

Artigo Técnico

Balanço de massa no tratamento de resíduos sólidos orgânicos provenientes de restaurantes em biorreator

Mass balance in the treatment of organic wastes from restaurants in bioreactor

João Girardi Neto¹, Joel Dias da Silva², Ivone Gohr Pinheiro³

RESUMO

O tratamento de resíduos sólidos orgânicos por digestão anaeróbia é realizado por um consórcio de micro-organismos, no qual as archaea metanogênicas são as limitantes do processo, por serem mais sensíveis às mudanças nas condições do meio e possuírem crescimento lento. Para acompanhar a evolução do tratamento, algumas variáveis do processo de digestão anaeróbia são monitoradas, dentre elas, a demanda química de oxigênio (DQO), geralmente utilizada para estimar a matéria degradável e passível de ser convertida em biogás. Com o objetivo de avaliar a eficiência do processo de conversão de biomassa em metano, este artigo se baseou no balanço de massa adaptado da literatura, utilizando valores de DQO e volume de biogás gerado no reator anaeróbio, aqui chamado de biorreator. A produção de biogás foi monitorada diariamente utilizando o método de deslocamento de água, com o auxílio de um contador eletrônico. Com base no balanço de massa, o tratamento mostrou-se viável, visto que 50% da concentração de DQO que entrou no sistema foi convertida em gás metano. Comparando-se aos valores descritos na literatura, que se encontram na faixa de 50 a 70%, a eficiência do tratamento poderá ser elevada com ajustes nos parâmetros de controle que influenciam o processo de digestão anaeróbia, tais como manter a temperatura constante em 37°C e o pH e a alcalinidade equilibrados, o que poderá melhorar as condições do meio em todas as etapas de degradação da matéria orgânica e aumentar a conversão em gás metano.

Palavras-chave: resíduos orgânicos; digestão anaeróbia; conversão mássica; biogás; eficiência.

ABSTRACT

The treatment of organic solid waste by anaerobic digestion is carried out by a consortium of microorganisms, in which the methanogenic archaea bacteria are the limiting of the process because they are more sensitive to changes in environmental conditions and have slow growth. To monitor the treatment, some variables of anaerobic digester process are monitored, among them, the chemical oxygen demand (COD), usually used to estimate the degradable material and that can be converted into biogas. In order to evaluate the efficiency of biomass conversion process into methane, this article is based on adapted mass balance of the literature using COD values and volume of biogas generated in anaerobic reactor, here called the bioreactor. Biogas production was monitored daily using the water displacement method, with the aid of an electronic counter. The treatment was satisfactory, based on mass balance, which showed that 50% of the amount of COD entered into the system was completely converted into methane gas. Comparing to the values described in the literature that are in the range of 50 to 70%, the treatment efficiency can be elevated with adjustments to control parameters which influence the process of anaerobic digestion, such as keep the temperature constant at 37°C and balanced pH and alkalinity, which can improve the environmental conditions at all stages of degradation of organic matter and increase conversion into methane gas.

Keywords: organic waste; anaerobic digestion; mass conversion; biogas; efficiency.

INTRODUÇÃO

A digestão anaeróbia aplicada ao tratamento de resíduos orgânicos tem despontado como uma alternativa promissora de tratamento, tanto pela redução do volume desses rejeitos — que seriam dispostos em aterros sanitários (ARAÚJO MORAIS *et al.*, 2008) —, como também pela produção de biogás — composto de elevado poder calorífico, podendo ser utilizado como combustível em processos que requeiram

energia térmica ou elétrica (WEILAND, 2010; LESTEUR *et al.*, 2011; KANGLE; KORE; KULKARNI, 2012; CAO & PAWLOWSKI, 2012; LOBATO *et al.*, 2013).

Nesse processo, a degradação da matéria orgânica é realizada pela ação de diversos grupos de micro-organismos, que transformarão a matéria orgânica complexa em substâncias mais simples (KHALID *et al.*, 2011; MALANCONI & CABRAL, 2012), que por sua vez serão absorvidas

¹Mestre em pela Fundação Universidade Regional de Blumenau (FURB) - Blumenau (SC), Brasil.

²Pós-Doutorado em Engenharia Ambiental pela FURB - Blumenau (SC), Brasil.

³Professor Titular da FURB - Blumenau (SC), Brasil.

Endereço para correspondência: Joel Dias da Silva - Rua São Paulo, 3.250 - Itoupava Seca - 89030-000 - Blumenau (SC), Brasil - E-mail: dias_joel@hotmail.com

Recebido em: 25/05/15 - **Aceito em:** 21/06/16 - **Reg. ABES:** 150094

e convertidas em biogás (KONDUSAMY & KALAMDHAD, 2014). Essa degradação ocorre em quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (ZAHEDI *et al.*, 2013; BALMANT *et al.*, 2014; KONDUSAMY & KALAMDHAD, 2014), sendo a última a etapa limitante do processo, conduzida, dentre outros, pelo grupo das *archaea* metanogênicas, de crescimento mais lento, de 2 a 4 dias (AQUINO & CHERNICHARO, 2005; KOTHARI *et al.*, 2014), e mais sensíveis à variação das condições do meio (WILLIAMS *et al.*, 2013; YU *et al.*, 2014). A ação das bactérias ocorre simultaneamente (LYBERATOS & SKIADAS, 1999; ELBESHBIHY & NAKHLA, 2012), e o produto gerado na primeira fase se torna o alimento para as fases subsequentes (COLUSSI *et al.*, 2013).

Para mensurar a evolução do processo, algumas variáveis deverão ser monitoradas ou controladas (WARD *et al.*, 2011; GASCH *et al.*, 2013). Normalmente, controlam-se os valores de pH, temperatura, alcalinidade, demanda química de oxigênio (DQO), ácidos orgânicos voláteis (AOV) e a produção de biogás, entre outros (FDEZ-GÜELFO *et al.*, 2012). A concentração de DQO é, geralmente, utilizada para a estimativa da carga mássica degradável e que poderá ser convertida em biogás, com os valores teóricos estimados na literatura (GASCH *et al.*, 2013; LOBATO; CHERNICHARO; SOUZA, 2012), bem como para a avaliação do desempenho e da estabilidade do processo, por meio de balanço de massa (DANTAS *et al.*, 2002; POGNANI *et al.*, 2012; COLUSSI *et al.*, 2013).

