
DESEMPENHO DE FILTROS ANAERÓBIOS NO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA LAVAGEM E DESCASCAMENTO DOS FRUTOS DO CAFEIEIRO

Ronaldo Fia¹, Antonio Teixeira de Matos², Filipe Cruz Schuery³, Pedro Emílio Pereira Teodoro³, Fátima Aparecida Resende Luiz⁴

RESUMO

Neste trabalho, objetivou-se efetuar a avaliação operacional de três filtros anaeróbios com fluxo ascendente, utilizados no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro (ARC). Os filtros, confeccionados com tubos PVC, preenchidos com brita nº 2 e com volume total de 139,5 L, foram operados sob temperatura ambiente, que variou de 13,8 a 24,4 °C. A ARC teve o pH corrigido com cal até valores próximos a 7. A concentração de nutrientes foi corrigida mantendo-se relação DBO/N/P igual a 100/5/1. A carga orgânica volumétrica e o tempo de residência hidráulica variaram de 1,49 a 12,99 kg m⁻³ d⁻¹ e de 32,3 a 56,9 h, respectivamente. O monitoramento foi realizado com a coleta de amostras afluentes e efluentes dos filtros, quantificando-se as variáveis DQO, DBO, compostos fenólicos, pH, alcalinidade e ácidos voláteis. Como resultado, observou-se que a grande oscilação na carga hidráulica e orgânica fez com que os filtros anaeróbios, utilizados neste trabalho, operassem de forma instável, apresentando desequilíbrio entre os micro-organismos produtores e consumidores de ácidos voláteis, com produção não satisfatória de alcalinidade na forma de bicarbonato. No entanto, os valores de pH afluente e efluente mantiveram-se dentro da faixa de valores adequados para que ocorresse a degradação anaeróbia do material orgânico. Os filtros não suportaram o choque de carga orgânica, o que reduziu drasticamente a eficiência de remoção de matéria orgânica e de compostos fenólicos. Com base na análise de desempenho e nas condições operacionais empregadas, a carga orgânica máxima a ser aplicada em filtros anaeróbios para tratamento de ARC, não deve exceder 2 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO.

Palavras-chave: reator anaeróbio, filtro anaeróbio, compostos fenólicos, café.

ABSTRACT

PERFORMANCE OF THE ANAEROBIC FILTERS IN THE TREATMENT OF WASTEWATER FROM THE WASHING AND PULPING/HUSKING THE CHERRIES OF THE COFFEE SHRUB

Three anaerobic filters with upflow were operationally evaluated for the treatment of wastewater from the coffee cherries processing (ARC). The reactors were made with PVC tube with total volume for 139.5 L. They were operated under environmental temperature varying from 13.8 to 24.4 °C. The ARC had the pH corrected with whitewash to values up to 7 and the concentration of nutrients to relationship DBO/N/P equal 100/5/1. The volumetric organic load rate and hydraulic retention time varied from 1.49 to 12.99 kg m⁻³ d⁻¹ and 32.3 to 56.9 h, respectively. The filters were monitored, by collecting both the affluent and effluent samples of the filters, and quantifying the variables: COD, BOD, phenolic compounds, pH, alkalinity and volatile acids. At the end of the evaluated conditions it observed that the great oscillation in the hydraulic and organic load did with that the anaerobic filters used in this work operated in an unstable condition, presenting unbalance between the producers and consumers of volatile acids, with production no satisfactory of alkalinity bicarbonate. However, the affluent and effluent pH values were inside of the range of appropriate values so that it has the anaerobic degradation of the organic material. The filters didn't support the organic shock load rate, what reduced the efficiency of removal of organic matter drastically and phenolic compounds. Based on the results of performance and conditions operational, it is conclude that the maximum organic load rate to be applied in anaerobic filters for treatment of ARC, it should not exceed 2 kg m⁻³ d⁻¹ of DQO.

Keywords: anaerobic reactors, anaerobic filter, phenolic compounds, coffee.

Recebido para publicação em 27/06/2008. Aprovado em 14/05/2010

1- Engenheiro Agrícola e Ambiental, Doutorando em Engenharia Agrícola/UFV, e-mail: rfia@vicosa.ufv.br

2- Engenheiro Agrícola, Professor do Departamento de Engenharia Agrícola/UFV, e-mail: atmatos@ufv.br

3- Graduando em Engenharia Agrícola e Ambiental/UFV

4- Engenheira Agrícola, Doutoranda em Engenharia Agrícola/UFV

INTRODUÇÃO

Por ser o Brasil o maior produtor mundial de café, é necessário melhorar a qualidade da bebida, sem elevar os custos de processamento e secagem. Para tanto, observa-se que o processamento por via úmida é uma alternativa, apesar da produção de grandes volumes de águas residuárias (ARC), ricas em material orgânico em suspensão e em compostos orgânicos e inorgânicos em solução, de grande poder poluente (MATOS *et al.*, 2001).

Para tratamento de águas residuárias agroindustriais, é grande o número de opções tecnológicas disponíveis, notadamente as baseadas no princípio biológico de tratamento, ou seja, que utilizam micro-organismos nelas desenvolvidos para transformar os principais poluentes em compostos inertes, do ponto de vista ambiental. Em virtude do clima dominante no país ser favorável ao crescimento dos micro-organismos, existe a possibilidade da utilização de uma série de processos simples e naturais para o tratamento de águas residuárias ricas em material orgânico (VON SPERLING, 1999).

A digestão anaeróbia é um processo biológico que ocorre na ausência de oxigênio, em que um grupo diversificado de micro-organismos desdobra os compostos orgânicos complexos em substâncias mais simples, como o gás metano e dióxido de carbono. Sistemas anaeróbios têm sido estudados para o tratamento de efluentes industriais e agroindustriais, porque são eficientes na remoção de carga orgânica, com custos significativamente mais baixos, quando comparados com processos aeróbios (CHERNICHARO, 2007).

A digestão anaeróbia apresenta muitas vantagens, quando comparada com a aeróbia, como baixo consumo de energia, formação de biogás, pequena formação de lodo e o resíduo gerado, rico em nutrientes, apresenta qualidades para ser utilizado como biofertilizante na agricultura. A digestão anaeróbia pode, nestes casos, constituir alternativa viável de tratamento, ainda que em primeira etapa, de águas residuárias ricas em material orgânico (DI BERARDINO *et al.*, 2000; POZO *et al.*, 2000).

