



II-367 - REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA EM REATORES ANAERÓBIOS DE LEITO FIXO TRATANDO ÁGUAS RESIDUÁRIAS DO PROCESSAMENTO DOS FRUTOS DO CAFEEIRO

Fátima Aparecida Resende Luiz⁽¹⁾

Engenheira Agrícola formada pela Universidade Federal de Lavras (UFLA). Mestre em Engenharia Agrícola pela Universidade Federal de Viçosa (UFV). Doutoranda em Engenharia Agrícola (Recursos e Hídricos e Ambientais) pela UFV.

Antonio Teixeira de Matos

Professor Associado do Departamento de Engenharia Agrícola/UFV.

Alisson Carraro Borges

Professor Adjunto do Departamento de Engenharia Agrícola/UFV.

Ronaldo Fia

Pós-Doutorando em Engenharia Agrícola/UFV.

Endereço⁽¹⁾: Departamento de Engenharia Agrícola - Av. PH Rolfs, s/n. - Campus da UFV - CEP: 36.570-000 - Viçosa-MG, Brasil – Tel: +55 (31) 3899-2729 - E-mail: fatima.luiz@ufv.br

RESUMO

Efetuiu-se a avaliação operacional de três reatores anaeróbios de leito fixo e com escoamento ascendente, no tratamento da água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro (ARC). Os suportes utilizados na imobilização da biomassa foram: escória de alto-forno, espuma de poliuretano e brita, com porosidade de 53, 95 e 48%, respectivamente. A operação dessas unidades consistiu no aumento da concentração de matéria orgânica, quantificada em termos de DQO (978, 2.401 e 4.545 mg L⁻¹), afluyente aos reatores, mantendo-se o tempo de residência hidráulica (TRH) em torno de 1,3 dias. Para a máxima concentração de DQO aplicada, o reator preenchido com espuma apresentou eficiências médias de remoção equivalentes a 80% (amostras brutas) e 83%, (amostras filtradas). O melhor desempenho do reator preenchido com espuma de poliuretano é atribuído à sua porosidade elevada, que proporcionou maior crescimento da biomassa aderida, bem como da biomassa suspensa. Pela análise dos resultados, pode-se concluir que os reatores apresentaram desempenhos satisfatórios, podendo ser aplicados no tratamento da ARC, com destaque para espuma de poliuretano como material suporte.

PALAVRAS-CHAVE: Efluente agroindustrial, digestão anaeróbia, filtro anaeróbio, café.

INTRODUÇÃO

O processamento via úmida do café, responsável por melhorar a qualidade da bebida, gera grandes volumes de águas residuárias (ARC), ricas em material orgânico em suspensão e constituintes orgânicos e inorgânicos em solução, de grande poder poluente. Nas regiões produtoras de café, o despejo desses efluentes tem se tornado grande problema ambiental, sendo necessário o desenvolvimento de tecnologias de baixo custo apropriadas para o tratamento da ARC.

Os reatores anaeróbios de leito fixo têm sido aplicados com sucesso no tratamento de diferentes tipos de águas residuárias devido a sua capacidade de reter microorganismos aderidos a um suporte. Além disso, oferece as vantagens de sistemas de alto desempenho, demandando menor área e volume, quando comparados ao de reatores convencionais, para alcançar o mesmo desempenho no tratamento (Escudié et al., 2005).

Um dos aspectos mais importantes no projeto de reatores anaeróbios de leito fixo é a seleção do material suporte adequado. Dentre os materiais suporte que têm sido utilizados para aderência e crescimento de biomassa anaeróbia, podem ser citados: gomos de bambu (Colin et al., 2007), cascas de coco (Torres et al., 2003), escória de alto-forno de siderúrgicas, cerâmica porosa (Gourari & Achkari-Begdouri, 1997), espuma de poliuretano (Zaiat et al., 1996; Ribeiro et al., 2005), fibras de nylon (Chaiprasert et al., 2003), PVC (Ruiz et al., 1997; Show & Tay, 1999), entre outros.

A utilização de suportes capazes de imobilizar a biomassa ativa possibilita aumento no tempo de retenção celular, favorecendo o desenvolvimento da população metanogênica e aumento na capacidade do reator em resistir aos choques de carga, às mudanças nas características do substrato e à presença de compostos inibitórios (Chua et al., 1997). Com isso, podem ser obtidos sistemas mais estáveis, controláveis e com elevada eficiência de degradação, mesmo sendo operados com reduzidos tempos de residência hidráulica (TRH).

