



## II-391 - DESEMPENHO DE FILTROS ANAERÓBIOS NO TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUÁRIAS DA LAVAGEM E DESCASCAMENTO/DESPOLPA DOS FRUTOS DO CAFEIEIRO

**Ronaldo Fia<sup>(1)</sup>**

Engenheiro Agrícola e Ambiental pela UFV. Doutor em Engenharia Agrícola (Recursos Hídricos e Ambientais) pela UFV. Pós-doutorando em Engenharia Agrícola pela UFV.

**Antonio Teixeira de Matos**

Professor Associado do Departamento de Engenharia Agrícola da UFV.

**Fátima Resende Luiz Fia**

Doutoranda em Engenharia Agrícola (Recursos e Hídricos e Ambientais) pela UFV.

**Filipe Cruz Schuery**

Graduando em Engenharia Agrícola e Ambiental pela UFV.

**Pedro Emílio Pereira Teodoro**

Graduando em Engenharia Agrícola e Ambiental pela UFV.

**Endereço<sup>(1)</sup>:** Departamento de Engenharia Agrícola - Av. PH Rolfs, s/n – Campus da UFV - Viçosa - MG - CEP: 36.570-000 - Brasil - Tel: (31) 3899-2729 - e-mail: ronaldo.fia@ufv.br

### RESUMO

Três filtros anaeróbios com escoamento ascendente foram avaliados operacionalmente no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro (ARC). Os filtros, confeccionados em PVC, preenchidos com brita nº 2 e volume total de 139,5 L, foram operados sob temperatura ambiente, que variou de 13,8 e 24,4°C. A ARC teve o pH corrigido com cal até valores próximos a 7 e a concentração de nutrientes mantendo-se uma 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<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> e 32,3 a 56,9 h, respectivamente. O monitoramento foi feito com a coleta de amostras afluente e efluente dos filtros, quantificando-se as variáveis DQO, DBO, compostos fenólicos, pH, alcalinidade e ácidos voláteis por um período de 130 dias. 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 produtores e consumidores de ácidos voláteis, com produção não satisfatória de alcalinidade 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 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<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> de DQO.

**PALAVRAS-CHAVE:** Reator Anaeróbio, Café, Carga Orgânica Volumétrica, Matéria Orgânica, Ácidos Orgânicos Voláteis.

### 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 via úmida é uma alternativa, no entanto, gera grandes volumes de águas residuárias, ricas em material orgânico em suspensão e constituintes 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. Em virtude do clima dominante no país ser favorável ao crescimento dos microrganismos, 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 pode, nestes casos, constituir alternativa viável de tratamento, ainda que primário, de águas residuárias ricas em material orgânico.



Desta forma, com a realização deste trabalho, objetivou-se 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) das águas residuárias da lavagem e do descascamento/despolpa dos frutos do cafeeiro (ARC), quando operados com diferentes cargas orgânicas.

## MATERIAIS E MÉTODOS

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

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 consumo médio de água no Sítio Jatobá era de 2,5 L L<sup>-1</sup> de grãos processados, pois havia recirculação da água no processo. Em ambos os processos pós-colheita, os frutos do cafeeiro eram lavados e descascados/despolidos, tendo parte da polpa removida. As variações nas principais características da ARC, avaliadas em amostras coletadas durante todo o período experimental, estão apresentadas na Tabela 1.

