997).



FIGURA 6. Temperatura máxima, média e mínima do ar no período de 01/03/10 a 08/06/10 (a-ensaio 1), 09/06/10 a 11/10/10 (b-ensaio 2), 12/10/10 a 28/02/11 (c-ensaio 3) e 01/03/11 a 20/05/11 (d –ensaio 4) observadas na Estação Agroclimatológica da Unesp, Jaboticabal.

4.2 Características das águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida

Na Tabela 6 estão apresentados os valores médios do pH, DQO total, fenóis totais (FT), nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (N-amon.), nitrogênio orgânico (N-org.), fósforo total (P_{total}), cálcio (Ca), potássio (K), magnésio (Mg), sódio (Na), zinco (Zn), manganês (Mn), cobre (Cu), ferro (Fe) e níquel (Ni), em amostras compostas do afluente bruto nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

TABELA 6. Características químicas e físico-químicas das águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida coletadas na Fazenda (ensaios 1, 2 e 3) e preparadas com café em coco (ensaio 4) .

Ensaio	pH	DQO _{total}	FT	NTK	N.am	N.org	P _{total}	Ca	K	Mg	Na	Zn	Mn	Cu	Fe	Ni
mg L ⁻¹																
1	4,1	12199	47,8	331,7	19,5	312,2	14,8	2,3	10,9	0,6	21,2	1,2	0,7	0,2	9,8	2,8
2	4,3	28602	186,5	482,8	65,0	417,8	25,0	6,4	12,1	1,2	32,6	2,3	1,4	0,6	14,0	6,7
3	4,2	16472	108,7	434,9	65,5	369,4	19,6	2,8	10,2	0,5	24,5	1,2	0,7	0,2	10,3	5,4
4	4,5	21930	54,4	490,9	77,1	395,2	18,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Média	4,3	19800	99,3	435	56,7	421,3	19,5	3,8	11,0	0,8	26,1	1,6	0,9	0,3	11,4	4,9
CV (%)	13	55	72	16	33	32	14	38	22	65	24	44	17	72	38	68

FT-fenóis totais, NTK- nitrogênio total, N-amon.- nitrogênio amoniacal, N.org.- nitrogênio orgânico, P_{total} - fósforo total

Como pode ser observado houve grande variação nas características químicas e físico-químicas da água residuária bruta. Estas variações se devem ao fato de terem sido usadas ao longo do experimento, água residuária coletada em diferentes épocas de safra do café, ou seja, no final da safra de 2010, início da safra de 2011, final da safra de 2011 e, no quarto ensaio água residuária do despulpamento manual do café. O pH foi baixo e variou de 4,1 a 4,5; e o fenol, um composto orgânico altamente tóxico variou de 47,8 a 186,5 mg L⁻¹ no afluente bruto.

4.3 Demanda Química de Oxigênio

Na Tabela 7 estão apresentados os valores médios, coeficientes de variação (CV) e teste F da DQO total, DQO dissolvida e DQO devido aos sólidos suspensos

do afluente e efluentes e a carga orgânica volumétrica (COV), em relação a DQO total, obtidos durante todo o período de operação do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

TABELA 7. 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 UASB (R1 e R2) e lodo ativado, carga orgânica volumétrica (COV) em relação a DQO total, obtidos durante a operação do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB em dois estágios (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetro		Ensaio				Teste F
		1	2	3	4	
DQO total	Afluente	13891a	28602b	16472a	21930b	14,4**
	R1	1234a	7400b	5776b	5419b	23,1**
	R2	680a	3244b	1878b	2301b	32,3**
	PT	–	1000	567	669	2,1 ^{ns}
DQO diss.	Afluente	12199a	17101b	12270a	17212b	21,2*
	R1	833a	5236b	4614b	4429b	12,2**
	R2	384a	2374b	1878b	1183a	32,1**
	PT	–	536	296	320	3,2 ^{ns}
DQO ss.	Afluente	1693a	11501b	4193a	4718a	12,6**
	R1	402a	2164b	1162a	990a	34,2**
	R2	302a	870b	969b	1118b	27,5**
	PT	–	464	271	348	4,6 ^{ns}
COV	R1	2,26a	4,64b	2,67a	6,85C	42,3**
	R2	0,4a	2,4b	1,87b	3,38b	23,4**
	PT	–	0,53a	0,30b	0,37b	22,9**
CV	Afluente	18	12	10	14	
	R1	144	46	23	32	
	R2	181	40	35	29	
	PT	–	17	23	69	
	Afluente	25	54	25	15	
	R1	84	54	22	35	
	R2	81	43	34	28	
	PT	–	55	23	55	
	Afluente	88	86	73	28	
	R1	307	122	95	41	
	R2	328	86	64	36	
	PT	–	63	52	41	
		22	14	32	22	
	COV	21	16	22	12	
		14	24	35	9	
		–	12	22	21	

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.

A DQO total do afluente apresentou valores médios de 13891, 28602, 16472 e 21930 mg L^{-1} nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente. As variações das concentrações de DQO total do afluente, durante todos os ensaios do experimento, estão apresentadas na Figura 7.

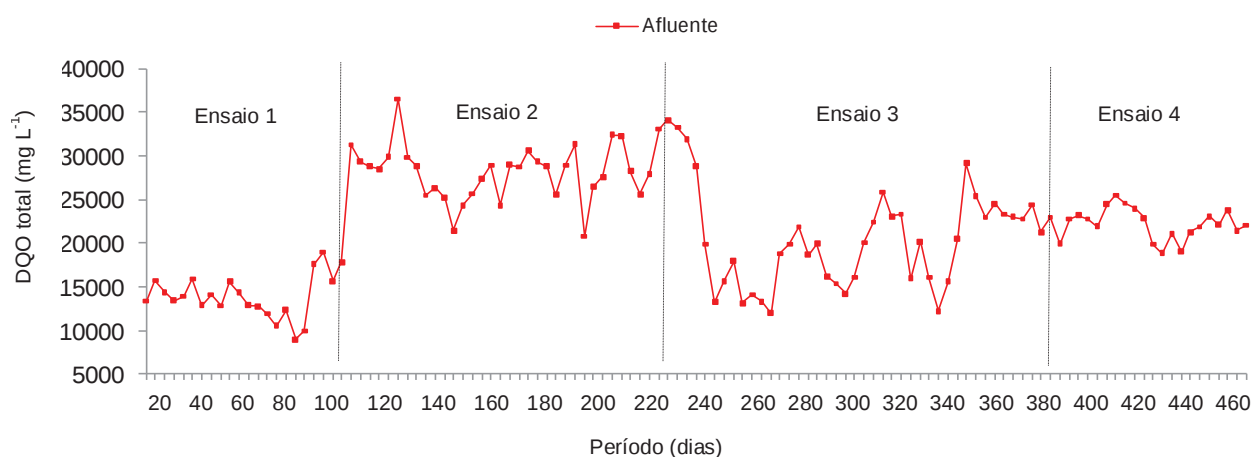


FIGURA 7. Valores de DQO total no afluente dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios da concentração de DQO total do afluente nos ensaios 1 e 2 se apresentaram dentro da faixa de DQO observada por MATOS e LO MONACO (2003), os quais variaram de 18600 a 29500 mg L^{-1} , para a mesma espécie de café, processado com recirculação. Os valores médios das eficiências de remoção de DQO total do R1, foram de 91, 74, 64 e 75% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, (Tabela 8). As eficiências de remoção de DQO total no sistema (R1 + R2) variaram de 95, 88, 88 e 89% durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Com a partida do sistema de pós-tratamento com lodo ativado, no segundo ensaio, as eficiências de remoção de DQO total aumentaram para 96, 96 e 97%, respectivamente, sendo o sistema de lodo ativado responsável por 70, 67 e 72% de remoção em relação ao R2, nos ensaios 2, 3 e 4, respectivamente, (Tabela 8). A maior eficiência de remoção de DQO total nos reatores R1+R2 ocorreu no ensaio 1, o qual foi operado com TDH de 6,2 d e a menor carga orgânica volumétrica de 2,26 $\text{kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ e foi de 95%, diferindo significativamente ($p < 0,05\%$) dos ensaios 2, 3 e 4.

TABELA 8. 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 sistema de tratamento composto pelo reator UASB em dois estágios (R1 e R2) seguidos pelo pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetro		Ensaio				Teste F
		1	2	3	4	
DQO total	R1	91a	74a	64b	75a	13,1**
	R2	52	52	66	55	2,3 ^{ns}
	R1+R2	95a	88b	88b	89b	3,9**
	PT	–	70	67	72	2,6 ^{ns}
	R1+R2+PT	–	96	96	97	1,2 ^{ns}
DQO diss.	R1	92a	59b	61b	74b	31,2*
	R2	52a	51a	79b	70b	32,2**
	R1+R2	96a	81b	92a	93a	22,1**
	PT	–	78	64	73	3,2 ^{ns}
	R1+R2+PT	–	96	97	98	1,2 ^{ns}
DQO ss.	R1	83a	73b	67b	78a	22,6**
	R2	44a	71b	34a	10c	64,2**
	R1+R2	90a	83a	69b	74b	37,5**
	PT	–	46a	51a	70b	28,2**
	R1+R2+PT	–	88	89	92	2,6 ^{ns}
CV	R1	14	17	13	12	
	R2	31	32	20	28	
	R1+R2	10	6	7	4	
	PT	–	16	18	17	
	R1+R2+PT	–	2	2	1	
	R1	10	40	20	14	
	R2	26	71	11	18	
	R1+R2	4	14	7	3	
	PT	–	13	24	13	
	R1+R2+PT	–	2	1	1	
	R1	25	35	29	12	
	R2	79	76	94	14	
	R1+R2	16	25	42	15	
	PT	–	25	55	25	
	R1+R2+PT	–	16	12	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.

No processo anaeróbio, valores superiores a 65% de remoção de matéria orgânica são considerados eficientes para o tratamento de esgoto doméstico (CHERNICHARO, 1997).

No tratamento de 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⁻¹, COV de 7,01 kg DQO total (m³ d)⁻¹ e TDH de 24 h, SELVAMURUGAN et al. (2010) obtiveram eficiência de remoção de 70% de DQO total.

Avaliando 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 kg (m³ d)⁻¹, BORGES et al. (2009) 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 kg DQO total (m³ d)⁻¹.

No tratamento de 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 O₂ L⁻¹, submetidos a diferentes TDH (96, 148 e 124 h) e COV de 3,1 a 5,76 kg DQO total (m³d)⁻¹, BRUNO e OLIVEIRA (2008) obtiveram eficiência de remoção de DQO total 72 a 90% para o conjunto de reatores UASB em dois estágios.

Estudos realizados por PRADO e CAMPOS (2008) tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida com concentrações de DQO que variaram de 235 a 7064 mg L⁻¹, 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 (m³ d)⁻¹ e TDH variando de 8,04 a 69,67 h, obtiveram eficiências médias de remoção de DQO total no UASB que variaram de 33 a 93%.

A DQO total dos afluentes dos reatores UASB R1 e R2 nos ensaios 1, 2, 3 e 4 foram de 1234, 7400, 5776 e 5419 mg L⁻¹ e de 680, 3244, 1878 e 2301 mg L⁻¹, respectivamente, Figura 8. No sistema de pós-tratamento com lodo ativado os valores de DQO total no efluente nos ensaios 1, 2, e 3 foram de 1000, 567 e 669 mg L⁻¹, (Tabela 7), não apresentando diferença significativa.

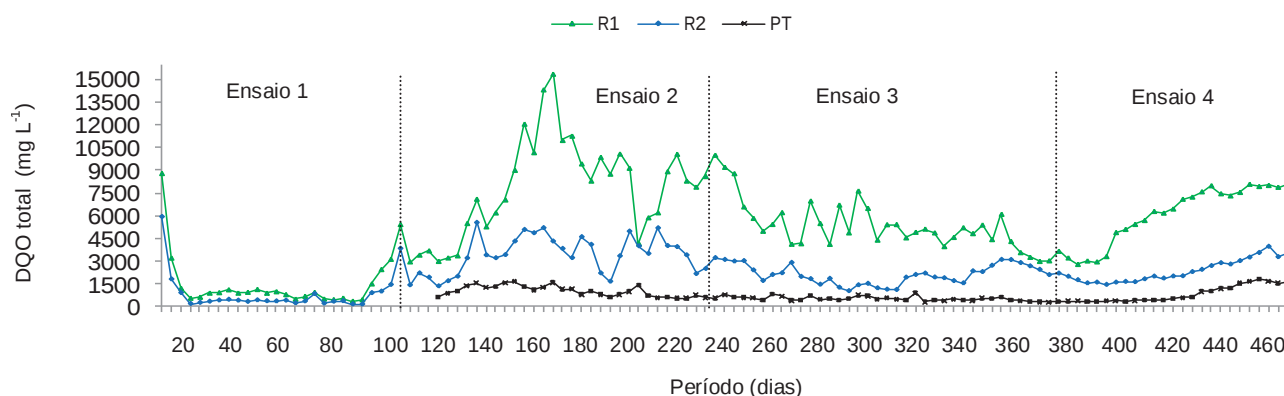


FIGURA 8. Valores de DQO total no efluente dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Embora no segundo reator tenham-se observado menores eficiências de remoção de DQO total em virtude de maiores COV e variações na concentração de DQO total do afluente (efluente do reator 1), este contribuiu para a obtenção de altas eficiências de remoção de DQO total e manutenção da estabilidade do sistema de tratamento em dois estágios.

A contribuição do segundo reator deveu-se principalmente ao aumento da eficiência e à acomodação de sobrecargas no primeiro reator, conforme citado por (OLIVEIRA, 2001). Os valores de DQO dissolvida observados no afluente foram de 12199, 17101, 12270 e 17212 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Na operação de um reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, em série e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO (m³ d)⁻¹, no tratamento de águas residuárias do despulpamento manual do café em coco, BRUNO (2011) obteve eficiências de remoção de DQO total no sistema variando de 43 a 97%.

No tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro diluída, FIA et al. (2010a) e FIA et al.(2010b) operando filtros anaeróbios com escoamento descendente (vol. 139,5 L) preenchidos com brita nº 2, com TDH variando de 10,2 a 10,4 h, COV de 1,91 a 4,89 kg DQO (m³ d)⁻¹ seguidos de 6 sistemas alagados construídos, obtiveram eficiência de remoção de DQO total variando de 33,6 a 60%.

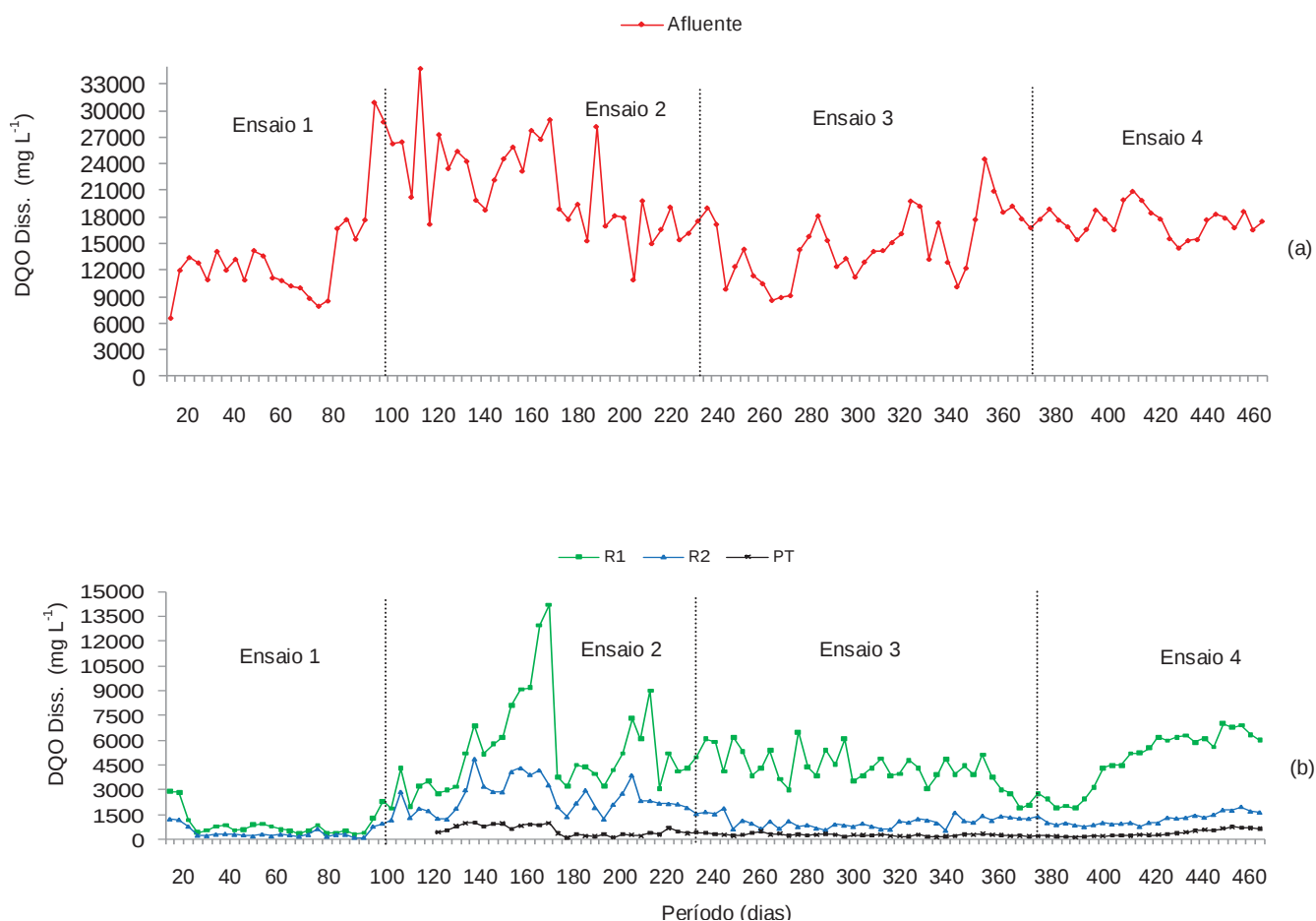


FIGURA 9. Valores de DQO dissolvida do afluente (a) e efluentes (b) dos reatores UASB R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento de lodo ativado nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As concentrações de DQO dissolvida nos efluentes dos reatores R1 e R2 foram de 833, 5236, 4614 e 4429 mg L⁻¹ e de 384, 2374, 1878 e 1183 mg L⁻¹ respectivamente. Houve aumento significativo ($p < 0,05$) nos valores de DQO dissolvida no reator R1 nos ensaios 2, 3 e 4, assim como o reator R2 que também apresentou aumento significativo ($p < 0,05$) nos valores da DQO dissolvida nos ensaios 2 e 3, conforme apresentado na Tabela 7.

Com a implantação do sistema de pós-tratamento com lodo ativado os valores de DQO dissolvida foram de 536, 296 e 320 mg L⁻¹ (Tabela 7), não diferindo significativamente. As variações dos valores da DQO dissolvida podem ser observados na Figura 9.

Os valores de DQO devido aos sólidos suspensos no afluente foram de 1693, 11501, 4193 e 4718 mg L^{-1} (Tabela 7), aumentando significativamente ($p < 0,05$) no ensaio 2 com o aumento da COV de 2,26 para 4,64 $\text{kg DQO (m}^3 \text{d)}^{-1}$, como pode ser observado na Figura 10.

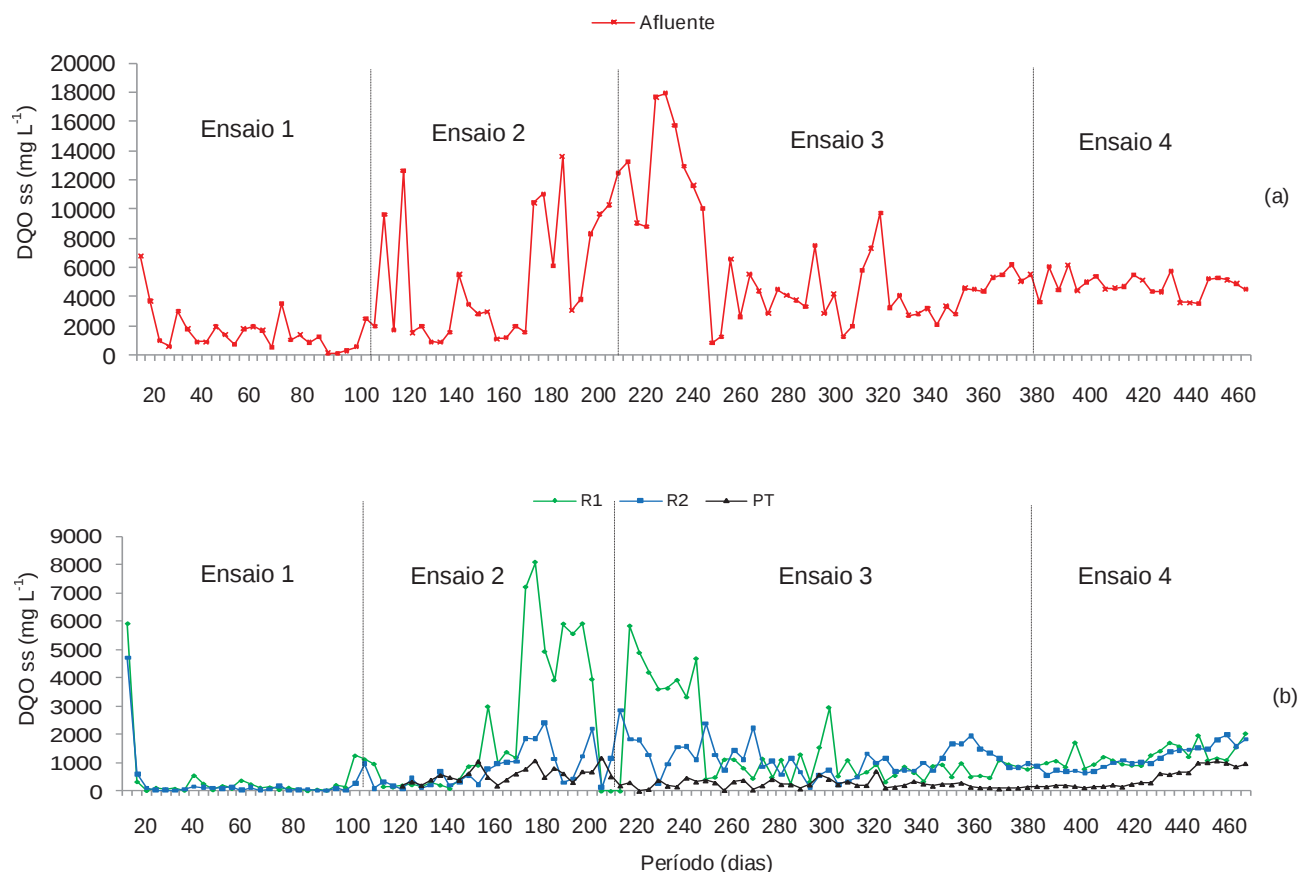


FIGURA 10. Valores de DQO devido aos sólidos suspensos do afluente (a) e efluentes (b) dos reatores UASB R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento de lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os afluentes dos reatores R1 e R2 apresentaram DQO devido aos sólidos suspensos de 402, 2164, 1162 e 990 mg L^{-1} e de 302, 870, 969 e 1118 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, (Tabela 7). O reator R2 apresentou aumento significativo ($p < 0,05$) na DQO ss. no ensaio 2 devido ao aumento da COV aplicada. As variações nos valores de DQO ss. do afluente e dos efluentes podem ser observadas na Figura 9. Os valores de DQO devido aos sólidos suspensos no sistema de pós-tratamento com lodo ativado foram de 464, 271 e 348 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2 e 3 não diferindo significativamente. As eficiências de remoção de DQO devido aos sólidos suspensos no conjunto de reatores UASB (R1+R2) foram de 90,

83, 69 e 74% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e com a introdução do sistema de pós-tratamento a partir do segundo ensaio as eficiências aumentaram para 88, 89 e 92% no conjunto R1+R2+PT, não diferindo significativamente no pós-tratamento.

Na operação de um 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 d e COV média variando de 0,81 a 3,17 kg DQO total (m³ d)⁻¹, LUIZ (2007) 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 (m³ d)⁻¹ e TDH de 10 d, tratando águas residuárias do despulpamento de café, obteve eficiência de remoção de DQO total de 85%.

NEVES et al. (2006) tratando águas residuárias da produção de café instantâneo com pH variando de 4,5 a 5, STD de 217 g kg⁻¹, DQO de 208 g kg⁻¹ em frascos de 160 ml os quais foram mantidos sob condições de anaerobiose com o auxílio de um composto anaeróbio basal contendo cisteína/HCl, obteve produção de metano de 0,28 m³ kg⁻¹ de DQO removida e remoção de sólidos totais e DQO de 80 e 89%, respectivamente.

Operando um sistema de tratamento composto por reator UASB de 11,7 L, seguido por lagoa aerada facultativa, tratando águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, com TDH de 69 h, COV de 0,59 kg DQO (m³ d)⁻¹ e concentração de DQO de 3250 mg L⁻¹, SILVA e CAMPOS (2005) obtiveram eficiência de remoção de DQO de 78%.

A Figura 11 apresenta as variações nos valores de eficiência de remoção da DQO total, dissolvida e devido aos sólidos suspensos nos reatores UASB R1 e R2, R1+R2, no sistema de pós-tratamento PT e no conjunto R1+R2+PT, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As eficiências de remoção de DQO dissolvida nos reatores UASB (R1+R2) foram de 96, 81, 92 e 93%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, (Tabela 8).

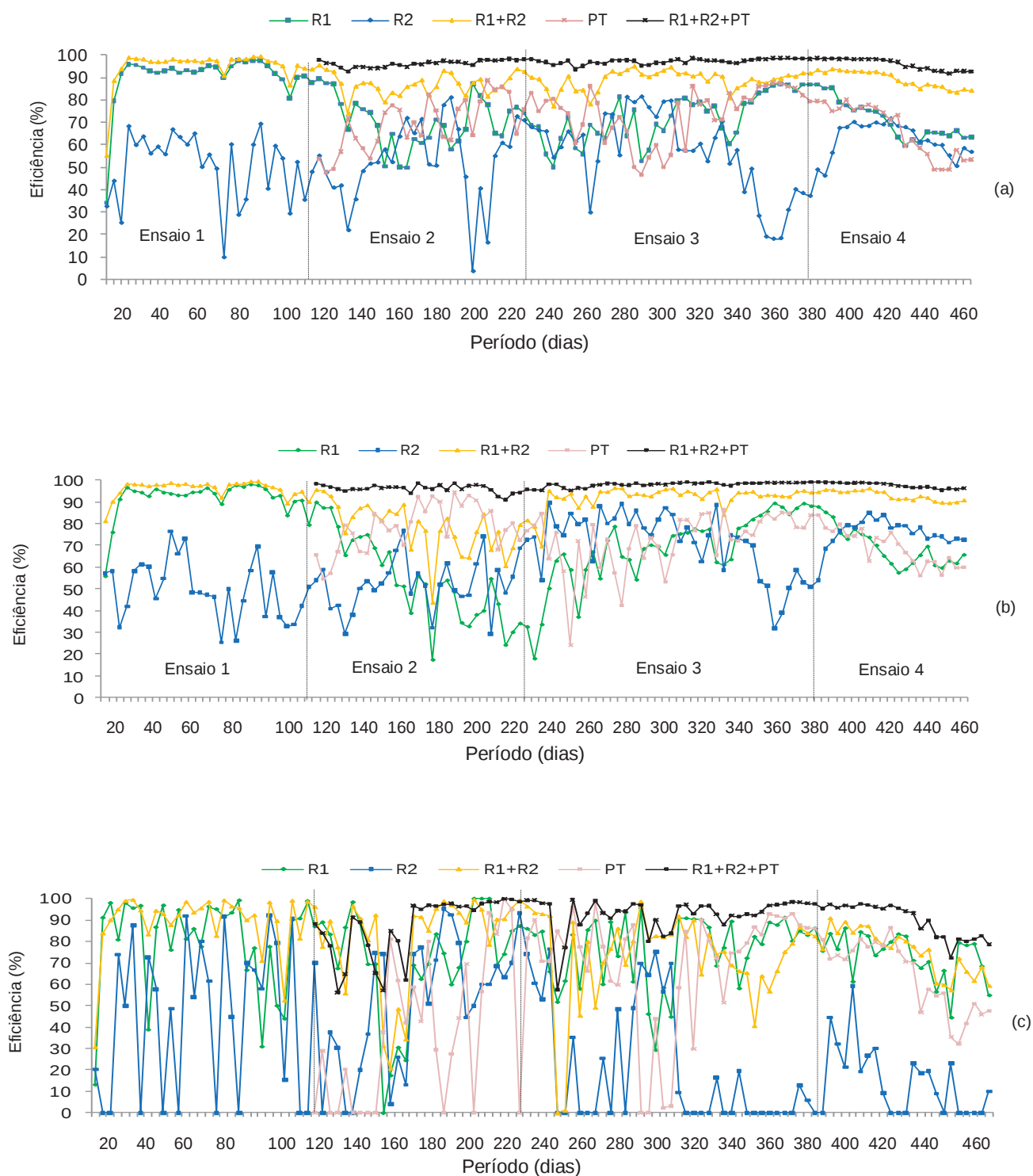


FIGURA 11. Valores de eficiência de remoção de DQO total (a), dissolvida (b) e devido aos sólidos suspensos (c) nos efluentes dos reatores UASB R1 e R2, R1+R2, sistema de pós-tratamento com lodo ativado PT e no conjunto R1+R2+PT, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

O ensaio 2 apresentou a menor eficiência de remoção de DQO dissolvida, diferindo significativamente ($p < 0,05$) dos ensaios 1, 3 e 4. No ensaio 2 a COV foi de $4,64 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, maior que a carga orgânica volumétrica aplicada no ensaio 1. Apesar de no primeiro ensaio o lodo de inóculo ainda estar sendo aclimatado à água residuária do despulpamento de café, a COV aplicada foi de $2,26 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, ou seja, aproximadamente 105% menor que a COV aplicada no segundo ensaio, ocasionando assim diminuição das eficiências de remoção de DQO total e dissolvida. O mesmo não foi observado no ensaio 4, no qual foi aplicado o menor TDH de 3,0 d e a maior COV de $6,85 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, ocasionando assim uma menor eficiência de remoção de DQO dissolvida. No ensaio 4 não houve diferença significativa nas remoções de DQO total e dissolvida em relação aos ensaios 1 e 3, o que pode estar relacionado com a completa adaptação da microbiota do lodo de inóculo usado nos reatores R1 e R2.