Assim, no presente trabalho teve-se por objetivo avaliar o desempenho de reatores anaeróbios de leito fixo e com escoamento ascendente, preenchidos com diferentes materiais suporte, na remoção de matéria orgânica presente nas águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro.

MATERIAL E MÉTODOS

Três reatores anaeróbios de leito fixo e com escoamento ascendente foram construídos com tubos de PVC, de 0,35 m de diâmetro e altura de 1,5 m, com volume total de 0,1395 m³ (Figura 1).

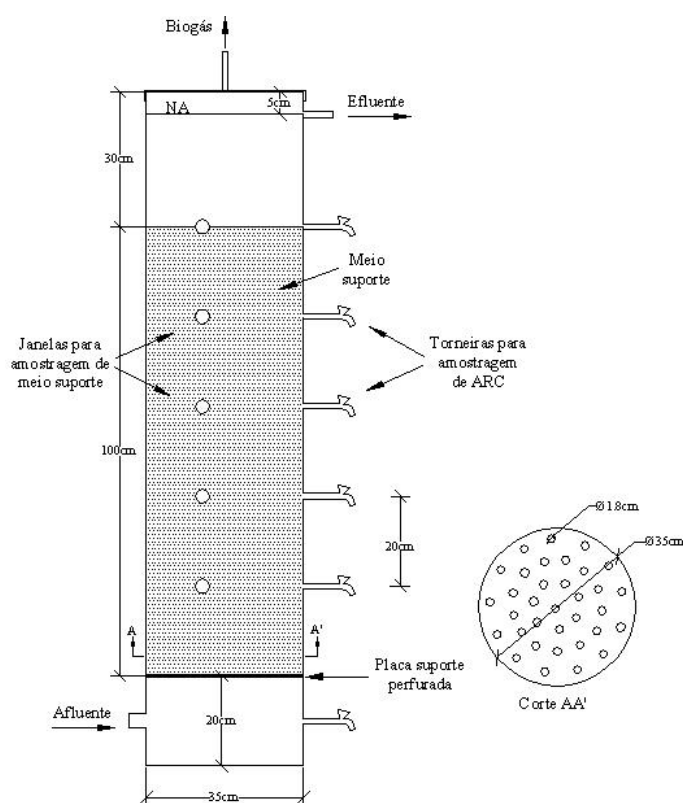


Figura 1: Desenho esquemático do reator anaeróbio de leito fixo e do fundo falso.

Matrizes de escória de alto-forno, espuma de poliuretano e brita foram utilizadas como material suporte para imobilização da biomassa, o que resultou em três reatores, R1, R2 e R3, respectivamente. As principais características do material suporte estão apresentadas na Tabela 1.

Tabela 1: Dados obtidos das análises de caracterização dos materiais suporte.

Características	Material suporte		
	Escória	Espuma	Brita
Diâmetro (m)	0,024 a 0,032	0,025	0,024 a 0,032
Massa específica (kg m ⁻³)	2.480	23	2.820
Porosidade (m ³ m ⁻³)	0,533	0,950	0,484



Para inocular os reatores, foi utilizado lodo de esgoto proveniente de um reator tipo UASB, o qual apresentou concentração média de STV e SSV de 41.346 e 36.860 mg L⁻¹, respectivamente. O material suporte, juntamente com o lodo (preparado de acordo com Zaiat et al., 1994), foi colocado em tambores de 200 L e revirados durante uma semana, de modo a promover maior imobilização das biopartículas nos materiais suporte. Subsequentemente, a escória de alto-forno, a espuma de poliuretano e a brita foram acondicionadas nos seus respectivos reatores. Em seguida, procedeu-se a “partida”. Durante esse período, sabidamente de maior sensibilidade na operação dos reatores, 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 (Tabela 2).

Após a “partida”, as concentrações de DQO aplicadas nos reatores foram aumentadas gradativamente, mantendo-se o TRH em torno de 1,3 dias, o que resultou em três fases de operação com duração de 40, 41 e 38 dias, respectivamente. Nas fases I (partida) e II, os reatores foram alimentados com água residuária do processamento dos frutos do cafeeiro (ARC) diluída com água da rede de abastecimento pública. Na terceira fase (Fase III), utilizou-se a água residuária bruta.