Apesar das vantagens, a digestão anaeróbia também apresenta algumas dificuldades, como implementação dos processos de partida, que podem ser demorados e improdutivos, manutenção da alcalinidade elevada, baixa remoção de nutrientes, possível produção de maus odores, necessidade

de pós-tratamento e sensibilidade a variações de temperatura (METCALF; EDDY, 2003).

Em vista do exposto, objetivou-se, com a realização deste trabalho, avaliar a estabilidade dos filtros anaeróbios por meio do monitoramento do pH, da alcalinidade e dos ácidos orgânicos, além do seu desempenho na remoção da matéria orgânica (DQO e DBO) e de compostos fenólicos das águas residuárias da lavagem e do descascamento, despolpa, dos frutos do cafeeiro, quando operados com diferentes cargas orgânicas.

MATERIAL E MÉTODOS

O experimento foi conduzido na Área de Pré-processamento e Armazenamento de Produtos Agrícolas, do Departamento de Engenharia Agrícola da Universidade Federal de Viçosa (UFV), Viçosa-MG, com coordenadas geográficas de 20° 45' S, 42° 45' O, e altitude de 650 m.

Foram confeccionados três filtros, empregando segmentos de tubo de PVC, de 0,35 m de diâmetro e comprimento de 1,5 m, com capacidade total de 139,5 L. Essas unidades foram preenchidas com meio suporte de 1,0 m de altura sobre o fundo falso, o qual se encontrava a 0,2 m do fundo. O fundo falso foi construído com placa de PVC que recebeu 35 furos de 18 mm de diâmetro, distribuídos uniformemente na base do reator, por 0,096 m² de área. Na Figura 1, está o desenho esquemático (corte longitudinal) do reator proposto e do fundo falso.

Como material de enchimento, utilizou-se brita de granito-gnaiss n° 2, e, como inóculo, foram utilizados 50 L de lodo, provenientes do tanque anaeróbio de tratamento dos efluentes da suinocultura da UFV. A brita e o lodo foram colocados em tambor de 200 L e virados, parcialmente, durante uma semana, de modo a promover maior imobilização das biopartículas no material suporte. Esse procedimento foi executado para imobilização da biomassa na brita utilizada dos filtros 1 (F₁) e 2 (F₂). O terceiro filtro (F₃) possuía biomassa aderida, visto que havia sido utilizado em trabalho anterior para o tratamento da ARC (LUIZ, 2007). Ainda assim, em F₃, foi promovida a recirculação de efluentes da suinocultura e esgoto doméstico, durante o período em que se fez a inoculação do material de enchimento dos filtros 1 e 2.

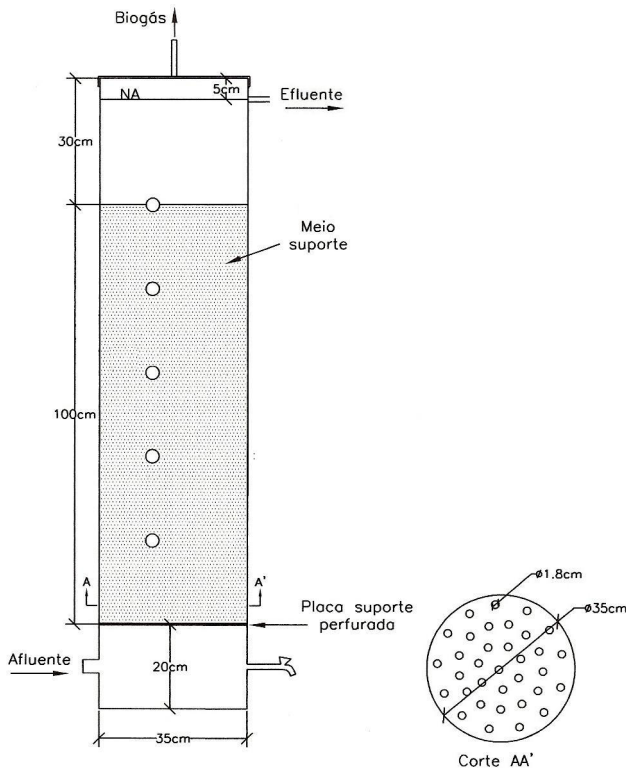


Figura 1. Esquema do filtro anaeróbio.

As características do inóculo da suinocultura, utilizado nos filtros 1 e 2, e do lodo, armazenado no filtro 3, estão descritas no Quadro 1.

Quadro 1. Características do inóculo utilizado

Variáveis	Concentração (mg L ⁻¹)	
	F ₁ e F ₂	F ₃
Sólidos totais (ST)	58.259	51.553
Sólidos voláteis totais (SVT)	36.598	38.490
Sólidos suspensos totais (SST)	41.516	46.405
Sólidos suspensos voláteis (SSV)	22.369	29.857

Quadro 2. Valores médios das principais características da ARC, utilizada durante as três fases de monitoramento do sistema

Variáveis	Fases		
	I	II	III
pH	4,0±0,4	3,7±0,2	4,2±0,4
DQO (mg L ⁻¹)	12.241±8.100	20.770±3.034	10.151±2.191
DBO (mg L ⁻¹)	7.475±7.044	10.186±2.350	4.912±1.356
Compostos fenólicos (mg L ⁻¹)	75,8±29,4	123,6±34,1	79,5±9,4
N (mg L ⁻¹)	120±58	208±69	122±20
P (mg L ⁻¹)	14,6±5,1	21,3±4,1	9,2±2,9
K (mg L ⁻¹)	310±3,2	488±3,0	406±0,4

Em cada fase foram realizadas cinco amostragens para análise de pH, DQO, DBO, compostos fenólicos, N, P, K.

No final de uma semana, a brita foi acondicionada nos filtros 1 e 2, tomando-se cuidado para que não houvesse compressão do material, que poderia provocar o surgimento de “zonas mortas”, nas quais o escoamento pode ser interrompido, comprometendo a boa homogeneização na distribuição do líquido no meio.

Durante a primeira fase de condução do experimento, utilizou-se ARC proveniente da Área de Pré-processamento e Armazenamento de Produtos Agrícolas da UFV, produzida numa proporção de 5,5 litros de água para cada litro de fruto processado, pois não havia recirculação da água no processo. Na segunda e terceira fases de condução do experimento, a ARC foi proveniente do Sítio Jatobá, propriedade agrícola situada a 12 km da cidade de Viçosa. O transporte da ARC foi realizado por meio de um carro-pipa, a cada quinze dias, sendo a água residuária armazenada em reservatório, situado próximo ao experimento. O consumo médio de água no Sítio Jatobá era de 2,5 L L⁻¹ de grãos processados e havia recirculação da água no processo. Os grãos eram lavados e descascados, despulpados, tendo parte da polpa removida. As variações nas principais características da ARC ao longo de todo período experimental estão apresentadas no Quadro 2.