O balanço de massa é baseado na Lei da Conservação da Massa, no Princípio do Movimento Linear (Segunda Lei de Newton) e na Primeira e Segunda Leis da Termodinâmica (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2000). Araújo Morais *et al.* (2008) realizaram o balanço de massa de resíduos sólidos urbanos em um sistema de degradação anaeróbia, em 3 frações: resíduo sólido, matéria seca, sólidos voláteis, encontrando remoções de 66, 81 e 76%, respectivamente. Szymanski, Balbinot e Schirmer (2010) adotaram o balanço de massa para avaliar a aplicabilidade da digestão anaeróbia no tratamento do resíduo de uma indústria sucroalcooleira (vinhaça), obtendo uma favorável remoção do carbono e conversão em biogás com eficiência de 65%.

Já Cavinato *et al.* (2011) utilizaram o balanço de massa para mensurar a produção de metano em escala industrial, e obtiveram eficiência de remoção na faixa de 81% de sólidos totais, 85% de sólidos totais voláteis e 87% de DQO, com geração média de metano de 52%. Colussi *et al.* (2013) aplicaram o balanço de massa no tratamento anaeróbio de silagem de milho, resíduo de difícil degradação, devido à presença de lignina e celulose em sua composição. Realizado em duas fases, com o intuito de melhorar os processos de hidrólise e acidogênese, no primeiro reator, e de metanogênese, no segundo reator, obtiveram remoção de 84 e 85% de DQO, respectivamente ao primeiro e segundo reatores.

Dentro desse contexto, o objetivo deste trabalho foi estudar a digestão anaeróbia no tratamento de resíduos orgânicos provenientes de restaurantes em biorreator, em escala piloto, realizando balanço de massa com base na DQO e no volume de metano produzido para avaliar a eficiência do processo.

METODOLOGIA

Etapa experimental

O biorreator foi instalado em um dos pátios da área de transbordo de resíduos sólidos do município de Blumenau, Santa Catarina, conhecido como “Parada I”, sob a gerência do Serviço Autônomo de Água e Esgoto de Blumenau (SAMAE).

O biorreator, de formato retangular e fabricado com material plástico de alta resistência (PEAD), possuía a entrada e a saída dos resíduos realizadas através de tubos de PVC, enquanto a remoção do biogás era feita por válvula posicionada na sua parte superior (Figura 1).

O sistema foi alimentado com uma concentração de sólidos totais de 20% e resíduos com tamanho reduzido para uma granulometria de 10 mm; o tempo de detenção hidráulica (TDH) foi de 75 dias.

O período experimental foi de 345 dias (de 27 de novembro de 2013 a 1º de novembro de 2014) e se iniciou com a inoculação do biorreator com dejetos bovinos. Ao longo do período, o inóculo foi gradativamente substituído pelo resíduo de restaurantes, até restar apenas os resíduos sólidos no biorreator (Tabela 1).

Os resíduos sólidos para alimentação do biorreator foram preparados semanalmente, dando-se atenção às etapas de separação, trituração e armazenamento. Uma vez preparados, esses substratos eram acondicionados em quantidades fracionadas de 20 kg e armazenados a uma temperatura de 4° C, com os resíduos a serem processados. Adotou-se



Figura 1 – Reator anaeróbio com medidor de vazão. O medidor de vazão que monitora o biogás é composto por um sistema de deslocamento de água com sensores (A) e um contador eletrônico (B).

como procedimento padrão a retirada do substrato 24 horas antes de ser inserido no biorreator, garantindo que ele estivesse em temperatura ambiente, sendo a alimentação feita diariamente.

Apresentam-se, na Tabela 2, as dimensões do biorreator e as características do substrato durante o período de estudo.

Foi desenvolvido um medidor do volume de biogás produzido (GIRARDI NETO *et al.*, 2014), constituído por duas partes:

- A: medição do volume de água deslocada através de sensor óptico e
- B: um contador eletrônico que registrava os sinais do sensor, enquanto a composição do biogás era aferida por um analisador de gases portátil – GEM 2000 (LANDTEC®) (Figura 1).

As análises de DQO de entrada e saída do sistema foram realizadas semanalmente. Para o preparo da amostra, adaptou-se o procedimento descrito pela *American Public Health Association* (APHA, 2012): método colorimétrico em refluxo fechado, adicionando-se, em tubos de ensaio, 2 mL da amostra diluída na proporção de 1:50 com água mili-Q®. Utilizou-se o reator da Hach DRB 200, com posterior leitura em espectrofotômetro Hach DR 2.800, no comprimento de onda de 435 nm.

Os valores de pH foram verificados através de um titulador automático, Titran 905, da Metrohm, com solvente de ácido sulfúrico 0,05 mol/L. Os dados de temperatura foram obtidos com termômetro comum no local e solicitados ao Centro de Operação do Sistema de Alerta (CEOPS).

A concentração de sólidos totais também foi determinada pelos procedimentos descritos por APHA (2012).

Balanço de massa

O balanço de massa foi realizado a partir de uma adaptação de von Sperl (2006) (Equação 1).

$$\text{ACÚMULO}_{\text{DQO}} = \text{ENTRADA}_{\text{DQO}} - \text{SAÍDA}_{\text{DQO}} + \text{PRODUÇÃO}_{\text{CEL}} - \text{CONSUMO}_{\text{CH}_4} \quad (1)$$

Expressando a Equação 1 em termos de vazão de substrato e volume de trabalho do biorreator, obtém-se a Equação 2, e expandindo o primeiro termo desta, obtém-se a Equação 3.

$$\frac{d(C.V)}{dt} = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + r_p \cdot V - r_c \cdot V \quad (2)$$

Tabela 1 – Mudança de substrato no biorreator ao longo do período experimental.

Etapa	TDH (d)	Semanas	Percentual: inóculo/resíduo de restaurante	Substrato
Startup	112	1ª-16ª	100/0	Dejeto bovino
1ª	75	17ª-19ª	80/20	Inóculo+resíduo de restaurante
		19ª-22ª	60/40	
		22ª-25ª	40/60	
		25ª-27ª	80/20	
2ª	75	28ª-38ª	0/100	Resíduo de restaurante
3ª	75	39ª-49ª	0/100	Resíduo de restaurante

TDH: tempo de detenção hidráulica.