A partida dos reatores UASB em dois estágios, com COV de $2,26 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ foi de extrema importância na manutenção da microbiota ativa do lodo utilizado como inóculo, possibilitando assim a aclimação da biomassa à água residuária do despulpamento do café, uma vez que o lodo utilizado foi proveniente de reatores UASB tratando água residuária de suinocultura, a qual não contém compostos orgânicos tóxicos como o fenol e taninos, presentes em grande quantidade nas águas residuárias do despulpamento de café. BRUNO (2007), tratando águas residuárias do despulpamento e descascamento do café em reatores UASB em dois estágios com volumes de 20 e 10 L, DQO total de 15439 a 23041 mg L^{-1} , partiu o sistema com TDH de 96 h, aplicando COV de $5,76 \text{ kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, com 17 dias de operação o sistema entrou em colapso e apresentou queda brusca do pH. O lodo utilizado para inocular os reatores UASB era proveniente de reatores UASB tratando água residuária da suinocultura, adaptado a altas cargas orgânicas volumétricas, mas com ausência de compostos tóxicos.

4.4 Sólidos Suspensos Totais (SST) e Voláteis (SSV)

Na Tabela 9 estão apresentados os resultados médios das concentrações de SST, SSV, SSF, coeficientes de variação (CV em %), obtidos durante a operação

dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2 seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios das concentrações de SST e SSV do afluente foram de 2608, 4997, 3411 e 2955 mg L⁻¹ e de 1471, 2294, 1482 e 1104 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente, (Tabela 8). No ensaio 2 com o aumento da COV de 2,26 para 4,64 kg DQO total (m³ d)⁻¹, houve aumento significativo (p<0,05) na concentração de SST no afluente. Este fato se deve à maior quantidade de grãos de café processados por volume de água, uma vez que, no segundo ensaio foi usada água residuária gerada no início da safra de 2011.

TABELA 9. Valores médios, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F das concentrações de SST, SSV e SSF no afluente e efluente dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetro		Ensaio				Teste F
		1	2	3	4	
SST	Afluente	2608 ^a	4997 ^b	3411 ^a	2955 ^a	34,4 ^{**}
	R1	905 ^a	2147 ^b	1405 ^b	1055 ^a	33,1 ^{**}
	R2	359	722	486	484	12,3 ^{ns}
	PT	-	523	306	275	2,5 ^{ns}
SSV	Afluente	1471	2294	1482	1104	5,2 ^{ns}
	R1	426 ^a	752 ^b	423 ^a	226 ^a	22,2 ^{**}
	R2	298 ^a	659 ^b	422 ^a	429 ^a	22,1 ^{**}
	PT	-	230 ^a	115 ^b	73 ^b	10,9 ^{**}
SSF	Afluente	1097 ^a	2702 ^b	1928 ^b	1851 ^b	32,6 ^{**}
	R1	471 ^a	1394 ^b	982 ^b	829 ^b	37,2 ^{**}
	R2	250 ^a	636 ^b	530 ^b	484 ^b	29,5 ^{**}
	PT	-	421	262	260	2,6 ^{ns}
CV	Afluente	33	22	22	29	
	R1	35	36	25	61	
	R2	64	37	30	37	
	PT	-	60	38	69	
	Afluente	38	45	29	19	
	R1	47	87	61	42	
	R2	82	42	37	36	
	PT	-	78	67	61	
	Afluente	55	33	30	11	
	R1	57	23	20	21	
	R2	59	30	21	20	
	PT	-	24	22	20	

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 SST no efluente dos reatores UASB R1 e R2 foram de 905, 2147, 1405 e 1055 mg L⁻¹, e de 359, 722, 486 e 484 mg L⁻¹, respectivamente, nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Houve aumento significativo ($p < 0,05$) nas concentrações de SST nos ensaios 2 e 3 no reator R1, enquanto no reator R2 os ensaios 1, 2, 3 e 4 não apresentaram diferença significativa. Com a implantação do sistema de pós-tratamento com lodo ativado no ensaio 2, as concentrações de SST do efluente foram de 523, 306 e 275 mg L⁻¹, nos ensaios 2, 3 e 4 não apresentando diferença significativa.

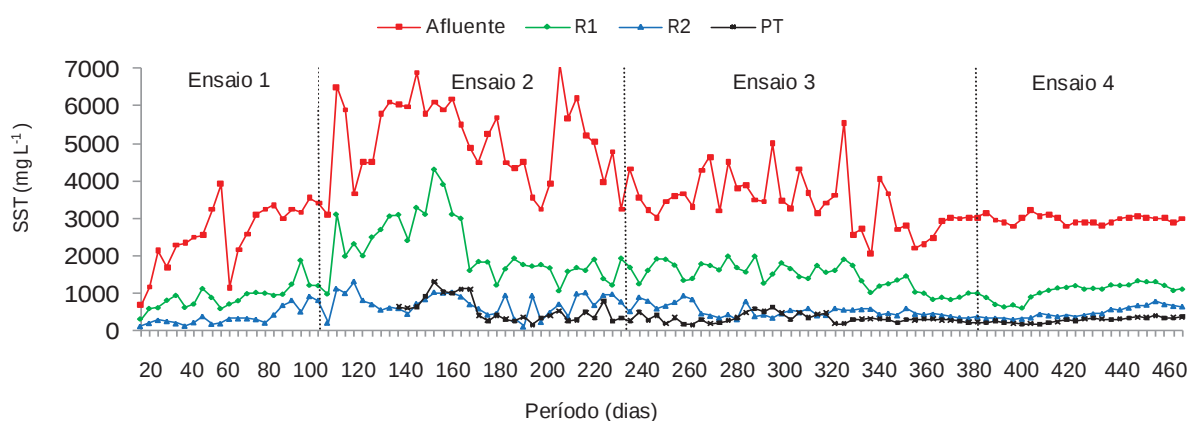


FIGURA 12. Concentração de sólidos suspensos totais (SST) do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As concentrações médias de SSV no afluente dos reatores UASB não diferiram significativamente e foram de 1471, 2294, 1482 e 1104 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, e nos efluentes dos reatores R1 e R2 foram respectivamente de 426, 752, 423 e 226 mg L⁻¹, e de 298, 659, 422 e 429 mg L⁻¹, (Tabela 9). Em ambos os reatores, R1 e R2, houve aumento significativo ($p < 0,05$) da concentração de SSV no segundo ensaio. No sistema de pós-tratamento com lodo ativado as concentrações de SSV no afluente foram de 230, 115 e 73 mg L⁻¹, sendo a concentração de SSV no segundo ensaio significativamente maior que os ensaios 3 e 4.

As eficiências médias de remoção de SST e SSV no R1 foram de 63, 56, 58 e 64 % e de 68, 73, 71 e 79%, respectivamente, (Tabela 10). Com o aumento da COV no ensaio 2 de 2,26 para 4,64 kg DQO total (m³ d)⁻¹ houve decréscimo na eficiência

de remoção de SST, porém não significativo. No reator R2 as eficiências de remoção de SST e SSV foram de 61, 63, 64 e 54% não havendo diferença significativa, e de 45, 22, 18 e 8% nos ensaios 1, 2, 3 e 4. No primeiro ensaio a eficiência de remoção de SSV foi significativamente maior ($p < 0,05$).

Na Figura 13 podem ser observadas as variações das concentrações de SSV do afluente e efluentes dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2, e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

TABELA 10. Valores médios de eficiência de remoção (E em %) de SST, SSV, SSF, coeficiente de variação (CV em %) e Teste F obtidos durante a operação dos reatores UASB R1 e R2, no conjunto R1+R2, no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e no conjunto R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetro		Ensaio				Teste F
		1	2	3	4	
SST	R1	63	56	58	64	8,1 ^{ns}
	R2	61	63	64	54	2,3 ^{ns}
	R1+R2	86	85	85	84	1,2 ^{ns}
	PT	–	29	36	42	1,6 ^{ns}
	R1+R2+PT	–	89	91	91	1,6 ^{ns}
SSV	R1	68	73	71	79	12,2 ^{ns}
	R2	45a	22b	18b	8b	22,2 ^{**}
	R1+R2	77	65	69	60	22,1 ^{ns}
	PT	–	45a	71b	79b	44,1 ^{**}
	R1+R2+PT	–	89	92	93	2,2 ^{ns}
SSF	R1	54	45	46	54	4,4 ^{ns}
	R2	47	52	45	41	6,2 ^{ns}
	R1+R2	76	74	71	73	8,5 ^{ns}
	PT	–	40	45	42	2,1 ^{ns}
	R1+R2+PT	–	91	85	86	1,6 ^{ns}
CV	R1	17	23	17	12	
	R2	27	29	18	16	
	R1+R2	8	8	6	9	
	PT	–	96	74	65	
	R1+R2+PT	–	6	4	4	
	R1	24	30	25	14	
	R2	63	65	127	130	
	R1+R2	27	35	21	32	
	PT	–	215	35	21	
	R1+R2+PT	–	8	6	5	
	R1	32	37	25	21	
	R2	29	31	23	16	
	R1+R2	12	15	14	9	
	PT	–	60	65	55	
	R1+R2+PT	–	9	5	4	

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.

Os resultados obtidos neste trabalho foram inferiores aos obtidos por BRUNO e OLIVEIRA (2008), os quais utilizaram reatores UASB em dois estágios com as mesmas características dos utilizados nesta pesquisa. Comparando-se somente os reatores UASB R1 e R2, e utilizando TDH de 148, 124 e 96 h os autores obtiveram eficiência de remoção de SST de 93, 97, 98 e 96%, valores superiores aos obtidos neste trabalho. Na pesquisa atual as melhores eficiências de remoção foram de 91% nos ensaios 3 e 4, e foram obtidas com a inclusão do sistema de pós-tratamento.

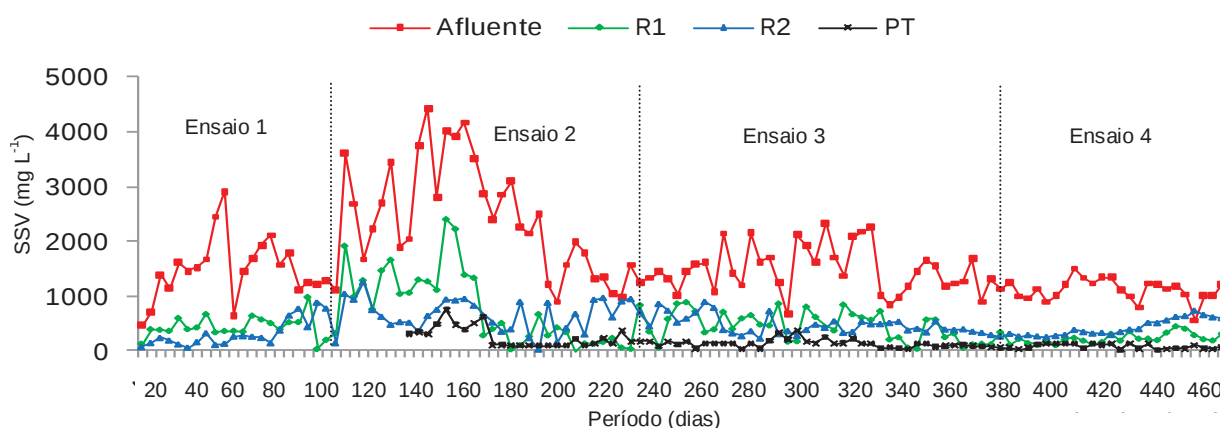


FIGURA 13. Concentração de sólidos suspensos voláteis (SSV) do afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Na operação de reatores anaeróbios horizontais, em série, um de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), no tratamento de águas residuárias do despulpamento manual de café em coco, BRUNO (2011) obteve eficiências de remoção de SST no sistema variando de 77 a 82%.

FIA et al. (2010a) e FIA et al.(2010b) operando filtros anaeróbios com escoamento descendente (139,5 L) preenchidos com brita nº 2, com TDH variando de 10,2 a 10,4 h, COV de 1,91 a 4,89 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) seguidos de 6 sistemas alagados construídos, no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro, diluída, obtiveram eficiência de remoção de SST de 13,1 a 16,7%.

No tratamento de águas residuárias do processamento de café por via úmida em um reator anaeróbio de fluxo ascendente híbrido (19,25 L), com concentrações

médias de SST variando de 3520 a 4200 mg L⁻¹, COV de 7,01 kg DQO total (m³ d)⁻¹ e TDH de 24 h, SELVAMURUGAN et al. (2010) obtiveram 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 (m³ d)⁻¹.

Na avaliação de 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⁻¹, LUIZ (2007) 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.

Com o tratamento das águas residuárias do despulpamento de café em um reator UASB com volume de 11,7 L, TDH de 69 h e COV de 0,59 kg DQO (m³ d)⁻¹, SILVA e CAMPOS (2005) obtiveram eficiência de remoção de sólidos totais de 22%.

Com a avaliação do tratamento das águas residuárias do despulpamento de café, com concentração de SST e SSV de 1599 e 1248 mg L⁻¹, respectivamente, em reator UASB com volume de 11,7 L e COV de 1,12 kg DQO (m³ d)⁻¹ e TDH de 69 h, seguido de lagoa aerada facultativa, LUIZ et al. (2004) obtiveram 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.

Estudos realizados por GONÇALVES et al. (2000) avaliaram a eficiência de remoção de poluentes no pré-tratamento, tratamento primário e secundário de águas residuárias da lavagem e despulpa dos frutos do cafeeiro. Os autores observaram 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. A Figura 14 apresenta as variações das eficiências de remoção de SST (a), SSV (b) e SSF (c) dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2, R1+R2, PT e no conjunto R1+R2+PT, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

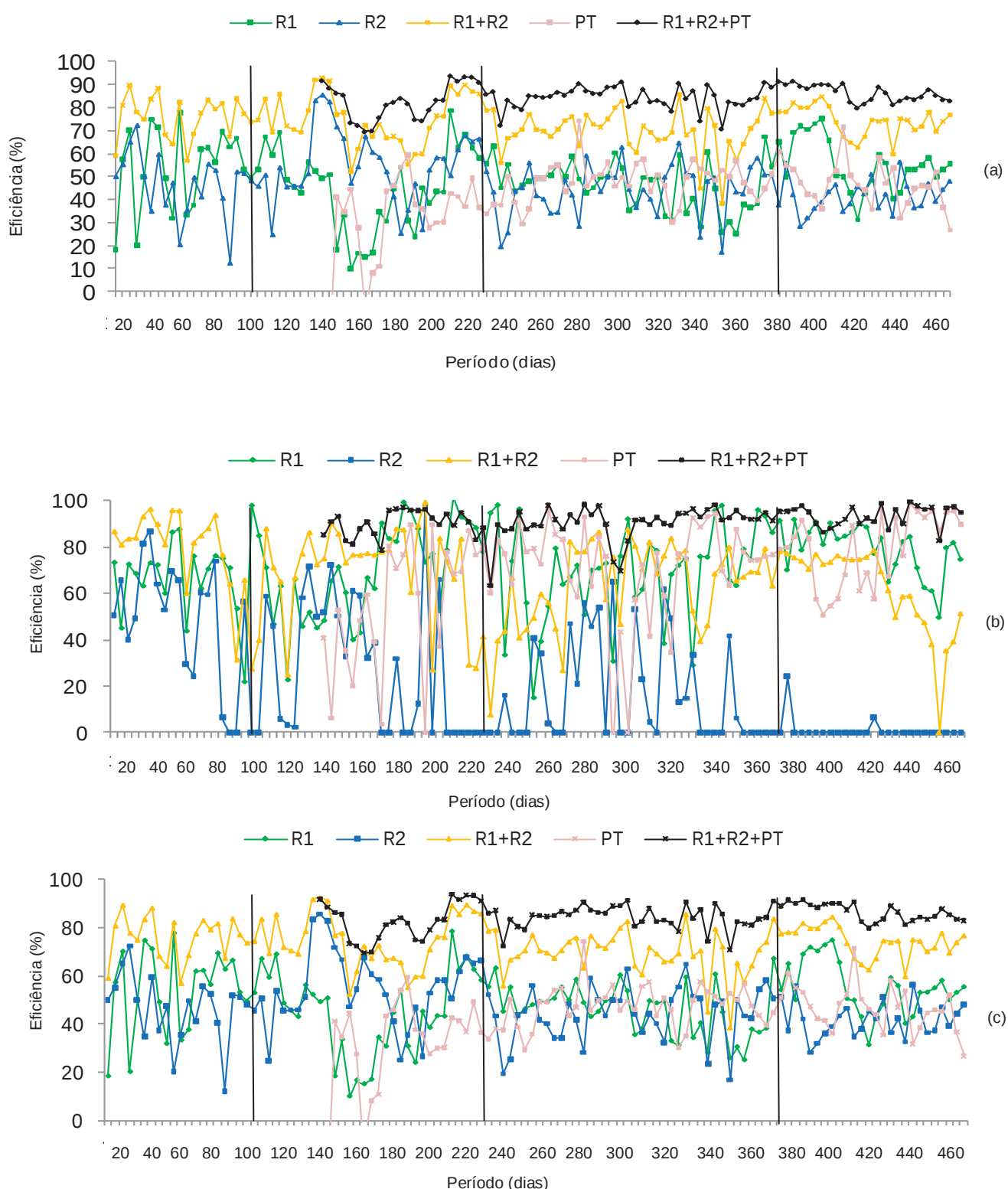


FIGURA 14. Eficiência de remoção de sólidos suspensos totais, (SST) (a), sólidos suspensos voláteis (SSV) (b) e sólidos suspensos fixos (SSF) (c) dos efluentes dos reatores UASB R1 e R2, R1 + R2, do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e do conjunto R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Na operação de reatores anaeróbios de 5 L, com COV de $1,3 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, tratando águas residuárias da produção de café instantâneo contendo grãos de café, com concentração de SSV de $23,1 \text{ g L}^{-1}$, DINSDALE et al. (1996) obtiveram eficiências de remoção de SSV e DQO de 58%.

Os valores médios das relações SSV/ SST do afluente foram de 56, 46, 43 e 37%, indicando a predominância de partículas minerais entre os sólidos suspensos do afluente, as quais podem ficar retidas no lodo por precipitação, diminuindo assim sua atividade biológica por unidade de volume do reator. Os valores médios da relação DQO/SSV foram de 9, 12, 11 e 20%.

4.5 Fenóis totais

Na Tabela 11 estão apresentados os valores médios, coeficientes de variação e teste F do afluente e efluentes dos reatores UASB R1 e R2 em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Os valores médios das concentrações de fenóis totais do afluente foram de 47,8; 186,5; 108,7 e $54,4 \text{ mg L}^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente (Figura 15). No ensaio 2, com o aumento da COV de 2,26 para $4,64 \text{ kg DQO total (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ houve aumento significativo ($p < 0,05$) da concentração de fenóis do afluente.

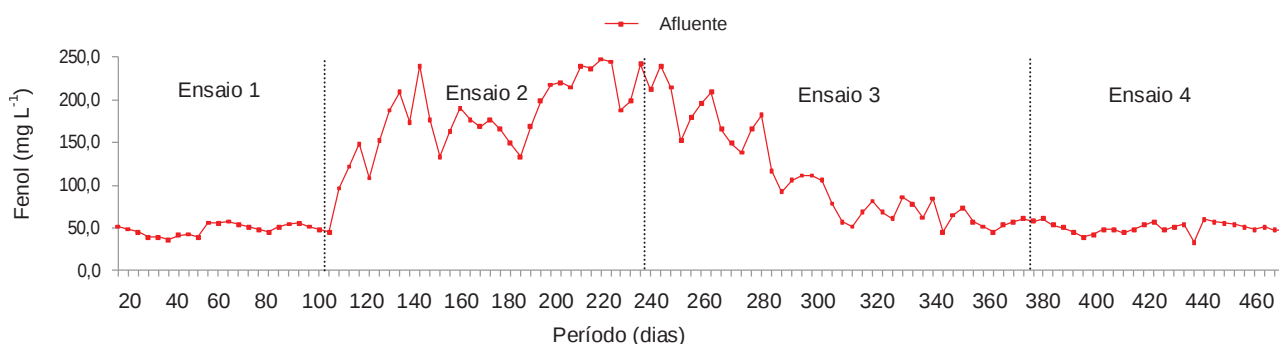


FIGURA 15. Valores de fenóis totais do afluente do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

As concentrações médias de fenóis totais nos efluentes dos reatores R1 e R2 foram de 9,1; 43,0; 35,5 e $22,5 \text{ mg L}^{-1}$ e de 3,9; 19,2; 14,5 e $11,0 \text{ mg L}^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Na Figura 16 podem ser observadas as variações nas concentrações de fenóis no reator R1, principalmente nos ensaios 2 e 3, evidenciando o aumento significativo ($p < 0,05$) nos ensaios 2, 3 e 4 em relação ao ensaio 1. Mesmo com a diminuição do TDH de 6 para 3 d e o aumento da COV de 2,67 no ensaio 3 para 6,85 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) no ensaio 4, as eficiências de remoção no conjunto R1+R2 não se diferenciaram significativamente e foram de 92, 90, 83 e 83%, respectivamente nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Este fato demonstra que as concentrações de fenóis não foram um fator limitante na operação do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB.

TABELA 11. Valores médios da concentração de fenóis totais (FT), coeficiente de variação (CV em %), teste F do afluente e efluentes dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2, e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e eficiência de remoção dos reatores R1 e R2, R1+R2, PT e no conjunto (R1+R2+PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Parâmetro		Ensaio				Teste F
		1	2	3	4	
Fenol (mg L^{-1})	Afluente	47,8a	186,5b	109a	54,4a	25,4**
	R1	9,1a	43,0b	35,5b	22,5b	14,3**
	R2	3,9a	19,2b	14,5ab	11a	12,2**
	PT	–	9,0	8,0	6,0	2,1 ^{ns}
	R1+R2+PT	–	95	92	89	6,7 ^{ns}
E (%)	R1	80a	77a	63ab	58b	25,6**
	R2	53	53	57	50	4,3 ^{ns}
	R1+R2	92	90	83	83	2,7 ^{ns}
	PT	–	52a	44a	79b	21,4**
	R1+R2+PT	–	95	92	89	6,7 ^{ns}
CV (%)	Afluente	18	21	97	20	
	R1	144	34	16	26	
	R2	181	42	21	27	
	PT	–	37	26	41	
	R1	12	9	98	20	
	R2	52	36	30	26	
	R1+R2	4	4	11	7	
	PT	–	37	43	41	
	R1+R2+PT	–	2	4	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; ** ($p < 0,01$) – significativo ao nível de 1% de probabilidade pelo teste F.

As concentrações de fenóis no sistema de pós-tratamento com lodo ativado foram de 9,0; 8,0 e 6,0 mg L⁻¹, respectivamente, nos ensaios 2, 3 e 4, não havendo diferença significativa. Com a partida do sistema de pós-tratamento com lodos ativados no segundo ensaio, as eficiências de remoção de fenóis aumentaram para 95, 92 e 89%, não havendo diferença significativa. O sistema de pós-tratamento foi de extrema importância na remoção de fenóis, proporcionando um acréscimo de 52, 44 e 79% em relação ao efluente do reator R2. Esta elevada remoção de fenóis se deve à oxidação do mesmo no sistema de pós-tratamento, em decorrência das etapas de reação aeróbia ocasionadas pela aeração do sistema.

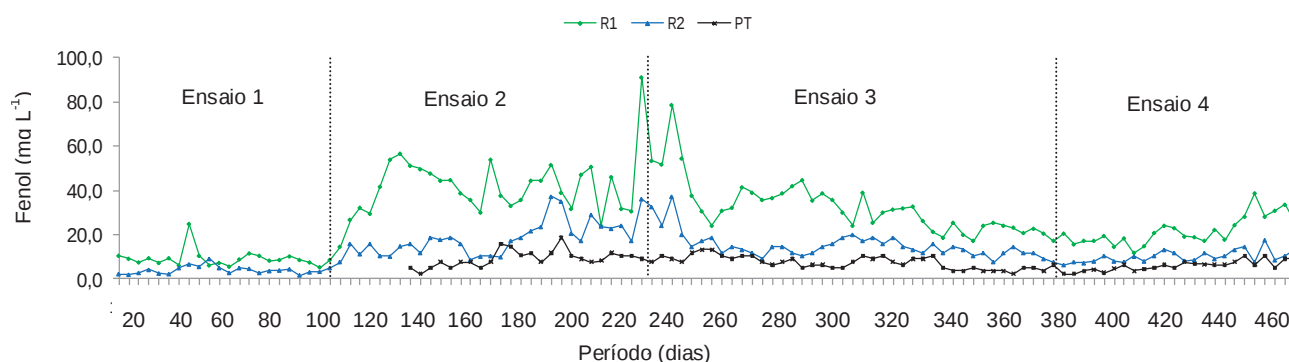


FIGURA 16. Valores de fenóis totais dos efluentes do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

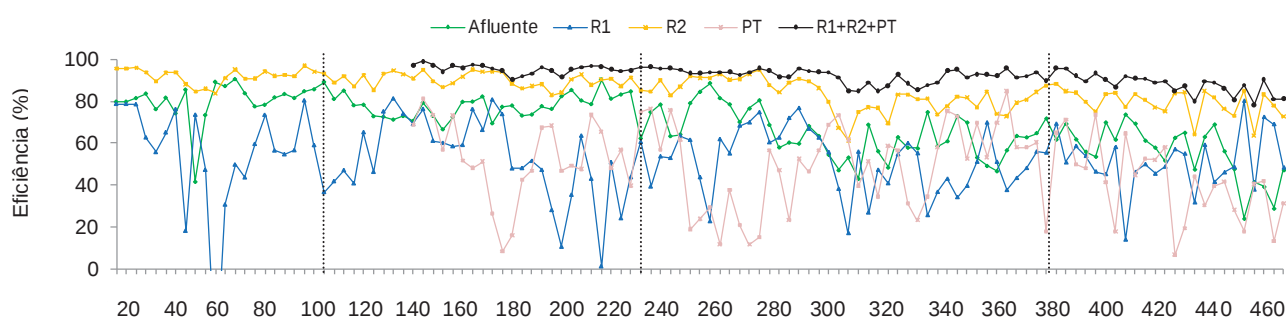


FIGURA 17. Eficiência de remoção de fenóis totais dos efluentes dos reatores UASB R1 e R2, R1+R2, do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e do conjunto R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Na operação de reatores anaeróbios horizontais, em série, um de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), no tratamento de águas residuárias do despulpamento manual de café em coco, BRUNO (2011) obteve eficiências de remoção de fenóis totais no sistema variando de 58 a 69%.

O tratamento das águas residuárias do despulpamento de café em três reatores anaeróbios de leito fixo (139,5 L), com concentração média de DQO de 4545 mg L^{-1} e TDH médio de 1,3 dias, foi avaliado por FIA et al. (2010a). Os autores obtiveram eficiência de remoção de compostos fenólicos de 68% no reator preenchido com escória de alto forno, de 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 maiores que os observados neste trabalho, porém a carga orgânica aplicada foi consideravelmente menor, de 0,81 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$).

No tratamento de uma mistura de água residuária e resíduos sólidos da moagem de oliva para extração de óleo, FEZZANI et al. (2010) avaliaram a eficiência de digestores anaeróbios semi contínuos, em escala de bancada (18 L), em dois estágios com COV variando de 5,54 a 14 g DQO L^{-1} , e TDH variando de 18 a 36 dias, com concentração de fenóis solúveis de 7,5 g L^{-1} obtiveram melhor eficiência de remoção de fenóis solúveis de 78%, com TDH de 24 dias e COV de 8,17 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$).

PINHEIRO et al. (2010) operando reator de leito fixo e escoamento contínuo (vol. 4,45 L) inoculado com *Aspergillus niger*, no tratamento de águas residuárias sintéticas contendo fenol, na concentração de 250 mg L^{-1} , com TDH de 8 h, obtiveram eficiências de remoção de fenol de 99%, utilizando glicose como suplemento e 77% sem a adição de glicose.

