

EFEITO DA CARGA ORGÂNICA NA PRODUÇÃO DE METANO EM AnSBBR PELO TRATAMENTO DE SORO E GLICERINA EM CONDIÇÃO TERMOFÍLICA

Marina Chiara Hallak ¹; Ana Paula Paulinetti ¹; Juliane Ventura ¹; Emy Kurita ¹;
José Alberto D. Rodrigues ²; Suzana M. Ratusznei ²; Roberta Albanez ²; Giovanna Lovato ²

¹ Aluna de Iniciação Científica da Escola de Engenharia Mauá (EEM/CEUN-IMT);

² Professor da Escola de Engenharia Mauá (EEM/CEUN-IMT).

Resumo. Neste trabalho foi avaliado o efeito da carga orgânica na produção de metano pela codigestão de soro (25%) e glicerina (75%), em condições termofílicas (55°C), em reator anaeróbico, operado em batelada (B) e batelada alimentada (BA) sequenciais, com biomassa imobilizada (AnSBBR) e agitação mecânica (80 rpm). Inicialmente, houve um período de adaptação da biomassa, na qual adotou-se a estratégia de submeter a biomassa ao aumento gradual da concentração de substrato (soro de leite), de 1000 a 5000 mgDQO·L⁻¹, e da temperatura (35 a 55°C). Na sequência, o desempenho do AnSBBR (5,6 L) foi avaliado em função do aumento da concentração afluenta (10 gDQO·L⁻¹ e 20 gDQO·L⁻¹) para a mesma proporção de glicerina (75%) e a mesma temperatura de 55°C. Ademais, para ambas condições, avaliou-se o efeito da estratégia de alimentação batelada e batelada alimentada. Verificou-se alta eficiência de remoção de matéria orgânica, carboidratos e glicerina no AnSBBR em todas as condições. Os valores mais elevados de eficiência de remoção (88%) e de rendimento entre metano produzido e matéria orgânica removida (17,6 molCH₄.kgDQO⁻¹) foram obtidos na condição operada em batelada (B) com menor concentração afluenta (10 gDQO·L⁻¹). Os maiores valores de carga orgânica volumétrica removida (13,8 gDQO·L⁻¹.d⁻¹ e de 12,4 gDQO·L⁻¹.d⁻¹) e de produtividade em metano (216,2 e de 223,4 molCH₄.m⁻³.d⁻¹), foram obtidos, respectivamente, na operação em batelada (B) e em batelada alimentada (BA), para o maior valor de concentração (20,0 gDQO·L⁻¹). Desta forma verifica-se sistema foi mais sensível à alteração da concentração do que em relação à alteração na estratégia de alimentação.

Introdução

O processo de digestão anaeróbia é uma tecnologia de tratamento de resíduos que possibilita tanto o controle de poluição quanto a recuperação de energia. Muitos resíduos agrícolas e industriais são passíveis de degradação por digestão anaeróbia devido aos seus altos níveis de materiais facilmente degradáveis. O produto final da digestão anaeróbia é o biogás que consta de uma mistura de metano (55-75 vol.%) e dióxido de carbono (25-45 vol.%) com um valor de combustão entre 22 e 30 MJ/Nm³. A quantidade de metano que pode ser produzida depende da concentração da matéria orgânica digestível, das condições operacionais implementadas e do tipo de sistema utilizado (Mes et al., 2003).

A digestão anaeróbia ocorre com a participação de dois grupos distintos de microrganismos. O primeiro grupo é composto principalmente por bactérias acidogênicas que convertem a matéria orgânica a ácidos orgânicos de cadeia curta, gás carbônico e hidrogênio. O segundo grupo é composto por arqueias metanogênicas acetoclásticas, que convertem acetato a metano, e arqueias metanogênicas hidrogenotróficas, que produzem metano a partir de gás carbônico e hidrogênio. Aproximadamente 30% do metano produzido provêm da metanogênese hidrogenotrófica; o restante resulta da conversão de acetato a metano. A produção de metano depende, portanto, da conversão eficiente de matéria orgânica em acetato na etapa prévia.