Tabela 2 – Dimensões do biorreator e características do substrato.

Reator			
Descrição	Símbolo	Valor	Unidade
Volume total	V_T	2.000	L
Volume de trabalho	V	1.500	L
Temperatura de operação - mesófila	T	20-40	°C
Diâmetro do tubo de entrada e saída	\emptyset	15	cm
Substrato			
Alimentação	s	20.000	g
Densidade	d	1,06	g.L^{-1}
Granulometria	dv	10	mm
Sólidos totais	ST	4000	g

$$C \cdot \frac{d(V)}{dt} + V \cdot \frac{d(C)}{dt} = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + r_p \cdot V - r_c \cdot V \quad (3)$$

Mantendo-se o volume do reator constante, $\frac{dV}{dt} = 0$, o primeiro termo da Equação 3 poderá ser desconsiderado (Equação 4).

$$V \cdot \frac{d(C)}{dt} = Q \cdot C_0 - Q \cdot C + r_p \cdot V - r_c \cdot V \quad (4)$$

Em que:

C_0 : concentração da DQO no afluente (mg.L^{-1});

C : concentração da DQO no efluente (mg.L^{-1});

V : volume de trabalho do reator (L);

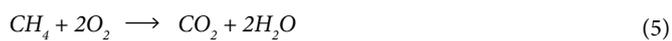
Q : vazão (L.s^{-1});

t : tempo (s);

r_p : taxa de reação de produção de células microbianas ($\text{mg.L}^{-1}.\text{s}^{-1}$);

r_c : taxa de reação de consumo de DQO (geração de metano) ($\text{mg.L}^{-1}.\text{s}^{-1}$).

Prosseguindo-se com o balanço de massa, agora com base em Aquino *et al.* (2007), a taxa de conversão da concentração de DQO em gás metano pode, teoricamente, ser mensurada pela oxidação do gás metano, representada pela Equação 5.



Nesta, tem-se que 1 mol de metano converter-se-á em 2 mols de O_2 ou 64 g de DQO. Nas Condições Normais de Temperatura e Pressão (CNTP), 1 mol de qualquer gás ocupará um volume de 22,7 L, ou seja, 1 g de DQO destruído equivalerá a 0,354 L de metano formado. Sendo essas as condições aplicáveis a todos os gases, utilizou-se a equação dos gases ideais (Equação 6) para encontrar o volume real do gás metano para as condições do biorreator monitorado:

$$\left(\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} \right)_{\text{CNTP}} = \left(\frac{P_2 \cdot V_2}{T_2} \right)_{\text{LAB}} \quad (6)$$

Assim, com o volume 2 obtido pela Equação 6, obteve-se o volume real que 1 mol de metano ocupa neste sistema, ou seja, 0,388 L, que multiplicado por cada grama de DQO destruído, determina o volume total teórico de metano gerado no sistema.

A taxa de reação de produção de novas *archaeas* metanogênicas foi obtida do produto entre a taxa de crescimento específico celular (μ), na faixa de 2 a 4 dias (AQUINO & CHERNICHARO, 2005; KOTHARI *et al.*, 2014), e a constante de saturação (k_s), na faixa de 10 a 50 mg.L^{-1} (CHO *et al.*, 2013) (Equação 7).

$$r_p = \mu \cdot k_s \quad (7)$$

RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados estão apresentados em 3 etapas de 75 dias cada uma, período que corresponde ao tempo de detenção, sendo que o tempo foi considerado desde o início da alimentação do biorreator com o inóculo. Como se aguardou 16 semanas, visando à aclimatização dos micro-organismos no biorreator (27 de novembro de 2013 a 18 de março de 2014), as etapas se apresentam da seguinte maneira: 1ª etapa (primeiro dia de alimentação com os resíduos de restaurante), da 17ª a 27ª semana (19 de março de 2014 a 04 de junho de 2014); 2ª etapa, da 28ª a 38ª semana (05 de junho de 2014 a 20 de agosto de 2014); e a 3ª etapa, da 39ª a 49ª semana (21 de agosto de 2014 a 05 de novembro de 2014). Com os resultados do período de monitoramento, realizou-se o balanço de massa considerando-se os valores das variáveis (Tabela 3) e da concentração de DQO na entrada e na saída do biorreator (Tabela 4).

Os valores da concentração de DQO de alimentação do biorreator apresentaram um decréscimo, possivelmente relacionado com a variação na composição da alimentação (Figura 2). Inicialmente, os resíduos de restaurante eram compostos, predominantemente, de alimentos processados e cozidos, e, complementarmente, de alimentos *in natura*, como verduras, legumes e frutas; no final do experimento, essa proporção entre resíduos de hortifrúti e resíduos processados inverteu-se, supostamente devido à sazonalidade dos menus dos restaurantes.

Ao contrário da DQO de entrada, a DQO de saída apresentou um acréscimo com o passar do tempo (Figura 3). O aumento talvez esteja vinculado ao acúmulo de substrato dentro do biorreator, não degradado ou removido do sistema como efluente (CH_4 e CO_2), levando-se em conta a lei da conservação de massa (SMITH; VAN NESS; ABBOTT, 2000), uma vez que a vazão (entrada do substrato e saída do efluente) continuava constante, variando apenas a saída do biogás de acordo com a eficiência do tratamento.

Tabela 3 - Variáveis utilizadas para o balanço de massa.

Variáveis			
Descrição	Símbolo	Valor	Unidades
Volume de trabalho	V	1500	L
Vazão	Q	0,2184	L.s^{-1}
Concentração da DQO de entrada	C_0	Tabela 4	mg.L^{-1}
Concentração da DQO de saída	C	Tabela 4	mg.L^{-1}
Taxa de reação da produção de células	r_p	0,000174	$\text{mg.L}^{-1}.\text{s}^{-1}$
Taxa de reação de consumo da DQO	r_c	0,02983	$\text{mg.L}^{-1}.\text{s}^{-1}$

DQO: demanda química de oxigênio.