Os filtros anaeróbios foram operados e avaliados durante 130 dias (incluindo período de partida), compreendendo os meses de junho a outubro, sendo divididos em três fases de operação, com duração de 42, 46 e 42 dias, respectivamente. Essas unidades trabalharam sob temperatura ambiente, que variou de 3,4 a 36,1 °C, no período. Os valores de temperatura foram obtidos na estação meteorológica automática de Viçosa, monitorada pelo Instituto Nacional de Meteorologia (INMET).

Durante o período de partida dos filtros, sabidamente o mais sensível, teve-se o cuidado em aplicar menores cargas orgânicas, a fim de promover a aclimação da biomassa ao novo ambiente, com mínimo estresse orgânico e hidráulico. Nessa fase, a carga orgânica biológica (COB) aplicada em F₁, F₂ e F₃ foi de, aproximadamente, 0,007; 0,009 e 0,008 kg kg⁻¹ d⁻¹, medida como [DQO][SVT]⁻¹[dia]⁻¹, ou 0,004; 0,005 e 0,004 kg kg⁻¹ d⁻¹, medida como [DBO][SSV]⁻¹[dia]⁻¹, respectivamente.

No período de partida, também chamado de primeira fase, os filtros foram alimentados, simultaneamente, com o mesmo afluente, para o que se utilizou ARC diluída, tendo o seu pH corrigido com cal hidratada (Ca(OH)₂). Em virtude dos baixos valores de pH e da elevada concentração de ácidos voláteis (1.830 mg L⁻¹), encontrados na água residuária, fez-se necessária a complementação da alcalinidade afluente aos filtros, utilizando-se, para isto, cal hidratada, adquirida no comércio como “supercal”, com a relação entre a massa (em g) de

Ca(OH)₂, adicionada por massa (em g) de DQO de 0,5:1.

A partir da segunda fase, houve aumento diferenciado na carga orgânica aplicada nos filtros, tomando-se como referência a DQO. A aplicação da ARC em F₁ e F₂ foi feita, de forma diluída, nas proporções de 50 e 75 % (v/v), respectivamente, enquanto F₃ recebeu ARC sem diluição, sendo o tempo de residência hidráulica (TRH) constante. A partir da segunda fase, além da correção do pH, fez-se a correção nutricional da ARC com ureia e superfosfato simples, como sugerido por Metcalf e Eddy (2003) e confirmado por Fia *et al.* (2007).

Na terceira fase, foram mantidas as mesmas proporções de ARC na alimentação dos três filtros. Entretanto, aumentou-se o TRH em cerca de duas vezes. A diluição da ARC foi feita em diferentes tanques de equalização, tomando-se por base o valor da DQO (Quadro 2), cujos valores médios e desvio padrão estão apresentados no Quadro 3.

Para obtenção das variáveis operacionais utilizadas na condução do sistema, considerou-se o volume útil dos filtros, ou seja, somente o volume do líquido, visto que esse representa melhor as condições às quais os filtros foram submetidos, e não as dimensões com as quais os filtros foram projetados. Além disso, o lodo usado como inóculo ocupa espaço no filtro, reduzindo o seu volume e, conseqüentemente, o TRH.

O monitoramento dos filtros foi feito por análise das amostras do afluente e do efluente, quantificando-

Quadro 3. Condições operacionais dos três filtros anaeróbios

Fases	Variáveis	F ₁	F ₂	F ₃
I	Q (m ³ d ⁻¹)	0,052±0,018 ⁽⁴²⁾	0,053±0,020 ⁽⁴²⁾	0,049±0,023 ⁽⁴²⁾
	TRH (h)	33,5±10,9 ⁽⁴²⁾	32,3±9,1 ⁽⁴²⁾	37,1±12,2 ⁽⁴²⁾
	DQO (mg L ⁻¹)	1.985±908 ⁽⁹⁾	2.109±943 ⁽⁹⁾	2.140±955 ⁽⁹⁾
	COV (kg m ⁻³ d ⁻¹)	1,49±0,61 ⁽⁹⁾	1,82±0,73 ⁽⁹⁾	1,77±0,95 ⁽⁹⁾
II	Q (m ³ d ⁻¹)	0,050±0,017 ⁽⁴⁶⁾	0,051±0,016 ⁽⁴²⁾	0,047±0,015 ⁽⁴⁶⁾
	TRH (h)	35,1±12,8 ⁽³⁴⁾	34,2±11,5 ⁽³⁴⁾	37,2±12,2 ⁽³⁴⁾
	DQO (mg L ⁻¹)	6.740±1.215 ⁽⁹⁾	11.854±2.641 ⁽⁹⁾	19.656±8.282 ⁽⁹⁾
	COV (kg m ⁻³ d ⁻¹)	5,60±2,26 ⁽⁹⁾	8,30±2,55 ⁽⁹⁾	12,99±6,84 ⁽⁹⁾
III	Q (m ³ d ⁻¹)	0,031±0,011 ⁽⁴²⁾	0,029±0,007 ⁽⁴²⁾	0,032±0,011 ⁽⁴²⁾
	TRH (h)	56,4±18,4 ⁽⁴²⁾	56,9±13,7 ⁽⁴²⁾	54,1±16,1 ⁽⁴²⁾
	DQO (mg L ⁻¹)	4.253±730 ⁽⁹⁾	6.946±523 ⁽⁹⁾	9.230±1.255 ⁽⁹⁾
	COV (kg m ⁻³ d ⁻¹)	1,69±0,57 ⁽⁹⁾	3,24±0,88 ⁽⁹⁾	3,86±1,27 ⁽⁹⁾

^(a) Entre parênteses o número de amostragens consideradas no cálculo da média.