**Tabela 1: Valores médios e desvio-padrão das principais características da ARC bruta utilizada nas três fases de condução do experimento.**

Variáveis	Fases		
	I (42 dias)	II (46 dias)	III (42 dias)
pH	4,0±0,4	3,7±0,2	4,2±0,4
DQO (mg L <sup>-1</sup> )	12.241±8.100	20.770±3.034	10.151±2.191
DBO (mg L <sup>-1</sup> )	7.475±7.044	10.186±2.350	4.912±1.356

Para condução do experimento, 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 distante 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, de 0,096 m<sup>2</sup> de área. Como material de enchimento, utilizou-se brita de granito-gnaiss nº 2, e como inóculo, foram utilizados 50 L de lodo proveniente do tanque anaeróbio de tratamento dos efluentes da suinocultura da UFV. A brita juntamente com o lodo foram colocados em tambor de 200 L e revirados 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 (F<sub>1</sub>) e 2 (F<sub>2</sub>). O terceiro filtro (F<sub>3</sub>) utilizado possuía biomassa aderida, visto que havia sido utilizado em trabalho anterior para o tratamento da ARC (LUIZ, 2007). Ainda assim, em F<sub>3</sub>, 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. As características do inóculo de suinocultura utilizado nos filtros 1 e 2, e do lodo armazenado no filtro 3 estão descritas na Tabela 2.

**Tabela 2: Características do inóculo utilizado.**

Variáveis	Concentração (mg L <sup>-1</sup> )	
	F <sub>1</sub> e F <sub>2</sub>	F <sub>3</sub>
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

No final de uma semana, a brita foi acondicionada nos filtros 1 e 2, tomando-se o cuidado para que não houvesse compressão dos mesmos, já que a compressão do material poderia provocar o surgimento de “zonas



mortas”, nas quais o escoamento fosse interrompido, comprometendo a boa homogeneização na distribuição do líquido no meio.

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.

No período de partida, também chamado de primeira fase, os filtros foram alimentados simultaneamente com o mesmo afluente, onde se utilizou ARC diluída, tendo o seu pH corrigido com cal hidratada, sendo a relação entre a massa (em g) de  $\text{Ca(OH)}_2$  adicionado 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  $F_1$  e  $F_2$  foi feita de forma diluída, nas proporções de 50 e 75% (v/v), respectivamente, enquanto,  $F_3$  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 uréia e superfosfato simples, de modo a se obter uma relação DBO/N/P igual 100/5/1 (METCALF & EDDY, 2003). Na terceira fase, mantiveram-se as mesmas proporções de ARC na alimentação dos três filtros. Entretanto, reduziu-se o TRH pela metade.

As principais características operacionais dos filtros estão apresentadas na Tabela 3.

**Tabela 3: Características operacionais dos três filtros anaeróbios.**

Fases	Variáveis	$F_1$	$F_2$	$F_3$
I	Q ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )	$0,052 \pm 0,018^{(42)}$	$0,053 \pm 0,020^{(42)}$	$0,049 \pm 0,023^{(42)}$
	TRH (h)	$33,5 \pm 10,9^{(42)}$	$32,3 \pm 9,1^{(42)}$	$37,1 \pm 12,2^{(42)}$
	DQO ( $\text{mg L}^{-1}$ )	$1.985 \pm 908^{(9)}$	$2.109 \pm 943^{(9)}$	$2.140 \pm 955^{(9)}$
	$\text{COV}_T$ ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ )	$0,70 \pm 0,29^{(9)}$	$0,86 \pm 0,35^{(9)}$	$0,83 \pm 0,45^{(9)}$
	$\text{COV}_U$ ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ )	$1,49 \pm 0,61^{(9)}$	$1,82 \pm 0,73^{(9)}$	$1,77 \pm 0,95^{(9)}$
II	Q ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )	$0,050 \pm 0,017^{(46)}$	$0,051 \pm 0,016^{(42)}$	$0,047 \pm 0,015^{(46)}$
	TRH (h)	$35,1 \pm 12,8^{(34)}$	$34,2 \pm 11,5^{(34)}$	$37,2 \pm 12,2^{(34)}$
	DQO ( $\text{mg L}^{-1}$ )	$6.740 \pm 1.215^{(9)}$	$11.854 \pm 2.641^{(9)}$	$19.656 \pm 8.282^{(9)}$
	$\text{COV}_T$ ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ )	$2,64 \pm 1,06^{(9)}$	$3,91 \pm 1,20^{(9)}$	$6,12 \pm 3,22^{(9)}$
	$\text{COV}_U$ ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ )	$5,60 \pm 2,26^{(9)}$	$8,30 \pm 2,55^{(9)}$	$12,99 \pm 6,84^{(9)}$
III	Q ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ )	$0,031 \pm 0,011^{(42)}$	$0,029 \pm 0,007^{(42)}$	$0,032 \pm 0,011^{(42)}$
	TRH (h)	$56,4 \pm 18,4^{(42)}$	$56,9 \pm 13,7^{(42)}$	$54,1 \pm 16,1^{(42)}$
	DQO ( $\text{mg L}^{-1}$ )	$4.253 \pm 730^{(9)}$	$6.946 \pm 523^{(9)}$	$9.230 \pm 1.255^{(9)}$
	$\text{COV}_T$ ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ )	$0,80 \pm 0,27^{(9)}$	$1,53 \pm 0,48^{(9)}$	$1,82 \pm 0,45^{(9)}$
	$\text{COV}_U$ ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$ )	$1,69 \pm 0,57^{(9)}$	$3,24 \pm 0,88^{(9)}$	$3,86 \pm 1,27^{(9)}$