O sistema apresentou melhor condição de degradação na 1ª etapa, com valor de remoção da DQO próximo de 70%, o que não se repetiu na 2ª e 3ª etapas. Isso pode estar associado à presença do inóculo na primeira etapa (período de transição do inóculo para resíduos de restaurante), promovendo o balanceamento do pH ácido do substrato, que ficou em torno de 4,5 durante todo o período de monitoramento. Durante a 1ª etapa, o pH de saída do sistema se apresentou

mais elevado, em torno de 7 e 8, passando a diminuir, sendo que na 2ª e 3ª etapas os valores de pH estiveram compreendidos no intervalo de 5 a 6. A 1ª etapa foi caracterizada pela substituição do inóculo pelo substrato a ser tratado, como também pelo período de aclimação dos micro-organismos diante da mudança das condições do meio. Na segunda etapa, a carga mássica do inóculo praticamente já não estava mais presente, constatando-se uma redução na remoção de

Tabela 4 - Concentrações da demanda química de oxigênio de entrada e saída do sistema ao longo do período de monitoramento, em mg.L⁻¹.

Etapa	1										
Tempo (semana)	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Entrada	---	---	98.050	84.550	99.750	98.400	77.000	73.600	75.800	53.900	62.245
Saída	---	---	5.625	4.290	3.623	6.150	3.090	7.140	11.805	9.368	6.930
Etapa	2										
Tempo (semana)	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38
Entrada	74.550	54.900	69.950	70.650	68.850	68.050	54.150	54.850	61.425	61.000	55.550
Saída	12.315	12.720	14.595	16.800	16.755	18.675	18.435	18.945	21.840	21.705	22.410
Etapa	3										
Tempo (semana)	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49
Entrada	54.550	51.400	61.850	57.800	68.650	52.350	67.450	56.250	74.900	58.250	54.200
Saída	22.710	19.245	23.730	24.165	24.180	23.460	24.555	21.045	25.710	22.530	18.563

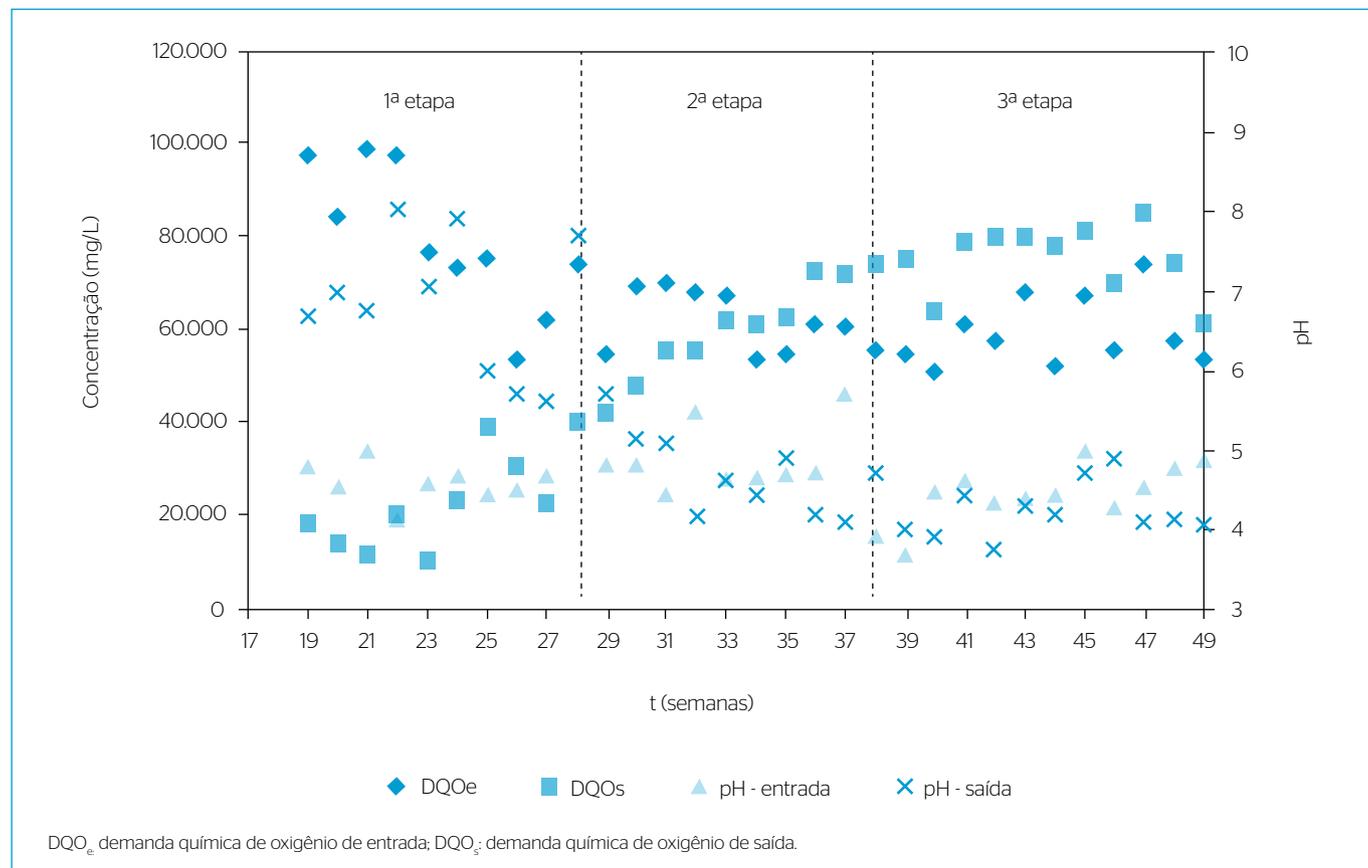


Figura 2 - Concentrações da demanda química de oxigênio de entrada e de saída com respectivos valores de pH ao longo do período de monitoramento.

DQO, devido à mudança nas características do meio, que se apresentou levemente ácido. Tal mudança persistiu na terceira etapa, na qual o pH do sistema se equipara com o pH do substrato (4,5), possibilitando constatar uma estabilidade na DQO de saída, indicando condições de equilíbrio do meio.

Mesmo observando-se uma redução na remoção de DQO, ao se contabilizar o acúmulo mássico no sistema, através do fator de conversão – 1 mol de metano/gDQO, estimou-se, a partir da carga de DQO removida (DQO_{removida}), o volume de gás metano gerado. Com a DQO removida comparada com o volume de biogás (m³) foi possível estabelecer a eficiência do processo (Figura 3).