Q - vazão, TRH - tempo de residência hidráulica, DQO - demanda química de oxigênio, e COV - carga orgânica volumétrica.

se as variáveis alcalinidade total (AT), alcalinidade bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), tal como descrito por Ripley *et al.* (1986), e DQO pelo método do refluxo aberto (APHA *et al.*, 2005) com frequência de duas vezes por semana. Semanalmente, foram quantificadas as variáveis DBO, pelo método iodométrico; e compostos fenólicos totais (FOLIN; CIOCALTEU, 1927). Os valores de pH e temperatura do líquido foram avaliados quase diariamente. Na ARC foram analisadas, semanalmente, as seguintes variáveis: pH; DBO, pelo método iodométrico; DQO pelo método do refluxo aberto; concentração de potássio total (K), por fotometria de chama; nitrogênio total (N), pelo método semimicro Kjeldahl; fósforo total (P), por espectrofotometria (APHA *et al.*, 2005); e compostos fenólicos totais (FOLIN; CIOCALTEU, 1927).

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os filtros operaram, nas fases I, II e III, numa faixa de temperatura considerada psicofílica para os microorganismos. Para as respectivas fases, as temperaturas médias diárias do líquido foram iguais a 17,6; 18,4 e 20,4 °C, sendo os extremos mínimos e máximos registrados de 13,8 e 24,4 °C.

A maioria dos digestores anaeróbios tem

trabalhado na faixa de temperaturas mesofílicas, embora o tratamento anaeróbio também possa ser aplicado a temperaturas mais baixas, entre 10 e 20 °C. A digestão anaeróbia na faixa psicofílica (de 0° a 20 °C) é opção atrativa para o tratamento de despejos que possuam, como característica intrínseca, temperatura baixa ou efluentes líquidos produzidos em períodos de baixas temperaturas ambiente, oferecendo vantagens técnicas e econômicas em relação aos tratamentos convencionais. A elevação da temperatura do efluente produzido, para condições mesofílicas ou termofílicas, e sua manutenção nestas condições implicam gasto de energia e, conseqüentemente, elevação dos custos de tratamento (LETTINGA *et al.*, 2001; COLLINS *et al.*, 2003).

No Quadro 4, está apresentada a caracterização do afluente e do efluente dos filtros, com relação às variáveis pH, alcalinidade total (AT), alcalinidade bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT), e relação entre alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP), durante as três fases de operação dos filtros.

Houve forte oscilação nos valores de pH nos três filtros anaeróbios, durante a condução do experimento. No Quadro 4, nota-se que os valores de pH efluentes dos filtros 2 e 3, nas fases II e III, foram menores que aqueles apresentados pelos respectivos afluentes.

Quadro 4. Valores médios e desvio padrão de pH, AT, AB, AVT e relação AI/AP do afluente e do efluente dos filtros anaeróbios, em cada fase operacional

Variáveis	Fase I		Fase II		Fase III		
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	
pH	F ₁	6,69±0,43 ⁽²⁹⁾	7,05±0,49 ⁽²⁹⁾	6,60±0,55 ⁽³³⁾	6,73±0,54 ⁽³³⁾	7,45±0,61 ⁽²⁹⁾	7,74±0,12 ⁽²⁹⁾
	F ₂	6,80±0,45 ⁽²⁹⁾	7,07±0,42 ⁽²⁹⁾	6,91±0,56 ⁽³³⁾	6,38±0,12 ⁽³³⁾	7,82±0,17 ⁽²⁹⁾	7,35±0,37 ⁽²⁹⁾
	F ₃	6,81±0,59 ⁽²⁹⁾	6,98±0,37 ⁽²⁹⁾	6,84±0,62 ⁽³³⁾	6,30±0,19 ⁽³³⁾	7,87±0,22 ⁽²⁹⁾	7,13±0,51 ⁽²⁹⁾
AT	F ₁	657±205 ⁽⁹⁾	722±187 ⁽⁹⁾	1.337±678 ⁽⁹⁾	1.743±725 ⁽⁹⁾	1.660±139 ⁽⁹⁾	1.678±141 ⁽⁹⁾
	F ₂	593±164 ⁽⁹⁾	711±128 ⁽⁹⁾	1.357±866 ⁽⁹⁾	1.842±804 ⁽⁹⁾	2.015±249 ⁽⁹⁾	2.217±298 ⁽⁹⁾
	F ₃	632±272 ⁽⁹⁾	779±193 ⁽⁹⁾	1.774±967 ⁽⁹⁾	2.780±1.174 ⁽⁹⁾	1.840±248 ⁽⁹⁾	2.623±482 ⁽⁹⁾
AB	F ₁	135±73 ⁽⁹⁾	198±149 ⁽⁹⁾	368±882 ⁽⁹⁾	265±972 ⁽⁹⁾	415±159 ⁽⁹⁾	1.058±206 ⁽⁹⁾
	F ₂	144±90 ⁽⁹⁾	202±143 ⁽⁹⁾	520±858 ⁽⁹⁾	23±1.155 ⁽⁹⁾	792±236 ⁽⁹⁾	281±363 ⁽⁹⁾
	F ₃	159±135 ⁽⁹⁾	304±159 ⁽⁹⁾	244±1.247 ⁽⁹⁾	121±1.581 ⁽⁹⁾	572±325 ⁽⁹⁾	179±266 ⁽⁹⁾
AVT	F ₁	1.103±415 ⁽⁹⁾	1.107±253 ⁽⁹⁾	2.052±1.043 ⁽⁹⁾	3.123±1.373 ⁽⁹⁾	2.630±325 ⁽⁹⁾	1.310±531 ⁽⁹⁾
	F ₂	948±295 ⁽⁹⁾	1.076±200 ⁽⁹⁾	1.767±814 ⁽⁹⁾	3.842±1.935 ⁽⁹⁾	2.584±751 ⁽⁹⁾	4.090±681 ⁽⁹⁾
	F ₃	1.001±420 ⁽⁹⁾	1.003±413 ⁽⁹⁾	3.232±1.452 ⁽⁹⁾	5.618±2.725 ⁽⁹⁾	2.678±766 ⁽⁹⁾	5.162±1.066 ⁽⁹⁾
AI/AP	F ₁	2,0±1,1 ⁽⁹⁾	2,2±2,4 ⁽⁹⁾	4,3±3,4 ⁽⁹⁾	3,7±2,4 ⁽⁹⁾	2,7±1,6 ⁽⁹⁾	0,4±0,2 ⁽⁹⁾
	F ₂	1,6±0,9 ⁽⁹⁾	2,0±1,0 ⁽⁹⁾	15,4±27,4 ⁽⁹⁾	3,9±1,5 ⁽⁹⁾	1,2±1,0 ⁽⁹⁾	2,2±0,7 ⁽⁹⁾
	F ₃	1,8±0,9 ⁽⁹⁾	1,3±0,7 ⁽⁹⁾	11,5±16,9 ⁽⁹⁾	4,4±1,3 ⁽⁹⁾	1,1±0,6 ⁽⁹⁾	3,8±2,9 ⁽⁹⁾

^(a) Em parênteses o número de amostragens consideradas no cálculo da média.