<sup>(a)</sup> Entre parênteses o número de amostragens consideradas no cálculo da média.

Q - vazão, TRH - tempo de residência hidráulica, DQO - demanda química de oxigênio, e  $\text{COV}_U$  – carga orgânica volumétrica utilizando o volume de poros do filtro ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$  de DQO);  $\text{COV}_T$  – carga orgânica volumétrica utilizando o volume total do filtro ( $\text{kg m}^{-3} \text{d}^{-1}$  de DQO).

O monitoramento dos filtros foi feito por análise das amostras do afluente e do efluente, quantificando-se as variáveis alcalinidade e ácidos voláteis totais, tal como descrito por RIPLEY *et al.* (1986); DQO pelo método do refluxo aberto e DBO pelo método iodométrico (APHA *et al.*, 2005), com frequência de duas vezes por semana. Os valores de pH e temperatura do líquido foram obtidos quase que diariamente.

Para efeito de análise estatística dos dados do monitoramento, considerou-se um delineamento inteiramente ao acaso, com três filtros e com o número de repetições igual ao número de amostragens. Procedeu-se, então, a análise de variância e as médias comparadas utilizando-se o teste de Tukey, adotando-se o nível de 10% de probabilidade.

## RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os filtros operaram, nas fases I, II e III, numa faixa de temperatura considerada psicrófila para os microrganismos. 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 sido projetada na faixa mesofílica, embora o tratamento anaeróbio também possa ser aplicado a temperaturas mais baixas, entre 10 e 20°C. A digestão anaeróbia na faixa psicrófila (0° a 20°C) é opção atrativa para o tratamento de despejos que possuam como característica intrínseca reduzida temperatura ou efluentes líquidos produzidos em períodos de baixas temperaturas ambiente, oferecendo vantagens técnicas e econômicas em relação aos tratamentos convencionais (LETTINGA *et al.*, 2001).

O pH (Tabela 4) manteve uma relativa constância para a mesma carga orgânica aplicada (fase I), até o quadragésimo primeiro dia, quando ocorreu o choque de carga orgânica, devido ao aumento na concentração da ARC aplicada aos filtros, ocasião em que se deu início à segunda fase experimental. A partir deste ponto, houve acentuada redução no valor do pH efluente dos três filtros, mantendo-se em torno de 6,0, o que representa desequilíbrio do sistema, voltando a apresentar alguma recuperação a partir do sexagésimo quinto dia. BRUNO & OLIVEIRA (2008) obtiveram redução do pH para valores em torno de 5,5, ao aplicar uma  $COV_T$  igual a  $5,8 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  em reator UASB de dois estágios no tratamento da ARC. No entanto, os autores utilizaram hidróxido de sódio para correção da acidez da ARC.