Durante todo o período experimental, a ARC utilizada na alimentação dos reatores teve o seu pH corrigido. No início, utilizou-se calcário calcítico, na proporção de 0,42 g de CaCO₃ adicionado por g de DQO. Devido à baixa solubilidade do calcário em água, passou-se, a partir do 13º dia de operação, a utilizar o carbonato de sódio, na proporção de 0,18 g de Na₂CO₃ adicionado por g de DQO, que se estendeu até o final do experimento.

Os reatores foram operados sob temperatura ambiente, que variou de 6,4°C (mínima) a 32,9°C (máxima), com valor médio de 17,2°C durante o período avaliado.

Tabela 2: Características operacionais dos três reatores anaeróbios de leito fixo.

Fases	Variáveis	Reatores		
		R1	R2	R3
I DQO_{AF} = 978 mg L⁻¹	TRH (d)	1,19	1,07	1,26
	COV (kg m ⁻³ d ⁻¹)	0,81	0,98	0,81
II DQO_{AF} = 2.401 mg L⁻¹	TRH (d)	1,54	1,03	1,58
	COV (kg m ⁻³ d ⁻¹)	1,57	2,40	1,67
III DQO_{AF} = 4.545 mg L⁻¹	TRH (d)	1,54	1,06	1,51
	COV (kg m ⁻³ d ⁻¹)	3,17	4,41	3,35

DQO_{AF} = DQO afluente aos reatores para as três fases de tratamento

COV: Obtida com base no volume útil do reator

O monitoramento dos reatores foi feito por amostras do afluente e do efluente, quantificando-se as variáveis, alcalinidade bicarbonato (AB) e ácidos voláteis totais (AVT), tal como descrito por Ripley et al. (1986), demanda química de oxigênio (DQO), pelo método do refluxo aberto, e pH (APHA et al., 2005).

Ao final do experimento, foram realizadas duas amostragens, em três diferentes pontos dos reatores (base, meio e topo), para a quantificação do biofilme formado, por meio da análise de sólidos totais (ST) e sólidos voláteis totais (SVT).

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Na Tabela 3 estão apresentados os valores de DQO, AB, AVT e pH no afluente e efluente dos reatores, durante as três fases de operação do sistema. As eficiências médias de remoção das variáveis monitoradas, em cada fase operacional, estão apresentadas na Tabela 4.



Tabela 3: Valores médios das principais variáveis avaliadas no afluente e efluente dos reatores anaeróbios em cada fase operacional.

Variáveis	Fase I				Fase II				Fase III			
	Af.	R1	R2	R3	Af.	R1	R2	R3	Af.	R1	R2	R3
pH	6,44	7,53	6,85	6,81	6,55	7,56	7,20	7,16	7,06	7,92	7,67	7,72
AB	74	253	203	160	199	651	625	516	575	1.553	1.638	1.508
AVT	300	242	160	215	969	625	406	578 ^j	2.021	1.083	763	897
AVT/AB	2,4	0,9	1,3	2,0	6,3	0,8	0,5	0,8	2,4	0,5	0,3	0,4
DQO _T	978	514	415	572	2.401	935	649	1.095	4.545	1.627	932	1.261
DQO _F	-	463	360	512	-	832	577	1.005	-	1.428	793	1.085

Tabela 4: Eficiência (%) média de remoção DQO_T, DQO_F, apresentada pelos reatores em cada fase operacional.

Variáveis	R1			R2			R3		
	I	II	III	I	II	III	I	II	III
DQO _T	47	61	64	58	73	80	42	54	72
DQO _F	53	65	69	63	76	83	48	58	76

Durante o período experimental, aumentou-se, gradualmente, a carga orgânica aplicada aos reatores, mantendo-se o TRH constante. Entretanto, em decorrência da grande oscilação observada na vazão afluente, não foi possível manter as condições operacionais, tais como COV, CHV e TRH, iguais nos três reatores (Tabela 2).

Variações na vazão, aliadas às flutuações na temperatura ambiente (Figura 2), provocaram grandes oscilações na estabilidade do sistema. Desta forma, não foi possível se obterem efluentes com concentrações de DQO estáveis (Figura 3), durante as três fases experimentais.