Observou-se na primeira etapa uma maior produção de metano, com melhores condições do meio, e uma redução nas etapas seguintes. No entanto, os valores tanto de eficiência como de DQO_{removida} se mantiveram semelhantes nas três etapas. Isso pode significar que, mesmo com redução dos valores de DQO de entrada e aumento na DQO de saída (Figura 2), a taxa de remoção da DQO do sistema permaneceu praticamente constante. Entretanto, os valores de eficiência oscilaram, apresentando-se mais elevados na primeira etapa e reduzidos na segunda e terceira etapas, o que provocou, conseqüentemente, uma diminuição na produção de biogás (MALANCONI & CABRAL, 2012; KONDUSAMY & KALAMDHAD, 2014).

Observa-se, na Figura 3, que a eficiência do processo de conversão da quantidade de DQO consumida no sistema em biogás variou ao longo de todo o período de monitoramento. Notam-se valores mais elevados na primeira etapa, por conta das condições do meio, que até então possuía elevada fonte de nutrientes, tamponamento do sistema e alto teor de carbono propiciados pelo inóculo (KIM & KAFLE, 2012). Na segunda etapa (com predomínio do inverno), a substituição do inóculo pelo substrato no interior do reator foi teoricamente total (com base no TDH de 75 dias). Na metade da terceira etapa, as condições climáticas se alteraram novamente, com elevação da temperatura (Figura 4), favorecendo a ação das bactérias sobre o substrato (RAPOSO *et al.*, 2012), que se adaptaram às novas condições apresentadas pelo meio: interna (pH) e externa (temperatura). Ao longo de todo o período, a conversão média da DQO em gás metano foi de 50%.

Na primeira etapa, o perfil de degradação foi mais marcadamente influenciado pelos fatores do meio interno, com o consórcio de micro-organismos se adaptando às novas condições à medida que um substrato já degradado parcialmente (inóculo) recebia uma fonte rica em carbono (substrato). Na segunda etapa, a taxa de degradação apresentou-se mais estável, influenciada pelas variações de fatores externos: temperatura e baixo pH do substrato, sendo uma etapa marcada por baixas temperaturas e diminuição da atividade dos

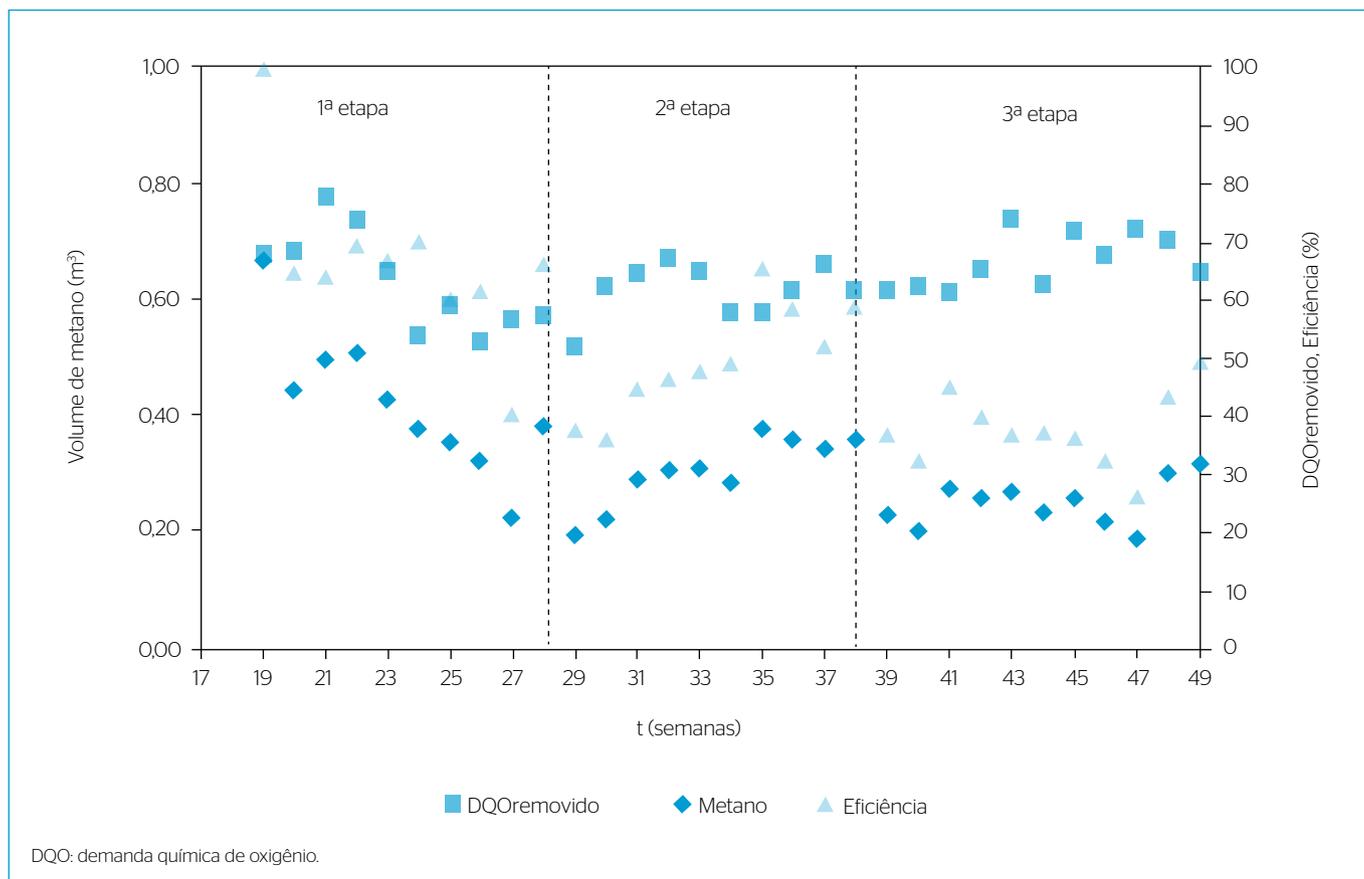


Figura 3 - Eficiência do processo na conversão da demanda química de oxigênio removida em metano (%).

micro-organismos (RAPOSO *et al.*, 2012), que também tiveram de se adaptar ao baixo pH do substrato (valor médio de 4,5) (Figura 2). Na terceira etapa, o sistema apresentou condições desfavoráveis para a digestão anaeróbia, com baixo pH (REICHERT, 2005) e baixas temperaturas do meio, o que inibiu a produção de biogás (RAJAGOPAL; MASSÉ; SINGH, 2013), limitou a atividade dos micro-organismos e, conseqüentemente, o decréscimo na degradação e conversão da matéria orgânica em gás metano. Tais condições são resultantes da baixa concentração de alcalinidade no sistema em relação ao pH presente no substrato e das constantes variações de temperatura, pois o biorreator encontrava-se em área coberta, porém aberta, e sujeito a pancadas de ventos.