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

Na avaliação do efeito da recirculação e de choques de carga na biodegradação de uma mistura de um complexo fenólico, em reatores UASB híbridos (vol. 13,5 L) sob condições mesofílicas, com DQO média de 2240 mg L^{-1} e concentração de fenóis de 752 mg L^{-1} , usando-se taxas de recirculação de 0,5; 1,0; 1,5 e 2,0; RAMAKRISHMAN et al. (2008) obtiveram as melhores eficiências de remoção de fenóis com taxa de recirculação de 1,0 aumentando de 88 para 95%.

HUSSAIN et al. (2008) operando um reator UASB de 10 L tratando água residuária sintética contendo fenol com concentração média de fenol de 420 mg L^{-1} e TDH de 6 h, COV variando de 3,9 a $4,1 \text{ g DQO (L d)}^{-1}$, e suplementada com N e P, obtiveram eficiência média de remoção de fenol de 90%.

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 $34,56 \text{ mg L}^{-1}$, SILVA (2007) obteve concentrações médias de fenóis nos efluentes do R1 e R2 de $37,67$ e $33,38 \text{ mg L}^{-1}$, 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.

Avaliando a operação de um reator UASB de 2,8 L, com TDH de 40 horas, COV de $0,9 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$, tratando águas residuárias sintéticas contendo fenol, na concentração de 630 mg L^{-1} e DQO de 1500 mg L^{-1} , FANG et al. (2006) obtiveram eficiência de remoção de fenol de 99%. Com a redução do TDH para 28 h, a eficiência de remoção de fenol diminuiu para 59%, se recuperando após 28 dias para 77%, indicando assim que a bioatividade foi parcialmente inibida pelo aumento na concentração de fenol com a diminuição do TDH.

Avaliando o tratamento das 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 $1,12 \text{ kg DQO (m}^3 \text{ d)}^{-1}$ seguido de lagoa aerada facultativa, LUIZ et al. (2004) obtiveram 82% de eficiência de remoção de fenóis totais no reator UASB.

RINCÓN et al. (2002) operando reator UASB tratando águas residuárias da produção de petróleo leve, obtiveram eficiência de remoção de 60% de fenóis totais. Os autores observaram que com a diminuição do TDH de 15 para valores menores que 10 h, houve queda na eficiência de remoção de 25 a 10%.

No tratamento de águas residuárias com concentrações de fenóis totais de 1260 mg L^{-1} , FANG et al. (1996) obtiveram eficiência de remoção de 97% em um sistema composto por reator UASB de 2,8 L operando com TDH de 12 h e COV de $6 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$.

Apesar das eficiências de remoção relativamente altas (Figura 17), as concentrações de fenóis nos efluentes dos reatores ainda permaneceram um pouco acima do permitido para lançamento de efluentes, que é de $0,5 \text{ mg L}^{-1}$, segundo a resolução 357 do CONAMA, (BRASIL, 2005).

4.6 pH, alcalinidade e ácidos voláteis

Na Tabela 12 estão apresentados os valores médios, coeficientes de variação (CV em %) e teste F do pH, concentração de ácidos voláteis (AVT), alcalinidades total (AT), parcial (AP) e intermediária (AI) do afluente e efluentes, além da relação AI:AP, obtidos durante a operação dos reatores UASB em dois estágios R1 e R2 seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Os valores médios de pH do afluente bruto foram 4,1; 4,3; 4,2 e 4,5, respectivamente e após a correção com calcário foram de 6,9; 7,3; 7,5 e 7,3 para os ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente.

As variações do pH para os afluentes e efluentes dos reatores UASB R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado PT, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4 podem ser observadas na Figura 18. Os valores médios do pH do efluente do R1 foram de 7,5; 7,2; 7,6 e 6,9 e no R2 de 7,8; 7,2; 7,5 e 7,2 nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. 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, 3 e 4 não foram limitantes para a metanogênese nos reatores 1 e 2, e sua estabilidade pode ser atribuída aos altos valores de alcalinidade total (AT) observados na Tabela 11.

A operação de um sistema composto por reator UASB em dois estágios com características similares aos usados nesta pesquisa por BRUNO e OLIVEIRA (2008), no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, TDH de

4 d e COV de 5,8 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), utilizaram NaOH como alcalinizante e após 15 dias de operação o sistema entrou em colapso, com queda acentuada no pH e aumento na concentração de AVT.

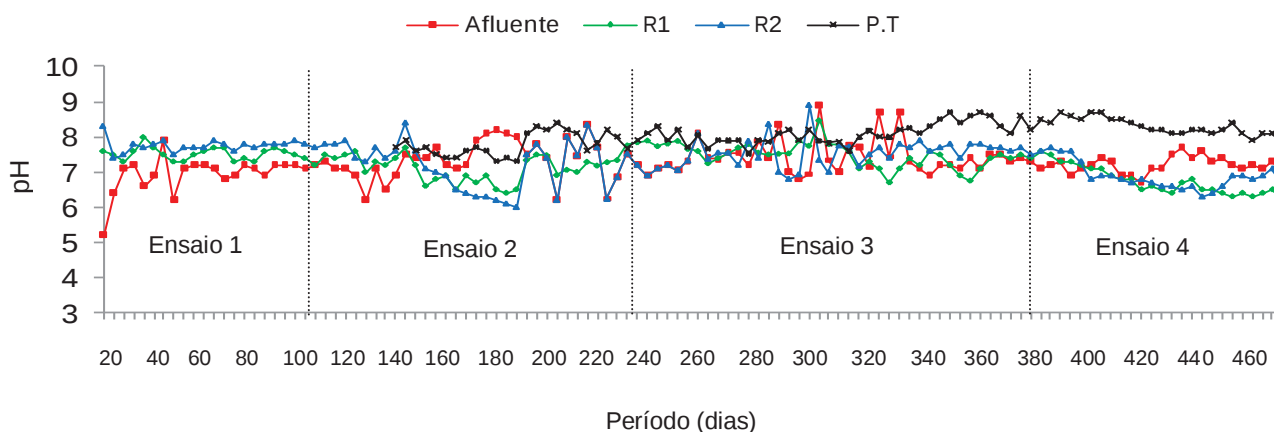


FIGURA 18. Valores de pH do afluente e efluente dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Operando reatores anaeróbios horizontais, em série, um de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), no tratamento de águas residuárias sintéticas do despulpamento de café por via úmida, BRUNO (2011) utilizou calcário como alcalinizante e obteve pH variando de 6,3 a 7,9. Apesar das altas COV aplicadas, os reatores anaeróbios horizontais apresentaram estabilidade ao longo de todo o experimento.

Na avaliação de filtros anaeróbios com escoamento descendente (139,5 L) preenchidos com brita nº 2, com TDH variando de 10,2 a 10,4 h, COV de 1,91 a 4,89 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) seguidos de 6 sistemas alagados construídos, no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro, diluída, com pH médio do afluente bruto de 3,44, FIA et al. (2010) utilizaram cal hidratada para correção de pH para valores próximos a 7,0. Os autores observaram que o pH do afluente se manteve na faixa de 6,2 a 6,5 e que não apresentou valores adequados de alcalinidade bicarbonato.

TABELA 12. Valores médios de pH, ácidos voláteis totais (AVT); alcalinidade (total AT), intermediária (AI) e parcial (AP), coeficiente de variação (CV em %) e teste F, obtidos durante a operação dos reatores (UASB) em dois estágios (R1 e R2) e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	COV			pH			AT			AP			AI			AVT			AI/AP					
	kg DQO total (m ³ L ⁻¹)						(mg CaCO ₃ L ⁻¹)			(mg CaCO ₃ L ⁻¹)			(mg CaCO ₃ L ⁻¹)			(mg CH ₃ COOH L ⁻¹)								
	R1	R2	Afluente	R1	R2	PT	Afluente	R1	R2	PT	Afluente	R1	R2	PT	Afluente	R1	R2	PT	Afluente	R1	R2	PT	R1	R2
1	2,26a	0,4a	6,9a	7,5	7,8	–	730a	2310	2682	–	360a	2042a	2350a	–	369a	268a	332a	–	960	103a	124a	–	0,13a	0,14a
2	4,64b	2,4b	7,3b	7,2	7,2	7,8	1356b	2182	2579	2143	659b	1245b	1973a	1039	697b	937b	606b	1105a	981	1944b	1132b	427a	0,75b	0,3a
3	2,67a	1,87b	7,5b	7,6	7,5	7,9	1239b	2301	2141	2700	537b	1305b	1289b	1075	701b	996b	851b	1625b	798	1437b	742b	308a	0,76b	0,66b
4	6,85c	3,38c	7,3b	6,9	7,2	8,3	1143b	1918	2139	2208	575b	895b	1132b	1123	569b	1023b	1007b	1085a	910	1120b	427a	164b	1,14a	0,88b
Teste F	62,1**	38,2**	24,8**	10,2 ^{ns}	8,2 ^{ns}	10,1 ^{ns}	10,2**	8,4 ^{ns}	14,4 ^{ns}	12,2 ^{ns}	24,2**	31,2**	24,2**	8,4 ^{ns}	12,4**	18,4**	12,8**	18,8**	14,2 ^{ns}	48,4**	18,9**	32,4*	12,4*	8,7**
CV (%)	21	14	7	2	2	–	15	11	11	–	15	14	14	–	30	47	50	–	14	45	110	–	32	10
	16	24	7	6	9	4	29	15	31	20	39	34	30	20	59	41	70	53	16	24	27	32	27	12
	22	35	7	4	7	2	16	12	15	9	28	26	17	13	27	36	49	20	15	16	51	24	24	21
	12	9	5	6	7	3	7	16	7	5	10	15	10	9	16	21	14	9	16	28	24	25	75	42

Letras minúsculas diferentes 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.

LUIZ (2007) operando 3 reatores anaeróbios de leito fixo preenchidos com espuma de poliuretano, escória e brita, (139,5 L), COV variando de 0,81 a 4,41 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) e TDH variando de 1,03 a 1,58 dias, tratando águas residuárias do despulpamento de café, com pH médio variando de 4,0 a 4,8 utilizou calcário calcítico com PRNT de 72,7%, na proporção de 0,5 g de CaCO_3 por g de DQO total.

As concentrações médias de AVT no afluente foram de 960, 981, 798 e 910 $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, não havendo diferença significativa.

As concentrações médias de AVT no efluente do R1 foram de 103, 1944, 1437 e 1120 $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ e no R2 de 124, 1132, 742 e 427 $\text{mg CH}_3 \text{COOH L}^{-1}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Após 100 dias de operação com o início do segundo ensaio, houve aumento significativo ($p < 0,05$) na concentração de AVT no R1 com o aumento da COV aplicada, de 2,26 para 4,64 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$). Nos ensaios 2, 3 e 4 não houve diferença significativa nas concentrações de AVT do reator R1. Mesmo com altas concentrações de AVT, o reator R1 permaneceu estável, indicando que a microbiota existente no lodo de inóculo se encontrava aclimatada com a afluente. As variações das concentrações de AVT estão apresentadas na Figura 19.

No reator R2 os ensaios 1 e 4 não diferiram entre si, havendo aumento significativo na concentração de AVT nos ensaios 2 e 3.

No sistema de pós-tratamento com lodo ativado as concentrações de AVT foram de 427, 308 e 164 $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, ocorrendo no ensaio 4 um decréscimo significativo na concentração de AVT.

A avaliação de 3 reatores anaeróbios de leito fixo preenchidos com espuma de poliuretano, escória e brita, (139,5 L), COV variando de 0,81 a 4,41 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) e TDH variando de 1,03 a 1,58 dias, tratando águas residuárias do despulpamento de café, com concentrações médias de AVT no afluente variando de 300 a 2021 $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ foi realizada por LUIZ (2007). O autor obteve valores médios de AVT de 242 a 1083 $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$ e no efluente dos preenchidos com espuma de poliuretano, escória e brita variando de 160 a 763, 242 a 1083 e 215 a 897 $\text{mg CH}_3\text{COOH L}^{-1}$, respectivamente.

A operação de reatores anaeróbios de 5 L, com COV de 1,3 Kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), nas faixas de temperatura mesofílica e termofílica, tratando águas residuárias da produção de café instantâneo contendo grãos de café e fazendo a correção de pH com Ca(OH)_2 , foi realizada por DINSDALE et al. (1996). Os autores observaram decréscimos na produção de metano a partir do 30^o dia de operação, a qual foi acompanhada do aumento da concentração de AVT, de 500 para 2000 mg L^{-1} . Mesmo com o pH em torno de 6,8 por um longo período, o sistema não se recuperou.

Os valores médios da alcalinidade total do afluente foram de 730, 1356, 1239 e 1143 $\text{mg CaCO}_3 \text{L}^{-1}$, nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente, havendo aumento significativo ($p < 0,05$) nos ensaios 2, 3 e 4. Para os efluentes dos reatores R1 e R2, os valores médios da alcalinidade total foram de 2310, 2182, 2301 e 1918 $\text{mg CaCO}_3 \text{L}^{-1}$ e de 2682, 2579, 2141 e 2139 $\text{mg CaCO}_3 \text{L}^{-1}$ nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente, não havendo diferença significativa nos valores de alcalinidade total dos reatores R1 e R2, mesmo com o aumento da COV aplicada de 2,26 para 6,85 kg DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$). As variações nas concentrações de alcalinidade total, alcalinidade parcial e alcalinidade intermediária, podem ser observadas na Figura 19.

No sistema de pós-tratamento com lodo ativado as concentrações médias de alcalinidade total foram de 2143, 2700 e 2208 $\text{mg CaCO}_3 \text{L}^{-1}$, não havendo diferença significativa.

Os valores médios da relação AI/AP para o reator R1 foram de 0,13; 0,75; 0,76 e 1,14 e para o reator R2 foram de 0,14; 0,30; 0,66 e 0,88 nos ensaios 1, 2, 3 e 4 respectivamente (Tabela 11). As variações dos valores da relação AI/AP durante os ensaios, podem ser verificadas na Figura 20. No ensaio 1 ocorreram os maiores valores da relação AI/AP, comprovando a instabilidade do processo, o que pode ser evidenciado pela queda na eficiência de remoção de DQO e na produção de biogás. De acordo com RIPLEY et al. (1983), valores da relação AI/AP superiores a 0,3 indicam a ocorrência de distúrbios no processo de digestão anaeróbia.

Valores de alcalinidade de 2500 a 5000 mg L^{-1} de CaCO_3 são desejáveis, pois conferem um bom tamponamento ao meio em digestão (JENKINS et al. 1983). ANDERSON e YANG (1992), citaram valores de 1000 a 1500 mg L^{-1} de CaCO_3 como desejáveis para reatores anaeróbios.

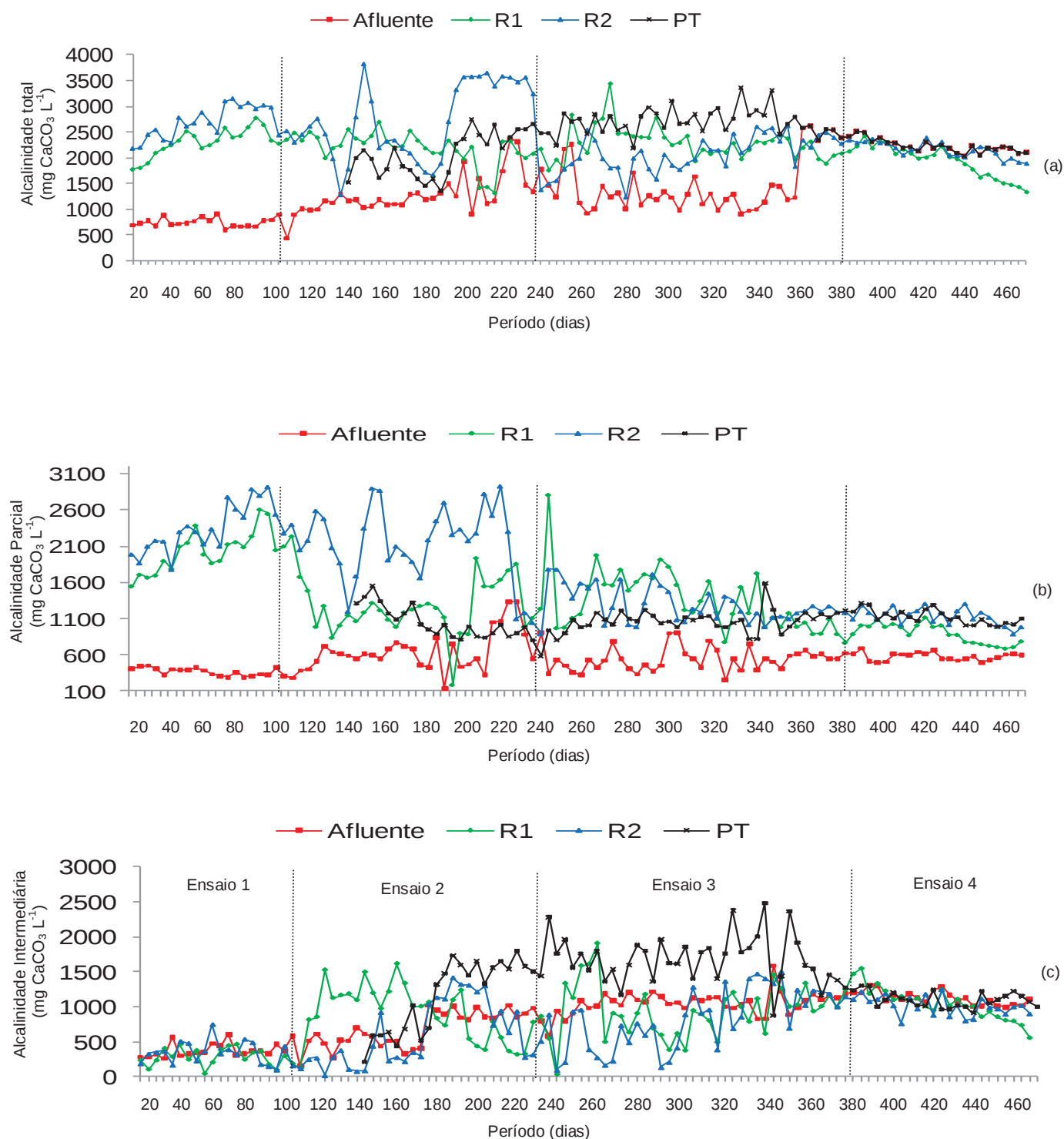


FIGURA 19. Valores de alcalinidade total (a), parcial (b) e intermediária (c) no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios e no sistema de tratamento com lodo ativado nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

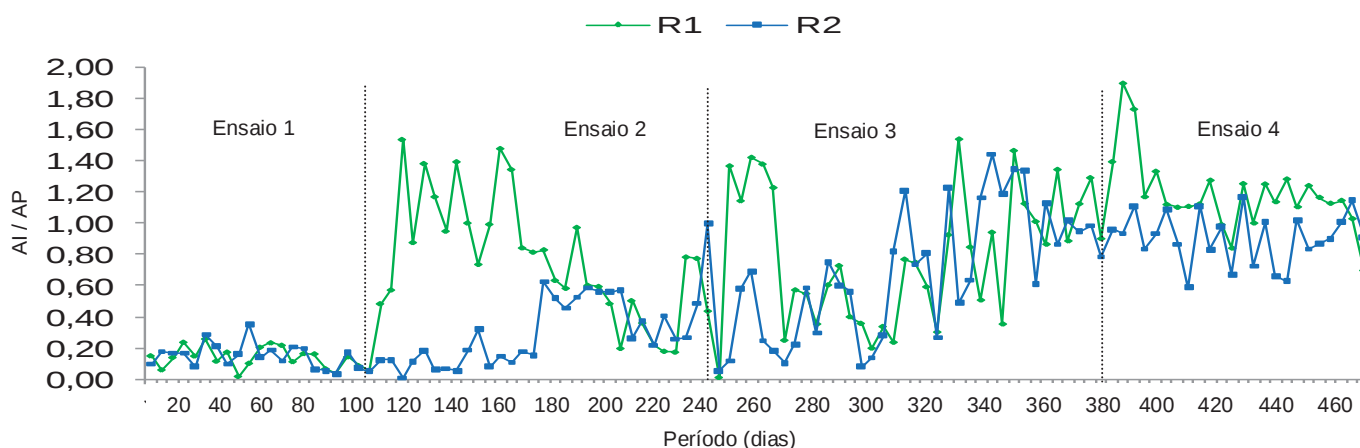


FIGURA 20. Relação Al/AP nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodos ativados (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Neste experimento observou-se nos ensaios 2, 3 e 4, valores da relação Al/AP acima do recomendado por RIPLEY et al. (1983) nos reatores R1 e R2, porém a eficiência na remoção de DQO e SST não foi afetada, assim como a produção de biogás. Segundo FORESTI (1994), é possível ocorrer a estabilidade no processo com valores diferentes de 0,3; sendo recomendada a verificação para cada caso em particular.

Na operação de 3 reatores anaeróbios de leito fixo preenchidos com espuma de poliuretano, escória e brita, (139,5 L), COV variando de 0,81 a 4,41 kg DQO ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$) e TDH variando de 1,03 a 1,58 dias, tratando águas residuárias do despulpamento de café, LUIZ (2007) obteve valores da relação Al/AP variando de 0,5 a 0,9 no reator preenchido com escória, de 0,4 a 1,0 no reator preenchido com espuma e de 0,4 a 1,9 no reator preenchido com brita, e segundo a autora estes valores apesar de estarem acima do recomendado para a operação estável dos reatores não foram prejudiciais ao processo.

SANTANA (2004) operando reatores UASB em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura, observou diminuição significativa das concentrações de AVT do afluente ao efluente dos reatores, variando de 129 a 177 mg L^{-1} no reator 1 com Al/AP de 0,24 a 0,47 e no efluente do reator 2 de 103 para 168 mg L^{-1} , com Al/AP de 0,22 a 0,44. O autor observou que apesar da relação Al/AP ter ficado acima de 0,3 e considerando que os AVT ficaram abaixo do valor recomendado de

200 mg L⁻¹, o sistema de tratamento mostrou-se estável com bons resultados de desempenho dos reatores para a remoção de DQO, SST e produção de metano.

Na operação de reatores ABR e UASB em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura, FERNANDES (2004) obteve valores de pH no efluente do reator ABR na faixa de 6,5 a 8,0 e no efluente do reator UASB na faixa de 6,9 a 8,1 e observou que os valores de AT, AP e AI decresceram com a diminuição do TDH de 56 para 18 h no reator 1 e de 16 para 4 h no reator 2. Houve diminuição das concentrações de AVT do afluente para o efluente do reator 1 de 1108 para 185 mg L⁻¹, com AI/AP de 0,18 a 0,39. O autor observou diminuição da eficiência de remoção de DQO e SST e da produção de biogás no ensaio 2, no qual ocorreram valores de relação AI/AP acima de 0,30.

No tratamento das águas residuárias da produção de café instantâneo contendo grãos de café, DINSDALE et al. (1996) operando reatores anaeróbios de 5 L, com COV de 1,3 Kg DQO (m³ d)⁻¹, nas faixas de temperatura mesofílica e termofílica, observaram decréscimos na concentração de alcalinidade bicarbonato com o aumento da concentração de AVT nos reatores, a qual diminuiu de 2400 para 1230 mg CaCO₃ L⁻¹ com 46 dias de operação, implicando assim na suplementação com 0,36 g L⁻¹ de Ca(OH)₂.

4.7 Sólidos Totais (ST) e Sólidos Voláteis (SV) da manta do lodo dos reatores UASB (R1 e R2) e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT)

Nas Tabelas 13, 14 e 15 estão apresentados os valores médios das concentrações de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis (SV) do lodo, obtidos das amostras retiradas nos pontos de coleta de 1 a 4 (pontos de amostragem equidistantes, da região superior da manta, ponto 4, até a base do reator, ponto 1), na manta de lodo dos reatores UASB (R1 e R2), e nos pontos 1 ao 8, abrangendo até a altura correspondente a região intermediária de lodo sedimentado do PT com lodo ativado e as taxas de carregamento orgânico no lodo (TCL) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

No R1, os valores de sólidos (ST e SV) de lodo diminuíram acentuadamente da base para o topo da manta de lodo. Os valores de ST do lodo no ponto 1

variaram de 45980 a 65231 mg L⁻¹, e de SV de 39932 a 41228 mg L⁻¹, havendo aumento significativo ($p < 0,05$) de sólidos totais nos ensaios 2, 3 e 4. Os valores de ST e SV variaram de 41975 a 58624 mg L⁻¹ e 31290 a 47875 mg L⁻¹ no ponto 2, de 8875 a 15678 mg L⁻¹ e 4490 a 10321 mg L⁻¹ no ponto 3, e de 3458 a 6578 e 1993 a 3342 mg L⁻¹ no ponto 4. No ponto 2 houve aumento significativo ($p < 0,05$) na concentração de ST no ensaio 3, conforme Tabela 13.

TABELA 13. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficientes de variação (cv), taxa de carregamento do lodo (TCL) e teste F do lodo da manta do reator UASB (R1) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		TCL
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
mg L ⁻¹									
1	58854a	40887a	50320a	41223	12345a	8775a	5097a	2897a	0,8a
2	45980b	39932a	41975b	31290	15678a	10321a	6578b	3342a	2,7b
3	65231b	52676b	60344c	47875	9876b	5475b	4328a	2190b	0,9a
4	63180b	41228a	58624c	42670	8875b	4490b	3458a	1993b	1,4a
cv (%)	35	34	26	33	64	72	98	54	82
Teste F	24,4**	18,7**	64,1*	12,2 ^{ns}	22,4**	32,5**	43,2**	21,3**	34,2**

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. TCL: g DQO (g SV d)⁻¹

As porcentagens médias de SV do lodo da manta do R1 variaram de 69 a 86%, de 73 a 82%, de 50 a 71% e de 51 a 57% do teor de ST nos pontos 1, 2, 3 e 4, respectivamente, nos ensaios de 1 a 4.

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

A taxa de carregamento orgânico no lodo (TCL) no R1 variou de 0,8 a 2,72 g DQO (g SV d)⁻¹, e diferiu significativamente ($p < 0,01$) entre os ensaios.

No R2 os valores médios de ST e SV, como no R1, diminuíram da base para o topo da manta de lodo. Os valores de ST no ponto 1 variaram de 39908 a 49542

mg L⁻¹, e de SV de 31460 a 39987mg L⁻¹, no ponto 2 de 23776 a 31229 mg L⁻¹ e 17765 a 27654 mg L⁻¹, no ponto 3 de 5897 a 8976 mg L⁻¹ e de 3119 a 5443 mg L⁻¹ e no ponto 4 de 897 a 1128 mg L⁻¹, conforme a Tabela 14. Houve aumento significativo na concentração de ST do ponto 1 nos ensaios 2, 3 e 4, entretanto a concentração de SV não se diferenciou.

TABELA 14. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficientes de variação (cv), taxa de carregamento do lodo (TCL) e teste F do lodo da manta do reator UASB (R2) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		TCL
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
	mg L ⁻¹								
1	49542a	39987	31229a	27654	8976a	5443a	2232	1128	0,5
2	44739b	32778	29876a	23190	7897a	4334a	1996	998	2,4
3	42889b	36789	23776b	17765	6786ab	3245b	1887	1095	0,9
4	39908b	31460	25876b	21960	5897b	3119b	2034	897	1,1
cv	23	12	27	32	26	67	45	34	65
Teste F	12,2**	2,8 ^{ns}	28,7**	4,8 ^{ns}	35,6**	31,4**	6,8 ^{ns}	12,8 ^{ns}	44,1**

Letras minúsculas diferentes 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. TCL: g DQO (g SV d)⁻¹

As porcentagens médias de SV na manta de lodo do R2 variaram de 73 a 86%, 75 a 85%, 48 a 61% e de 44 a 58% nos pontos 1, 2, 3 e 4, respectivamente, nos ensaios de 1 a 4.

As concentrações médias de ST no sistema de pós-tratamento com lodo ativado variaram de 35589 a 334 mg L⁻¹, 28898 a 122 mg L⁻¹ e 27998 a 112 mg L⁻¹ nos ensaios 2, 3 e 4, respectivamente, (Tabela 15).

Segundo OLIVEIRA (1997) foram observadas maiores concentrações de SSV (determinado por centrifugação) na parte intermediária e inferior da manta de lodo de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura e associou à presença de lodo granulado mais denso, de maior diâmetro e em maior quantidade, refletindo-se, geralmente, na maior taxa de remoção bioquímica nestas regiões.

TABELA 15. Valores médios de sólidos totais (ST) e voláteis (SV), coeficientes de variação (cv), taxa de carregamento do lodo (TCL) e teste F do lodo da manta do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) durante os ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Ponto 1		Ponto 2		Ponto 3		Ponto 4		Ponto 5		Ponto 6		Ponto 7		Ponto 8		TCL
	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	ST	SV	
	mg L ⁻¹																
2	35589a	29987	29887a	24332	19778a	15887a	12326a	9887	5190	4325a	2310a	1654a	1987a	1189a	334a	172a	0,2
3	28898b	24876	22455b	18887	12899b	9843b	9877a	6231	4322	2976b	1778a	1554a	549b	324b	122b	98b	0,4
4	27998b	24334	21876b	17889	10210b	8276b	7886b	5643	3244	2876b	998b	487b	324b	118b	112b	76b	0,2
cv	35	12	14	21	87	89	78	76	64	34	79	112	124	167	154	123	64
Teste F	23,1**	3,9 ^{ns}	42,1**	23,4 ^{ns}	35,6**	32,1**	12,1*	21,1 ^{ns}	25,4 ^{ns}	34,7**	23,2*	43,1**	32,1**	23,3**	43,1**	12,2**	21,3**

Letras minúsculas diferentes 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. TCL: g DQO (g SV d)⁻¹

A TCL no R2 variou de 0,5 a 2,4 g DQO (g SV d)⁻¹ e o ensaio 2, com maior valor (2,42 g DQO (g SV d)⁻¹) diferiu significativamente ($p < 0,01$) dos demais ensaios, em virtude dos arrastes de sólidos suspensos da manta, provocadas pelas maiores velocidades ascensionais do líquido e produção de biogás. O sistema de pós-tratamento apresentou estabilidade de operação, e as concentrações de ST e SV diminuíram gradativamente do ponto 1 (base) para o ponto 8 (topo), como pode ser observado na Tabela 15.