**Tabela 4: Valores médios e desvio padrão de pH, AB e AVT afluente e efluente dos filtros anaeróbios, em cada fase operacional.**

Variáveis		Fase I	
		Afluente	Efluente
pH	F <sub>1</sub>	6,69±0,43 <sup>(29)</sup>	7,05±0,49 <sup>(29)</sup>
	F <sub>2</sub>	6,80±0,45 <sup>(29)</sup>	7,07±0,42 <sup>(29)</sup>
	F <sub>3</sub>	6,81±0,59 <sup>(29)</sup>	6,98±0,37 <sup>(29)</sup>
AB	F <sub>1</sub>	135±73 <sup>(9)</sup>	198±149 <sup>(9)</sup>
	F <sub>2</sub>	144±90 <sup>(9)</sup>	202±143 <sup>(9)</sup>
	F <sub>3</sub>	159±135 <sup>(9)</sup>	304±159 <sup>(9)</sup>
AVT	F <sub>1</sub>	1.103±415 <sup>(9)</sup>	1.107±253 <sup>(9)</sup>
	F <sub>2</sub>	948±295 <sup>(9)</sup>	1.076±200 <sup>(9)</sup>
	F <sub>3</sub>	1.001±420 <sup>(9)</sup>	1.003±413 <sup>(9)</sup>
		Fase II	
		Afluente	Efluente
pH	F <sub>1</sub>	6,60±0,55 <sup>(33)</sup>	6,73±0,54 <sup>(33)</sup>
	F <sub>2</sub>	6,91±0,56 <sup>(33)</sup>	6,38±0,12 <sup>(33)</sup>
	F <sub>3</sub>	6,84±0,62 <sup>(33)</sup>	6,30±0,19 <sup>(33)</sup>
AB	F <sub>1</sub>	368±882 <sup>(9)</sup>	265±972 <sup>(9)</sup>
	F <sub>2</sub>	520±858 <sup>(9)</sup>	23±1.155 <sup>(9)</sup>
	F <sub>3</sub>	244±1.247 <sup>(9)</sup>	121±1.581 <sup>(9)</sup>
AVT	F <sub>1</sub>	2.052±1.043 <sup>(9)</sup>	3.123±1.373 <sup>(9)</sup>
	F <sub>2</sub>	1.767±814 <sup>(9)</sup>	3.842±1.935 <sup>(9)</sup>
	F <sub>3</sub>	3.232±1.452 <sup>(9)</sup>	5.618±2.725 <sup>(9)</sup>
		Fase III	
		Afluente	Efluente
pH	F <sub>1</sub>	7,45±0,61 <sup>(29)</sup>	7,74±0,12 <sup>(29)</sup>
	F <sub>2</sub>	7,82±0,17 <sup>(29)</sup>	7,35±0,37 <sup>(29)</sup>
	F <sub>3</sub>	7,87±0,22 <sup>(29)</sup>	7,13±0,51 <sup>(29)</sup>
AB	F <sub>1</sub>	415±159 <sup>(9)</sup>	1.058±206 <sup>(9)</sup>
	F <sub>2</sub>	792±236 <sup>(9)</sup>	281±363 <sup>(9)</sup>
	F <sub>3</sub>	572±325 <sup>(9)</sup>	179±266 <sup>(9)</sup>
AVT	F <sub>1</sub>	2.630±325 <sup>(9)</sup>	1.310±531 <sup>(9)</sup>
	F <sub>2</sub>	2.584±751 <sup>(9)</sup>	4.090±681 <sup>(9)</sup>
	F <sub>3</sub>	2.678±766 <sup>(9)</sup>	5.162±1.066 <sup>(9)</sup>

<sup>(a)</sup> Em parênteses o número de amostragens consideradas no cálculo da média.