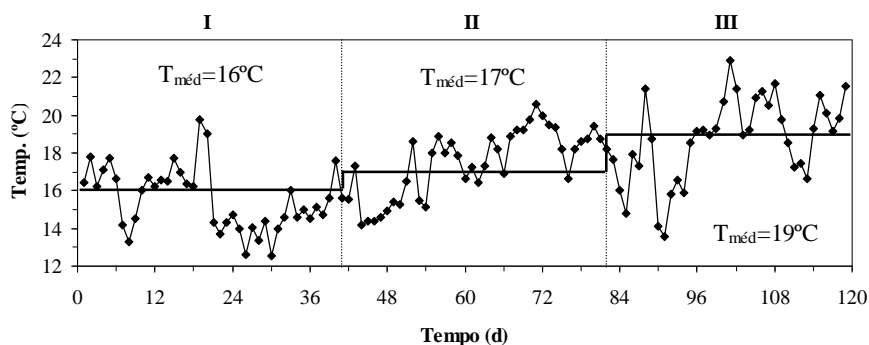


Figura 2: Variação da temperatura média do ambiente ocorrida durante todo período experimental.

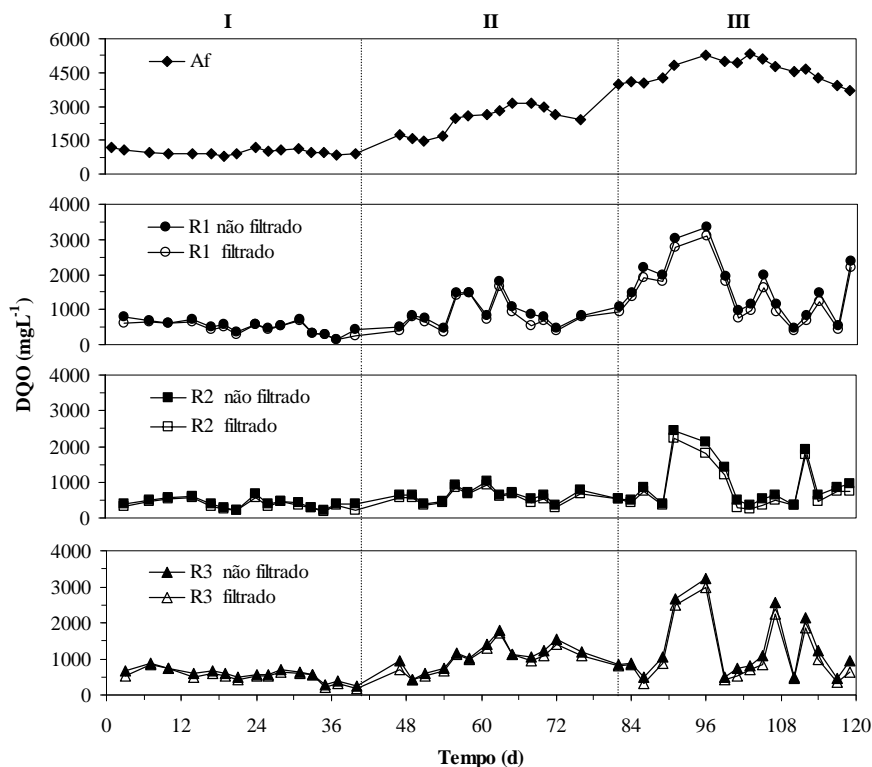


Figura 3: Variação da DQO afluyente e efluente (filtrado e não filtrado) dos reatores em cada fase operacional.

Durante a primeira fase (partida), na qual os reatores foram alimentados com concentração média de matéria orgânica, em termos de DQO, de 978 mg L^{-1} , semelhantes remoções de DQO foram obtidas nos reatores R1 e R3, porém inferiores às obtidas no R2 (Tabela 4).

Pela análise dos resultados obtidos em todo o período experimental, verificou-se que a menor eficiência de remoção de DQO (9,3%) ocorreu na Fase I (7º dia de operação), tendo ocorrido no reator R3. Essa perda de eficiência foi causada por variações repentinas de carga hidráulica, o que causou lavagem da biomassa, e em razão da ocorrência de baixas temperaturas no período. Tais fatos demonstraram a sensibilidade do R3, sob as condições operacionais impostas durante o período de “partida” do reator.

A segunda fase, caracterizada pelo aumento na concentração de matéria orgânica para 2.401 mg L^{-1} , foi marcada por incrementos na remoção de DQO. Observa-se nas Tabelas 2 e 4, que no R2, mesmo tendo sido submetido a maior COV ($2,4 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$) e menor TRH (1,03 dias), foi alcançada eficiência média de 73%. Bello-Mendoza & Castillo-Rivera (1998), tratando águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro em um sistema composto por reator UASB seguido de filtro anaeróbio, em escala piloto, submetidos a um TRH de 0,92 d e COV de $1,89 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO, obtiveram eficiência de remoção de 77% de DQO total. Estes autores também verificaram que $1,9 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ de DQO foi a máxima COV aplicada sem desestabilização do processo.