AT e AB = mg L⁻¹ de CaCO₃; AVT = mg L⁻¹ de Ácido acético.

O pH manteve relativa constância para a mesma carga orgânica aplicada (fase I), até o quadragésimo terceiro dia, quando ocorreu o choque de carga orgânica, devido ao aumento na concentração da ARC, aplicada aos filtros quando se iniciou a segunda fase experimental. A partir deste ponto, houve acentuada redução no valor do pH efluente dos três filtros, o que representa desequilíbrio do sistema, voltando a apresentar alguma recuperação a partir do sexagésimo quinto dia.

Observa-se, no Quadro 4, que os valores médios de alcalinidade bicarbonato (AB), durante a primeira fase, foram maiores nos efluentes dos três filtros, quando comparados aos afluentes, sendo estatisticamente diferentes ($P < 0,1$) para F_3 . O mesmo comportamento é observado para os ácidos voláteis totais (AVT), porém, sem diferença estatística. No início da segunda fase, com o aumento da carga orgânica aplicada, houve redução drástica nos valores de AB e elevação acentuada nos valores de AVT, caracterizando desequilíbrio do sistema. Ainda durante a segunda fase, houve retorno parcial do equilíbrio do sistema, porém, os valores de AB efluente permaneceram abaixo dos valores de AB afluente. Com o aumento do TRH (fase III), houve recuperação significativa apenas de F_1 ($P < 0,1$), caracterizada pela redução da concentração de AVT, no sistema, e aumento da AB efluente.

Como consequência do aumento nas concentrações de AVT, houve aumento nos valores de alcalinidade total (AT) dos efluentes, os quais sempre foram maiores que os valores afluentes (Quadro 4). Como resultado da reação da alcalinidade com os ácidos voláteis produzidos no sistema, a alcalinidade bicarbonato é convertida em alcalinidade de ácidos voláteis, pois estes ácidos são mais fortes que os bicarbonatos. Todavia, a capacidade de tamponamento da alcalinidade dos ácidos voláteis ocorre numa faixa de pH entre 3,75 e 5,75, sendo, portanto, de pouca importância na digestão anaeróbia (CHERNICHARO, 2007).

Apesar da manutenção do pH afluente entre 6,5 e 8,2, não houve produção adequada de AB pelo sistema, mesmo durante a fase I, onde as cargas orgânicas foram menores e trabalhou-se com COB inferior a $0,1 \text{ kg kg}^{-1} \text{ d}^{-1}$, medida como $[\text{DQO}] / [\text{SVT}]^{-1} [\text{dia}]^{-1}$.

Dinsdale *et al.* (1996), operando reatores anaeróbios de 5 L com COV de $1,3 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$

de DQO, nas faixas de temperatura mesofílica e termofílica, tratando águas residuárias da produção de café instantâneo e fazendo a correção de pH com $\text{Ca}(\text{OH})_2$, observaram decréscimos na produção de metano a partir do trigésimo dia de operação, a qual foi acompanhada do aumento da concentração de AVT, de 500 para 2.000 mg L^{-1} . Mesmo com o pH em torno de 6,8, por um longo período, o sistema não se recuperou. Em um segundo estudo, utilizando-se as mesmas variáveis (COV e TRH), mas com suplementação de nitrogênio e fósforo na proporção de 400:7:1, o sistema de tratamento se manteve estável durante todo o período do experimento, com concentrações de AVT na faixa de 100 mg L^{-1} . Resultados semelhantes foram observados por Lane (1983). De acordo com Piveli (1990), citado por La Iglesia (2004), o acúmulo de ácidos graxos voláteis pode inibir, além das arqueas metanogênicas, as próprias bactérias acidogênicas. Porém, estas últimas podem suportar concentrações de até 40.000 mg L^{-1} de ácidos orgânicos voláteis.

A relação alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial (AI/AP) (Quadro 4), apresentou-se adequada somente para F_1 na fase III, cujos valores ficaram próximos a 0,3. Verificou-se que o aumento na carga orgânica afluente aos filtros determinou acréscimo na relação AI/AP, mostrando que a produção de ácidos voláteis totais aumentou com o aumento das cargas orgânicas afluentes, o que contribuiu para reduzir a eficiência do processo, o que foi comprovado por amostragens ao longo do período experimental.

De acordo com Ripley *et al.* (1986), valores de AI/AP superiores a 0,3 indicam distúrbios no processo de digestão anaeróbia. No entanto, é possível que a estabilidade do processo ocorra para valores diferentes de 0,3, sendo prudente a verificação para cada caso em particular (FORESTI, 1994 *apud* CHERNICHARO, 2007). Ainda segundo Ripley *et al.* (1986), a inibição da fase metanogênica só ocorre em valores de AI/AP superiores a 0,8.

No Quadro 5, estão apresentados os valores médios e desvio padrão de DQO, DBO, Relação DQO/DBO e compostos fenólicos afluentes e efluentes dos filtros anaeróbios, durante a condução do experimento, enquanto as eficiências médias e o desvio padrão das respectivas variáveis estão apresentadas no Quadro 6.