AB – alcalinidade bicarbonato em  $\text{mg L}^{-1}$  de  $\text{CaCO}_3$ ; AVT – ácidos voláteis totais em  $\text{mg L}^{-1}$  de ácido acético.

Os valores médios de alcalinidade bicarbonato (AB), durante a primeira fase (Tabela 4), foram maiores nos efluentes dos três filtros, quando comparados aos afluentes, sendo estatisticamente diferente ( $P<0,1$ ) para F<sub>3</sub>.



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 acentuada nos valores de AB e elevação nos valores de AVT, caracterizando desequilíbrio do sistema, como observado por BRUNO & OLIVEIRA (2008). Ainda durante a segunda fase, houve tendência de retorno do equilíbrio do sistema, porém, os valores de AB efluente permaneceram abaixo dos valores de AB afluente. Com a redução 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.

DINSDALE *et al.* (1996), operando reatores anaeróbios de 5 L, com  $COV_T$  de  $1,3 \text{ kg kg}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO, nas faixas de temperatura mesofílica e termofílica, tratando águas residuárias da produção de café instantâneo e fazendo a correção de pH com  $\text{Ca(OH)}_2$ , observou 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  $2.000 \text{ mg L}^{-1}$ . 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 e solução de nutrientes de  $2 \text{ mL L}^{-1}$ , o sistema de tratamento se manteve estável durante todo o período do experimento, com concentrações de AVT na faixa de  $100 \text{ mg L}^{-1}$ .

A relação alcalinidade intermediária/alcalinidade parcial (AI/AP) apresentou-se adequada somente para  $F_1$  na fase III, cujos valores ficaram próximos a 0,3. Verificou-se que um aumento na carga orgânica afluente aos filtros determinou um 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 em certas amostragens efetuadas 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, a inibição da fase metanogênica só ocorre em valores de AI/AP superiores a 0,8.