4.8 Produção e composição do biogás

Na Tabela 16 estão apresentados os resultados médios, teste F, coeficientes de variação da porcentagem de metano (CH₄) no biogás e das produções diárias de biogás, volumétrica e específica de CH₄ obtidas durante os ensaios 1, 2, 3 e 4. Na Figura 21 estão ilustradas as variações da produção volumétrica de metano. No ensaio 4, devido a problemas no cromatógrafo, as leituras foram realizadas até o 420^o dia do experimento.

Os valores médios da produção diária de biogás dos reatores R1 e R2 foram de 0,098; 0,096; 0,092 e 0,094 m³ d⁻¹ e de 0,0009; 0,0068; 0,0008 e 0,00042 m³ d⁻¹ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Para o conjunto de reatores UASB (R1+R2) as produções diárias de biogás foram de 0,0108; 0,0163; 0,0102 e 0,0136 m³ d⁻¹ para os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

A produção volumétrica de metano no conjunto de reatores UASB (R1+R2) foi 0,274; 0,322; 0,260 e 0,314 m³ CH₄ (m³ reator d)⁻¹, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, sendo significativamente maior ($p < 0,05$) nos ensaios 2 e 4.

A produção específica nos reatores UASB (R1+R2) foi de 0,3537; 0,2868; 0,2590 e 0,2889 m³ CH₄ (kg DQO)⁻¹ removida, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, não apresentando diferença significativa.

Com o aumento da COV no segundo ensaio de 2,26 para 4,64 kg DQO total (m³ d)⁻¹ devido ao uso da água residuária coletada no início de safra de 2010, houve um aumento significativo ($p < 0,05$) na produção volumétrica de metano do reator R2.

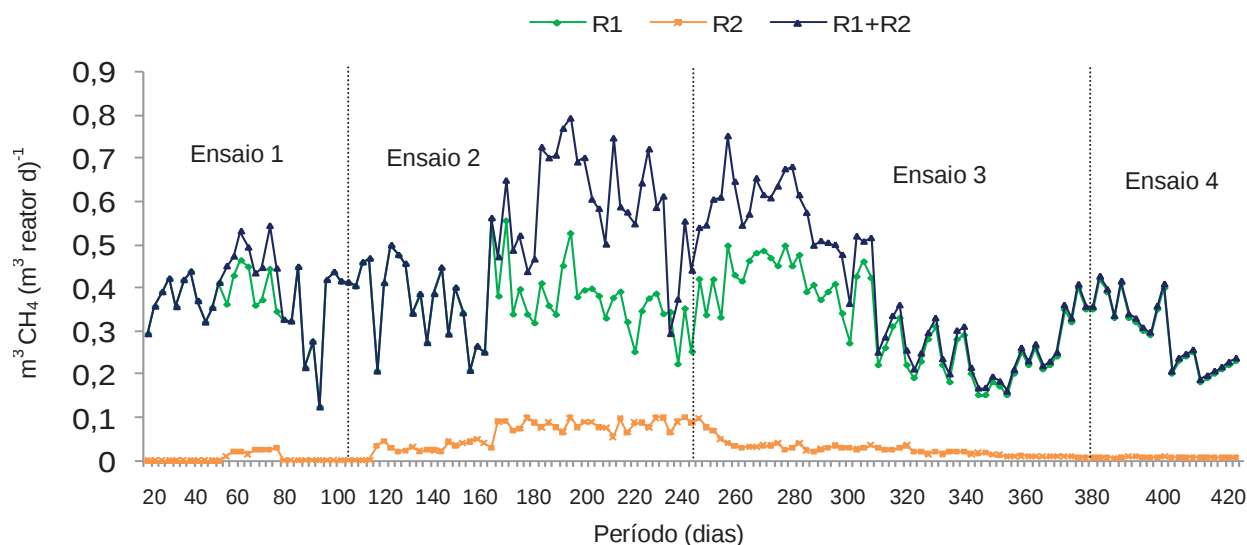


FIGURA 21. Variação da produção volumétrica de CH_4 nos reatores R1 e R2 e no conjunto de reatores UASB (R1+R2) em dois estágios, nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ao final do segundo ensaio, com o término da água residuária do início da safra de 2010 e com a alimentação dos reatores UASB com água residuária coletada no final da safra de 2010, a COV diminuiu para $2,67 \text{ kg DQO total } (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$, ocasionando um decréscimo na produção volumétrica de metano, principalmente no reator R2. No ensaio 4 com a redução do TDH de 6 para 3 dias, e com o aumento da COV de 2,67 para $6,85 \text{ kg DQO total } (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$, a produção volumétrica de metano no R2 voltou a aumentar a partir de 50 dias de operação do ensaio 4. Neste mesmo período observou-se decréscimo na produção volumétrica de metano no reator R1.

No tratamento das águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios em dois estágios, SANTANA (2004) e FERNANDES (2004) observaram o decréscimo da porcentagem de metano com a diminuição do TDH e o aumento da COV.

Na operação de reatores anaeróbios horizontais, em série, um de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, em série e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a $25,0 \text{ kg DQO } (\text{m}^3 \text{ d})^{-1}$, no tratamento de águas residuárias do despulpamento manual de café em coco, BRUNO (2011) obteve produções volumétricas de metano variando de 0,7 a $1,7 \text{ L CH}_4 (\text{L reator d})^{-1}$.

TABELA 16. Valores médios, teste F, coeficiente de variação (CV em %) da porcentagem de metano no biogás, das produções diárias de biogás, volumétrica e específica de metano obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores UASB em dois estágios, reatores R1 e R2 e conjunto de reatores (R1+R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	CH ₄ (%)	Produção Diária de Biogás (m ³ d) ⁻¹				Produção Volumétrica m ³ CH ₄ (m ³ reator d) ⁻¹			Produção Específica m ³ CH ₄ (g DQO _{total}) ⁻¹					
		R1	R2	R1	R2	R1+R2	R1	R2	R1+R2	Adicionada		Removida		
										R1	R2	R1	R2	R1+R2
1	76a	75a	0,0098a	0,0009a	0,0108a	0,0075	0,00071a	0,274a	0,1718a	0,2856a	0,201a	0,305a	0,3537	
2	80b	79a	0,0096a	0,0068b	0,0163b	0,0076	0,00206b	0,322b	0,0865b	0,137b	0,116b	0,159b	0,2868	
3	78ab	69b	0,0092b	0,0008a	0,0102a	0,0069	0,0009a	0,26a	0,0465b	0,082b	0,198a	0,211b	0,2590	
4	81b	73ab	0,0094ab	0,0042b	0,0136b	0,0074	0,00202b	0,314b	0,0658b	0,124b	0,0803b	0,115b	0,2889	
Teste F	19,2**	22,4**	36,4**	42,4**	42,4**	8,2 ^{ns}	42,4**	44,2**	52,4**	41,4**	34,5**	54,5*	14,4 ^{ns}	
CV	1	7	6	23	140	29	23	75	21	29	55	55	60	55
	2	11	3	20	39	18	22	43	17	32	75	44	72	62
	3	23	34	26	44	34	29	44	26	42	62	54	54	43
	4	34	12	35	32	45	30	58	37	44	54	61	62	45

- valores corrigidos para as CNTP (0°C e 1 atm)

No tratamento de uma mistura de água residuária e resíduos sólidos da moagem de oliva para extração de óleo, FEZZANI et al. (2010) avaliaram a eficiência de digestores anaeróbios semi contínuos, em escala de bancada (18 L), em dois estágios com COV variando de 5,54 a 14 g DQO L⁻¹, e TDH variando de 18 a 36 dias, obtiveram a melhor eficiência de produção de metano com COV de 2,28 g DQO total (m³ d)⁻¹ e TDH de 36 dias com 0,534 L CH₄ (L reator d)⁻¹ e 84% de metano no biogás.

Avaliando o tratamento das águas residuárias do descascamento e despulpamento do café em coco em reator UASB em escala de bancada com volume de 12,54 L, PRADO et al. (2010) obtiveram concentrações de metano menores, de 49 a 68%, o que pode ser atribuído a qualidade do lodo de inóculo utilizado no reator anaeróbio horizontal com manta de lodo (R1).

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), COV de 7,01 kg DQO total (m³ d)⁻¹ e TDH de 24 h, obtiveram produção de biogás de 280 L kg DQO removida com concentração e metano de 61,8%.

Na operação de um sistema combinado composto por reator anaeróbio, anóxico e aeróbio (110 e 120L), tratando águas residuárias de suinocultura com DQO total variando de 42,8 a 61,8 g kg⁻¹, SST variando de 43,4 a 54,5 g kg⁻¹ e N total variando de 3,5 a 3,9 g kg⁻¹, em diferentes fases de recirculação do efluente, na qual variou a vazão de recirculação entre os reatores anaeróbio, anóxico e aeróbio, RAJAGOPAL et al. (2011) obtiveram as melhores produções de metano na fase sem a recirculação, obtendo produção de metano de 0,21 Nm³ m³ reator d⁻¹, respectivamente.

A operação de um sistema composto por reator UASB em dois estágios com características similares aos usados nesta pesquisa, no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, TDH de 4 dias e COV de 5,8 kg DQO total (m³ d)⁻¹, BRUNO e OLIVEIRA (2008) verificaram produção volumétrica de metano no conjunto de reatores UASB (R1+R2) maiores do que as obtidas nesta pesquisa, de 0,445 a 0,564 L CH₄ (L reator d)⁻¹.

Na avaliação do efeito da recirculação e de choques de carga na biodegradação de uma mistura de um complexo fenólico, em reatores UASB

híbridos (13,5 L) sob condições mesofílicas, com DQO média de 2240 mg L⁻¹ e concentração de fenóis de 752 mg L⁻¹, RAMAKRISHMAN et al. (2008) usando-se taxas de recirculação de 0,5; 1,0; 1,5 e 2,0 obteve produções de metano ligeiramente maiores com taxa de recirculação de 1,0; as quais variaram de 0,31 a 0,35 L CH₄ g DQO removida.

Na operação de um reator UASB de 10 L tratando água residuária sintética contendo fenol, com TDH de 6 h, COV variando de 3,9 a 4,1 g DQO (L d)⁻¹, e suplementada com N e P, HUSSAIN et al. (2008) obtiveram conversão de fenol para metano de 90%, com teor de metano variando de 88 a 95%.

No tratamento de águas residuárias de suinocultura com concentração de DQO total de 19119 mg L⁻¹ em reatores UASB em dois estágios, aplicando COV de 5,6 g DQO (L d)⁻¹, URBINATI (2006) verificou produção específica de metano de 0,153 m³ CH₄ (Kg DQO removida)⁻¹.

Avaliando o tratamento das águas residuárias do processamento de café lavado e despulpado com polpa triturada, em um sistema de tratamento composto por reatores de mistura completa em dois estágios, com volume de 4 L, COV de 0,5 g DQO (L d)⁻¹ e TDH de 10 dias, HOUBRON et al. (2003) obtiveram produções específicas de metano no reator metanogênico de 0,38 L CH₄ (g DQO)⁻¹.

MENDOZA et al. (1998), tratando águas residuárias de despulpamento de café com DQO total de 2480 mg L⁻¹ em um sistema composto por reator UASB híbrido seguido de filtro anaeróbio de 10,5 m³, TDH de 2,2 dias e COV 2,2 Kg DQO (m³ d)⁻¹ obtiveram produção de biogás de 0,34 m³ (m³ d)⁻¹.

Em estudo realizado por DINSDALE et al. (1996) operando reatores anaeróbios de 5 L, com COV de 1,3 kg DQO (m³ d)⁻¹, tratando águas residuárias da produção de café instantâneo, os autores obtiveram produções de metano de 0,34 L CH₄ (L reator d)⁻¹.

4.9 Estimativa do balanço de massa para DQO e metano

Na Tabela 17 estão apresentados, para os reatores UASB R1 e R2 e conjunto de reatores UASB (R1+R2) os valores médios das produções diárias de lodo e metano, médias diárias da DQO total afluente, efluente e removida convertidas em

metano e a relação entre a produção de DQO-CH₄ e DQO dissolvida removida nos ensaios 1, 2, 3 e 4. Para a estimativa do balanço de massa para a DQO e metano foram considerados todos os períodos de cada ensaio.

Os valores médios da DQO total removida e convertida em metano nos reatores UASB R1 e R2 foram de 51,4; 31,8; 58,9 e 20,0% e de 16,2; 112,5; 12,5 e 42,7%, respectivamente e para o conjunto de reatores UASB (R1+R2) de 53,7; 45,1; 46,6 e 23,6%, durante os ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

Os valores médios da DQO total removida e convertida em lodo no R1 e no R2 foram de 2,3; 2,4; 2,7 e 0,9% e de 5,5; 10,6; 7,3 e 9,3%, respectivamente. Os maiores valores médios da DQO total removida convertida em lodo no ensaio 3, no reator R1, podem estar relacionadas as baixas conversões dos sólidos suspensos orgânicos a CH₄ 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 UASB (R1+R2) foi de 3,7; 3,7; 3,9 e 2,2%.

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). Segundo VAN HAANDEL e LETTINGA (1994) as perdas de biogás podem estar entre 20 e 50% da produção, o que explicaria os resultados de DQO total removida convertida em metano observado no ensaio 4.

Testes de pressão na câmara de gás de reatores UASB realizados por CHERNICHARO et al. (2009) observaram quedas de pressão de até 2,5% em relação a pressão total exercida na câmara, indicando vazamentos de biogás.

A relação DQO-CH₄ por DQO_{diss} removida nos reatores UASB R1 e R2 foi de 0,6; 0,6; 0,80 e 0,3 e de 1,3; 1,6; 0,1 e 0,4. Para o conjunto de reatores UASB (R1+R2) a relação DQO-CH₄ por DQO_{diss} removida foi de 2,0; 4,0; 2,0 e 1,4.

Os maiores valores de DQO-CH₄ por DQO_{diss} removida foram observados operando os reatores UASB com as menores COV aplicadas.

TABELA 17. Estimativas das percentagens da DQO total afluente e removida convertidas em metano (CH₄) e da relação entre a produção diária de metano medida (expressa em g DQO-CH₄ d⁻¹) e a DQO dissolvida a partir das médias diárias de DQO afluente, removida e na forma de metano nos reatores UASB (R1 e R2) e no conjunto de reatores (R1+R2), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Reator	TDH	COV	Afluente			Effluente			Remoção			Prod. Diária CH ₄ (b)	Prod. Diária lodo (c)	DQO _{total} removida convertida	DQO _{total} removida convertida	Relação DQO-CH ₄ por DQO dissolvida
			DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}	DQO _{total}	DQO _{diss}	DQO _{ss}					
	(h)	(a)	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	g.d ⁻¹	gDQO-CH ₄ .d ⁻¹	gDQO-SV.d ⁻¹	em lodo (%)	em CH ₄ (%)	
1	144	2,26	45,1	39,64	5,5	4	2,7	1,3	41,1	36,9	4,2	21,14	0,93	2,26	51,4	0,6
	144	4,64	93,0	55,6	37,4	24,1	17,0	7,1	68,9	38,6	30,3	21,94	1,65	2,4	31,8	0,6
	144	2,67	53,5	39,8	13,7	18,7	14,9	3,8	34,8	24,9	9,9	20,48	0,93	2,7	58,9	0,8
	72	6,85	144,7	113,6	31,1	35,7	29,2	6,5	109,0	84,4	24,6	21,8	1,0	0,9	20,0	0,3
2	144	0,40	14,0	12,70	1,3	2,2	1,3	1,0	11,8	11,5	0,4	1,9	0,65	5,5	16,2	0,2
	144	2,40	24,1	17,0	7,1	10,5	7,7	2,8	13,6	9,3	4,3	15,30	1,44	10,6	112,5	1,6
	144	1,87	18,7	14,9	3,8	6,1	3,9	2,2	12,6	11,0	1,6	1,6	0,92	7,3	12,5	0,1
	72	3,38	35,7	29,2	6,5	15,2	7,8	7,4	20,5	21,4	-0,9	8,8	1,9	9,3	42,7	0,4
1+2	288	2,26	45,1	12,7	32,4	2,2	1,3	1,0	42,9	11,4	31,4	23,04	1,58	3,7	53,7	2,0
	288	4,64	93	17	76,0	10,5	7,7	2,8	82,5	9,3	73,2	37,2	3,09	3,7	45,1	4,0
	288	2,67	53,5	14,9	38,6	6,1	3,9	2,2	47,4	11,0	36,4	22,08	1,85	3,9	46,6	2,0
	144	6,85	144,7	29,2	115,5	15,2	7,8	7,4	129,5	21,4	108,1	30,6	2,9	2,2	23,6	1,4

a- unidade: g DQO total (L d)⁻¹

b- cálculo: a partir da produção diária de CH₄ (L d)⁻¹ nas CNTP tem-se: ((produção diária de CH₄ x 16)/22,4) x 4 = (g DQO-CH₄. d⁻¹)

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

4.10 Teores de macronutrientes

4.10.1 Nitrogênio total, amoniacal e orgânico.

Na Tabela 18 estão apresentados os valores médios e os coeficientes de variação das concentrações de nitrogênio total (NTK), nitrogênio amoniacal (N-amon.) e nitrogênio orgânico (N-org.) do afluente e dos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Nos ensaios 1, 2, 3 e 4 os valores médios de NTK, N-amon. e N-org. observados no afluente foram de 331,7; 482,8; 437,9 e 490,9 mg L⁻¹, respectivamente, havendo aumento significativo ($p < 0,05$) nos ensaios 2, 3 e 4.

No efluente do reator R1 os valores médios de NTK foram de 167,3; 176,0; 205,1 e 249,1 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. Conforme o TDH foi diminuído de 144 para 72 h nos ensaios 4, houve aumento significativo no valor da concentração de NTK no efluente do reator R1. No reator R2 as concentrações médias de NTK no efluente foram de 140,2; 125,7; 121,4 e 98,3 mg L⁻¹, não havendo diferença significativa nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente.

No ensaio 2 com a partida do sistema de pós-tratamento com lodo ativado as concentrações de NTK foram de 46,7; 20 e 19,4 mg L⁻¹, havendo decréscimo significativo ($p < 0,05$) nas concentrações de NTK nos ensaios 2 e 3, Tabela 18.

Os valores médios de eficiência de remoção de NTK no reator R1 foram de 49, 60, 51 e 49% nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, havendo aumento significativo ($p < 0,05$) no ensaio 2, o qual ocorreu aumento na COV de 2,26 para 4,64 kg DQO total (m³ d)⁻¹. As eficiências de remoção de NTK no conjunto de reatores UASB (R1+R2) foram de 57, 71, 70 e 80%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, havendo aumento significativo de remoção ($p < 0,05$) nos ensaios 2, 3 e 4. Mesmo com a diminuição do TDH de 144 para 72 h no ensaio 4 e conseqüente aumento da COV de 2,67 para 6,85 kg DQO (m³ d)⁻¹, ocorreu a maior eficiência de remoção de NTK, de 80%, Tabela 19.

TABELA 18. Valores médios, teste F, coeficientes de variação (CV em %) das concentrações de nitrogênio total Kjeldahl (NTK em mg L⁻¹), nitrogênio amoniacal (N-amon. em mg L⁻¹) e nitrogênio orgânico (N-org. em mg L⁻¹), no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	COV		NTK				N amon.				N org.			
	R1	R2	Afluente	Efluente			Afluente	Efluente			Afluente	Efluente		
				R1	R2	PT		R1	R2	PT		R1	R2	PT
1	2,26a	0,4a	331,7a	167,3a	140,2	–	19,5a	55,0a	61,9a	–	312,2a	112,3a	78,3a	–
2	4,64b	2,4b	482,8b	176,0a	125,7	46,7a	65,0b	75,7b	80,9b	38,3a	417,8b	100,3a	44,8b	8,4
3	2,67a	1,87b	437,9b	205,1a	121,4	20,0b	65,5b	78,0b	83,9b	15,4b	372,4b	127,1a	37,5b	4,6
4	6,85c	3,38c	490,9b	249,1b	98,3	19,4b	76,9b	86,6b	91,1b	13,9b	414,0b	162,5b	7,2c	5,5
Teste F	42,3**	23,4**	44,2**	24,3**	18,1 ^{ns}	17,8**	22,5**	44,5*	24,3**	33,2**	43,2**	17,8**	68,7**	4,6 ^{ns}
CV	1	22	14	18	18	–	36	22	15	–	24	31	49	–
	2	14	24	30	15	15	21	15	15	37	34	41	70	64
	3	32	35	23	16	30	55	15	10	8	53	27	106	21
	4	22	9	8	29	24	34	8	6	4	27	24	43	38

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 2 com a partida do sistema de pós-tratamento com lodo ativado as eficiências médias de remoção de NTK no sistema R1+R2+PT foram de 89, 95 e 96%, nos ensaios 2, 3 e 4, respectivamente, havendo aumento significativo ($p < 0,05$) na eficiência de remoção nos ensaios 3 e 4.

TABELA 19. Eficiência de remoção de nitrogênio total Kjeldahl (NTK) e nitrogênio amoniacal (N amon.) nos reatores UASB R1 e R2, no conjunto (R1+R2), no sistema de pós-tratamento (PT) e no conjunto (R1+R2+PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	NTK					N org.				
	R1	R2	R1+R2	PT	R1+R2+PT	R1	R2	R1+R2	PT	R1+R2+PT
	E (%)									
1	49a	16a	57a	–	–	81a	55a	92a	–	–
2	60b	27a	71b	59a	89a	76b	55a	89a	81a	97
3	51ab	40b	70b	82b	95b	65b	70a	89a	87a	98
4	49a	59c	80b	79b	96b	59b	95b	98b	23b	99
Teste F	43,1**	42,6**	32,1**	24,2*	12,8**	21**	32**	24**	65**	8,2 ^{ns}
1	22	51	15	–	–	24	33	32	–	–
2	13	49	9	15	11	12	38	19	32	19
3	23	41	15	4	11	15	21	25	18	31
4	26	16	6	2	7	32	18	22	21	27

Letras minúsculas diferentes 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.

O sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) foi responsável por 59, 82 e 79% de eficiência de remoção em relação ao efluente do reator R2, Tabela 19.

No tratamento de águas residuárias de despolpamento de café em reator UASB com TDH de 69 h e COV de 0,59 Kg DQO $\text{m}^{-3} \text{d}^{-1}$, SILVA e CAMPOS (2005) não observaram remoção de NTK.

As concentrações de N-amon. do afluente foram de 19,5; 65,0; 65,5 e 76,9 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. As concentrações de N amon. nos efluentes dos reatores R1 e R2 foram de 55,0; 75,7; 78,0 e 86,6 mg L^{-1} e de 61,9; 80,9; 83,9 e de 91,1 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. O sistema de pós-tratamento apresentou concentrações médias de N amon. de 38,3; 15,4 e 13,9 mg L^{-1} , nos ensaios 2, 3 e 4.

Como pode ser observado na Tabela 18, os valores de N-amon. aumentaram do efluente do reator UASB R1 para o R2, como resultado da amonificação.

ABDUL NOUR (1996), tratando esgoto doméstico em reatores ABR, verificou que parte do nitrogênio contido em moléculas orgânicas (complexas ou não) foi amonificado, fato comprovado pelo aumento de sua concentração ao longo do sistema.

O afluente apresentou concentrações médias de N org. de 312,2; 417,8; 372,4 e 414,0 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, havendo aumento significativo ($p < 0,05$) nos ensaios 2, 3 e 4. As concentrações de N amon. nos reatores R1 e R2 foram de 112,3; 100,3; 127,1 e 162,5 mg L^{-1} e de 78,3; 44,8; 37,5 e 7,2 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4. As concentrações de N org. no ensaio 4 foram significativamente maior no reator R1, e no reator R2 houve decréscimo significativo na concentração de N org. no ensaio 4.

Os valores médios de eficiência de remoção de N-org. no sistema de tratamento com reatores UASB em dois estágios R1+R2, foram de 92, 89, 89 e 98%, nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente. A maior eficiência de remoção de N-org. foi obtida no ensaio 4, operando-se o sistema de tratamento UASB em dois estágios, com TDH de 72 h e COV de 6,85 kg DQO total $(\text{m}^3 \text{d})^{-1}$.

Com a partida do sistema de pós-tratamento com lodo ativado no ensaio 2 as eficiências de remoção no conjunto R1+R2+PT foram de 97, 98 e 99%, nos ensaios 2, 3 e 4, respectivamente, não apresentando diferença significativa ($p > 0,05$).

O sistema de pós-tratamento foi responsável por um aumento de 81, 87 e 23% em relação ao efluente do reator R2, sendo de extrema importância para aumentar a eficiência global do sistema.

Na operação de dois reatores UASB seguidos de pós-tratamento com reator em batelada seqüencial (RBS), no tratamento de águas residuárias de suinocultura, e COV no primeiro estágio variando de 14,8 a 24,4 g DQO total (L d)⁻¹, OLIVEIRA e SANTANA (2011) obtiveram eficiência de remoção de NTK no sistema UASB variando de 47 a 63% e com o sistema de pós-tratamento as eficiências de remoção aumentaram para 69 a 83%

No tratamento de águas residuárias do despulpamento manual de café em coco, BRUNO (2011) operando reatores anaeróbios horizontais, em série, um de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO (m³ d)⁻¹, com concentrações de NTK variando de 116 a 154 mg L⁻¹, obteve eficiências de remoção de NTK variando de 38 a 50%.

FEZZANI et al. (2010), tratando uma mistura de água residuária e resíduos sólidos da moagem de oliva para extração de óleo, avaliaram a eficiência de digestores anaeróbios semi contínuos, em escala de bancada (18 L), em dois estágios, concentração média de NTK 1250 mg L⁻¹, COV variando de 5,54 a 14 g DQO L⁻¹, e TDH variando de 18 a 36 dias, obtiveram a melhor eficiência de remoção de NTK com COV de 4,56 kg DQO total (m³ d)⁻¹ e TDH de 18 dias, e foi de 48% de remoção.

Em estudos realizados por FIA et al. (2010a) e FIA et al.(2010b), operando filtros anaeróbios com escoamento descendente (139,5 L) preenchidos com brita n° 2, com TDH variando de 10,2 a 10,4 h, COV de 1,91 a 4,89 kg DQO (m³ d)⁻¹ seguidos de 6 sistemas alagados construídos, no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro, diluída, com concentrações médias de NTK de 228 mg L⁻¹ obtiveram eficiência de remoção variando de 22,8 a 41,3% nos filtros anaeróbios.

Operando reator UASB em dois estágios com características similares aos usados nesta pesquisa, BRUNO e OLIVEIRA (2008) no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, TDH de 4 dias e COV de 5,8 kg

DQO total ($\text{m}^3 \text{d}^{-1}$), utilizaram afluente com concentração média de NTK semelhantes as encontradas neste trabalho, de 363,8, 350,0, 438,6 e 394,0 mg L^{-1} , 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.

LUIZ (2007), operando 3 reatores anaeróbios de leito fixo preenchidos com espuma de poliuretano, escória e brita, (139,5 L), COV variando de 0,81 a 4,41 $\text{kg DQO (m}^3 \text{d}^{-1})$ e TDH variando de 1,03 a 1,58 dias, tratando águas residuárias do despulpamento de café, obteve eficiência de remoção de N_T 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.

Monitorando uma lagoa de estabilização e a partida de reatores UASB concêntricos em escala piloto, no tratamento de águas residuárias do café por via úmida com concentração de DQO total entre 1000 e 1500 mg L^{-1} , e concentrações efluentes de NTK em torno de 58,8 mg L^{-1} na saída do sistema, SILVA (2007) relatou 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).

4.10.2 Fósforo Total

A Tabela 20 apresenta os valores médios da concentração de fósforo total no afluente e nos efluentes dos reatores UASB R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT).

Os valores de P-total no afluente foram de 14,8; 25,0; 19,6 e 18,8 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2, 3 e 4, havendo aumento significativo ($p < 0,05$) na concentração de P total no ensaio 2.