Comparando-se os resultados com os valores indicativos de 50 a 70% de produção de metano na digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos (CHERNICHARO, 2007), pode-se dizer que o sistema respondeu à proposta de tratamento. Contudo, evidencia-se a necessidade de melhorias no processo, como, por exemplo: ajustes no pH do meio, controle da temperatura mais elevada no sistema, diminuição da granulometria do substrato, entre outros parâmetros de controle. Além de parâmetros físico-químicos, outras medidas contribuiriam para elevar a eficiência do sistema, como a codigestão no sistema, auxiliando na manutenção da alcalinidade;

o complemento de nutrientes (caso necessário); a eliminação do armazenamento do substrato, mitigando possível descaracterização do substrato, entre outros.

O balanço de massa permitiu de avaliar o desempenho e a estabilidade do sistema nas três etapas. A aplicação do balanço de massa é útil na comparação e no acompanhamento de sistemas semelhantes. Citam-se os trabalhos de Leite, Polinelli e Vazquez (1997), Dantas *et al.* (2002) e Felizola, Leite e Prasad (2006), que, ao tratarem resíduos sólidos orgânicos, obtiveram remoção de DQO de 75, 64 e 84%, respectivamente, valores próximos ou inferiores ao removido pelo biorreator utilizado neste estudo (84%). A taxa de conversão de DQO em metano foi de 50%, superior aos valores encontrados por Leite, Polinelli e Vazquez (1997), Felizola, Leite e Prasad (2006) e Dantas *et al.* (2002): respectivamente, 48,5, 40,0 e 27,0%. Felizola, Leite e Prasad (2006) mencionam uma conversão máxima em metano de 66%, valor superado pelo biorreator deste estudo, que apresentou pico de 70% na primeira etapa. A utilização do balanço de massa aplicado à variável DQO cumpriu com o objetivo do trabalho, apresentando o biorreator como eficiente e de grande potencial a ser explorado e ampliado, quando da alteração de variáveis de controle do processo, conforme apresentado por Araújo Morais *et al.* (2008).

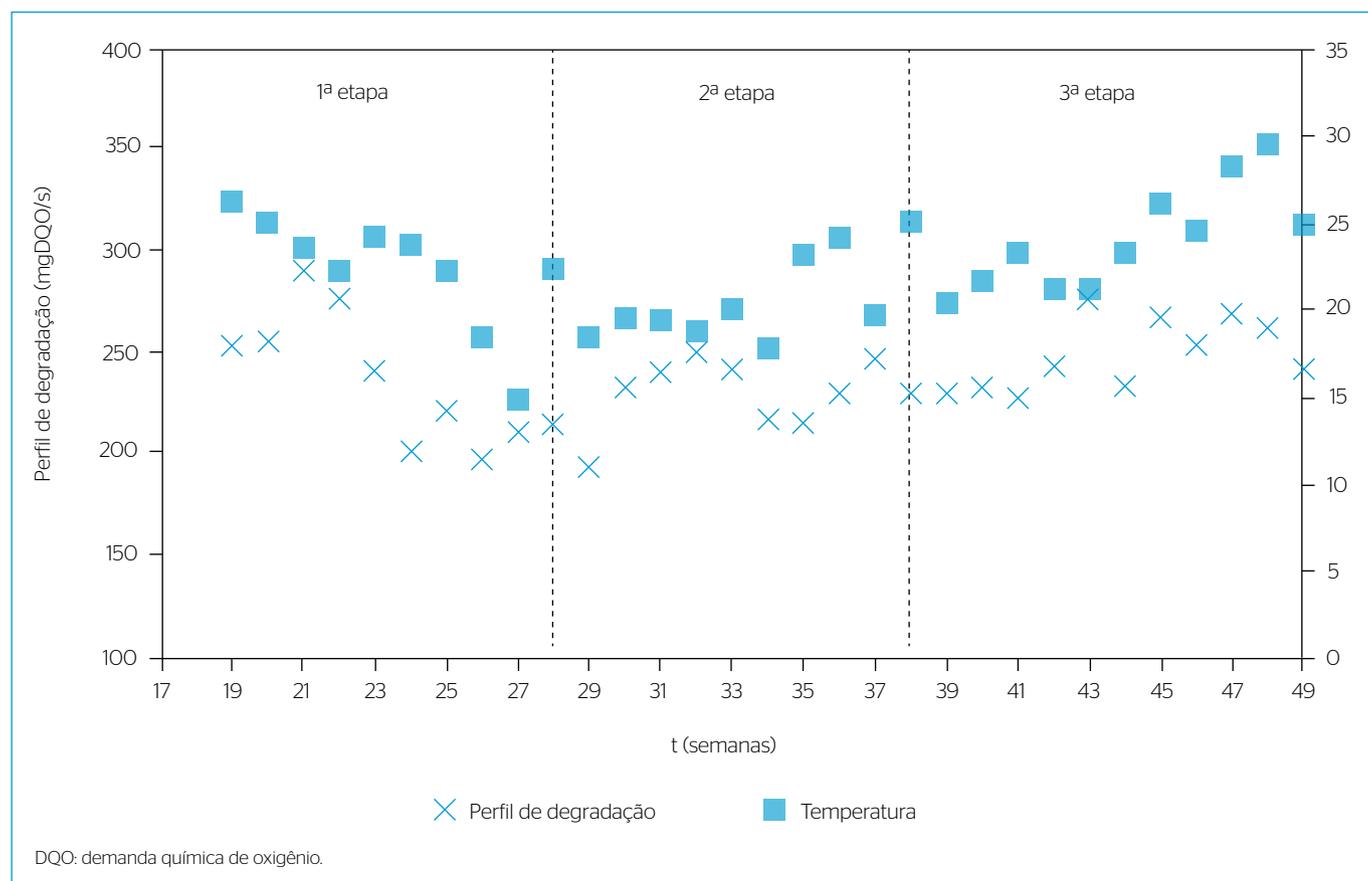


Figura 4 - Perfil de degradação da demanda química de oxigênio no período de monitoramento com temperaturas ambiente.