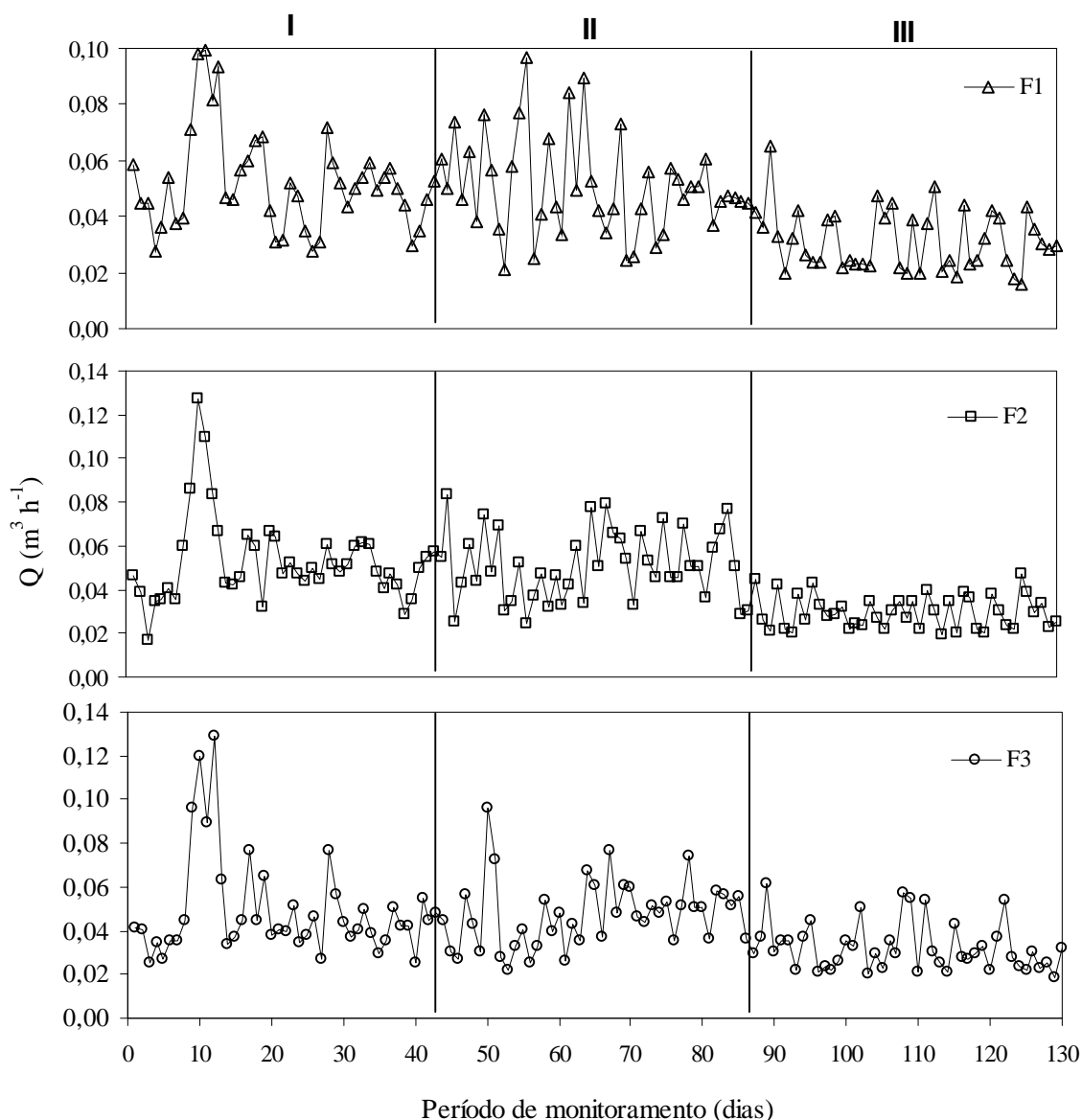
Na Tabela 5 estão apresentados os valores médios e desvio padrão de DQO e DBO, afluentes e efluentes dos filtros anaeróbios durante a condução do experimento.

**Tabela 5: Valores médios e desvio padrão de DQO e DBO afluente e efluente dos filtros anaeróbios, e eficiência média de remoção de DQO e DBO pelos filtros anaeróbios em cada fase operacional.**

Fase I				
		Afluente	Efluente	% remoção
DQO	$F_1$	$1.985 \pm 908^{(9)}$	$1.430 \pm 657^{(9)}$	$25 \pm 17$
	$F_2$	$2.109 \pm 943^{(9)}$	$1.248 \pm 388^{(9)}$	$33 \pm 27$
	$F_3$	$2.140 \pm 955^{(9)}$	$1.267 \pm 628^{(9)}$	$38 \pm 23$
DBO	$F_1$	$1.292 \pm 474^{(5)}$	$1.019 \pm 505^{(5)}$	$23 \pm 18$
	$F_2$	$1.401 \pm 509^{(5)}$	$965 \pm 300^{(5)}$	$28 \pm 17$
	$F_3$	$1.183 \pm 408^{(5)}$	$722 \pm 366^{(5)}$	$41 \pm 11$
Fase II				
		Afluente	Efluente	% remoção
DQO	$F_1$	$6.740 \pm 1.215^{(9)}$	$5.669 \pm 1.176^{(9)}$	$16 \pm 10$
	$F_2$	$11.854 \pm 2.641^{(9)}$	$9.666 \pm 2.098^{(9)}$	$18 \pm 10$
	$F_3$	$19.656 \pm 8.282^{(9)}$	$17.246 \pm 7.864^{(9)}$	$13 \pm 12$
DBO	$F_1$	$3.242 \pm 771^{(5)}$	$2.938 \pm 818^{(5)}$	$9 \pm 16$
	$F_2$	$4.178 \pm 781^{(5)}$	$3.790 \pm 630^{(5)}$	$9 \pm 8$
	$F_3$	$5.874 \pm 1.019^{(5)}$	$3.318 \pm 1.111^{(5)}$	$44 \pm 13$
Fase III				
		Afluente	Efluente	% remoção
DQO	$F_1$	$4.253 \pm 730^{(10)}$	$1.669 \pm 1.081^{(10)}$	$63 \pm 20$
	$F_2$	$6.946 \pm 523^{(10)}$	$5.549 \pm 1.312^{(10)}$	$21 \pm 14$
	$F_3$	$9.230 \pm 1.255^{(10)}$	$7.828 \pm 1.303^{(10)}$	$15 \pm 9$
DBO	$F_1$	$2.500 \pm 1.241^{(5)}$	$1.336 \pm 1.105^{(5)}$	$52 \pm 23$
	$F_2$	$3.250 \pm 972^{(5)}$	$2.772 \pm 874^{(5)}$	$15 \pm 9$
	$F_3$	$4.399 \pm 1.012^{(5)}$	$1.617 \pm 1.337^{(5)}$	$65 \pm 24$