Nos reatores R1 e R2 as concentrações médias de P-total no efluente foram de 9,8; 12,3; 10,7 e 11,2 mg L^{-1} e de 8,1; 8,8; 8,6 e 7,7 mg L^{-1} nos ensaios 1, 2, 3 e 4, respectivamente, não apresentando diferença significativa no reator R2. Na Figura 22 podem ser observadas as variações das concentrações de fósforo total no

afluente e nos efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

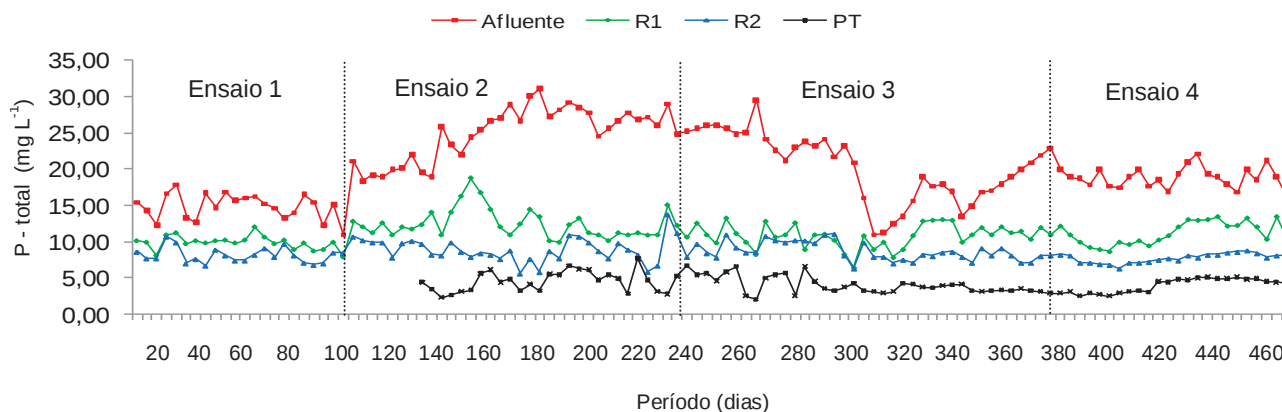


FIGURA 22. Concentração de P-total no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Com a implantação do sistema de pós-tratamento com lodo ativado no ensaio 2 as concentrações médias de fósforo total foram de 4,6; 3,7 e 4,1 mg L⁻¹ nos ensaios 2, 3 e 4, não apresentando diferença significativa.

TABELA 20. Valores médios, teste F, coeficiente de variação da concentração (CV em %) de fósforo total (P-total em mg L⁻¹), no afluente e efluentes dos reatores UASB R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) e eficiência de remoção (E) obtidos durante a operação do sistema de tratamento UASB R1 e R2, R1+R2, PT e R1+R2+PT nos ensaios 1, 2, 3 e 4.

Ensaio	Fósforo Total				E (%)				
	Afluente	R1	R2	PT	R1	R2	R1+R2	PT	R1+R2+PT
1	14,8a	9,8a	8,1	–	34a	17a	45a	–	–
2	25b	12,3b	8,8	4,6	50b	28b	65b	44a	82
3	19,6a	10,7ab	8,6	3,7	42b	19a	54b	56b	80
4	18,8a	11,2b	7,7	4,1	40b	30b	58b	47ab	78
Teste F	12,4**	22,4**	8,9 ^{ns}	7,3 ^{ns}	21,3**	32,7**	28,7**	32,4*	2,4 ^{ns}
CV	1	12	9	13	–	18	54	21	–
	2	14	19	10	30	23	52	13	32
	3	22	15	15	29	34	65	18	14
	4	8	14	9	22	21	20	8	10

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 médias de remoção de fósforo nos reatores R1 e R2 foram de 34, 50, 42 e 40% e de 17, 28, 19 e de 30%, respectivamente. No reator R1 houve aumento significativo ($p < 0,05$) nas remoções de fósforo nos ensaio 2, 3 e 4. O conjunto de reatores UASB R1+R2 apresentou eficiências médias de remoção de fósforo de 45, 65, 54 e 58%, havendo aumento significativo na eficiência média de remoção nos ensaios 2, 3 e 4.

Com a implantação do sistema de pós-tratamento com lodos ativados no ensaio 2 as eficiências de remoção no conjunto UASB e pós-tratamento (R1+R2+PT) foram de 82, 80 e 78%, não apresentando diferença significativa. O sistema de pós-tratamento foi responsável pela remoção de 44, 56 e 47% em relação ao efluente do reator R2, indicando assim a importância da aplicação deste sistema como polimento dos efluentes dos reatores UASB, melhorando assim a remoção de nutrientes como nitrogênio e fósforo total, Tabela 20.

OLIVEIRA e SANTANA (2011) na operação de dois reatores UASB seguidos de pós-tratamento com reator operado em batelada seqüencial (RBS) no tratamento de águas residuárias de suinocultura, com COV no primeiro estágio variando de 14,8 a 24,4 g DQO total (L d)⁻¹, obtiveram eficiência de remoção de P-total no sistema UASB variando de 28 a 57% e com o sistema de pós-tratamento RBS, as eficiências de remoção aumentaram para 58 a 74%.

No tratamento de águas residuárias do despulpamento manual do café em coco, BRUNO (2011) operando reatores anaeróbios horizontais, em série, um de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO (m³ d)⁻¹, com concentrações de P-total variando de 8,4 a 15,5 mg L⁻¹, obteve eficiências de remoção de P-total variando de 27 a 42%.

FEZZANI et al. (2010), tratando uma mistura de água residuária e resíduos sólidos da moagem de oliva para extração de óleo, avaliaram a eficiência de digestores anaeróbios semi contínuos, em escala de bancada (18 L), em dois estágios, concentração média de NTK 1250 mg L⁻¹, COV variando de 5,54 a 14 g DQO L⁻¹, e TDH variando de 18 a 36 dias, obtiveram a melhor eficiência de remoção de NTK com COV de 4,56 kg DQO total (m³ d)⁻¹ e TDH de 18 dias, de 48%.

Estudos realizados por FIA et al. (2010a) e FIA et al. (2010b), operando filtros anaeróbios com escoamento descendente (139,5 L) preenchidos com brita nº 2, com TDH variando de 10,2 a 10,4 h, COV de 1,91 a 4,89 kg DQO (m³ d)⁻¹ seguidos de 6 sistemas alagados construídos, no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro, diluída, com concentrações médias de P-total no afluente de 30 mg L⁻¹, obtiveram eficiência de remoção variando de 20,2 a 27,2%.

Na operação de reatores UASB em dois estágios com características similares aos usados nesta pesquisa, BRUNO e OLIVEIRA (2008) no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, TDH de 4 dias e COV de 5,8 kg DQO total (m³ d)⁻¹, observaram concentrações médias no afluente de P-total de 13,4; 16,8; 15,4 e 16,5 mg L⁻¹, respectivamente nos ensaios 1, 2, 3 e 4, e obtiveram 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. Comparando-se estes resultados com os obtidos na recente pesquisa, observa-se que as eficiências de remoção de P-total foram superiores aos obtidos por BRUNO e OLIVEIRA (2008), comparando-se somente os reatores UASB (R1+R2), mesmo com a COV maior de 6,85 kg DQO total (m³ d)⁻¹.

LUIZ (2007), operando 3 reatores anaeróbios de leito fixo preenchidos com espuma de poliuretano, escória e brita, (139,5 L), COV variando de 0,81 a 4,41 kg DQO (m³ d)⁻¹ e TDH variando de 1,03 a 1,58 dias, tratando águas residuárias do despulpamento de café, com concentrações médias de P-total no afluente variando de 3,2 a 8,0 mg L⁻¹, obteve eficiências de remoção variando de 5 a 55%.

Monitorando uma lagoa de estabilização e a partida de reatores UASB concêntricos em escala piloto no tratamento de águas residuárias do café produzido por via úmida, com DQO total em torno de 1000 mg L⁻¹, e concentrações afluentes de fósforo de 0,25 mg L⁻¹, SILVA (2007) obteve eficiência de remoção de P-total de 50% no segundo reator.

Segundo OLIVEIRA (1997) e CARMO JR. (1998), ambos trabalhando com reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura, com TDH de 30, 29 e 27 e 72 e 36h respectivamente, os autores observaram que com a redução do TDH as eficiências de remoção diminuíram gradativamente.

OLIVEIRA (1997) tratando águas residuárias de suinocultura obteve eficiência de remoção de P-total de 29 a 34%, operando reator UASB, a temperatura de 25 a 30°C, com TDH de 30 h e SST do afluente de 2000 mg L⁻¹. CARMO JR (1998), observou que as eficiências de remoção de P-total variaram de 28 a 30%, com TDH de 72 h, e 25% com TDH de 36 h com SST do afluente variando de 3080 a 3400 mg L⁻¹.

4.10.3 Potássio, cálcio, magnésio e sódio.

Na Tabela 21 estão apresentados os valores médios das concentrações de cálcio (Ca), magnésio (Mg), sódio (Na), potássio (K), coeficientes de variação e Teste F obtidos durante a operação do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (PT), nos ensaios 1, 2 e 3.

As concentrações de cálcio no afluente foram de 2245, 2440 e 2520 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Estes elevados valores na concentração de cálcio se deve ao fato do afluente ter sido neutralizado com calcário para a correção do pH. As concentrações de cálcio no efluente do reator R1 foram de 890; 720 e 770 mg L⁻¹ nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No efluente do reator R2 as concentrações de cálcio foram de 290; 275 e 220 mg L⁻¹, respectivamente.

Com a implantação do sistema de pós-tratamento no segundo, ensaio as concentrações de cálcio foram de 90 e 80 mg L⁻¹, nos ensaios 2 e 3 respectivamente. As eficiências de remoção de cálcio no sistema composto pelos reatores UASB e lodo ativado (R1+R2+P.T) variaram de 96 a 97%.

As concentrações médias de potássio observadas no afluente foram 12,8; 18,8 e 13,4 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Nos efluentes dos reatores R1 e R2 foram observadas concentrações de potássio de 9,9; 10,8 e 11,0 mg L⁻¹ e de 5,4; 4,4 e 4,3 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Com a implantação do sistema de pós-tratamento com lodo ativado, as concentrações de potássio foram reduzidas para 2,1 e 1,2 mg L⁻¹, nos ensaios 2 e 3, respectivamente. As eficiências de remoção de potássio foram de 58, 76 e 68%, no sistema de tratamento UASB (R1+R2) em dois estágios nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente, aumentando para

89 e 91% nos ensaios 2 e 3 com a implantação do sistema de pós-tratamento com lodo ativado.

Os valores médios de magnésio no afluente foram de 22,6; 18,5 e 16,4 mg L⁻¹. Este aumento na concentração de magnésio no afluente em relação à concentração de magnésio da água residuária bruta, que variou de 0,5 a 1,2 mg L⁻¹ se deve ao fato de que o calcário utilizado possuía 11,15 % de óxido de magnésio na sua composição. As concentrações de magnésio nos efluentes dos reatores R1 e R2 foram de 20,8; 14,4 e 14,3 mg L⁻¹ e de 14,4; 12,3 e 12,1 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. O sistema de pós-tratamento com lodo ativado foi responsável pela remoção 43% de magnésio no ensaio 3, aumentando a eficiência global do sistema de 26 para 58%.

As concentrações médias de sódio no afluente foram de 28,9; 40,9 e 32,1 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. Nos efluentes dos reatores R1 e R2 foram observados valores médios de 10,7; 15,8 e 12,8 mg L⁻¹ e de 5,4; 6,4 e 4,4 mg L⁻¹, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente.

O efluente do sistema de pós-tratamento com lodo ativado apresentou concentrações de sódio de 2,3 e 2,2 mg L⁻¹, nos ensaios 2 e 3, respectivamente.

As eficiências de remoção de sódio no sistema de tratamento composto pelos reatores UASB em dois estágios seguidos de pós-tratamento com lodo ativado (R1+R2+P.T) foram de 94 e 93%, nos ensaios 2 e 3, respectivamente, não diferindo significativamente.

Na operação de um reator anaeróbico horizontal de manta de lodo (R1) e dois reatores anaeróbios de leito fixo, em série e utilizando como meio suporte bambu (R2) e fibra de coco (R3), com volume de 1,2 L cada, TDH de 90 h e COV variando de 8,9 a 25,0 kg DQO (m³ d)⁻¹, no tratamento de águas residuárias sintéticas do despolpamento de café por via úmida e utilizando calcário para correção de pH, BRUNO (2011) observou concentrações elevadas de cálcio nos efluentes dos reatores R1, R2 e R3, de 1313, 1550 e 1795 mg L⁻¹, entretanto estas concentrações ainda foram inferiores as observadas neta pesquisa.

TABELA 21. Valores médios, eficiência de remoção (E em %) e coeficientes de variação das concentrações de cálcio (Ca), magnésio (Mg), sódio (Na) e potássio (K) do afluente e efluentes obtidos durante a operação do sistema de tratamento com reatores UASB em dois estágios, nos ensaios 1, 2 e 3.

Ensaio	Parâmetro	Reator 1			Reator 2		R1+R2	P.T	R1+R2+P.T	
		afluente	efluente	E (%)	efluente	E (%)	E (%)	efluente	E (%)	E (%)
		mg L ⁻¹			mg L ⁻¹			mg L ⁻¹		
1	Ca	2245	890	60	290	67	87	–	–	–
2		2440	720	70	275	62	89	90	67	96
3		2520	770	69	220	71	91	80	64	97
Teste F		11,2 ^{ns}	4,1 ^{ns}	2,6 ^{ns}	4,3 ^{ns}	0,6 ^{ns}	11,4 ^{ns}	4,2 ^{ns}	1,3 ^{ns}	3,3 ^{ns}
1	Mg	22,6	20,8	8a	14,4	31	36	–	–	–
2		18,5	14,4	22b	12,3	14	33	7,5	39	59
3		16,4	14,3	13a	12,1	15	26	6,9	43	58
Teste F		7,5 ^{ns}	9,3 ^{ns}	32,8 ^{**}	7,5 ^{ns}	9,1 ^{ns}	4,2 ^{ns}	24,3 ^{ns}	3,6 ^{ns}	5,4 ^{ns}
1	Na	28,9a	10,70	63	5,40	49	81	–	–	–
2		40,9b	15,80	61	6,40	59	84	2,30	64a	94
3		32,1a	12,80	60	4,40	65	86	2,20	50b	93
Teste F		22,8 ^{**}	15,4 ^{ns}	3,8 ^{ns}	14,6 ^{ns}	6,6 ^{ns}	4,4 ^{ns}	5,5 ^{ns}	31,4 ^{**}	2,1 ^{ns}
1	K	12,80	9,90	23a	5,40	45	58	–	–	–
2		18,80	10,80	42b	4,40	59	76	2,10	52a	89
3		13,40	11,00	18a	4,30	61	68	1,20	72b	91
Teste F		15,4 ^{ns}	5,4 ^{ns}	27,7 ^{**}	8,6 ^{ns}	10,1 ^{ns}	8,4 ^{ns}	7,5 ^{ns}	34,4 ^{ns}	8,7 ^{ns}
cv (%)										
1	Ca	29	22	32	11	14	22			
2		24	26	45	19	33	25	30	21	22
3		31	26	22	26	34	30	32	18	17
1	Mg	67	25	17	18	27	32			
2		35	33	15	22	22	30	36	25	15
3		32	33	32	15	28	25	32	31	20
1	Na	25	29	28	22	25	28			
2		11	26	26	28	22	33	33	30	21
3		22	33	32	30	25	32	33	28	18
1	K	44	21	11	22	22	41			
2		32	23	16	12	24	32	23	28	13
3		21	32	19	14	25	21	22	30	14

Letras minúsculas diferentes 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 tratamento de águas residuárias do despulpamento de café por via úmida, BRUNO (2007) operando reator UASB em dois estágios com características similares aos usados nesta pesquisa, no tratamento de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida, TDH de 4 dias e COV de 5,8 kg DQO total ($m^3 d$)⁻¹, observou concentrações de K similares as encontradas nesta pesquisa, de 15,6; 15,5; 11,4 e 6,6 mg L⁻¹. O autor observou concentrações de Mg inferiores as observadas nesta pesquisa, as quais foram maiores em virtude da adição do calcário utilizado para correção do pH, o qual continha 11,15% de MgO.

Na avaliação da produção de H₂ em reator UASB (3,5 L) utilizando como substrato águas residuárias da produção de café instantâneo, com DQO de 184 g L⁻¹,

e utilizando NaHCO_3 como alcalinizante, JUNG et al. (2010) observaram concentrações de Mg e Ca de 1720 e 7310 mg L^{-1} , respectivamente.

4.11 Teores de micronutrientes.

4.11.1 Ferro, níquel, cobre, zinco e manganês.

Na Tabela 22 estão apresentados os valores médios das concentrações de Ferro (Fe), zinco (Zn), níquel (Ni), cobre (Cu), e manganês (Mn), coeficientes de variação e teste F no afluente e efluentes dos reatores UASB (R1 e R2) em dois estágios, e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado nos ensaios 1, 2 e 3.

As concentrações médias de Fe, Zn, Ni, Cu, e Mn no afluente variaram respectivamente de 10,8 a 29,9 mg L^{-1} , 1,4 a 2,9 mg L^{-1} , 2,3 a 5,9 mg L^{-1} , 0,25 a 0,75 mg L^{-1} , e de 0,75 a 1,7 mg L^{-1} , nos ensaios 1, 2 e 3. As concentrações de micronutrientes foram significativamente maior ($p < 0,05$) no ensaio 2, no qual foi usado água residuária do início da safra, apresentando uma maior quantidade de frutos processados por volume de água.

As concentrações médias de Fe, Zn, Ni, Cu, e Mn no efluente do R1 durante os três ensaios variaram respectivamente de 4,8 a 7,2 mg L^{-1} , 0,9 a 1,7 mg L^{-1} , 1,4 a 2,3 mg L^{-1} , 0,2 a 0,4 mg L^{-1} , e de 0,6 a 1,4 mg L^{-1} .

Nesta pesquisa observaram-se eficiências médias de remoção de ferro no efluente do sistema de tratamento UASB (R1+R2) de 74 a 93%; Zn de 50 a 59%; Ni de 49 a 68%; Cu de 40 a 60% e de Mn de 47 a 53%. Com a implantação do sistema de pós-tratamento com lodo ativado, houve um aumento significativo nas eficiências de remoção destes micronutrientes. As remoções de ferro no sistema de tratamento composto pelos reatores UASB e lodo ativado (R1+R2+P.T) variaram de 96 a 98%; zinco de 76 a 78%; níquel de 74 a 88%; cobre de 60 a 87% e manganês de 80 a 88%.

Avaliando a produção de H_2 em reator UASB (3,5 L) utilizando como substrato águas residuárias da produção de café instantâneo, com DQO de 18400 mg L^{-1} , JUNG et al. (2010) observaram concentrações de Fe de 2,0 mg L^{-1} .

TABELA 22. Valores médios, eficiência de remoção (E em %), coeficientes de variação e Teste F das concentrações de Ferro (Fe), Zinco (Zn), Níquel (Ni), Cobre (Cu) e Manganês (Mn) no afluente e efluentes dos reatores UASB e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado, eficiências de remoção (E) obtidas durante a operação do sistema de tratamento UASB (R1 e R2) em dois estágios seguidos de pós-tratamento (PT), durante os ensaios 1, 2, e 3.

Ensaio	Parâmetro	Reator 1			Reator 2		R1+R2	P.T		R1+R2+P.T
		afluente	efluente	E (%)	efluente	E (%)	E (%)	efluente	E (%)	E (%)
		mg L ⁻¹			mg L ⁻¹			mg L ⁻¹		
1	Fe	11,2a	7,2b	36a	2,9a	60	74a	–	–	–
2		29,9b	5,6a	81b	2,1b	62	93b	0,60	71	98
3		10,8a	4,8a	55a	2,4ab	50	78a	0,40	83	96
Teste F		24,4 [*]	3,9 [*]	28,4 ^{**}	6,8 ^{**}	2,8 ^{ns}	22,3 ^{**}	4,2 ^{ns}	2,9 ^{ns}	5,5 ^{ns}
1	Zn	1,6a	0,9a	44a	0,7a	22	56	–	–	–
2		2,9b	1,7b	41a	1,2b	29	59	0,70	42	76
3		1,4a	1,1a	21b	0,7a	36	50	0,30	57	78
Teste F		24,4 ^{**}	16,1 ^{**}	36,8 ^{**}	34,5 ^{**}	4,1 ^{ns}	6,2 ^{ns}	12,4 ^{ns}	1,6 ^{ns}	0,7 ^{ns}
1	Ni	2,95a	1,9ab	35	1,5a	21	49a	–	–	–
2		5,9b	2,3a	61	1,9a	17	68b	0,7a	63	88
3		2,3a	1,4b	39	1,1ab	21	52a	0,6a	45	74
Teste F		8,8 ^{**}	12,4 [*]	0,9 ^{ns}	17,6 ^{**}	2,3 ^{ns}	21,2 ^{**}	6,5 ^{**}	2,5 ^{ns}	6,1 ^{ns}
1	Cu	0,32a	0,20	37	0,18a	10a	44a	–	–	–
2		0,75b	0,40	47	0,3b	25b	60b	0,1	67a	87a
3		0,25a	0,20	20	0,15a	25b	40a	0,1	33b	60b
Teste F		29,6 ^{**}	4,2 ^{ns}	8,6 ^{ns}	16,9 [*]	41,2 [*]	32,4 ^{**}	2,1 ^{ns}	44,5 ^{**}	28,5 ^{**}
1	Mn	0,85a	0,65a	23	0,40	38	53	–	–	–
2		1,7b	1,4b	18	0,90	36	47	0,20	78	88
3		0,75a	0,6a	20	0,40	33	47	0,15	62	80
Teste F		22,4 ^{**}	6,5 [*]	4,4 ^{ns}	5,8 ^{ns}	2,2 ^{ns}	6,3 ^{ns}	3,3 ^{ns}	2,9 ^{ns}	5,3 ^{ns}
cv (%)										
1	Fe	36	32	33	11	14	18	22	20	22
2		22	23	32	19	22	22	22	26	22
3		32	26	44	26	26	24	26	22	16
1	Zn	31	22	24	18	27	32	30	24	15
2		34	28	28	22	22	30	24	24	15
3		45	32	32	15	14	28	23	28	20
1	Ni	22	28	28	22	25	22	33	30	20
2		11	22	30	28	20	40	22	28	20
3		21	34	32	30	16	35	22	28	20
1	Cu	33	20	11	28	14	26	32	28	28
2		25	21	15	22	26	32	32	28	28
3		24	33	19	26	30	30	22	30	20
1	Mn	22	33	22	24	28	27	30	30	30
2		44	44	25	18	25	22	35	32	28
3		43	26	35	20	20	19	35	32	28

Letras minúsculas diferentes 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 operação de dois reatores UASB seguidos de pós-tratamento com reator em batelada seqüencial (RBS) no tratamento de águas residuárias de suinocultura, e COV no primeiro estágio variando de 14,8 a 24,4 g DQO total (L d)⁻¹, SANTANA (2008) observou eficiências de remoção de Cu, Fe, Mn e Zn que variaram de 59 a 83%, 57 a 88%, 46 a 80% e de 54 a 69%, respectivamente no conjunto de reatores

UASB. Com a implementação do sistema de pós-tratamento RBS, as eficiências de remoção de Cu, Fe, Mn e Zn aumentaram para 83 a 97%, 77 a 98% 62 a 99% e de 96 a 99%, respectivamente, demonstrando assim a importância do pós-tratamento dos efluentes dos reatores UASB.

O efluente do sistema de tratamento composto pelos reatores UASB (R1 e R2) e pós-tratamento com lodo ativado, obtidos nos ensaios 1, 2 e 3, está de acordo com os padrões estabelecidos pelo Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA, Resolução 357 de 2005), que é de $5,0 \text{ mg L}^{-1}$ para o Fe dissolvido e zinco total, e atendem aos requisitos de água doce classe 3, podendo ser utilizados na irrigação de culturas arbóreas, cerealíferas e forrageiras, e também não ultrapassaram o limite máximo para lançamento de efluentes de $5,0 \text{ mg L}^{-1}$ para o Fe dissolvido, e para o Zn total, e de 0,025 para o manganês.

4.12 Nutrientes no lodo dos reatores UASB R1 e R2 e do sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT)

Na Tabela 23 estão apresentados os valores médios das concentrações de NTK, P-total, Ca, Mg, Na, K, Fe, Zn, Ni, Cu e Mn no lodo coletado no ponto intermediário dos reatores UASB R1, R2 e pós-tratamento com lodo ativado (PT), ao final dos ensaios 1, 2, e 3.

As concentrações de NTK no lodo dos reatores UASB R1 e R2 foram de 29700 e 18700, 47000 e 15800 e de 39000 e 10890 mg /kg de base seca, nos ensaios 1, 2, e 3, respectivamente. O lodo do sistema de pós-tratamento (PT) apresentou concentrações de NTK de 5100 e 1800 mg / kg base seca, nos ensaios 2 e 3, respectivamente.

O lodo dos reatores UASB R1 e R2 apresentou concentrações de P-total de 2516 e 1496, 4250 e 1496 e de 1938 e 3162 mg / kg base seca nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. As concentrações de P-total no lodo do sistema de pós-tratamento (PT) foram de 782 e 629 mg / kg base seca, nos ensaios 2 e 3.

As concentrações de Ca no lodo dos reatores UASB R1 e R2 foram de 4939 e 638, 5368 e 605 e de 5544 e 484 mg / kg base seca, nos ensaios 1, 2 e 3. O lodo do

sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) apresentou concentrações de cálcio de 198 e 176 mg / kg base seca, sendo estas similares.

O lodo dos reatores UASB R1 e R2 apresentou concentrações de Mg de 2034 e 1296, 1665 e 1107, e de 1476 e 1089 mg / kg base seca, nos ensaios 1, 2 e 3. As concentrações de magnésio no lodo do sistema de pós-tratamento (PT) foram de 675 e 621 mg / kg base seca, nos ensaios 2 e 3

As concentrações de Na no lodo dos reatores UASB R1 e R2 foram de 1680 e 324, 2454 e 384, e de 1926 e 264 mg / kg base seca nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. No lodo do sistema de pós-tratamento as concentrações de Na foram de 138 e 132 mg / kg base seca, nos ensaios 2 e 3.

Os valores das concentrações de K no lodo dos reatores UASB R1 e R2 foram de 96 e 40, 150 e 35, e de 107 e 35 mg / kg base seca, nos ensaios 1, 2 e 3, respectivamente. O lodo do sistema de pós-tratamento apresentou concentrações de K de 17 e 10 mg / kg base seca, nos ensaios 2 e 3.

Comparando-se as concentrações de nutrientes no lodo dos reatores UASB e PT com os valores típicos da composição de células bacterianas, apresentados por METCALF e EDDY (2003) observa-se que as concentrações no lodo dos reatores UASB e PT, foram inferiores aos 120000 mg / kg de N, 20000 mg / kg de P, 10000 mg / kg de Na e 5000 mg / kg de Ca de células bacterianas em virtude da incorporação no lodo de sólidos orgânicos carbonáceos do afluente, principalmente, sólidos suspensos e produzidos pelos microrganismos.

O lodo dos reatores UASB R1 e R2 apresentou concentrações de Fe de 1221 e 319, 3289 e 231 e de 1188 e 264 mg / kg base seca nos ensaios 1,2 e 3. As concentrações de Fe no lodo do sistema de pós-tratamento foram de 66 e 44 mg / kg base seca nos ensaios 2 e 3.

As concentrações de Zn no lodo dos reatores UASB R1 e R2 foram de 31 e 14, 58 e 24, e de 28 e 14 mg / kg base seca nos ensaios 1, 2 e 3. O lodo do sistema de pós-tratamento apresentou concentrações de Zn variando de 6 a 14 mg / kg base seca nos ensaios 2 e 3.

As concentrações de Ni no lodo dos reatores UASB R1 e R2 foram de 18 e 11, 35 e 11 e de 14 e 7 mg / kg base seca nos ensaios 1, 2 e 3. No lodo do sistema

de pós-tratamento (PT) as concentrações de Ni não variaram e foram de 4 mg / kg base seca nos ensaios 2 e 3.

No lodo dos reatores UASB R1 e R2, as concentrações de Cu foram de 21 e 12, 49 e 19, e de 16 e 10 mg / kg base seca nos ensaios 1, 2 e 3. As concentrações de Cu no lodo do sistema de pós-tratamento variaram de 6 a 10 mg / kg base seca nos ensaios 2 e 3.

As concentrações de Mn no lodo dos reatores UASB R1 e R2 foram de 4 e 2, 8 e 4 e de 4 e 5 mg / kg base seca nos ensaios 1, 2 e 3. No lodo do sistema de pós-tratamento (PT) as concentrações de Mn variaram de 0,5 a 3 mg / kg base seca nos ensaios 2 e 3.

TABELA 23. Valores das concentrações de NTK, P-total, Ca, Mg, Na, K, Fe, Zn, Ni, Cu e Mn na massa seca de lodo sedimentado coletado no ponto intermediário dos reatores UASB (R1 e R2) e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT) no final dos ensaios 1, 2 e 3.

Nutrientes	Ensaio 1		Ensaio 2			Ensaio 3		
	R1	R2	R1	R2	PT	R1	R2	PT
mg / kg base seca								
NTK	29700	18700	47000	15800	5100	39000	10890	1800
P-total	2516	1496	4250	1936	782	1938	3162	629
Ca	4939	638	5368	605	198	5544	484	176
Mg	2034	1296	1665	1107	675	1476	1089	621
Na	1680	324	2454	384	138	1926	264	132
K	96	40	150	35	17	107	35	10
Fe	1221	319	3289	231	66	1188	264	44
Zn	31	14	58	24	14	28	14	6
Ni	18	11	35	11	4	14	7	4
Cu	21	12	48	19	6	16	10	6
Mn	4	2	8	4	0,5	4	5	3

O NTK, o P-total, o Ca, o Mg, o Na, e o Fe foram encontrados em altas concentrações no lodo dos reatores R1, R2 e PT. Segundo a Resolução do CONAMA, nº 359, o lodo de esgoto e de produtos derivados, para o uso agrícola, deve respeitar os limites máximos de concentração de Cu e Zn de 1500 e 2800 mg/kg base seca de lodo, respectivamente. O lodo proveniente dos reatores UASB (R1 e R2) e do PT podem ter uso agrícola, quanto aos limites de Cu e Zn.