CONCLUSÕES

O processo de digestão anaeróbia no biorreator possibilitou a conversão de 50% da concentração de DQO em gás metano, sem quaisquer ajustes nas variáveis de controle, exceto o controle dos sólidos totais, a granulometria dos resíduos sólidos e o tempo de detenção, tendo sido possível obter o perfil de degradação da matéria orgânica ao longo do período experimental.

Quando comparado com outros trabalhos e pesquisas, o percentual de conversão da DQO em gás metano registrado neste estudo atingiu valores importantes, indicando o processo de digestão anaeróbia como alternativa de tratamento e geração de fonte energética.

O balanço de massa demonstrou ser uma ferramenta bastante útil na avaliação do sistema, permitindo a estimativa da conversão de DQO

em metano para todo o processo e a comparação de cada etapa do tratamento, demonstrando qual delas foi a mais eficiente. A aplicação dessa ferramenta pode ser estendida para outros componentes envolvidos no processo de digestão anaeróbia, tais como: nitrogênio, fósforo, potássio, carbono, sólidos totais, sólidos totais voláteis, entre outros, o que possibilita descrever e entender o comportamento do sistema.

Conversões mais elevadas poderão ser atingidas com ajustes em algumas variáveis de controle, essencialmente mantendo-se a temperatura constante (37°C) e com equilíbrio entre o pH e a alcalinidade. É importante pontuar que a utilização da fase gasosa como fonte energética poderá ser aplicada na manutenção da temperatura do sistema anaeróbio e em processos que requeiram energia térmica ou elétrica, reduzindo, com isso, os custos operacionais.

REFERÊNCIAS

- AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (APHA). (2012) *Standard methods for the examination of water and wastewater*. 22nd ed. Washington, DC: APHA.
- AQUINO, S.F. & CHERNICHARO, C.A.L. (2005) Acúmulo de ácidos graxos voláteis (agvs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 10, n. 2, p. 152-161.
- AQUINO, S.F.; CHERNICHARO, C.A.L.; FORESTI, E.; SANTOS, M.L.F.; MONTEGGIA, L.O. (2007) Metodologias para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios. *Engenharia Sanitária e Ambiental*, v. 12, n. 2, p. 192-201.
- ARAÚJO MORAIS, J.; DUCOM, G.; ACHOUR, F.; ROUEZ, M.; BAYARD, R. (2008) Mass balance to assess the efficiency of a mechanical-biological treatment. *Waste Management*, v. 28, n. 10, p. 1791-1800.
- BALMANT, W.; OLIVEIRA, B.H.; MITCHELL, D.A.; VARGAS, J.V.C.; ORDONEZ, J.C. (2014) Optimal operating conditions for maximum biogas production in anaerobic bioreactors. *Applied Thermal Engineering*, v. 62, n. 1, p. 197-206.
- CAO, Y. & PAWLOWSKI, A. (2012) Sewage sludge-to-energy approaches based on anaerobic digestion and pyrolysis: brief overview and energy efficiency assessment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 16, n. 3, p. 1657-1665.
- CAVINATO, C.; BOLZONELLA, D.; FATONE, F.; CECCHI, F.; PAVAN, P. (2011) Optimization of two-phase thermophilic anaerobic digestion of biowaste for hydrogen and methane production through reject water recirculation. *Bioresource Technology*, v. 102, n. 18, p. 8605-8611.
- CHERNICHARO, C.A.L. (2007) *Reatores anaeróbios*. 2ª ed. Belo Horizonte: UFMG. 379p.
- CHO, S.K.; IM, W.T.; KIM, D.H.; KIM, M.H.; SHIN, H.S.; OH, S.E. (2013) Dry anaerobic digestion of food waste under mesophilic conditions: Performance and methanogenic community analysis. *Bioresource Technology*, v. 131, p. 210-217.
- COLUSSI, I.; CORTESI, A.; GALLO, V.; RUBESA FERNANDEZ, A.S.; VITANZA, R. (2013) Improvement of methane yield from maize silage by a two-stage anaerobic process. *Chemical Engineering Transactions*, v. 32, p. 151-156.
- DANTAS, A.M.M.; LEITE, V.D.; PRASAD, S.; LOPES, W.S.; ATHAYDE JÚNIOR, G.B.; SILVA, J.V.N. (2002) Balanço de massa de DQO em reator anaeróbio de batelada tratando resíduos sólidos orgânicos. In: *Simpósio Italo-Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 6. Vitória da Conquista: SIBESA. n. 2, p. 1-6.
- ELBESHISHY, E. & NAKHLA, G. (2012) Batch anaerobic co-digestion of proteins and carbohydrates. *Bioresource Technology*, v. 116, p. 170-178.
- FDEZ-GÜELFO, L.A.; ÁLVAREZ-GALLEGO, C.; SALES, D.; ROMERO, L.I. (2012) New indirect parameters for interpreting a destabilization episode in an anaerobic reactor. *Chemical Engineering Journal*, v. 180, p. 32-38.
- FELIZOLA, C.S.; LEITE, V.D.; PRASAD, S. (2006) Estudo do processo de digestão anaeróbia de resíduos sólidos orgânicos e aproveitamento do biogás. *Agropecuária Técnica*, v. 27, n. 1, p. 56-62.
- GASCH, C.; HILDEBRANDT, I.; REBBE, F.; RÖSKE, I. (2013) Enzymatic monitoring and control of a two-phase batch digester leaching system with integrated anaerobic filter. *Energy, Sustainability and Society*, v. 3, n. 1, p. 10.
- GIRARDI NETO, J.; SANTOS, V.G.; ANDREGUETTO, L.G.; LANGE, G.H.; SILVA, J.D.; VALLE, J.A.B.; PINHEIRO, I.G. (2014) Quantificação de biogás em reatores anaeróbios através do método de deslocamento de volume de água. *Revista de estudos ambientais (online)*, v. 16, n. 1, p. 45-53.