Quadro 5. Valores médios e desvio padrão de DQO, DBO, relação DQO/DBO e compostos fenólicos afluentes e efluentes dos filtros anaeróbios

Variáveis	Fase I		Fase II		Fase III		
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	
DQO	F ₁	1.985±908 ⁽⁹⁾	1.430±657 ⁽⁹⁾	6.740±1.215 ⁽⁹⁾	5.669±1.176 ⁽⁹⁾	4.253±730 ⁽¹⁰⁾	1.669±1.081 ⁽¹⁰⁾
	F ₂	2.109±943 ⁽⁹⁾	1.248±388 ⁽⁹⁾	11.854±2.641 ⁽⁹⁾	9.666±2.098 ⁽⁹⁾	6.946±523 ⁽¹⁰⁾	5.549±1.312 ⁽¹⁰⁾
	F ₃	2.140±955 ⁽⁹⁾	1.267±628 ⁽⁹⁾	19.656±8.282 ⁽⁹⁾	17.246±7.864 ⁽⁹⁾	9.230±1.255 ⁽¹⁰⁾	7.828±1.303 ⁽¹⁰⁾
DBO	F ₁	1.292±474 ⁽⁵⁾	1.019±505 ⁽⁵⁾	3.242±771 ⁽⁵⁾	2.938±818 ⁽⁵⁾	2.500±1.241 ⁽⁵⁾	1.336±1.105 ⁽⁵⁾
	F ₂	1.401±509 ⁽⁵⁾	965±300 ⁽⁵⁾	4.178±781 ⁽⁵⁾	3.790±630 ⁽⁵⁾	3.250±972 ⁽⁵⁾	2.772±874 ⁽⁵⁾
	F ₃	1.183±408 ⁽⁵⁾	722±366 ⁽⁵⁾	5.874±1.019 ⁽⁵⁾	3.318±1.111 ⁽⁵⁾	4.399±1.012 ⁽⁵⁾	1.617±1.337 ⁽⁵⁾
Relação	F ₁	1,59±0,30 ⁽⁵⁾	1,75±0,31 ⁽⁵⁾	2,05±0,29 ⁽⁵⁾	1,89±0,81 ⁽⁵⁾	1,88±0,56 ⁽⁵⁾	1,83±0,29 ⁽⁵⁾
DQO/	F ₂	1,61±0,18 ⁽⁵⁾	1,58±0,24 ⁽⁵⁾	2,87±0,93 ⁽⁵⁾	2,31±0,55 ⁽⁵⁾	2,25±0,61 ⁽⁵⁾	2,11±0,69 ⁽⁵⁾
DBO	F ₃	1,82±0,40 ⁽⁵⁾	1,83±0,16 ⁽⁵⁾	3,15±1,21 ⁽⁵⁾	5,39±3,17 ⁽⁵⁾	2,14±0,50 ⁽⁵⁾	9,57±10,68 ⁽⁵⁾
Compostos fenólicos	F ₁	14,7±2,2 ⁽⁵⁾	8,6±5,2 ⁽⁵⁾	30,1±26,6 ⁽⁵⁾	27,1±23,2 ⁽⁵⁾	6,1±4,7 ⁽⁵⁾	1,3±0,9 ⁽⁵⁾
	F ₂	13,2±4,5 ⁽⁵⁾	7,0±6,2 ⁽⁵⁾	49,4±41,5 ⁽⁵⁾	44,8±34,4 ⁽⁵⁾	13,1±6,8 ⁽⁵⁾	8,8±3,5 ⁽⁵⁾
	F ₃	12,2±3,8 ⁽⁵⁾	5,0±4,3 ⁽⁵⁾	65,0±42,1 ⁽⁵⁾	65,2±49,9 ⁽⁵⁾	18,8±9,1 ⁽⁵⁾	17,3±10,1 ⁽⁵⁾

^(a) Em parênteses o número de amostragens consideradas no cálculo da média.

DQO e DBO = mg L⁻¹; Compostos fenólicos = mg L⁻¹ de Ácido Tânico.

Quadro 6. Eficiência (%) média de remoção e desvio padrão de DQO, DBO e compostos fenólicos pelos filtros anaeróbios

Variáveis	Fase I	Fase II	Fase III	
DQO	F ₁	25±17	16±10	63±20
	F ₂	33±27	18±10	21±14
	F ₃	38±23	13±12	15±9
DBO	F ₁	23±18	9±16	52±23
	F ₂	28±17	9±8	15±9
	F ₃	41±11	44±13	65±24
Compostos fenólicos	F ₁	43±30	7±31	75±14
	F ₂	55±35	0±34	27±25
	F ₃	61±26	2±27	8±30

As constantes e intensas variações na vazão dos filtros (coeficiente de variação entre 24 e 47%) provocaram oscilações na estabilidade do sistema. Em vista disso, não se obteve eficiências de remoção constantes durante as três fases do experimento. Durante a primeira fase, as remoções médias de DQO não foram semelhantes para F₁ e F₃ (P<0,1), porém ambas foram estatisticamente semelhantes a F₂. Com relação à remoção de DBO, estas foram semelhantes para F₁ e F₂ (P<0,1). Bello-Mendoza & Castillo-Rivera (1998), tratando ARC com reator misto (UASB/filtro anaeróbio), obtiveram eficiência média de remoção de DQO de 63 %, para COV de 1,78 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO e TRH de 24 h. Luiz (2007), com TRH

de 30,2 h e COV de 0,81 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO obteve eficiências de remoção de DQO e DBO iguais a 42 e 33 %, respectivamente, durante a fase de partida de um filtro anaeróbio, tratando ARC.

Com o aumento da carga orgânica aplicada na fase II, houve redução nas eficiências médias de remoção de DQO, nos três filtros, provavelmente em decorrência da grande carga orgânica aplicada. Entretanto, esta redução foi observada também para a remoção de DBO em F₁ e F₂, enquanto a remoção de DBO em F₃ permaneceu relativamente elevada. Bello-Mendoza e Castillo-Rivera (1998) obtiveram redução drástica na eficiência de seu reator (22 %), quando a COV aumentou de 1,89 para 2,59 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO.

A relação DQO/DBO efluente apresentou valores próximos aos da relação DQO/DBO afluente, exceto para F_3 , durante as fases II e III. Os maiores valores da relação DQO/DBO, encontrados no efluente de F_3 , indicam maior degradação do material biologicamente degradável, comparado aos efluentes de F_1 e F_2 . Isto se deve, provavelmente, à manutenção da biomassa aclimatada neste filtro, o qual foi utilizado para tratamento da ARC, no ano anterior, por Luiz (2007).

Houve recuperação parcial dos sistemas na fase III, em virtude do aumento do TRH e, conseqüentemente, da redução da COV aplicada. Durante a terceira fase, F_1 apresentou eficiências médias de remoção de DQO e DBO consideradas razoáveis para sistemas anaeróbios e estatisticamente diferentes, para os demais ($P < 0,1$).