Segundo OLIVEIRA (1997) um dos mecanismos de precipitação observado no lodo granulado de reatores UASB pode ser a formação da estrovita (MgNH_4PO_4) e vivianita ($\text{Fe}_3\text{PO}_4 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$), que podem representar a forma de remoção de nutrientes, principalmente, N e P das águas residuárias, como as provenientes da cafeicultura.

Operando reator UASB em escala de bancada tratando esgoto doméstico sintético, SOUSA (1996) determinou que a composição do grânulo, apesar de ser bem ampla (12 componentes), apresentou como principais constituintes ferro (56%), fósforo (24%), cálcio (12%) e enxofre (4%). Os outros componentes apareceram em proporções bem menores.

Segundo TIWARI et al. (2006), os requisitos nutricionais de, nitrogênio e fósforo são essenciais durante a formação dos grânulos, e também o nitrogênio, fósforo e potássio foram indicados para retardar o efeito de cargas de choque e prevenir a flotação de grânulos nos reatores UASB. Segundo LETTINGA e HULSHOLFF-POL (1991) durante o processo de metanogênese os microrganismos requerem magnésio para estimulação do crescimento celular e o sódio para o transporte de aminoácidos e regulação interna.

YU et al. (2001) verificaram que a concentração ótima de cálcio para a granulação está em torno de 150 a 300 mg L^{-1} . Altas concentrações de cálcio, formam o CaCO_3 precipitado, o qual poderá obstruir os poros, levando a limitação de transferência de massa.

4.13 Perfil temporal do pós-tratamento com lodo ativado (PT) operado com ciclo de 24 h (aeração + agitação 12 h, sedimentação e descarte 11,8 / 0,2 h)

Durante a realização do perfil a temperatura do líquido variou de 22,2 a 24°C, (Figura 23). Com relação à variação da concentração do OD, pode ser observado na Figura 23, que durante o período de descarte e sedimentação o efluente tinha concentração de OD em torno de 0,5 mg L^{-1} , e no período de aeração e agitação, a concentração média de OD, variou entre 1,5 e 2,5 mg L^{-1} . Vale ressaltar que em virtude do rápido decaimento das concentrações de OD durante as medições, os valores apresentados na Figura 23, correspondem às medidas de OD estabilizadas e, portanto, menor do que o OD no interior do PT.

O valor do pH, no período de sedimentação e descarte foi em média de 7,7 diminuindo no período de aeração e agitação para 7,5. A alcalinidade total (AT) no início do período de reação anaeróbia aumentou para 2618 mg $\text{CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$. Durante a etapa aeróbia a alcalinidade diminuiu até em torno de 2463 mg L^{-1} . Observou-se o comportamento padrão de pH durante o perfil, ou seja, aumento no período anaeróbio, com a alcalinidade do afluente e da desnitrificação, e decréscimo no período aeróbio, em decorrência do consumo de alcalinidade no processo de nitrificação (Figura 24). Recomenda-se que seja mantido o pH acima de 6,5 (METCALF e EDDY, 2003) que é a faixa na qual a nitrificação é mais eficiente. Ocorreu a diminuição nos valores de AP, AI e AT no período de reação aeróbia, para valores médios de 1133, 1329 e 2463 mg $(\text{CaCO}_3) \text{ L}^{-1}$, respectivamente, com conseqüente queda nos valores de pH de 7,7 para 7,5 no final da reação aeróbia, coincidindo com a oxidação do N-amom. e aumento das concentrações de nitrito e nitrato (Figura 24).

Os valores médios de AVT no início e durante a maior parte do período de reação aeróbia foram em torno de 310 mg L^{-1} , e no final do período de reação anaeróbia diminuíram para 305 mg L^{-1} , em virtude da absorção pelas bactérias armazenadoras de fósforo que nesta fase acumularam os ácidos graxos voláteis para a formação de polihidroxibutirato (PHB) o qual será utilizado (oxidado) na reação aeróbia durante a absorção e acúmulo de P nas bactérias armazenadoras de P, conforme pode ser observado na Figura 26.

As concentrações de SST, SSV e DQO total (Figura 25), na etapa de sedimentação foram de 332, 276 e 534 mg L^{-1} e na etapa aeróbia foram de 364, 289 e 570 mg L^{-1} , respectivamente. Durante os períodos de reação anaeróbia os valores de SST, SSV e DQO total diminuíram em virtude do consumo durante o processo da desnitrificação.

A concentração média de NTK no período aeróbio foi em torno de 35 mg L^{-1} e na etapa de sedimentação (anaeróbia) ocorreu aumento do NTK para a concentração média de 38 mg L^{-1} , com a separação de lodo (Figura 27). Com base nesses resultados pode-se inferir que houve atividade nitrificante e de oxidação do N-org. durante a etapa de reação aeróbia do ciclo, quando foi observado menor valor de NTK. As concentrações de nitrito apresentaram comportamento variável,

com valores de 0,65 a 1,2 mg L⁻¹, nas etapas de reação anaeróbia e início da reação aeróbia, depois estabilizou com valor médio em torno de 0,9 mg L⁻¹. As concentrações médias de nitrato nos períodos de aeração, sedimentação e descarte, foram de 8,7 e 6,5 mg L⁻¹, com a atividade nitrificante na etapa aeróbia, e no período de reação anaeróbia com a desnitrificação, (Figura 27).

A concentração média de N-amoniacoal foi de 30 mg L⁻¹ na etapa de sedimentação, hidrólise e a amonificação do N-org. na fase anaeróbia. As concentrações médias de N amoniacoal na etapa aeróbia foram de 25 mg L⁻¹, (Figura 27). É possível que tenha ocorrido a oxidação da amônia, com utilização do nitrato, e produção de N-gasoso. METCALF e EDDY (2003) citaram essa via de remoção de N, em condições anaeróbias, realizadas por bactérias autotróficas nitrificantes (*Nitrosomonas europaea*) ou por bactérias em processos Annamox, o qual pode ser de 6 a 10 vezes mais rápido.

As concentrações de P-total variaram de 9 a 20 mg L⁻¹, na fase de reação aeróbia, com concentração média de P-total de 10 mg L⁻¹. Na fase de sedimentação e descarte os valores decresceram variando de 4 a 13 mg L⁻¹, com concentração média de P-total de 9 mg L⁻¹, (Figura 26).

O decréscimo na fase anaeróbia deu-se com a absorção e formação de polifosfatos estocados nas células bacterianas armazenadoras de fósforo.

A diminuição nas etapas de sedimentação e descarte ocorreu com a retirada das bactérias armazenadoras de fósforo com o lodo sedimentado, reduzindo a concentração na fração líquida.

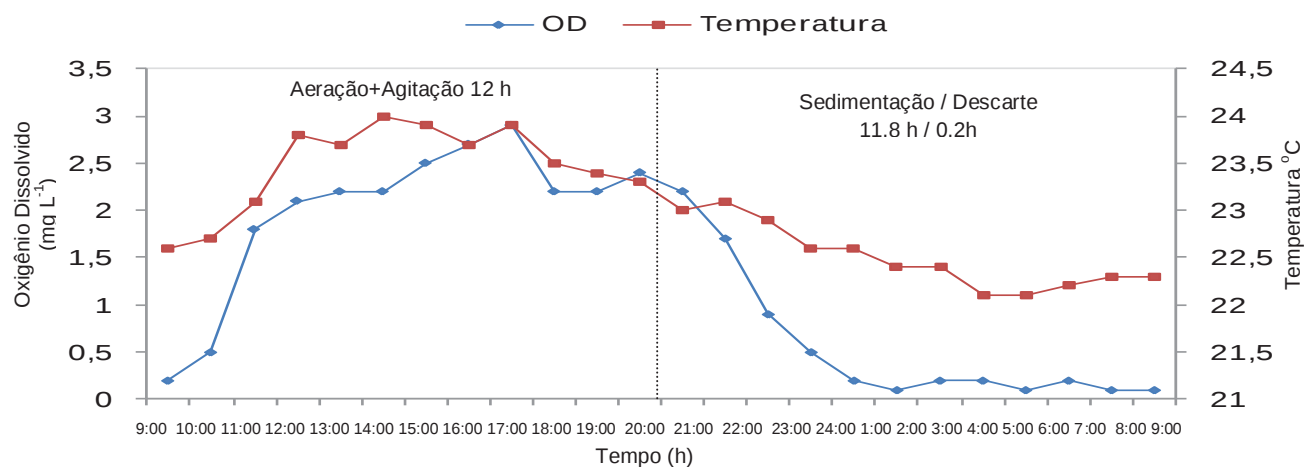


FIGURA 23. Concentrações de oxigênio dissolvido e temperatura do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.

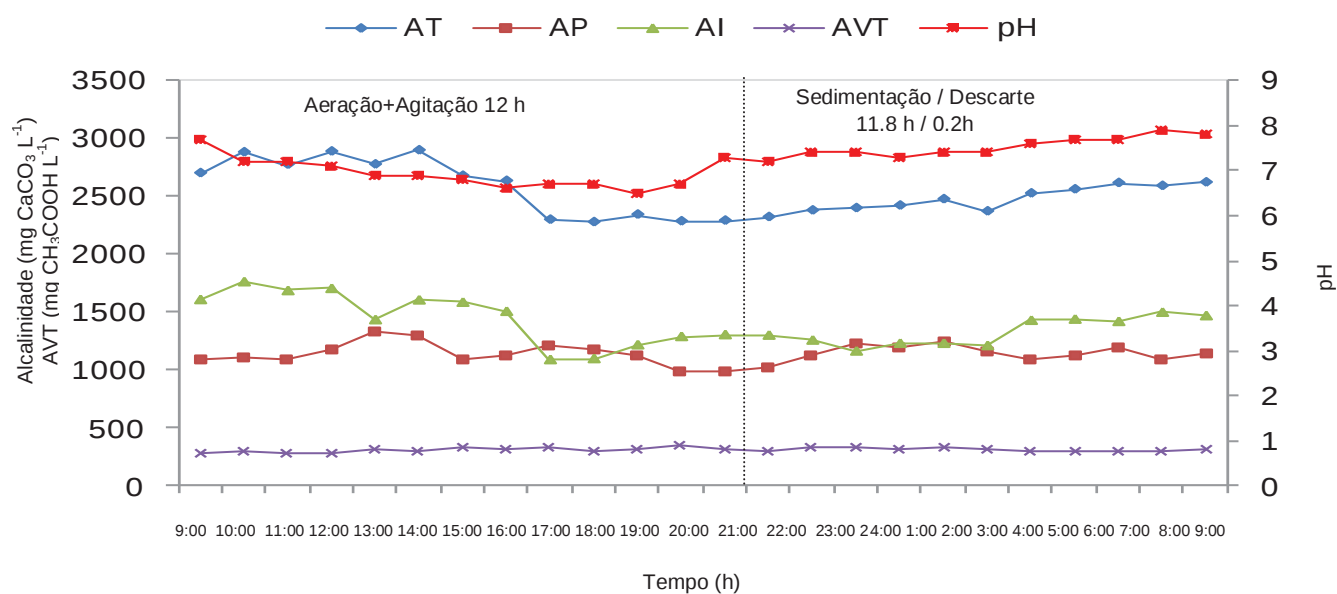


FIGURA 24. Concentrações de alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), ácidos voláteis totais (AVT) e pH do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.

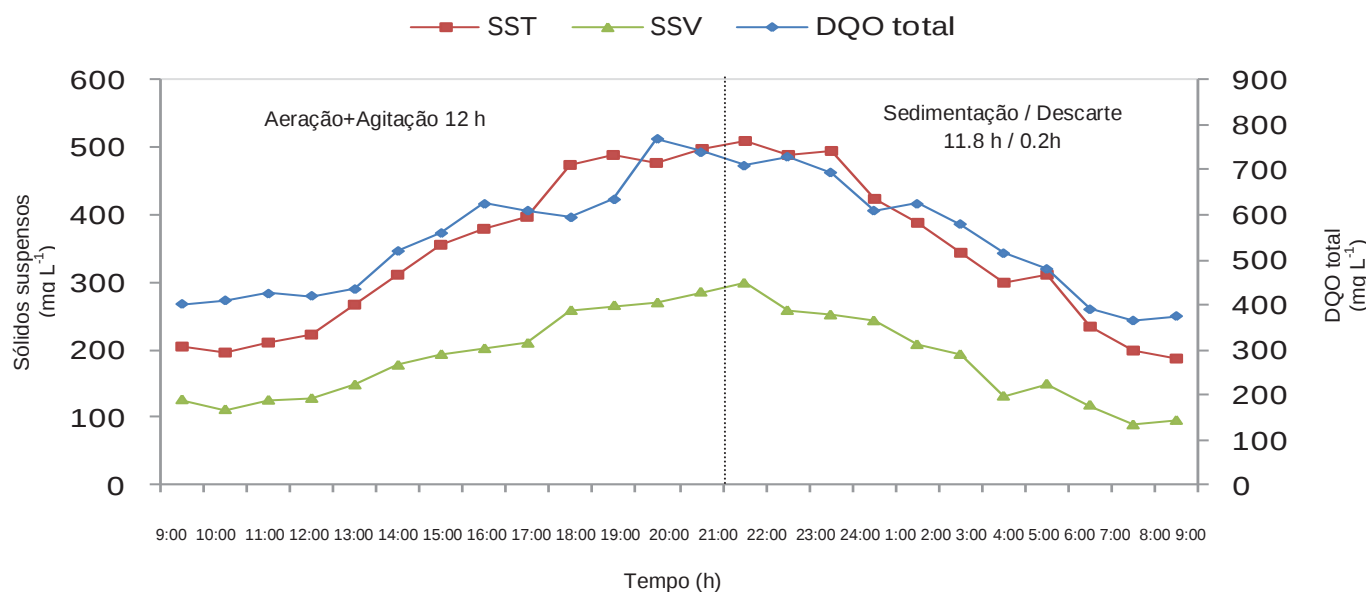


FIGURA 25. Concentrações de sólidos suspensos totais e voláteis e valores de DQO total do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.

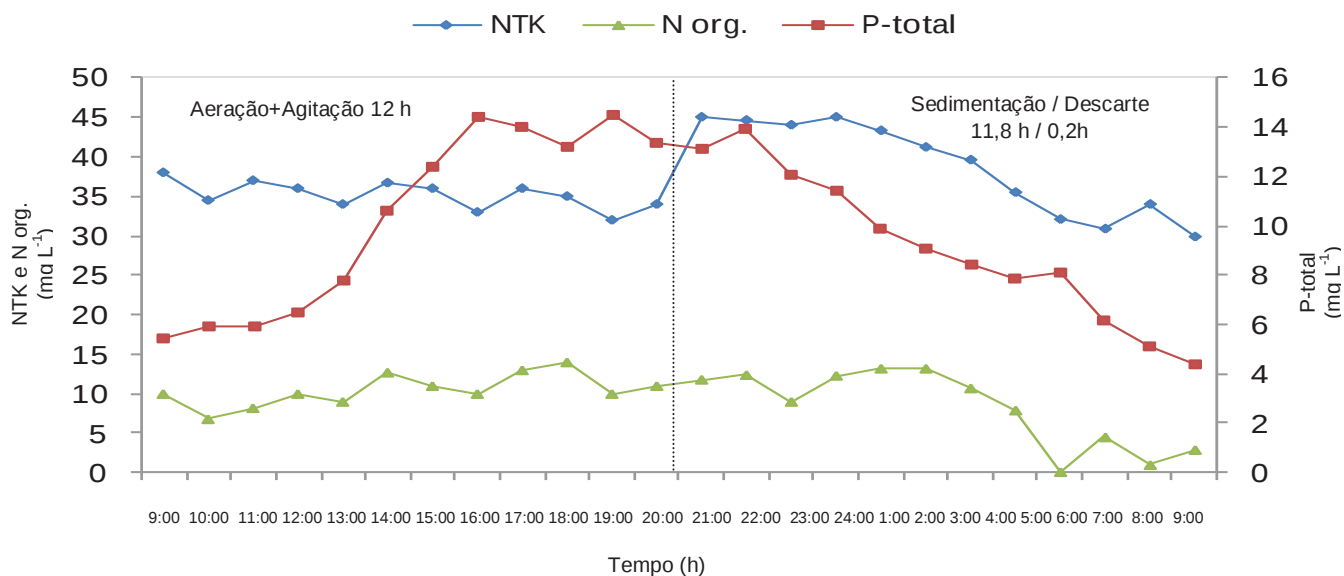


FIGURA 26. Concentrações de NTK, N orgânico e P-total do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.

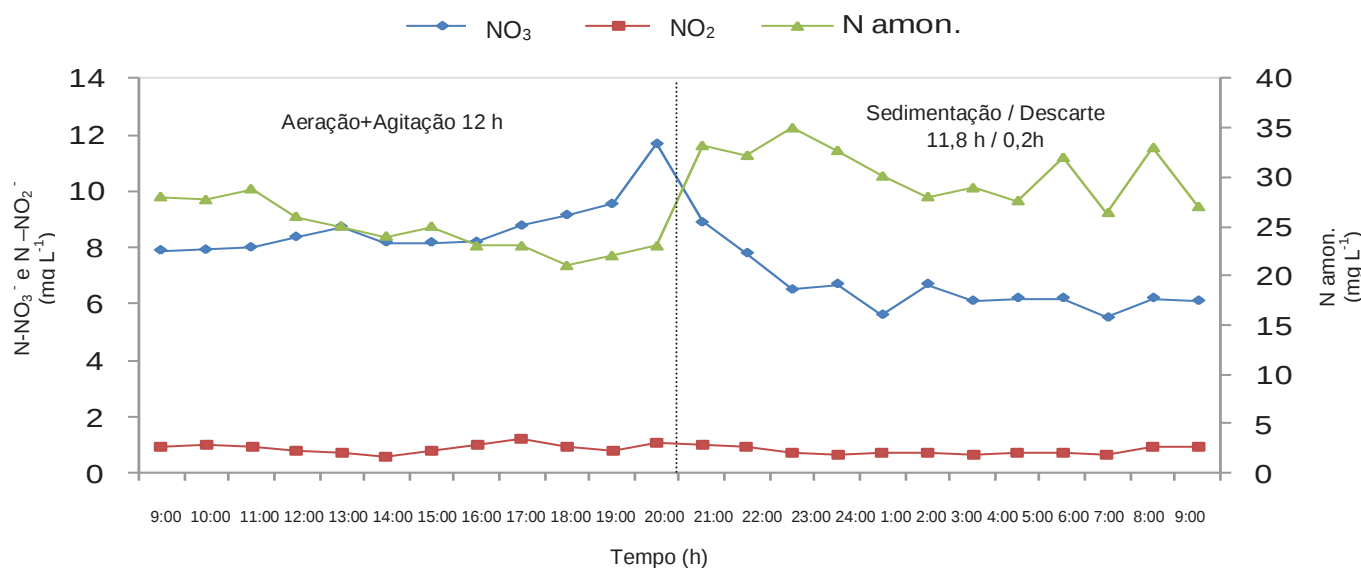


FIGURA 27. Concentrações de $\text{N}-(\text{NO}_3)^-$, $\text{N}-(\text{NO}_2)^-$ e do N amon. do efluente do PT durante o ciclo de operação 1.

4.14 Perfil temporal do pós-tratamento com lodo ativado (PT) operado com ciclo de 24 h (aeração 8 h, agitação 8 h, sedimentação 7,8 e descarte 0,2 h).

Durante a realização do ciclo de operação 2, a temperatura do líquido variou de 19,4 a 23,1°C, (Figura 28). Com relação à variação da concentração do OD, pode ser observado na Figura 28, que durante o período de descarte e sedimentação, aeração e agitação o efluente tinha concentração de OD em torno de 0,2; 2,5 e 1,0 mg L^{-1} . Vale ressaltar que em virtude do rápido decaimento das concentrações de OD durante as medições, os valores apresentados na Figura 28, correspondem às medidas de OD estabilizadas e, portanto, menor do que o OD no interior do PT.

O valor do pH, no período de sedimentação e descarte foi em média de 8,5 diminuindo no período de aeração e agitação para 7,6 (Figura 30). A alcalinidade total (AT) no início do período de reação anaeróbia foi de 2508 $\text{mg CaCO}_3 \text{ L}^{-1}$. Durante a etapa aeróbia a alcalinidade diminuiu até em torno de 2479 mg L^{-1} . Observou-se o comportamento padrão de pH durante o perfil, ou seja, aumento no período anaeróbio, com a alcalinidade do afluente e da desnitrificação, e decréscimo no período aeróbio, em decorrência do consumo de alcalinidade no processo de nitrificação (Figura 30). Recomenda-se que seja mantido o pH acima de 6,5 (METCALF e EDDY, 2003) que é a faixa na qual a nitrificação é mais eficiente.

Os valores médios de AVT no início e durante a maior parte do período de reação aeróbia foram em torno de 98 mg L^{-1} , e no final do período de reação anaeróbia (sedimentação) diminuíram para 92 mg L^{-1} (Figura 30), em virtude da absorção pelas bactérias armazenadoras de fósforo que nesta fase acumularam os ácidos graxos voláteis para a formação de polihidroxibutirato (PHB) o qual será utilizado (oxidado) na reação aeróbia durante a absorção e acúmulo de P nas bactérias armazenadoras de P, conforme pode ser observado na Figura 31.

As concentrações de SST, SSV e DQO total (Figura 29), na etapa de sedimentação foram de 231, 170 e 328 mg L^{-1} , na etapa aeróbia foram de 255, 205 e 521 mg L^{-1} , respectivamente. Durante os períodos de reação anaeróbia os valores de SST, SSV e DQO total diminuíram em virtude do consumo durante o processo da desnitrificação.

A concentração média de NTK no período aeróbio aumentou para valores em torno de 13 mg L^{-1} e na etapa de sedimentação (anaeróbia) ocorreu pequena redução do NTK para a concentração média de 11 mg L^{-1} e no período de agitação a concentração média aumentou 19 mg L^{-1} , (Figura 31). Com base nesses resultados pode-se inferir que houve atividade nitrificante e de oxidação do N-org. durante a etapa de reação aeróbia do ciclo, quando foi observada a redução dos valores de NTK. As concentrações de nitrito apresentaram comportamento variável, com valores de 0,6 a $1,4 \text{ mg L}^{-1}$, nas etapas de reação anaeróbia e início da reação aeróbia, depois estabilizou com valor médio em torno de 1 mg L^{-1} . As concentrações de nitrato nos períodos de aeração, agitação e sedimentação e descarte, foram de 8,8; 7,6 e $3,8 \text{ mg L}^{-1}$, com a atividade nitrificante na etapa aeróbia, e no período de reação anaeróbia decresceu para $3,2 \text{ mg L}^{-1}$ com a atividade desnitrificação, (Figura 32).

A concentração média de N-amon. foi de $6,3 \text{ mg L}^{-1}$ na etapa de sedimentação, hidrólise e a amonificação do N-org. na fase anaeróbia. As concentrações médias de N-amon. na etapa aeróbia foram de $8,1 \text{ mg L}^{-1}$, (Figura 32). É possível que tenha ocorrido a oxidação da amônia, com utilização do nitrato, e produção de N-gasoso. METCALF & EDDY (2003) descreveram essa via de remoção de N, em condições anaeróbias, realizadas por bactérias autotróficas

nitrificantes (*Nitrosomonas europaeae*) ou por bactérias em processos Annamox, o qual pode ser de 6 a 10 vezes mais rápido.

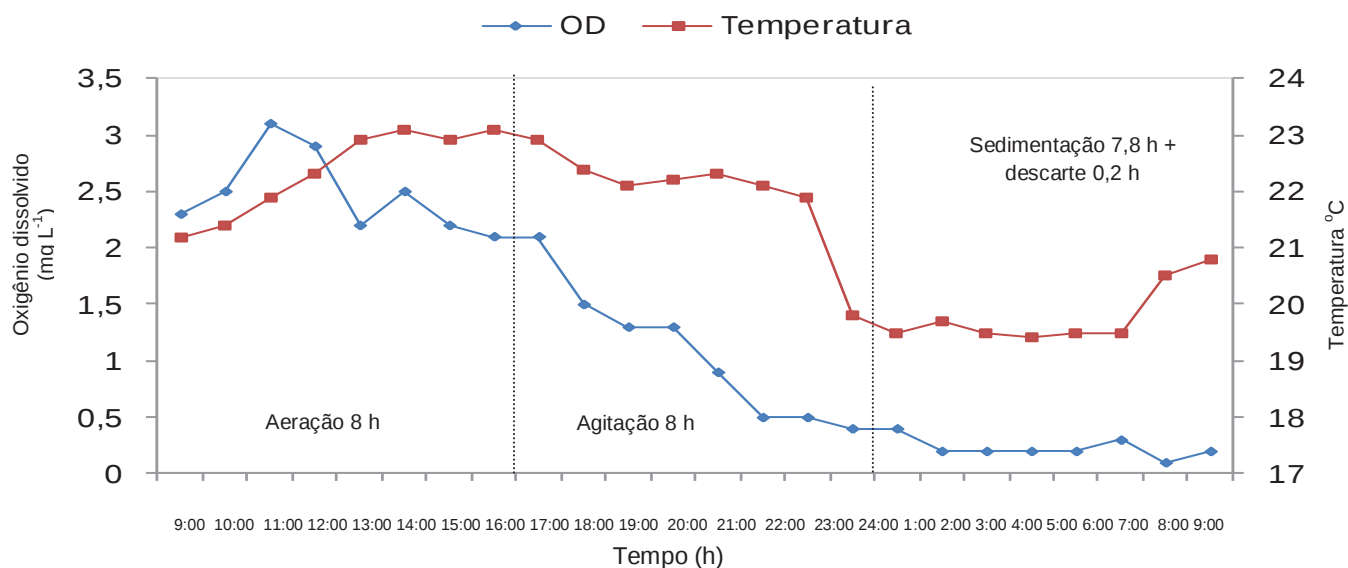


FIGURA 28. Concentrações de oxigênio dissolvido e temperatura do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.

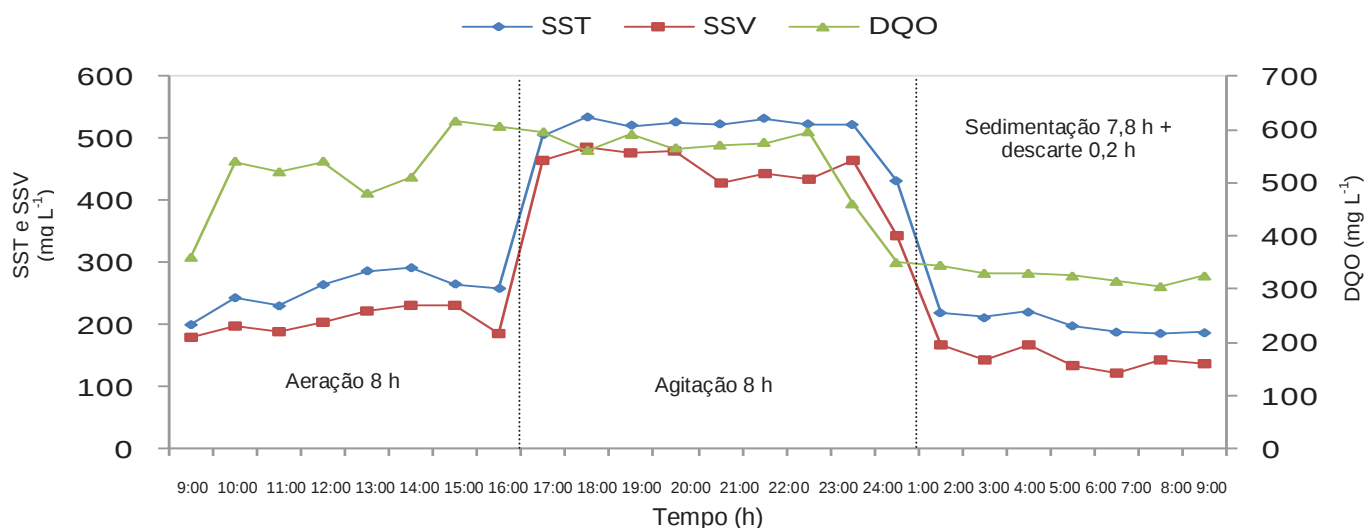


FIGURA 29. Concentrações de sólidos suspensos totais e voláteis e valores de DQO total do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.

As concentrações de P-total variaram de 5,3 a 9,2 mg L^{-1} , na fase de reação aeróbia, com concentração média de P-total de 8,3 mg L^{-1} . Na fase de sedimentação

e descarte os valores diminuíram variando de 3,2 a 4,4 mg L⁻¹, com concentração média de P-total de 3,8 mg L⁻¹, (Figura 31).