A Fase III compreendeu o período de máxima aplicação de carga orgânica. Devido ao aumento da concentração de DQO aplicada aos reatores (4.545 mg L^{-1}), juntamente com a redução na temperatura ambiente, observada neste período, foi notado, no início desta fase, desestabilização do processo, com perda de eficiência dos reatores. Contudo, verificou-se que os reatores foram capazes de amortecer a alteração de COV e temperatura, promovendo incrementos na eficiência média de remoção de DQO (Tabela 4).

Tal fato pode ser comprovado pelos baixos valores da relação AVT/AB (usada para medir a estabilidade do processo) apresentados pelos reatores na terceira fase (Tabela 3). Segundo Umanã et al. (2008), quando a relação AVT/AB for menor que 0,5 o processo operacional é considerado favorável e sem risco de acidificação. Notou-se, também, redução dessa relação no efluente com o aumento da COV, o que indica, mais uma vez, a tendência de equilíbrio do sistema.



A máxima eficiência de remoção de matéria orgânica (92%) foi atingida nessa fase no reator R2, quando operado com COV e TRH de $4,41 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e 1,06 dias, respectivamente.

Sendo assim, verifica-se que cada aumento na carga orgânica afluyente resultou num aumento na capacidade de assimilação dos reatores (Figura 4). Embora, pudesse ser de grande interesse estabelecer a capacidade limite de assimilação das cargas de choque pelos reatores, a extrapolação não foi possível para os resultados obtidos neste trabalho, os quais não atingiram a capacidade limite para predizer o desempenho dos reatores sujeitos às maiores cargas. A resposta dos reatores ao aumento de carga orgânica foi, provavelmente, consequência do método usado para impor os choques de carga orgânica, o qual permitiu uma pré-adaptação da biomassa aos maiores valores de DQO afluyente.

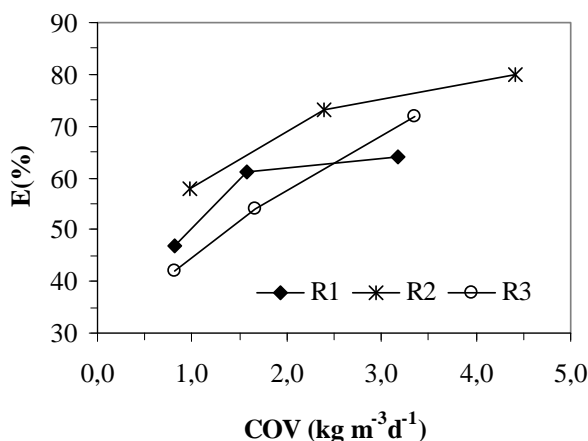


Figura 4: Eficiências de remoção de DQO em função da COV aplicada em cada reator.

Deste modo, constatou-se que, nas três fases de tratamento, o R2 foi o reator mais resistente às alterações de carga orgânica e hidráulica, bem como as variações da temperatura ambiente. Isso resultou em maior estabilidade operacional do sistema, bem como numa maior remoção, em valores médios, de DQO, tanto para amostras filtradas como não filtradas, além das menores concentrações efluentes de ácidos voláteis totais e maiores de alcalinidade bicarbonato.

A maior resistência e capacidade de recuperação às alterações (choques) de carga, verificadas no R2, foi atribuída à maior retenção de biomassa (Tabela 5), em termos de SVT, nas matrizes de espuma, o que permitiu que o biofilme ficasse inativo, temporariamente, durante o período de distúrbio, recuperando sua atividade assim que as condições favoráveis foram restabelecidas (Chua et al., 1997).

Tabela 5: Concentração e quantidade média de biofilme aderido aos diferentes materiais utilizados como meio suporte no final da terceira fase de operação.

Materiais Suporte	Sólidos totais			Sólidos voláteis totais		
	(a)	(b)	(c)	(a)	(b)	(c)
	mg g^{-1}	g L^{-1}	g	mg g^{-1}	g L^{-1}	g
Escória	18,1	45,7	4.322	3,9	9,9	937
Espuma	2.255	37,0	4.989	1.301	21,4	2.880
Brita	10,7	32,2	2.895	3,7	11,1	1.002

(a) massa de sólidos por massa de material suporte

(b) massa de sólidos por volume útil do reator

(c) massa total de sólidos no reator



A maior quantidade de biopartículas aderidas à espuma está relacionada ao seu índice de vazios e rugosidade do material suporte, pois, quanto maior a área disponível para a colonização microbiana, maior a capacidade de retenção da biomassa e, conseqüentemente, melhor o desempenho do reator.