A tecnologia de digestão anaeróbia foi empregada com sucesso para amenizar uma variedade de resíduos (Nguyen *et al.*, 2015). O processo de biodigestão se desenvolve sobre resíduos rurais (esterco), agroindustriais (vinhaça, efluentes das indústrias de laticínios e dos

matadouros), domésticos ou comunitários (lama de esgotos) e, também, sobre plantas (aguapé) (Malajovich, 2012). Sobre este contexto, se destaca a codigestão do soro e glicerina.

O soro é um subproduto da indústria de laticínios, obtido durante a produção de queijo. Consiste em 80-90% do volume do leite utilizado para a produção de queijo e contém cerca de 50% dos nutrientes do leite que o originou (Bezerra *et al.*, 2009 e Lima *et al.*, 2016). O soro é considerado um efluente altamente poluente devido à sua elevada carga orgânica e volume gerado, o que representa um impacto ambiental significativo para a indústria de laticínios. Por isso, o soro é utilizado em reatores acidogênicos e metanogênicos como substrato para a digestão anaeróbia. Porém, sua alta biodegradabilidade pode causar o aumento repentino de ácidos que causam a instabilidade do processo. Em vista disso, o uso de um cosubstrato com a capacidade tamponante no tratamento do soro ajudará na melhoria do processo (Rivero *et al.*, 2014). Em vista disso, utiliza-se a glicerina, que possui capacidade tamponante, como um cosubstrato para o soro do leite.

A glicerina, ou glicerol, é o maior subproduto da indústria de biodiesel. Para cada 100 kg de biodiesel produzidos, cerca de 10 kg de glicerol bruto são gerados. Ademais, a glicerina é uma substância muito biodegradável, apresenta um pH que condiz com as condições da digestão anaeróbia e há uma grande variedade de microrganismos anaeróbios que utilizam a glicerina como fonte de carbono (Song *et al.*, 2004; Tatara *et al.*, 2005; Ueno *et al.*, 2007; Yang *et al.*, 2008; Ferraz Júnior *et al.*, 2016).

Deste modo, o objetivo principal deste trabalho consiste na aplicação do reator anaeróbio operado em batelada sequencial com agitação mecânica, 80 rpm, e biomassa imobilizada em suporte inerte (AnSBBR), aplicado à produção de metano pela codigestão de glicerol (efluente do processo de produção de biodiesel) e soro de leite (efluente da produção de laticínios) em condições termofílicas (55°C). Por se tratar de resíduos que saem do processo produtivo à altas temperaturas, torna-se adequada a aplicação do referido biorreator em condições termofílicas. O desempenho do biorreator foi avaliado por indicadores de desempenho relacionados à remoção de matéria orgânica (na forma de DQO e carboidratos), estabilidade operacional (compostos intermediários do metabolismo anaeróbio), produtividade/composição do biogás (geração de metano), e do rendimento entre metano gerado e matéria orgânica consumida.

Material e Métodos

A Figura 1 apresenta o esquema do biorreator com agitação mecânica utilizado (BIOFLO III da New Brunswick Scientific Co.) constituído por um frasco de vidro de 20 cm de diâmetro e de altura, com capacidade total de 6 L e capacidade útil de 5,6 L.

O material suporte foi confinado em um cesto de aço Inoxidável-316 e também na parte inferior do reator, entre a base do reator e o cesto. O cesto era perfurado apresentando as seguintes dimensões: 18 cm de altura, 7 cm e 17,5 cm de diâmetro interno e externo, respectivamente. A parte inferior do cilindro interno do cesto foi coberta por uma tela de aço inoxidável, de modo a reter o biofilme preso na parte inferior do reator. A agitação foi de 80 rpm, realizada por motor acoplado aos 2 impelidores tipo turbina de 6 cm de diâmetro constituído por seis lâminas planas (padrão Rushton) e instalados a 8 e 16 cm do fundo do tanque.

A alimentação e descarga foram realizadas por bombas tipo diafragma marca Prominent modelos β e Concept, respectivamente. Um sistema de automação composto por temporizadores foi responsável pelo acionamento/parada das bombas e do agitador, de modo a implementar as etapas da operação em batelada sequencial. A temperatura foi controlada pela circulação de água destilada pela jaqueta da parte inferior do reator, ligada a um banho ultratermostático (marca Marconi modelo MA-184).