O decréscimo na fase anaeróbia deu-se com a absorção e formação de polifosfatos estocados nas células bacteriana armazenadoras de fósforo. A diminuição nas etapas de sedimentação e descarte ocorreu com a retirada pelas bactérias armazenadoras de fósforo do lodo sedimentado, reduzindo a concentração na fração líquida.

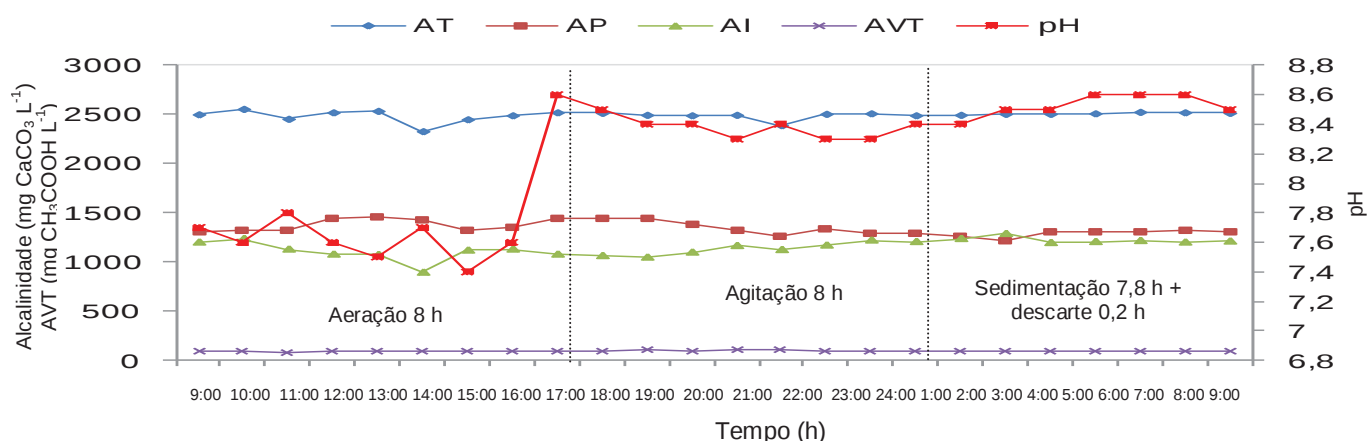


FIGURA 30. Concentrações de alcalinidade total (AT), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), ácidos voláteis totais (AVT) e pH do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.

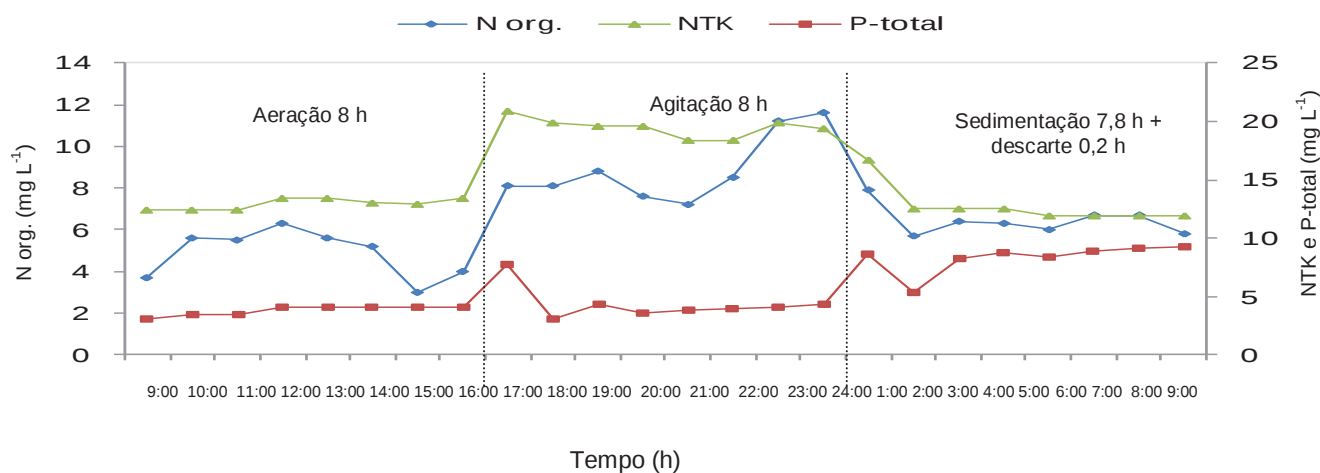


FIGURA 31. Concentrações de NTK, N orgânico e P-total do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.

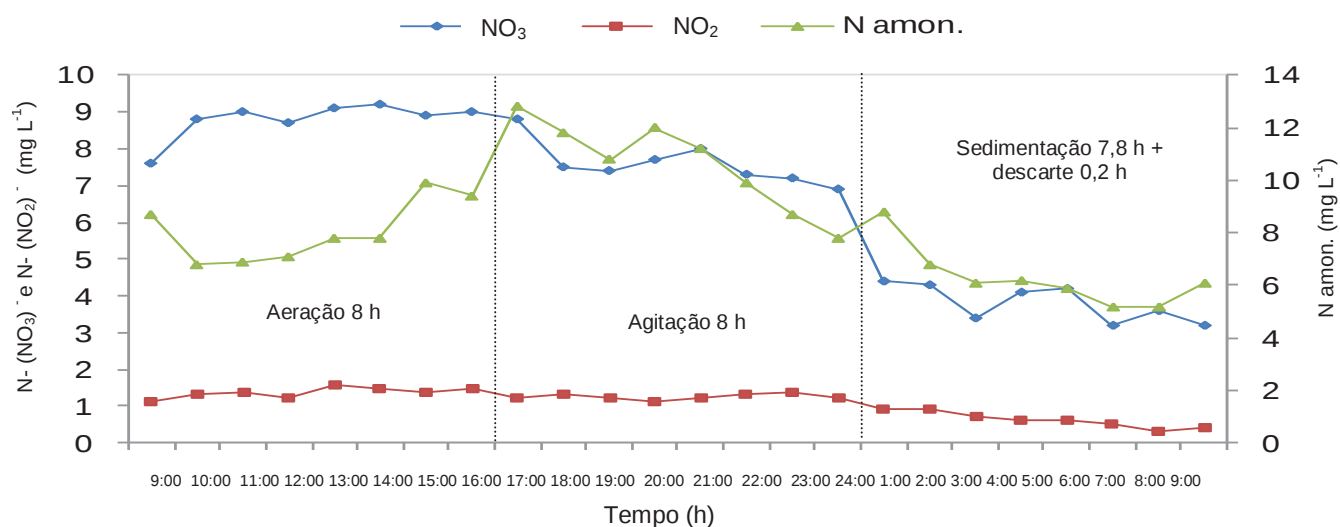


FIGURA 32. Concentrações de $\text{N}-(\text{NO}_3)^-$, $\text{N}-(\text{NO}_2)^-$ e N amon. do efluente do PT durante o ciclo de operação 2.

4.15 Microscopia óptica.

As frequências dos microrganismos, através da observação por microscopia óptica de luz e contraste de fase, presentes na manta de lodo dos reatores UASB R1 e R2 e no sistema de pós-tratamento com lodo ativado ao final dos ensaios 3 e 4, estão apresentadas na Tabela 24.

Foi possível verificar diferentes morfologias microbianas como células semelhantes a *Methanosaeta* sp., bacilos livres e cocos não fluorescentes, que foram observadas com maior frequência do que células semelhantes a *Methanosarcina* sp, (Figura 33). As morfologias de cocos foram predominantes em todos os ensaios. Com a diminuição do TDH para 3,1 d no reator R1, no ensaio 4, as morfologias associadas a *Methanosaeta* sp. foram predominantes, (Tabela 24).

Nas amostras de lodo do reator R1 foram observadas morfologias semelhantes a *Methanosaeta* sp., a qual predominou nos ensaios 3 e 4. No reator R2 a morfologia semelhante a *Methanosaeta* sp. foi encontrada com menor predominância, o que também pode ser constatado pelas menores produções de biogás neste reator, (Figura 34).

TABELA 24. Frequência de microrganismos observada na manta de lodo dos reatores UASB R1, R2 e PT nos ensaios 3 e 4.

Morfologia	Ensaio					
	3	4	3	4	3	4
	R1		R2		PT	
ARQUEIAS METANOGENÍCAS						
<i>Methanosaeta sp.</i>	++++	++++	+++	++	+	+
Bacilos fluorescentes	-	-	-	-	-	-
BACTÉRIAS						
Bacilos curvos	++	++	+	+	+	+
Bacilos delgados	+++	++	++	++	+	+
Cocos	+++	+++	++	+	++	++
Filamentos	++++	++++	++	+	+	+
EUCARIA						
Protozoários ciliados	-	-	-	-	-	-
Protoários amebóides	-	-	-	-	-	-

(++++) predominantes, (++++) freqüentes, (++) pouco frequentes, (+) raros, (-) não foram observados

Alguns fatores como a biodisponibilidade de metais traço, como o ferro, podem interferir na cinética de crescimento, pois na ausência destes metais, a *Methanosaeta sp.* se sobressai (BUZZINI et al. 2006; SPEECE, 1996), o que justifica a maior freqüência desse gênero no reator.

O baixo número de células semelhantes a *Methanosarcina sp.* detectadas pela microscopia pode também estar relacionado com uma baixa concentração de acetato no meio. A *Methanosaeta sp.* tem uma maior afinidade por acetato e alta taxa de crescimento, tendo esse como fonte de carbono, comparado a *Methanosarcina sp.* (URRUTIA et al. 1999), o que possivelmente poderia explicar a predominância de *Methanosaeta sp.* em baixas concentrações de acetato. Diante disso, verifica-se que as condições ambientais e de operação dos reatores aparentemente favoreceram o crescimento e permanência de *Methanosaeta sp.* em relação ao gênero *Methanosarcina sp.* Segundo BORGES (2003), a presença de espécies acetoclásticas e hidrogenotróficas indica o equilíbrio na comunidade metanogênica dentro do consórcio microbiológico responsável pela digestão anaeróbia.

Avaliando o desempenho de processo anaeróbio, aeróbio e anóxico, utilizando um reator anaeróbio compartimentado (ABR de 360 L), com duas câmaras, um filtro aerado submerso (FAS de 160 L), preenchido com anéis de

bambu e anéis de plástico de eletroduto corrugado e um reator de fluxo ascendente com manta de lodo (USB de 120 L) anóxico, instalados em série, para o tratamento de águas residuárias de suinocultura, SANTOS (2011) utilizando técnicas de microscopia óptica observou alta diversidade morfológica, formada por bacilos, cocos e protozoários no FAS, e no reator ABR verificou diferentes morfologias microbianas, como células semelhantes a *Methanosaeta* sp., bacilos livres e cocos não fluorescentes, que foram observadas com maior frequência do que células semelhantes a *Methanosarcina* sp. As morfologias de cocos foram predominantes em todos os ensaios.

FANG et al. (1996) relataram a presença de arqueas *Methanosaeta* sp, *Methanospirillum* e *Methanobrevibacter* em reator UASB, quando utilizado no tratamento de águas residuárias com concentração de fenol de até 1.260 mg L⁻¹.

DWYER et al. (1986) observaram a predominância de três tipos de microrganismos em um reator de células imobilizadas utilizado para degradar fenol (concentrações de 10 a 2.000 mg L⁻¹ na água residuária): *Methanosaeta* sp, organismos hidrogenotróficos fluorescentes e células ovóides oxidadoras de fenol.

Assim como neste estudo, OLIVEIRA et al. (1997), operando reator UASB com TDH de 12 h para o tratamento de águas residuárias de suinocultura com SST de 0,5 a 2,0 g L⁻¹, observaram predominância no lodo das arqueias metanogênicas do gênero *Methanosaeta* sp.

Avaliando a dinâmica da população metanogênica no lodo de reatores anaeróbios com membrana (AnMBR) durante 300 dias de operação tratando águas residuárias de suinocultura, PADMASIRI et al. (2007) também observaram a predominância da *Methanosaeta* sp.

Conforme COSTA et al. (2003), abundância e biodiversidade elevadas sugerem um ambiente com menor grau de estresse e maior estabilidade. A operação do sistema de pós-tratamento com lodo ativado mostrou-se com alta capacidade de remoção de matéria orgânica, sólidos suspensos e nutrientes. Análises rotineiras da microbiota, em associação aos parâmetros operacionais físico-químicos, têm sido amplamente descritas como indicadoras do desempenho de sistemas de tratamento aeróbios (VAZOLLÉR, 1995; BENTO et al., 2005; OLIVEIRA et al. 2009).

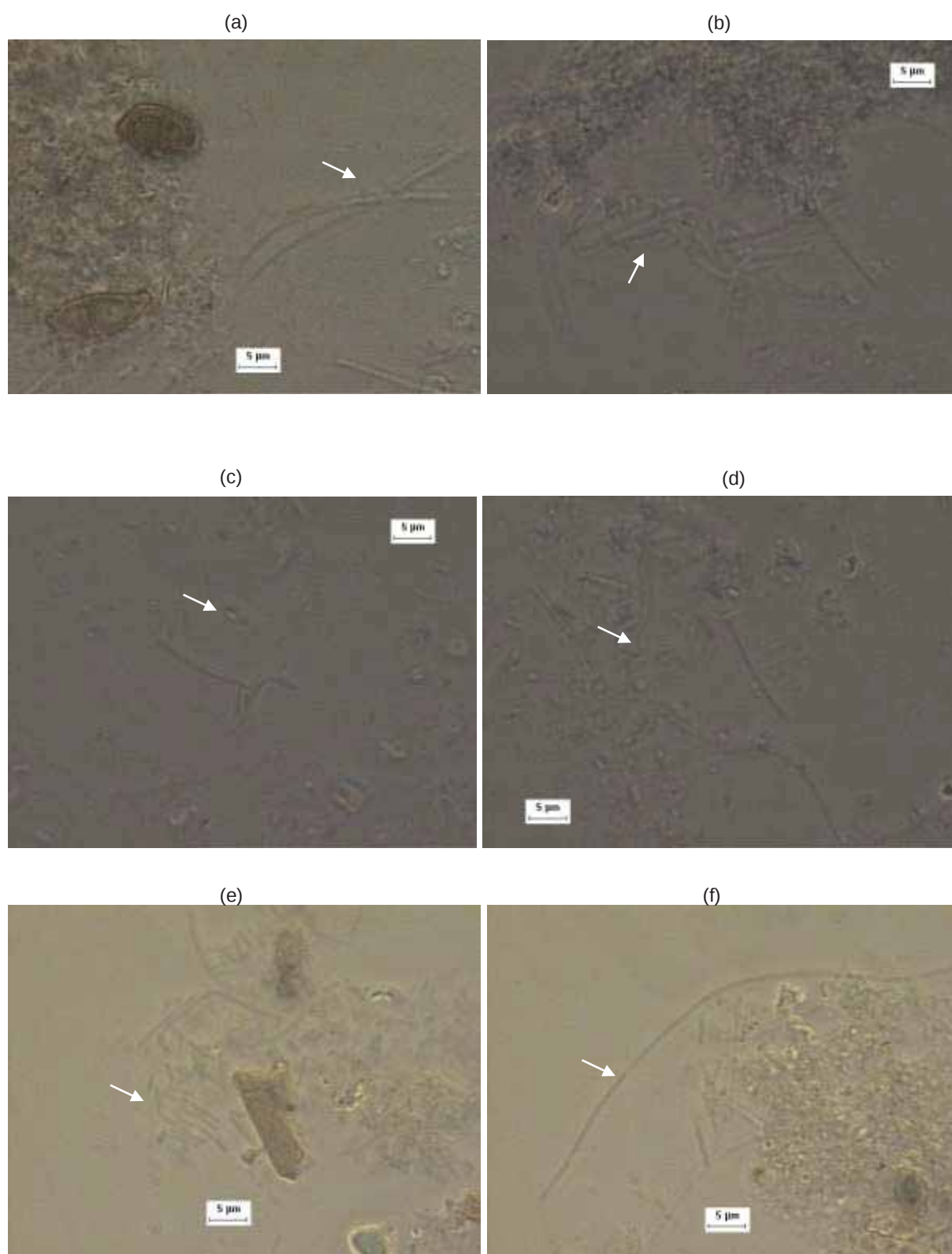


FIGURA 33. Microscopia de contraste de fase de amostras da manta do lodo do reator R1 (medida em 5 µm): (a), (b) e (f) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a *Methanosaeta* sp.; (c) e (d) bacilos curvos e delgados; (e) e (f) estruturas de filamentos semelhantes a *Methanosaeta* sp.

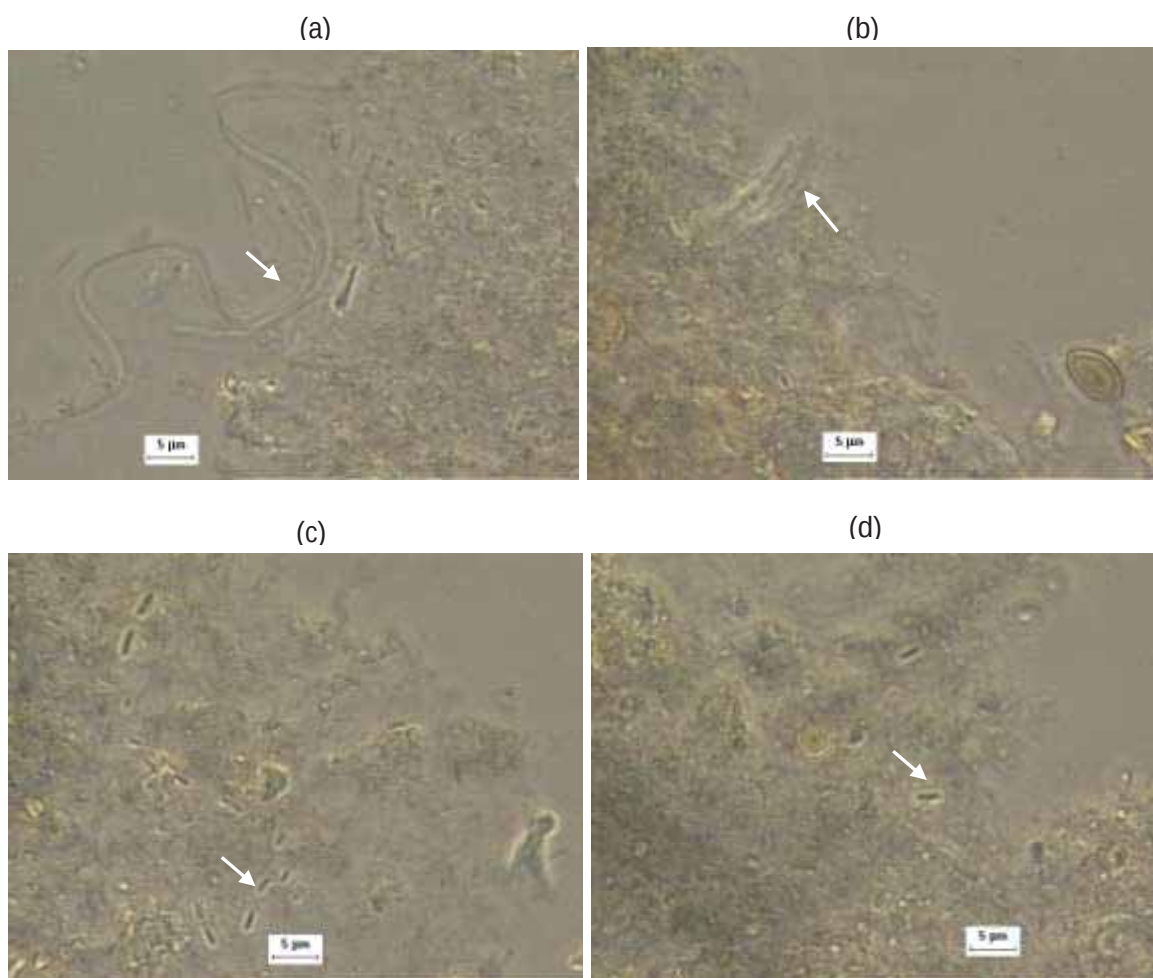


FIGURA 34. Microscopia de contraste de fase de amostras da manta do lodo do reator R2 (medida em 5 µm): (a), (b) e (f) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a *Methanosaeta sp.*; (c) e (d) bacilos curvos e delgados.

Segundo MADONI (1994) o número reduzido de espécies morfológicas é indicativo de menor eficiência no tratamento aeróbio em comparação a um sistema com maior diversidade de espécies. O autor observou ainda, que a comunidade microbiana sofreu modificações ao longo da operação dos sistemas de tratamento estudados, sendo observado no início do processo, predominância de protozoários livre natantes, e nos estágios seguintes de operação, protozoários ciliados fixos.

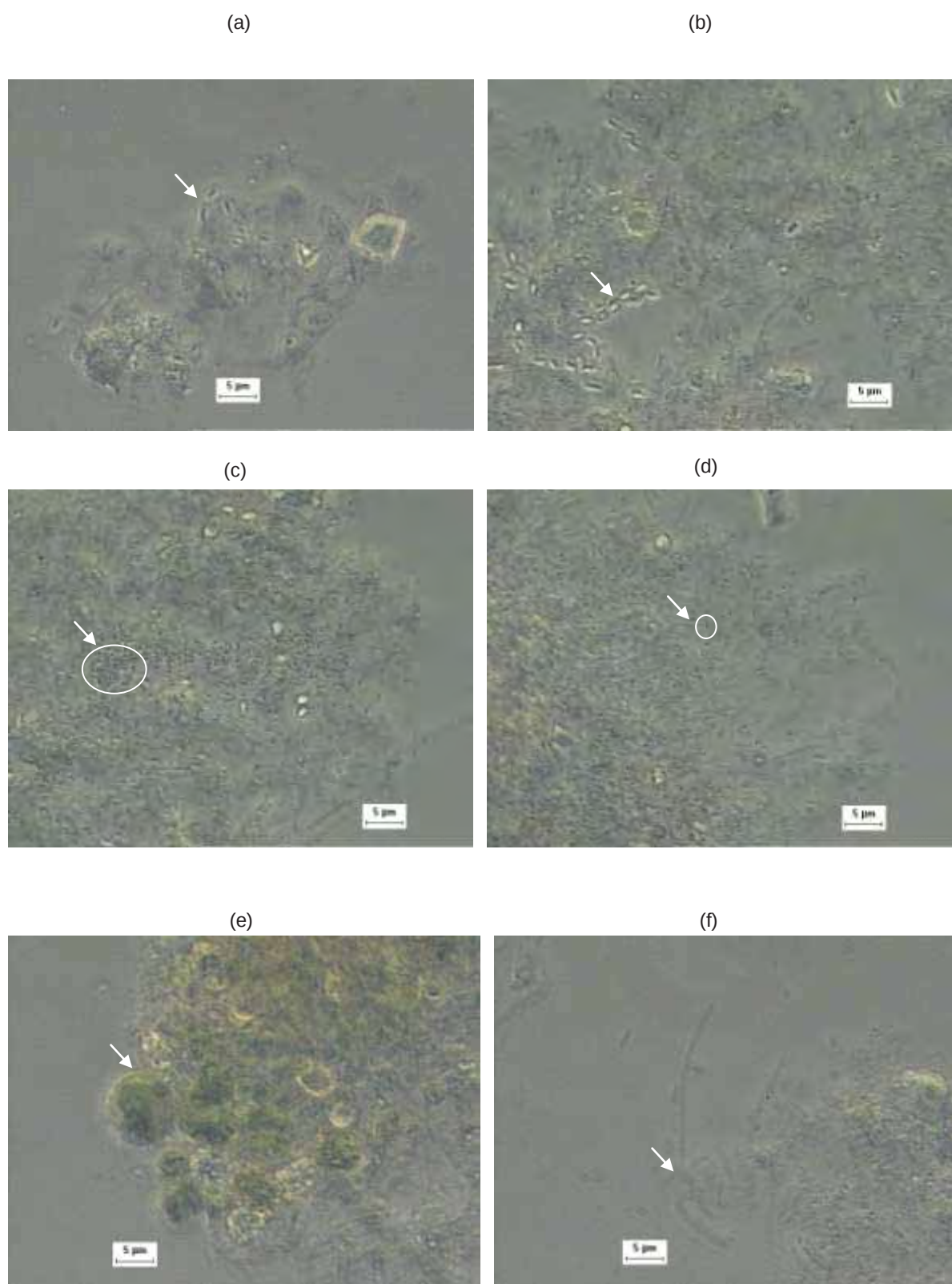


FIGURA 35. Microscopia de contraste de fase de amostras da manta de lodo do sistema de pós-tratamento (PT), (medida em 5 µm): (a) e (b) bacilos delgados (c) e (d) grânulos de polifosfato (e) cianobactérias (f) filamentos segmentados e filamentos semelhantes a *Methanosaeta* sp.

No sistema de pós-tratamento com lodo ativado (PT), não foram observados protozoários, sendo encontradas morfologias semelhantes a Cocos, filamentos e raramente morfologias associadas a *Methanosaeta* sp., Figura 35.

Nas Figuras 36 (a) e (b) podem ser observados grânulos de polifosfatos, o que pode ser confirmado após a amostra ser corada com coloração de Neisser. As células que contem polifosfatos, com a coloração de Neisser se tornam coradas, indicando a retenção destes sais no interior da célula.

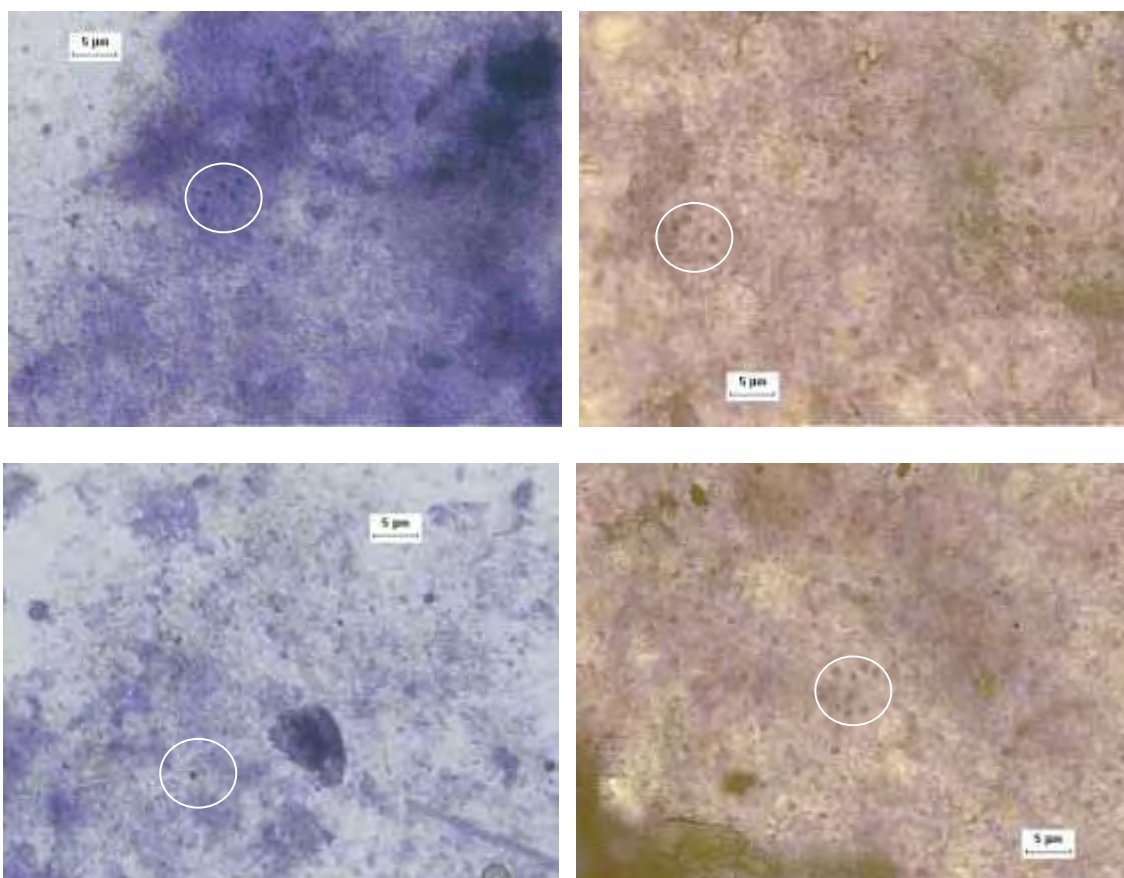


FIGURA 36. Microscopia de campo claro de amostras da manta de lodo do sistema de pós-tratamento (PT), (medida em 5 µm): grânulos de polifosfato corados com coloração de Neisser.

Com base em um estudo microscópico realizado junto à ETE do tipo lodos ativados de aeração prolongada, no tratamento de esgoto doméstico e aplicando-o como método de avaliação do sistema, BENTO et al. (2005) concluíram que as remoções médias de 80% de DQO e 96% de $N-NH_4$ foram associadas à presença constante de protozoários, como *Arcella* sp., *Euglypha* sp. e *Aspidisca* sp.; e que a

ocorrência destas espécies em frequências de 100% para as duas primeiras (tecamebas) e 95% para a última (ciliado predador de floco), respectivamente, indicaram alto grau de estabilidade biológica do sistema, alta idade do lodo, boas remoções de DBO_5 e condições de oxigenação favoráveis à nitrificação.