A remoção de DBO no filtro F_3 aumentou com a elevação da COV aplicada, provavelmente pelo fato de este possuir biomassa adaptada à ARC. Nos filtros F_1 e F_2 , possivelmente não houve adaptação imediata do lodo utilizado como inóculo, o qual foi submetido a TRH's iniciais de 33,4 a 32,4 h, que foram relativamente baixas. O lodo utilizado para inocular F_1 e F_2 foi retirado de um tanque anaeróbio, utilizado no tratamento de águas residuárias de suinocultura. Apesar de o lodo conter micro-organismos adaptados à degradação de elevadas cargas orgânicas, ainda estão presentes na ARC compostos fenólicos, os quais podem acentuar o risco de acidificação do reator e inibir, ou até mesmo eliminar, os micro-organismos que compõem a microbiota do lodo utilizado como inóculo. Assim, pode ser necessária uma etapa adicional de aclimação do lodo, em relação às etapas envolvidas na partida convencional dos reatores anaeróbios (BRUNO; OLIVEIRA, 2008).

Luiz *et al.* (2004), tratando águas residuárias do descascamento, despolpamento, de frutos do café, com concentração de DQO total média de 2.500 mg L⁻¹, em um sistema em escala de bancada, composto por reator UASB de 11,7 L, TRH de 69 h e COV de 1,12 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO, seguido por lagoa aerada facultativa, obtiveram 80 % de remoção de DQO. Luiz (2007), durante a terceira fase de seu experimento, aplicou COV de 3,35 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO e obteve 64 % de eficiência de remoção de DQO e 60 % para DBO, com TRH médio de 36,2 h em filtro anaeróbio, utilizado no tratamento de água residuária do descascamento, despolpa, de frutos do café. Bruno e Oliveira (2008), utilizando reator UASB em escala de bancada de dois estágios para o tratamento de ARC, obtiveram eficiências de remoção de DQO,

variando de 66 a 95 %, sendo a primeira para COV de 5,76 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO e a segunda para COV de 2,16 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO, com TRH de 96 h.

Comparando-se os resultados deste trabalho com os obtidos por Bruno e Oliveira (2008), Luiz (2007) e Luiz *et al.* (2004), verifica-se desempenho inferior dos filtros operados durante a condução deste trabalho, provavelmente por estes serem submetidos a maiores COVs. Além disso, por serem operados à temperatura ambiente, os filtros foram expostos às bruscas variações de temperatura, assim como o trabalho conduzido por Luiz (2007), situação esta muito menos controlável do que a proporcionada pelos outros autores, quando conduziram seus trabalhos em escala de bancada, em ambiente controlado de laboratório.

Pozo *et al.* (2000) testaram a viabilidade do tratamento de efluente de abatedouro em filtro anaeróbio de filme fixo, sem receber aquecimento. O reator foi operado durante 21 dias, a 20 °C, com taxa de carga orgânica de 6,0 kg DQO m⁻³ d⁻¹. Outro experimento a 35 °C também foi feito e, comparando-se as eficiências obtidas nas duas temperaturas, foi observado que a remoção da DQO aumentou de 60 para 80 % quando a temperatura passou de 20 para 35 °C.

Durante a fase II, houve aumento nas concentrações de compostos fenólicos, tanto afluente, quanto efluente aos filtros, em razão da maior concentração na ARC utilizada no experimento e da maior carga orgânica aplicada, com redução das eficiências de remoção deste composto. Durante a fase III, houve redução nas concentrações dos compostos fenólicos, por causa da redução destes na ARC, proporcionada pelo tempo de armazenamento. O aumento na eficiência de remoção, na terceira fase, principalmente no que se refere ao F_1 e F_2 ($P < 0,1$) em relação ao que foi obtido na fase II, deu-se em função da redução da carga afluente e dos maiores valores de pH observados nos filtros que, provavelmente, favoreceram a precipitação destes compostos, como observado por Aktas *et al.* (2001).

Segundo Bolaños *et al.* (2001), o fenol pode ser degradado tanto por via aeróbia, quanto anaeróbia. Entretanto, é tóxico aos micro-organismos, principalmente aos não aclimatados, mesmo em concentrações relativamente baixas, da ordem de 10 mg L⁻¹. Kobayashi *et al.* (1989) constataram que o fenol foi biodegradado sob condições anaeróbias, mas necessitou de doses de peptona como co-substrato para as bactérias anaeróbias.

Fang *et al.* (1996), tratando águas residuárias

com concentrações de fenóis totais de 1.260 mg L⁻¹, obtiveram 97 % de eficiência na sua remoção, em sistema composto por reator UASB de 2,8 L, em escala de bancada, operando com TRH de 12 h. Rincón *et al.* (2002), operando reator UASB, tratando águas residuárias da produção de petróleo leve (de 14,6 a 28,4 mg L⁻¹ de fenol), obtiveram eficiência de 60 % na remoção de fenóis totais. Os autores observaram que, com a diminuição do TRH de 15 para valores menores que 10 h, houve decréscimo de 10 a 25 % na eficiência de remoção de compostos fenólicos. Luiz *et al.* (2004), tratando águas residuárias do descascamento, despolpamento, de frutos do cafeeiro, em sistema composto por reator UASB de 11,7 L, com TRH de 69 h, obtiveram 82 % de eficiência de remoção de fenóis totais. Bruno e Oliveira (2008) obtiveram eficiências médias na remoção de fenóis totais de 72 a 90 %, em sistema de tratamento de ARC, constituído por reatores UASB de dois estágios, em escala de bancada, para concentrações afluentes entre 79,7 e 97,4 mg L⁻¹, sendo as maiores eficiências encontradas para TRH de 148 horas. Luiz (2007), tratando ARC em reatores anaeróbios de leito fixo com concentração média afluente de 42,7 mg L⁻¹ de compostos fenólicos, obteve eficiência de 44 % de remoção.

Comparando-se os três filtros, nota-se que F₁ apresentou melhor desempenho geral, quando comparado com os demais filtros, nas três fases de operação do sistema, destacando-se a fase III, na qual a carga orgânica aplicada foi menor e a biomassa já havia se adaptado às condições da ARC. Entretanto, como não é permitida a diluição de águas residuárias para favorecer o seu tratamento e sendo desejado manter a carga orgânica aplicada em F₁, torna-se necessário aumentar o TRH.