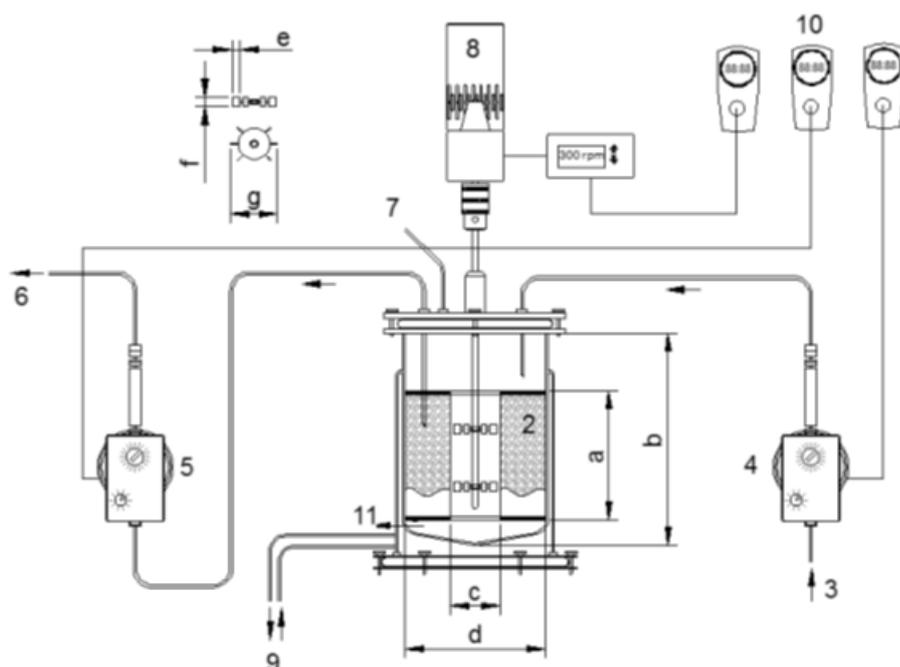


Figura 1: Representação esquemática do reator anaeróbico operado em batelada sequencial com biomassa imobilizada (AnSBBR) e agitação mecânica

[Notação: (a) Reator: 1 – Biorreator BIOFLO III (New Brunswick Scientific Co.) com capacidade de 6 L ($b = 29,5$ cm; $d = 18,0$ cm); 2 – Cesto de retenção e material suporte de biomassa ($a = 18,0$ cm; $c = 7,0$ cm); 3 – Afluente; 4 – Bomba de alimentação; 5 – Bomba de descarga; 6 – Efluente; 7 – Saída de biogás; 8 – Sistema de agitação; 9 – Sistema de controle de temperatura (banho ultratermostático); 10 – Sistema de automação; 11 – Espaço entre a base do reator e o cesto para retenção de biomassa. (b) Detalhes dos impelidores: Dois impelidores tipo turbina com seis pás planas ($e = 2$ cm; $f = 1,5$ cm; $g = 6$ cm)].

O inóculo ($26,9 \text{ gST}\cdot\text{L}^{-1}$ e $16,5 \text{ gSVT}\cdot\text{L}^{-1}$) utilizado foi proveniente do sistema de tratamento termofílico (UASB) de vinhaça da Usina de São Martinho (Pradópolis, SP). O material utilizado como suporte inerte para imobilização da biomassa foi espuma de poliuretano na forma de cubos de $1,0$ cm de aresta, com densidade aparente de $23 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$ e porosidade próxima a 95%. O lodo anaeróbico termofílico foi imobilizado conforme metodologia proposta por Zaiat *et al.* (1994).

A glicerina foi obtida de uma usina de produção de biodiesel. O soro comercial é obtido como efluente do processo de produção de laticínios. Foi utilizada a forma desidratada em pó (composição: 73% carboidratos, 11 % proteínas, 2% gordura, minerais 9%, umidade 5%), cuja água residuária foi obtida a partir da dissolução com água de torneira. Foi necessária a suplementação de alcalinidade pela adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3) em função das características da água residuária.

Na Tabela 1 é apresentada a composição da água residuária, ressaltando-se que se tem as seguintes relações teóricas: 1000 mgDQO é igual a $787,6 \text{ mg}$ de glicerina e igual a $897,0 \text{ mg}$ de lactose.

Tabela 1: Composição da água residuária.