ZHOU et al. (2008) avaliaram as características da microfauna e as relações com a performance de um sistema de lodos ativados. Os autores observaram que a presença de tecamebas foram correlacionadas às remoções de NT, N-amoniacal e sólidos suspensos, sendo indicadores de boa performance do sistema.

Segundo OLIVEIRA et al. (2009) a aplicação das relações da comunidade microbiana presente no lodo com as características das águas residuárias, e com as condições operacionais impostas ao sistema, podem ser obtidas com grande representatividade. Os dados podem ser adotados como parâmetro de controle adicional para as estações de tratamento, sendo necessário a avaliação de cada sistema de tratamento, frente às diferenças atribuídas quanto à operação e estrutura da comunidade microbiana. No presente estudo, a avaliação microbiológica dos sistemas de tratamento com os reatores UASB R1 e R2 e de pós-tratamento com lodo ativado (PT), demonstram a grande diversidade da microbiota encontrada no sistema de tratamento ocasionando elevados valores de eficiência de remoção de matéria orgânica, fenóis e nutrientes.

5. CONCLUSÕES

O sistema de tratamento composto pelos reatores UASB R1 e R2 apresentou estabilidade em todas as condições de operação a que foram submetidos, permitindo a obtenção de elevados valores de eficiência de remoção de DQO, sólidos suspensos, nitrogênio total, fósforo total, metais e fenol, possibilitando o tratamento das águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida com alta concentração de matéria orgânica, nutrientes e compostos tóxicos como o fenol.

A maior parte da remoção de matéria orgânica ocorreu no reator R1, bem como as maiores produções de biogás. O uso do processo em dois estágios foi de extrema importância para a manutenção da estabilidade do sistema, no caso de eventuais choques de carga orgânica.

O uso do sistema de pós-tratamento com lodo ativado foi de grande importância para o polimento do efluente do sistema UASB, promovendo assim um aumento significativo nas eficiências de remoção de matéria orgânica, nutrientes e metais.

Os valores de COV aplicadas de 2,26 a 6,85 kg DQO total (m³ d)⁻¹ aplicadas no reator R1 não foram limitantes para a obtenção de altas eficiências de remoção de DQO total e sólidos suspensos totais, indicando que o mesmo possui uma alta resistência a choques orgânicos.

Com a inclusão do sistema de pós-tratamento as eficiências de remoção de DQO total e sólidos suspensos totais aumentaram, demonstrando a importância do sistema de pós-tratamento.

A caracterização morfológica do lodo dos reatores UASB por meio de microscopia óptica, indicou a predominância de microrganismos semelhantes à *Methanosaeta sp.*, e morfologias de bacilos delgados, e filamentos.

A inclusão do pós-tratamento com lodo ativado permitiu a obtenção de altos valores de eficiência de remoção de nitrogênio total, o qual aumentou de 80 % com os reatores UASB para 96% no sistema de lodo ativado. Este aumento na eficiência de remoção, com a inclusão do sistema de pós-tratamento também foi evidenciado na remoção de fósforo total, que aumentou de 58% com o sistema de reatores

UASB para 82% de remoção com a inclusão do sistema de pós-tratamento com lodo ativado.

As eficiências de remoção de metais como o ferro aumentaram de 86 para 97% com a inclusão do sistema de pós-tratamento, zinco de 47 para 76%, níquel de 49 para 88%, cobre de 40 para 87% e manganês de 46 para 88%, indicando a grande capacidade em absorver micronutrientes do sistema de pós-tratamento.

As concentrações médias de Cu, Fe, Mn e Zn observadas no efluente do sistema de pós-tratamento alcançaram padrão de lançamento de efluentes estabelecido pela CONAMA 357, que são de 1; 15; 1 e 5 mg L⁻¹, para Cu, Fe, Mn e Zn, respectivamente.

No sistema de reatores UASB foram observadas eficiências de remoção fenol variando de 83 a 92%, e com a implantação do sistema de pós-tratamento as eficiências aumentaram para 95%.

Para efluentes com elevada carga orgânica, a combinação do processo anaeróbio, mostrou-se eficaz, revelando capacidade para suportar altas concentrações afluentes como observadas, evidenciando que a adição do pós-tratamento aeróbio, anaeróbio e anóxico foi capaz de promover melhoras significativas no tratamento das águas residuárias provenientes do beneficiamento de café por via úmida.

6. RECOMENDAÇÕES

A utilização de reatores UASB em dois estágios, seguidos de lodos ativados em bateladas para o tratamento das águas residuárias do beneficiamento do café por via úmida, demonstrou ser altamente viável e eficiente. A partir dos resultados obtidos neste trabalho, sugerimos as seguintes recomendações:

- avaliar o desempenho dos reatores UASB com cargas orgânicas volumétricas mais elevadas.
- Avaliar o desempenho do sistema de pós-tratamento com lodos ativados (PT), operando com diferentes condições de aeração e agitação.
- avaliar o comportamento da microbiota do lodo de inóculo sob diferentes condições de nutrientes, variando-se a relação DQO:N:P.
- Fazem-se necessários estudos que priorizem a avaliação conjunta das análises microbiológicas aos parâmetros físico-químicos, a fim de otimizar o processo e elevar as eficiências do sistema de tratamento das águas residuárias do despulpamento do café.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABDUL NOUR, E. A. **Tratamento de esgoto sanitário empregando-se reator anaeróbio compartimentado**. 1996. 147f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

ABREU NETO, M. S. de; OLIVEIRA, R. A. de. Remoção de matéria orgânica, de nutrientes de coliformes no processo anaeróbio em dois estágios (Reator compartimentado seguido de reator UASB) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, v. 29, n.1, p. 148-161, 2009.

AMMAN, R.; GLÖCKNER, F.O. NEEF, A. 1997. Modern methods in subsurface microbiology: in situ identification of microorganisms with nucleic acid probes. **FEMS Microbiology Reviews**, v. 20(3-4), p. 191-200.

ANDERSON, G. K. e YANG, G. Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration. **Water Environment Research**. Alexandria, v.164. p. 53, 1992.

APHA, AWWA, WPCF. **Standart methods for the examination of water and wastewater**. 18 th. Washington, 2005.

AQUINO, S. F.; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas estratégicas de controle. **Engenharia Sanitária a Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 1, p. 151-161, 2005.

ALÉM SOBRINHO, P.; JORDÃO, E. P.; CAMPOS J. R.; CYBIS L.F.; VAN HAANDEL A. C.; VON SPERLING, M. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por sistemas de lodo ativado. In: PROSAB. Programa de Pesquisa em Saneamento Básico. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Rio de Janeiro. ABES, 2001. v. 2, p. 279-331.

BARNES, D.; BLISS, P. J. GOULD, B. W.; VALLENTINE, H. R. **Water and wastewater engineering systems**. Pitman Publishing Inc, Massachussets, 513 p.1981.

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

BATSTONE, D. J.; HERNANDES, L. A. Hydraulics of laboratory and full-scale upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Biotechnology and Bioengineering**, New York, v. 9, n. 3, p. 387-391, 2005.

BENTO, A.P.; SEZERINO, P. H.; PHILIPPI, L. S.; REGINATTO, V.; LAPOLLI, F. R. Caracterização da microfauna em estação de tratamento de esgotos do tipo lodos ativados: um instrumento de avaliação e controle do processo. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 10, n. 4, p. 329-338, 2005.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. New York, Wiley-Liss, 1994.

BHATTACHARYA, S. K., UBEROI, V. e DRONAMRAJU, M. M. Interaction between acetate fed sulfate reducers and methanogens. **Water Research**. Oxford v.30 n.10, p 2239-2246, 1996.

BOLAÑOS, M. L. R.; VARESCHE, M. B. A.; ZAIAT, M.; FORESTI, E. Phenol degradation in horizontal-flow anaerobic immobilized biomass (HAIB) reactor under mesophilic conditions. **Water Science and Technology**, Kiddlington v. 44, n. 4, p. 167-174, 2001.

BOMBARDIERE, Y, E. **The potential of anaerobic digestion technology to treat coffee waste in Huatsuco, México**. 85 f. Thesis (Master of Arts), Center for International Studies of Ohio University, 2006.

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.

BORGES, A. C. **Influência da estratégia de alimentação no desempenho do reator anaeróbio em batelada sequencial contendo biomassa imobilizada**. 2003. 184p. Dissertação (Mestrado) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos (SP), Brasil, 2003

BOUALLAGUI, H.; TORRIJOS. M.; GODON, J. J.; MOLETTA, R. Two-phases anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: bioreactors performance. **Biochemical Engineering Journal**. Rickmanswort, v. 39, n. 21, p. 193 – 197, 2004.

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 nº 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.

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. **Revista Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.28, n.2, p.364-377, 2008.

BRUNO, N. M. N. **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**. 2011. 172 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2011.

BUZZINI, A. P; SAKAMOTO, I. K.; VARESCHE, M. B; PIRES, E. C. Evaluation of the microbial diversity in an UASB reactor treating wastewater from an unbleached pulp plant. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 168-176, 2006.

CALLADO, N. H.; FORESTI, E. Removal of organic carbon, nitrogen and phosphorus in sequential batch reactors integrating the aerobic/anaerobic processes. **Water Science and Technology**, Kiddlington, v. 44, n. 4, p. 263–270, 2001.

CAMPOS, C. M. M., PRADO, M. A. C., PEREIRA, E. L. Caracterização físico-química, bioquímica e energética da água residuária do café processado por via úmida. **Bioscience Journal**, v. 26, n. 4, p. 514-524, 2010

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

CARMO JR., G.N.R. **Aplicabilidade do reator anaeróbio de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) para o tratameto de resíduos de líquidos da suinocultura**. 1998, 69 f. Tese (Mestrado) Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis/SC, 1998.

CECAFÉ. Conselho dos Exportadores de Café do Brasil. Dados estatísticos, exportação. Disponível em< <http://www.cecafe.com.br/>>, acessado em 10 de junho de 2011.

CETESB. 1992. **Microbiologia de Lodos Ativados**. Séries Manuais

CHERNICHARO, C. A. L., ALMEIDA, P. G. S., LOBATO, L. C. S., COUTO, T. C., BORGES, J. M., LACERDA, Y. S. Experience with design and start up of two full-scale UASB plants in Brazil: enhancements and drawbacks. **Water Science Technology**, Kiddlington, vol 60, n. 2, p. 507-515, 2009.

CHERNICHARO, C. A. L. Post treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v.5, p. 73–92, 2006.

CHERNICHARO, C. A. L. de. **Reatores anaeróbios: princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Belo Horizonte: Politécnica Ltda., 1997. 246p.

CHERNICHARO, C. A. L.; VAN HAANDEL, A. C.; CYBIS L. F.; CYBIS, E.F. Introdução. IN: PROSAB-Programa de Pesquisa em Saneamento Básico, Pós-Tratamento de efluentes de reatores anaeróbios, 2001. p. 19-34.

CONAB - COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Cafés do Brasil, safra 2010, segundo levantamento. Disponível em < <http://www.conab.gov.br> >. Acessado em 08 de janeiro de 2011.

DA MOTTA, M. Estudo do funcionamento de ETES por análise de imagem: validações e estudo de caso. **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v. 8 (3), 170-181, 2003.

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, 1999, p.335-343.

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. Comparison of mesophilic and thermophilic upflow anaerobic sludge blanket reactors treating instant coffee production wastewater. **Water Research**, Oxford, v. 31, n. 1, p. 163-169, 1997.

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. M.; OLIVEIRA, R. A. de. Reatores seqüenciais em batelada anaeróbios em dois estágios seguidos de lagoas de polimento em série para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. 1 produção de metano e remoção de DQO e sólidos suspensos. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, 24., 2007, Belo Horizonte. **Anais...** Belo Horizonte: ABES, 2007. 1CD-ROM.

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

EVAN, G. M.; FURLOG, J. C. Environmental Biotechnology: theory and application. Chichester: John Wiley & Sons, 2003. 30 p.

FANG, H. H. P., CHUI, H., LI, Y. e CHEN, T. Degradation of Fenol in an upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Water Research**. Oxford. v.30 n.6, p 1356-1360, 1996.

FANG, H. H. P.; LIU, Y.; KE, S. Z.; ZHANG, T. Anaerobic degradation of phenol in wastewater at ambient temperature. **Water Science Technology**. Kiddingtong, v.49, p. 95-102, 2004.

FANG, H. H. P.; LIANG, D. W.; ZHANG, T.; LIU, Y. Anaerobic treatment of phenol in wastewater under thermophilic condition. **Water Research**, Oxford, v.40, p.427-434, 2006.

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, **Revista Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 26, n. 1, p. 243-256, 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. 135f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

FEZZANI, B.; CHEIKH, R. B. Two-phase anaerobic co-digestion of olive mill wastes in semi-continuous digesters at mesophilic temperature. **Bioresource Technology**, Lausanne, v. 101, p. 1628-1634, 2010.

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, 2010a.

FIA, R.; MATOS, A. T.; MATOS, M. P.; ABREU, E. C.; FIA, F. R. L. Tratamento das águas do processamento dos frutos do cafeeiro em filtro anaeróbio seguido por sistema alagado construído: i - remoção de matéria orgânica. **Revista Engenharia Agrícola**. Jaboticabal, v. 30, n.6, p. 1191-1202, 2010b.

FIA, R.; MATOS, A. T.; LAMBERT, T. F.; FIA, F. R. L.; MATOS, M. P. Tratamento das águas do processamento dos frutos do cafeeiro em filtro anaeróbio seguido por sistema alagado construído: ii - remoção de nutrientes e compostos fenólicos. **Revista Engenharia Agrícola**. Jaboticabal, v. 30, n. 6, p. 1203-1213, 2010c.

FIGUEIREDO, M. G.; DOMINGUES, V. B. **Microbiologia de Lodos Ativados.** CETESB – Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. São Paulo: CETESB, 48 p. 1997.

FORD, D.L.; CHURCHWELL, R.L.; KACHTICK, J.W. Comprehensive analysis of nitrification of chemical processing wastewaters. **Journal Water Pollution Control Federation**. v.52, n.11, p.2726-2746, 1980.

FORESTI, E. Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. **Water Science & Technology**, Kiddlington, v. 45, n. 10, p. 181–186, 2002

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

GERARDI, M. H. **The microbiology of anaerobic digesters**. Jon Wiley & Sons, Inc, 2003. 130 p.

GHALY, A. A comparative study of anaerobic digestion of acid cheese whey and dairy manure in a two-stage reactor. **Bioresource Technology**. Lausanne, v.58, p. 61 – 72, 1996.

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 despulpa 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.

HENZE, M.; HARREMOES, P.; JASEN, J. L. C.; ARVIN, E. **Wastewater treatment**. 2. ed. Berlin: Springer, 1997

HOUBRON, E.; LARRINAGA, A.; RUSTRIAN, E. Liquefaction 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.

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.

JENKINS, S.R.; MORGAN, J.M.; SAWER, C.L. Measuring anaerobic sludge digestion and growth by a simple alkalimetric titration. **Journal of Water Pollution Control Federation.**, Alexandria, v. 55, n. 5, p. 448-453, 1983.

JENKINS, D., RICHARD, M., DAIGGER, G. **Manual on the causes and control of activated sludge bulking and foaming.** USA. 3^a Ed. 115p., 2003.

JEYASSELAN, S.; MATSUO, T. Effects of phase separation in anaerobic digestion on different substrates: **Water Science and Technology**. Kiddlington, v.41, n. 12, p. 175-182, 2000.

JUNG, K. W., KIM, D. H., HANG, S. S. A simple method to reduce the start-up period in a H₂ – producing UASB reactor. **International journal of hydrogen energy**. Vol. 30, I-8, 2010.

KIM, M.; GOMEZ, C. Y.; AHN, Y.; SPEECE, R. E. Hydrolysis and acidogenesis of particulate organic material in mesophilic and termophilic anaerobic digestion. **Environmental Technology**, London, v. 24, p. 1183-1190, 2003.

KIRK-OTHMER. **Encyclopedia of chemical technology**. 3rd. Edition. Wiley Interscience, New York, 1978.

KIVAIISI, A. K., RUBINDAMAYUGI, M. S. T. The potential of agro-industrial residues for production of biogás and eletricity in Tanzania. **Renewable Energy**, vol.9, p. 917-921, 1996.

KOBAYASHI, T.; HASHINAGA, T.; MIKAMI, E.; SUZUKI, T. Methanogenic degradation of phenol and bezoate in acclimated sludges. **Water Science and Technology**. Kiddlington v. 21, p. 173-176, 1998.

KÖPPEN, W. 1948. **Climatologia: con un estudio de los climas de la tierra**. Fondo de Cultura Econômica. México. 479p.

LANE, A. G. Anaerobic digestion of spent coffee grounds. **Biomass**. v. 3, p.247-268, 1983.

LETTINGA, G. Sustainable integrated biological wastewater treatment. **Water Science and Technology**, Kiddlington, v. 33, n. 3, p. 85-98, 1996.

LETTINGA, G.; HULSHOFF-POL, L. W. UASB: process design for various types of wastewaters. **Water Science and Technology**, Kidlington, v. 24, n. 8, p. 87-107, 1991.

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

LOUZEIRO, N.R.; MAVINIC, D.S.; OLDHAM, W.K.; MEISEN, A; GARDNER, I.S. Methanol-induced biological nutrient removal kinetics in a full-scale sequencing batch reactor, **Water Research**, Oxford, v. 36, n. 11, p. 2721-2732, 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.

MADONI, P. A sludge biotic index (SBI) for the evaluation of the biological performance of activated sludge plants based on the microfauna analysis. **Water Research**, Oxford, v. 28, n. 1, p. 67-75, 1994.

MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEM, H.; LETTINGA, G. Solids removal in upflow anaerobic reactor, a review. **Bioresource Technology**, Lausanne, v. 90, n. 1, p. 1-9, 2003.

MARCHETTO, M. **Remoção de nutrientes do efluente de reator anaeróbio utilizando reatores microaeróbio e com aeração intermitente seguidos de FAD.** 2001. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2001.

MASSÉ, D. I., DROSTE, R. L., KENNEDY, K. J., PATNI, N. K., MUNROE, J. A. Potencial for the Psychrophilic Anaerobic treatment of swine manure using a Sequential Batch reactor. **Canadian Agricultural Engineering**, Ottawa, v. 1, n. 39. p. 39-62, 1997.

MATOS, A. T., MAGALHÃES, M. A., FUKUNAGA, D. C. Remoção de sólidos em suspensão na água residuária da despolpa de frutos do cafeeiro em filtros constituídos por pergaminhos de grãos de café submetido a compressões. **Revista Engenharia Agrícola**, v. 26 n. 2, p. 610-616, Jaboticabal, 2006.

MATOS, A. T., FUKUNAGA, D. C., PINTO, A. B., RUSSO, J. R. Remoção de DBO e DQO em sistemas de tratamento de águas residuárias da lavagem e despolpa do fruto do cafeeiro com rampas cultivadas com aveia preta. **IN: II SIMPÓSIO DE PESQUISAS DOS CAFÉS DO BRASIL**, 2001, Vitória – ES. Embrapa Café, 2001. p. 991 – 996.

MATOS, A. T., LO MONACO, P. A. Tratamento e aproveitamento agrícola de resíduos sólidos e líquidos da lavagem e despulpagem dos frutos do cafeeiro. Viçosa-MG: UFV, 2003. Boletim técnico n.7 – Universidade Federal de Viçosa, 2003. 68p.

MATOS, A. T., PINTO, A. B., BORGES, J. D. Caracterização de águas residuárias da lavagem e despulpagem de frutos de cafeeiro e possibilidades de seu uso na fertirrigação. In: INTERNATIONAL SEMINAR ON BIOTECHNOLOGY IN THE COFFEE AGROINDUSTRY, 3, 1999, Londrina. **Anais...**Londrina, PR. UFPR, 1999.

MELO, A. C. P. **Utilização de água residuária do processo pós-colheita do café nas mudas do cafeeiro.** 2009. 48 f. Dissertação (Mestrado em Agronomia- Irrigação e drenagem). Universidade Estadual Paulista, UNESP- Botucatu, 2009.

METCALF & EDDY. **Wastewater engineering: treatment, disposal and reuse.** New York: McGraw-Hill, 2003. 1334 p.

MENDONÇA, L. C. **Microbiologia e cinética de sistema de lodos ativados como pós-tratamento de efluentes de reator anaeróbio de leito expandido.** 2002. 240 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento)- Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2002.

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.

MOODY, L. B., RAMAN, D. R. A dual-reactor anaerobic system for complete treatment of a food processing waste. **Journal of agricultural Engineering Research**, London, v.80, n.3, p.293 – 299, 2001.

MULDER, A.; VAN DE GRAAF, A.A.; ROBERTSON, L.A.; KUENEN, J.G. Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. **FEMS Microbiology Ecology**, v.16, p.177-184, 1995.

NEVES, L., OLIVEIRA, R., ALVES, M. M. Anaerobic co-digestion of coffee waste and sewage sludge. **Waste Management**, v.26, p.176-181, 2006.

OLIVEIRA, G. S. S., ARAÚJO, C. V. de M., FERNANDES, J. G. S. Microbiologia de sistema de lodos ativados e sua relação com o tratamento de efluentes industriais: a experiência da Cetrel. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v.14, n.2, p.183-192, 2009.

OLIVEIRA, R. A. de, SANTANA, A. M. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios seguidos de reator operado em batelada seqüencial (RBS). **Revista Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, vol. 31, n. 1, p. 178-192, 2011.

OLIVEIRA, R. A. de. **Efeito da carga hidráulica volumétrica, da temperatura climatológica e do descarte do excesso de lodo da manta no desempenho de reatores UASB tratando águas residuárias de suinocultura**: relatório final de pesquisa CPRT/UNESP Jaboticabal: FCAV/UNESP, 2001. 125p.

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. 359f. (vol. I e II). Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia, 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 Engenharia Agrícola**. Jaboticabal, v. 24, n.3, p. 807-820, 2004.

PADMASIRI, S. I.; ZHANG, J.; FITCH, M.; NORDDAHL, B.; MORGENROTH, E.; RASKIN, L. Methanogenic population dynamics and performance of an anaerobic

membrane bioreactor (AnMBR) treating swine manure under high shear conditions. **Water Research**, Oxford, v. 4, n. 1, p. 134-144, 2007.

PEREIRA, E. L. S., da. **Utilização de biofiltro aerado submerso no tratamento de efluentes de curtume submetido a processo de pré-tratamento físico-químico e anaeróbio**. 149 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil). Faculdade de Ilha Solteira, UNESP, 2008.

PEREIRA, E. R. **Desempenho e caracterização microbiana do processo de dois estágios com reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) tratando águas residuárias de suinocultura**. 2003. 103 f. Dissertação (Mestrado em hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2003.

PEREIRA, R.G.F.A, VILELLA, T.C & ANDRADE, E.T. Composição química de grãos de café (*Coffea arabica* L.) submetidos a diferentes tipos de pré-processamento. In: 2º Simpósio de Pesquisa dos Cafés do Brasil, Vitória, **Anais...**, 2002 p. 826-831. 1995 Qualidade do café (*Coffea arabica* L.).

PINHEIRO, Z. B., RODRIGUES, K. WANDERLEY, C. R. P., ARAÚJO, R. S., MARINHO, G. Remoção biológica de fenol por uso em reator contínuo com inoculo de *Aspergillus niger*. **Revista Engenharia Sanitária Ambiental**, vol. 15, n.1, p.47-52, 2010.

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.

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

PUJOL, R., CANLER, J.P. Biosortion and dynamics of bacterial population in activated sludge. **Water Research**, Oxford v. 26 (2), p. 209-212, 1992

RAJAGOPAL, R. ROUSSEAU, P., BERNET, N., BELINE, F. Combined anaerobic and activated sludge anoxic/oxic treatment for piggery wastewater. **Bioresource Technology**, Lausanne, v. 102, p. 2185-2192, 2011.

RAMAKRISHNAN, A.; GUPTA, S. K. Effect of effluent recycling and shock loading on the biodegradation of complex phenolic mixture in hybrid UASB reactors. **Bioresource Technology**, Lausanne, v.99, p. 3745-3753, 2008.

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.

RINCÓN, N. et. al. Optimum time of hydraulic retention for the anaerobic treatment of light oil production wastewater. **Revista técnica de la ingeniería**, v.25. n.2 Universidad del Zulia, Maracaibo, Venezuela, 2002.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high – stringh wastes. **Journal of Water Polution Control Federation**, Alexandria, v. 58, p. 406-411, 1986.

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.

TIWARI, M. K.; GUHA, S.; HARENDRANATH, C. S.; TRIPATHI, S. Influence of extrinsic factors on granulation in UASB reactor. **Applied Microbiology and Biotechnology**, Berlin, v. 71, n. 2, p. 145–154, 2006.

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.

SANTANA, A. M. **Atividade da microbiota e desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura.** 2004. 113 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2004.

SANTANA, A. M. **Avaliação de sistema composto por reatores anaeróbios e aeróbio para tratamento de águas residuárias de suinocultura.** 2008. 284 f. Tese (Doutorado em Microbiologia Agropecuária) – Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2008.

SANTOS, S. C. **Sistema de tratamento anaeróbio, aeróbio e anóxico para águas residuárias de suinocultura: remoção de matéria orgânica, de nutrientes e de coliformes.** 2011. 232 f. Dissertação (Mestrado em Microbiologia Agropecuária)- Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2011.

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

SEGHEZZO et. al. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresource Technology**, Lausanne, v.65, p 175-190, 1998.

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.

SILVA, B. A., CAMPOS, C. M. M. Tratamento anaeróbio de efluentes líquidos gerados no beneficiamento úmido do café. IN. CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, XXXIV, Canoas – RS, **Anais**, Jaboticabal, SBEA 2005. 4p. (CD-Room).

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, 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.

SOUZA, J. T. **Pós-tratamento de efluente de reator anaeróbio de fluxo ascendente em reator aeróbio seqüencial em batelada e coluna de lodo anaeróbio para desnitrificação**. 1996. 258 f. Tese (Doutorado em Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 1996.

SURAMPALLI, R.Y.; TYAGI, R.D.; SCHEIBLE, O.K.; HEIDMAN, J.A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, Lausanne, v. 61, p. 151-157, 1997.

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

TIEDJE, J.M. **Ecology of denitrification and dissimilatory nitrate reduction to ammonium**. In: Zehnder Biology of Anaerobic Microorganisms. N.Y. John Willey & Sons, p. 179-243, 1998

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

URBINATI, E. **Efeito das cargas hidráulica e orgânica volumétrica no desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo (UASB) e, dois estágios no tratamento de águas residuárias de suinocultura**. 2006. 114 f. Trabalho de Graduação (Agronomia)- Faculdade de Ciências Agrárias e Veterinárias, Universidade Estadual Paulista, Jaboticabal, 2006.

URRUTIA, H., VIDAL, R., BAEZA, M., ASPE, E. Effect of fishing industries effluents pH and organic load on the methanogenic bacteria biofilm developed over support in fixed biomass reactor. **Anaerobe**, v. 5, p. 325-327, 1999.

VAN HAANDEL, A., MARAIS, G. O. **Comportamento do sistema de lodo ativado**. Campina Grande: Epgraf,1999. p. 488.

VAN HAANDEL, A. C., CAVALCANTI, P. F. F., MEDEIROS, E. J. S., SILVA, J. K. M. Excess sludge discharge frequency for UASB reactors. **Water Science and Technology**. Kirdlington, v. 40, n.8, p. 211-219, 1999.

VAN HAANDEL, A. C., LETTINGA, G. **Anaerobic sewage treatment: a practical guide for regions with a hot climate**. Chic Hester: John Wiley and Sons, 1994.

VAN LIER, J.B. New perspectives in anaerobic digestion. **Water Science and Technology**, Kiddlington, v. 43, n.1, p.1-18, 2001.

VAZOLLER, R. F. **Microbiologia de processos biológicos de tratamento**. IV Curso de Tratamento Biológico de Resíduos. Florianópolis, 1999.

VAZOLLER, R. F. **Microbiologia de lodos ativados**. São Paulo: Cetesb, 1989.

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. Alternativas tecnológicas para o tratamento de águas residuárias. **Revista Ação Ambiental**, v.2, n.6. p.11 – 14, 1999.

VON SPERLING, M. **Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgotos**. 2 ed. – Belo Horizonte: Departamento de engenharia sanitária e ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais; 1996, 243p.

ZAMBRANO, F. D. A., ISAZA, H. J. D. Demanda química de oxigênio e nitrogênio total de los subproductos del proceso tradicional de beneficio húmedo del café. **Revista del centro nacional de investigaciones de café-CENICAFÉ**, Colombia, v.49 n.4: p. 279-289, 1998.

ZHAO, H.W., MAVINIC, D.S., OLDHAM, W.K., KOCH, F.A. Controlling factors for simultaneous nitrification and denitrification in a two-stage intermittent aeration process treating domestic sewage, **Water Research**, Oxford, v. 33, n. 4, p. 961-970, 1999.

ZEEMAN, G., SANDERS, W. T. M., WANG, K. Y., LETTINGA, G. Anaerobic treatment of complex wastewater and waste activated sludge application of an upflow anaerobic solid removal (UASR) reactor for the removal and pre – hidrolysis of suspended COD. **Water Science and Technology**, Kiddilington v.35, n.10, p.121-128, 1997.

ZHOU, K.; LIU, B.; CAO, H. Characteristics of microfauna and their relationships with the performance of an activated sludge plant in China. **Journal of Environmental Sciencies**, v. 20, p. 482-486, 2008