<sup>(a)</sup> Em parênteses o número de amostragens consideradas no cálculo da média.  
DQO e DBO =  $\text{mg L}^{-1}$ .

As fortes variações na vazão dos filtros (Figura 1) provocaram grandes oscilações na estabilidade do sistema. Desta forma, não se obteve eficiências de remoção constantes, durante as três fases do experimento. Com o aumento da carga orgânica aplicada na fase II, houve redução nas eficiências médias de remoção de DQO nos três filtros. Provavelmente, devido à grande carga orgânica aplicada. Entretanto, esta redução foi observada também para a remoção de DBO em F<sub>1</sub> e F<sub>2</sub>, enquanto a remoção de DBO em F<sub>3</sub> permaneceu relativamente elevada. 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). Em F<sub>1</sub> e F<sub>2</sub>, possivelmente não houve adaptação imediata do lodo utilizado como inóculo, o qual foi submetido a TRH's iniciais de 33,4 e 32,4 h, os quais são relativamente baixos para o tratamento de águas residuárias com compostos recalcitrantes, tais como os compostos fenólicos presentes na ARC. BELLO-MENDOZA & CASTILLO-RIVERA (1998), obtiveram redução drástica na eficiência de seu reator (de 77 para 22%) quando aumentou a COV<sub>U</sub> de 1,89 para 2,59 kg m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> de DQO.



**Figura 1: Variação da vazão dos filtros anaeróbios em cada fase operacional.**

Na fase III houve tendência de recuperação dos sistemas, devido, provavelmente, ao aumento do TRH e, conseqüente, redução na COV aplicada. Além disso, houve redução na DQO da ARC utilizada para alimentar os filtros, devido à remoção orgânica, proporcionada no período de seu armazenamento. Durante a terceira





fase, foram verificadas maiores eficiências médias de remoção de DQO (63%) e DBO (52%), consideradas razoáveis para sistemas anaeróbios e estatisticamente diferentes dos demais ( $P < 0,1$ ), no reator  $F_1$ .

DINSDALE *et al.* (1996) trataram águas residuárias do processamento de café instantâneo, com DQO total de  $35.900 \text{ mg L}^{-1}$ , operando na faixa mesofílica com  $\text{COV}_T$  de  $1,3 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO e TRH de 504 h, por sistema em batelada. Os autores verificaram que somente a adição de bicarbonato de sódio ( $\text{NaHCO}_3$ ) não foi suficiente para manter a estabilidade do processo, a qual só ocorreu com a adição de nitrogênio, fósforo e alguns micronutrientes, desta maneira, obtiveram eficiência de remoção de DQO de 60%. A digestão anaeróbia na faixa termofílica permaneceu estável com  $\text{COV}_T$  de  $1,6 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO e TRH de 480 h, porém a necessidade de complementos nutricionais como nitrogênio, fósforo e micronutrientes também foi observada após 50 dias de operação do sistema de tratamento.