CONCLUSÕES

Em relação ao desempenho dos reatores, pode-se concluir que as características do material suporte tiveram influência na degradação de matéria orgânica. A estrutura porosa do poliuretano proporcionou melhor desempenho que as estruturas dos demais meios suporte, sob as condições operacionais impostas no presente experimento. Uma eficiência média de 80% na remoção de DQO foi observada no reator preenchido com poliuretano, quando operado com COV de $4,41 \text{ kg m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ e TRH de 1,06 dias.

Os resultados indicaram o potencial de aplicação da espuma de poliuretano como material suporte de reatores anaeróbios para o tratamento de águas residuárias do processamento dos frutos do cafeeiro.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. APHA [AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION]; AWWA [AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION]; WEF [WATER ENVIRONMENT FEDERATION]. Standard methods for examination of water and wastewater. 21 ed. Washington: APHA/AWWA/WEF, 2005. 1268p.
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. Chaiprasert, P.; Suvajittanont, W.; Suraraksac, B.; Tanticharoend, M.; Bhumiratana, S. Nylon fibers as supporting media in anaerobic hybrid reactors: it's effects on system's performance and microbial distribution. *Water Research*, v. 37, p. 4605-4612, 2003.
4. Chua, H.; Hu, W. F.; Yu, P. H. F.; Cheung, M. W. L. Responses of an anaerobic fixed-film reactor to hydraulic shock loadings. *Bioresource Technology*, v. 61, p. 79-83, 1997.
5. Colin, X.; Farinet, J. L.; Rojas, O.; Alazard, D. Anaerobic treatment of cassava starch extraction wastewater using a horizontal flow filter with bamboo as support. *Bioresource Technology*, v. 98, p. 1602-1607, 2007.
6. Escudié, R.; Conte, T.; Steyer, J. P.; Delgenès, J. P. Hydrodynamic and biokinetic models of an anaerobic fixed-bed reactor. *Process Biochemistry*, v. 40, p. 2311-2323, 2005.
7. Gourari, S.; Achkari-Begdouri, A. Use of baked clay media as biomass supports for anaerobic filters. *Applied Clay Science*, v. 12, p. 365-375, 1997.
8. Ribeiro, R.; Varesche, M. B. A.; Foresti, E.; Zaiat, M. Influence of the carbon source on the anaerobic biomass adhesion on polyurethane foam matrices. *Journal of Environmental Management*, v. 74, p. 187-194, 2005.
9. 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.
10. Ruiz, I.; Veiga, M. C.; Santiago, P.; Blázquez, R. Treatment of slaughterhouse wastewater in a UASB reactor and an anaerobic filter. *Bioresource Technology*, v. 60, p. 251-258, 1997.
11. Show, K. Y.; Tay, J. H. Influence of support media on biomass growth and retention in anaerobic filters. *Water Research*, v. 33, n. 6, p. 1471-1481, 1999.
12. Torres, P.; Rodríguez, J. A.; Uribe, I. E. Tratamiento de aguas residuales del proceso de extracción de almidón de yuca en filtro anaerobio: influencia del medio soporte. *Scientia et Technica*, n. 23, p. 75-80, 2003.
13. Umaña, O.; Nikolaeva, S.; Sánchez, E.; Borja, R.; Raposo, F. Treatment of screened dairy manure by upflow anaerobic fixed bed reactors packed with waste tyre rubber and a combination of waste tyre rubber and zeolite: Effect of the hydraulic retention time. *Bioresource Technology*, v. 99, n. 15, p. 7412-7417, 2008.
14. Zaiat, M.; Cabral, A. K. A.; Foresti, E. Cell wash-out and external mass transfer resistance in horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor. *Water Research*, v. 30, p.2435-2439, 1996.
15. Zaiat, M.; Cabral, A. K. A.; Foresti, E. Horizontal-flow anaerobic immobilized sludge reactor for wastewater treatment: Conception and performance evaluation. *Revista Brasileira de Engenharia, Caderno de Engenharia Química*, v. 11, p.33-42, 1994.