CONCLUSÕES

- A grande oscilação na carga hidráulica e orgânica fez com que os filtros anaeróbios utilizados neste trabalho operassem de forma instável, apresentando desequilíbrio entre os micro-organismos produtores e consumidores de ácidos voláteis, com produção não satisfatória de alcalinidade bicarbonato;
- A relação AI/AP só esteve próxima de valores satisfatórios em F₁, na fase III, permanecendo o sistema instável durante toda a fase experimental;
- Os valores de pH afluente e efluente mantiveram-se dentro da faixa de valores adequados para que ocorresse a degradação anaeróbia do material orgânico;
- Os filtros não suportaram o choque de carga (fase I/fase II), o que reduziu drasticamente a eficiência de remoção de matéria orgânica e demais compostos avaliados;
- Como tratamento anaeróbio, apenas F₁, durante a fase III, apresentou remoção satisfatória de matéria orgânica;
- Os compostos fenólicos foram degradados, principalmente, nas fases I e III, nas quais ocorreram boas eficiências de sua remoção e
- Com base na análise de desempenho e nas condições operacionais empregadas, a carga orgânica máxima a ser aplicada em filtros anaeróbios para tratamento de ARC, não deve exceder 2 kg m⁻³ d⁻¹ de DQO.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AKTAS, E.S.; IMRE, S.; ERSOY, L. Characterization and lime treatment of olive mill wastewater. **Water Research**, Oxford, v.35, n.9, p.2336–2340, 2001.
- APHA [AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION]; AWWA [AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION]; WEF [WATER ENVIRONMENT FEDERATION]. **Standard methods for the examination of water and wastewater**. 21th. ed. Washington, D.C.: APHA/AWWA/WEF, 2005, [s.n.].
- BELLO-MENDOZA, R.; CASTILLO-RIVERA, M. F. Start-up of an anaerobic hybrid UASB/filter reactor treating wastewater from a coffee processing plant. **Anaerobe**, Oxford, v.4, n.5, p.219-225, 1998.
- 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**, London, v.44, n.4, p.167-174, 2001.
- BRUNO, M.; OLIVEIRA, R.A. Tratamento anaeróbio de águas residuárias do beneficiamento de café por via úmida em reatores UASB em dois estágios. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v.28, n.2, p.364-37, 2008.

- CHERNICHARO, C.A.L. **Reatores anaeróbios**. 2.ed. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental (DESA/UFMG), 2007. 380p. (Princípios do tratamento biológico de águas residuárias, v.5).
- COLLINS, G.; WOODS, A.; MCHUGH, S.; CARTON, M.W.; O' FLAHERTY, V. Microbial community structure and methanogenic activity during start-up of psychrophilic anaerobic digesters treating synthetic industrial wastewater. **FEMS Microbiology Ecology**, Malden, v.46, n.2, p.159-170, 2003.
- DI BERARDINO, S.; COSTA, S.; CONVERTI, A. Semi-continuous anaerobic digestion of a food industry wastewater in an anaerobic filter. **Bioresource Technology**, Oxford, v.71, n.3, p.261-266, 2000.
- 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.
- FANG, H. H. P.; CHUI, H.; LI, Y.; CHEN, T. Degradation of Fenol in an upflow anaerobic sludge blanket reactor. **Water Research**, Oxford, v.30, n.6, p.1356-1360, 1996.
- FIA, R.; MATOS, A.T.; LUIZ, F.A.R.; PEREIRA, P.A. Coeficientes de degradação da matéria orgânica de água residuária da lavagem e descascamento dos frutos do cafeeiro em condições anóxica e aeróbia. **Engenharia na Agricultura**, Viçosa, v.15, n.1, p.45-54, 2007.
- FOLIN, O.; CIOCALTEU, V. On tyrosine and tryptophane determinations in proteins. **The Journal of Biological Chemistry**, Bethesda, v.73, n.2, p.627-650, 1927.
- KOBAYASHI, T.; HASHINAGA, T.; MIKAMI, E.; SUZUKI, T. Methanogenic degradation of phenol and bezoate in acclimated sludges. **Water Science and Technology**, London, v.21, n.2, p.173-176, 1989.
- LA IGLESIA, M.R. **Avaliação de um sistema piloto composto de reator UASB seguido de uma lagoa aerada de decantação no tratamento de esgoto sanitário com elevada contribuição de despejos industriais**. 2004. 396f. Dissertação (Mestrado em Engenharia). Universidade de São Paulo, São Paulo. 2004.
- LANE, A.G. Anaerobic digestion of spent coffee grounds. **Biomass**, Oxford, v.3, n.4, p.247-268, 1983.
- LETTINGA, G.; REBAC, S.; ZEEMAN, G. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. **TRENDS in Biotechnology**, London, v.19, n.9, p.363-370, 2001.
- LUIZ, F.A.R. **Desempenho de reatores anaeróbios de leite fixo no tratamento de águas residuárias da lavagem e descascamento/despolpa dos frutos do cafeeiro**. 2007. 132f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Agrícola). Universidade Federal de Viçosa, Viçosa, MG. 2007.
- LUIZ, F.A.R.; CAMPOS, C. M.M.; CARMO, A.C. Partida de um reator UASB em escala laboratorial tratando efluente líquido proveniente do despolpamento do café. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA, 33, CONBEA. São Pedro – SP, 2004. **Anais...** São Pedro – SP, 2004. (CD-ROM).
- MATOS, A.T.; LO MONACO, P.A.; SILVA, J.S. Tratamento de águas residuárias. In: **Secagem e armazenagem de café – Tecnologias e custos**. Viçosa: Jard Editora Ltda., 2001. p.149-162.
- METCALF & EDDY, Inc. **Wastewater Engineering: Treatment and Reuse**. 4th ed. New York: McGraw-Hill, Inc. 2003, 1819p.
- POZO, R. del.; DIEZ, V.; BELTRÁN, S. Pre-treatment of Anaerobic of slaughterhouse wastewater that uses fixed-film reactors. **Bioresource Technology**, Oxford, v.71, n.2, p.143-149, 2000.
- RINCÓ, N.; CHACÍN, E.; MARÍN, J.; MOSCOS, J.; FERNÁNDEZ, L.; TORRIJOS, M.; MOLETTA, R.; FERNÁNDEZ, N. Optimum time of hydraulic retention for the anaerobic treatment of light oil production wastewater. **Revista Técnica de la Facultad de Ingeniería Universidad del Zulia**, Maracaibo, v.25, n.2, p.90-95, 2002.
- RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring anaerobic digestion of high-strength wastes. **Journal of Water Pollution Control Federation**, Alexandria, v.58, n.5, p.406-411, 1986.
- VON SPERLING, M. Alternativas tecnológicas para o tratamento de águas residuárias. **Revista Ação Ambiental**, Viçosa, v.2, n.6. p.11-14, 1999.