PRADO & CAMPOS (2008), tratando ARC em reator UASB com TRH variando entre 8 e 69 horas e  $\text{COV}_U$  de 0,14 a  $20,3 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO, obtiveram remoção de DBO e DQO entre 45 e 95% e 33 e 93%, respectivamente. LUIZ (2007), durante a terceira fase de seu experimento, aplicou um  $\text{COV}_U$  de  $3,35 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  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 cafeeiro. BRUNO & OLIVEIRA (2008), utilizando um reator UASB, em escala de bancada, de dois estágios para o tratamento de ARC, obteve eficiências de remoção de DQO variando de 66 a 96%, sendo a primeira para um  $\text{COV}_T$  de  $5,8 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO e a segunda para uma  $\text{COV}_T$  de  $3,0 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO, tendo um TRH de 96 h.

O desempenho dos filtros operados durante a condução deste trabalho foi fortemente influenciado ao fato deles terem sido submetidos a maiores COVs, além de serem operados a temperatura ambiente, sendo expostos às bruscas variações de temperatura, assim como o trabalho conduzido por LUIZ (2007), situação esta muito menos controlável do que a proporcionada por BRUNO & OLIVEIRA (2008) e PRADO & CAMPOS (2008), os quais conduziram seus trabalhos em escala de bancada, em ambiente de um laboratório, menos afetados pelas variações bruscas da temperatura ambiente.

## CONCLUSÕES

Em relação às variáveis avaliadas, pode-se concluir que:

Grande oscilação na carga hidráulica e orgânica fez com que os filtros anaeróbios utilizados neste trabalho operassem de forma instável, apresentando desequilíbrio entre os produtores e consumidores de ácidos voláteis, com produção não satisfatória de alcalinidade bicarbonato.

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 a eficiência de remoção de matéria orgânica.

Como tratamento anaeróbio, apenas o reator  $F_1$ , durante a fase III, foi eficiente na remoção de matéria orgânica.

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, considerando-se o volume útil do filtro, não deve exceder  $2 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$  de DQO.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. 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].
2. BELLO-MENDOZA, R.; CASTILLO-RIVERA, M.F. Start-up of an anaerobic hybrid UASB/filter reactor treating wastewater from a coffee processing plant. *Anaerobe*, v. 4, p.219-225, 1998.



3. 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*, v.28, n.2, p.364-37, 2008.
4. DINSDALE, R.M.; HAWKES, F.R.; HAWKES, D.L. The mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of coffee waste containing coffee grounds. *Water Research*, v.30, n.2, p.371-377, 1996.
5. LETTINGA, G.; REBAC, S.; ZEEMAN, G. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *TRENDS in Biotechnology*, vol.19, n.9, p.363-370, 2001.
6. 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: UFV, 2007. (Dissertação de mestrado).
7. 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.
8. METCALF & EDDY, Inc. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*. 4th ed. New York: McGraw-Hill, Inc. 2003, 1819p.
9. PRADO, M.A.C.; CAMPOS, C.M.M. Produção de biogás no tratamento dos efluentes líquidos do processamento de *Coffea arabica* L. em reator anaeróbico UASB para o potencial aproveitamento na secagem do café. *Ciência e Agrotecnologia*, v.32, n.3, p.938-947, 2008.
10. RIPLEY, L.E.; BOYLE, W.C.; CONVERSE, J.C. Improved alkalimetric monitoring anaerobic digestion of high-strength wastes. *Journal of Water Pollution Control Federation*, v.58, p.406-411, 1986.
11. VON SPERLING, M. Alternativas tecnológicas para o tratamento de águas residuárias. *Revista Ação Ambiental*, v.2, n.6. p.11 – 14, 1999.