Composto	Concentração ($\text{mg}\cdot\text{L}^{-1}$)
Soro de leite	897,0
Glicerina	787,6
Bicarbonato de sódio	16

Análises físico-químicas

O monitoramento do sistema foi constituído por análises em amostras do afluente e do efluente, realizadas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and*

Wastewater (1995), considerando também o método de Ripley *et al.* (1986) na determinação da alcalinidade e de Dubois *et al.* (1956) na determinação de carboidratos, além do método adaptado de Bondioli e Bella (2005), para a determinação de glicerina total. Os compostos intermediários do metabolismo anaeróbico e a composição do biogás foram analisados por cromatografia em fase gasosa. O volume acumulado de biogás produzido foi aferido por medidor de gás Ritter modelo MilligasCounter.

Procedimento experimental da operação do reator

Na Tabela 2 são apresentadas as 4 condições de operação implementadas (C1 a C4) no AnSBBR, na qual B refere-se à operação em batelada; BA refere-se à operação em batelada alimentada; C_{SAFL} é a concentração do afluente e t_F é o tempo de alimentação (10 e 240 min). O tempo de ciclo foi de 8 h, a frequência do agitador foi de 80 rpm e volume alimentado/descarregado foi de 1,0 L. A proporção de glicerina (G%) no afluente foi mantida em 75% para todas as condições enquanto a de soro (S%) manteve-se em 25%.

Tabela 2: Resumo das condições experimentais implementadas.

Condição	Afluente S(%)/G(%)	C_{SAFL} (gDQO·L ⁻¹)	Operação	t_F (min)	T (°C)
C1	25/75	10,0	B	10	55
C2			BA	240	
C3	25/75	20,0	B	10	
C4			BA	240	

O procedimento de operação do AnSBBR foi executado da seguinte forma: o primeiro ciclo foi realizado de maneira distinta, em que 2,5 L de água residuária foram alimentados durante 20 minutos. Após a alimentação, a agitação foi iniciada e permaneceu ligada durante o tempo de ciclo de 8 horas. No final desse tempo, a agitação foi desligada e descarregou-se 1,0 L de meio em 10 minutos. Imediatamente, após o final deste primeiro ciclo, foi alimentado 1,0 L de meio, em 10 minutos para a operação em batelada, e 4 h (50% do tempo total de ciclo) para a operação em batelada alimentada. Dessa forma, nas condições em batelada alimentada 50% do tempo total de ciclo o sistema funcionou em batelada alimentada (reação e alimentação) e nos 50% restantes em batelada (reação sem alimentação).

Em seguida, deu-se início a um período de adaptação dos microrganismos. O AnSBBR foi preenchido com biomassa imobilizada em espuma de poliuretano e foi operado em batelada (B) em ciclos de 8 h, com afluente composto por soro de leite somente. Este período teve duração de 11 dias, nos quais houve aumento gradual da concentração afluente de 1000 a 5000 mgDQO·L⁻¹ e da temperatura de 35 a 55 °C. Obteve-se uma boa eficiência de remoção de matéria orgânica e de carboidratos, indicando que os microrganismos já estavam adaptados ao sistema. Após esta etapa, iniciou-se a codigestão por meio da adição de 75% de glicerina (G) ao soro (S).

Na Condição C1 o AnSBBR foi operado em batelada (B) com tempo de alimentação (t_F) de 10 min com 10,0 gDQO·L⁻¹ enquanto na Condição C2 alterou-se a operação para batelada alimentada (BA), com tempo de alimentação de 240 min.

Na Condição C3 o AnSBBR foi operado em batelada (B) com tempo de alimentação (t_F) de 10 min com 20,0 gDQO·L⁻¹ enquanto na Condição C4 alterou-se a operação para batelada alimentada (BA), com tempo de alimentação de 240 min.

Em todos os ensaios realizados no AnSBBR, se mantiveram constantes o volume de alimentação (1,0 L), o tempo de ciclo (8 horas), a temperatura (55°C) e a agitação (80 rpm), valores estes sugeridos a partir da experiência de utilização deste sistema em trabalhos anteriores para a produção de metano (Bezerra *et al.*, 2011; Lovato *et al.*, 2012; Lovato *et al.*, 2016; Silva *et al.*, 2013; Albanez *et al.*, 2016; Almeida *et al.*, 2017). Uma vez atingida a

estabilidade nas condições experimentais, foram obtidos os perfis de algumas variáveis, cujas amostras foram colhidas ao longo do ciclo em intervalos de tempo de 30 a 60 min, sendo que o volume retirado foi de no máximo 300 mL. Desta forma, pôde-se obter uma melhor compreensão das vias metabólicas ao longo de um ciclo.