- KANGLE, K.M.; KORE, S.V.; KORE, V.S.; KULKARNI, G.S. (2012) Recent trends in anaerobic codigestion: a review. *Universal Journal of Environmental Research and Technology*, v. 2, n. 4, p. 210-219.
- KHALID, A.; ARSHAD, M.; ANJUM, M.; MAHMOOD, T.; DAWSON, L. (2011) The anaerobic digestion of solid organic waste. *Waste Management*, v. 31, n. 8, p. 1737-1744.
- KIM, S.H. & KAFLE, G.K. (2012) Anaerobic digestion treatment of vegetable waste juice and apple waste with swine manure. In: *Energy, biomass and biological residues. International Conference of Agricultural Engineering-CIGR-AgEng 2012: Agriculture and Engineering for a Healthier Life*. Valencia, Spain, 8-12 July. CIGR-EurAgEng, 2012. p. P-0387.
- KONDUSAMY, D. & KALAMDHAD, A. S. (2014) Pre-treatment and anaerobic digestion of food waste for high rate methane production - a review. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, v. 2, p. 1821-1830.
- KOTHARI, R.; PANDEY, A.K.; KUMAR, S.; TYAGI, V.V.; TYAGI, S.K. (2014) Different aspects of dry anaerobic digestion for bio-energy: An overview. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 39, p. 174-195.
- LEITE, V.D.; POVINELLI, J.; VAZQUEZ, V.R.C. (1997) Emprego do balanço de massa na avaliação do processo de digestão anaeróbia dos resíduos sólidos urbanos. In: *Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 19. Foz do Iguaçu: ABES. p. 7.
- LESTEUR, M.; LATRILLE, E.; MAUREL, V.B.; ROGER, J.M.; GONZALEZ, C.; JUNQUA, G.; STEYER, J.P. (2011) First step towards a fast analytical method for the determination of Biochemical Methane Potential of solid wastes by near infrared spectroscopy. *Bioresource Technology*, v. 102, n. 2, p. 2280-2288.
- LOBATO, L.C.S.; CHERNICHARO, C.A.L.; PUJATTI, F.J.P.; MARTINS, O.M.; MELO, G.C.B.; RECIO, A.A.R. (2013) Use of biogas for cogeneration of heat and electricity for local application: performance evaluation of an engine power generator and a sludge thermal dryer. *Water Science & Technology*, v. 67, n. 1, p. 159-167.
- LOBATO, L.C.S.; CHERNICHARO, C.A.L.; SOUZA, C.L. (2012) Estimates of methane loss and energy recovery potential in anaerobic reactors treating domestic wastewater. *Water Science & Technology*, v. 66, n. 12, p. 2745-2753.
- LYBERATOS, G. & SKIADAS, I.V. (1999) Modelling of anaerobic digestion - a review. *GlobalNEST International Journal*, v. 1, n. 2, p. 63-76.
- MALANCONI, R. & CABRAL, R.C. (2012) Impactos e Benefícios da Produtividade de Biogás em Aterro Sanitário. *RevInter Revista Intertox de Toxicologia, Risco Ambiental e Sociedade*, v. 5, n. 2, p. 135-158.
- POGNANI, M.; BARRENA, R.; FONT, X.; SÁNCHEZ, A. (2012) A complete mass balance of a complex combined anaerobic/aerobic municipal source-separated waste treatment plant. *Waste Management*, v. 32, n. 5, p. 799-805.
- RAJAGOPAL, R.; MASSÉ, D.I.; SINGH, G. (2013) A critical review on inhibition of anaerobic digestion process by excess ammonia. *Bioresource Technology*, v. 143, p. 632-641.
- RAPOSO, F.; DE LA RUBIA, M.A.; FERNÁNDEZ-CEGRÍ, V.; BORJA, R. (2012) Anaerobic digestion of solid organic substrates in batch mode: an overview relating to methane yields and experimental procedures. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 16, n. 1, p. 861-877.
- REICHERT, G.A. (2005) Aplicação da digestão anaeróbia de resíduos sólidos urbanos: uma revisão. In: *Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*, 23. Campo Grande: ABES. p. 18-23.
- SMITH, J.M.; VAN NESS, H.C.; ABBOTT, M.M. (2000) Introdução à termodinâmica da engenharia química. 5ª ed. Rio de Janeiro: LTC. 697 p.
- SZYMANSKI, M.S.E.; BALBINOT, R.; SCHIRMER, W.N. (2010) Biodigestão anaeróbia da vinhaça: aproveitamento energético do biogás e obtenção de créditos de carbono - estudo de caso. *Semina: Ciências Agrárias*, Londrina, v. 31, n. 4, p. 901-912.
- VON SPERLING, M. (2006) Introdução à qualidade das águas e ao tratamento de esgoto. 3ª ed. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais. v. 1.
- WARD, A.J.; BRUNI, E.; LYKKEGAARD, M.K.; FEILBERG, A.; ADAMSEN, A.P.S.; JENSEN, A.P.; POULSEN, A.K. (2011) Real time monitoring of a biogas digester with gas chromatography, near-infrared spectroscopy, and membrane-inlet mass spectrometry. *Bioresource Technology*, v. 102, p. 4098-4103.
- WEILAND, P. (2010) Biogas production: current state and perspectives. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 85, n. 4, p. 849-860.
- WILLIAMS, J.; WILLIAMS, H.; DINSDALE, R.; GUWY, A.; ESTEVES, S. (2013) Monitoring methanogenic population dynamics in a full-scale anaerobic digester to facilitate operational management. *Bioresource Technology*, v. 140, p. 234-242.
- YU, D.; KUROLA, J.M.; LÄHDE, K.; KYMÄLÄINEN, M.; SINKKONEN, A.; ROMANTSCHUK, M. (2014) Biogas production and methanogenic archaeal community in mesophilic and thermophilic anaerobic co-digestion processes. *Journal of Environmental Management*, v. 143, p. 54-60.
- ZAHEDI, S.; SALES, D.; ROMERO, L.I.; SOLERA, R. (2013) Optimisation of the two-phase dry-thermophilic anaerobic digestion process of sulphate-containing municipal solid waste: Population dynamics. *Bioresource Technology*, v. 148, p. 443-452.