Resultados e Discussão

Na Tabela 3 e nas Figuras 2 a 6 são apresentados os resultados obtidos, nas quais COVA é a carga orgânica volumétrica aplicada, COVR é a carga orgânica volumétrica removida, V_A é o volume alimentado/descarregado por ciclo, AVT é a concentração de ácidos voláteis totais, AB, alcalinidade à bicarbonato, ϵ_{SF} é a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO para amostras filtradas, ϵ_{CF} é a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de carboidratos para amostras filtradas, ϵ_{GF} é a eficiência de remoção de glicerina para amostras filtradas, PrM é a produtividade molar de metano, RMCR é o rendimento entre metano produzido e matéria orgânica removida, V_{CH_4} é o volume de metano produzido por ciclo, n_{CH_4} é a número de mols de metano produzido por ciclo e CH_4 é a porcentagem de metano no biogás.

Tabela 3: Principais resultados e índices de desempenho das Condições C1 a C4

Parâmetro	Condição							
	C1		C2		C3		C4	
	10,0 gDQO·L ⁻¹ /B		10,0 gDQO·L ⁻¹ /BA		20,0 gDQO·L ⁻¹ /B		20,0 gDQO·L ⁻¹ /BA	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
COVA	10,6	—	11,2	—	20,8	—	19,0	—
COVR	—	9,4	—	9,0	—	13,8	—	12,4
V_A	1,02 ± 0,03	—	1,12 ± 0,05	—	1,01 ± 0,03	—	0,87 ± 0,03	—
AVT	91 ± 16	742 ± 85	83 ± 10	1128 ± 198	162 ± 15	5150 ± 583	160 ± 16	5338 ± 284
AB	2348 ± 13	1813 ± 73	2309 ± 41	1395 ± 192	6523 ± 578	1992 ± 114	7741 ± 749	2972 ± 827
pH	8,33 ± 0,11	7,3 ± 0,1	8,28 ± 0,08	7,2 ± 0,1	8,39 ± 0,1	7,5 ± 0,1	8,32 ± 0,07	7,6 ± 0,1
C_S	10120 ± 326	1322 ± 118	9964 ± 286	2122 ± 249	19803 ± 249	6946 ± 518	19965 ± 389	7310 ± 347
ϵ_{SF}	—	88 ± 1	—	81 ± 3	—	66 ± 3	—	65 ± 2
C_C	2072 ± 96	47 ± 13	2094 ± 157	82 ± 15	4124 ± 167	171 ± 106	4215 ± 298	210 ± 47
ϵ_{CF}	—	99 ± 1	—	98 ± 0	—	97 ± 2	—	97 ± 1
C_G	5186 ± 238	11 ± 2	5008 ± 702	6 ± 5	10824 ± 1292	11 ± 1	10889 ± 1080	12 ± 4
ϵ_{GF}	—	100 ± 0	—	99,9 ± 0,1	—	100 ± 0	—	100 ± 0
PrM	—	133,6	—	126,7	—	216,2	—	223,4
RMCR	—	17,6	—	16,0	—	13,9	—	15,7
V_{CH_4}	—	2891 ± 164	—	2843 ± 360	—	4673 ± 179	—	4598 ± 415
n_{CH_4}	—	0,4	—	0,4	—	0,6	—	0,6
CH_4	—	69	—	73	—	63	—	61

COVA/COVR (gDQO.L⁻¹.d⁻¹); V_A (L); AVT (mgHAc.L⁻¹); AB (mgCaCO₃.L⁻¹); pH (u); C_S (mgDQO.L⁻¹); C_C (mgCarboidrato.L⁻¹); C_G (mgGlicerina.L⁻¹); ϵ_{ST} / ϵ_{CT} / ϵ_{GF} (%); PrM (molCH₄.m⁻³.d⁻¹); RMCR (molCH₄.kgDQO⁻¹); V_{CH_4} (mL.ciclo⁻¹); CH_4 (%).

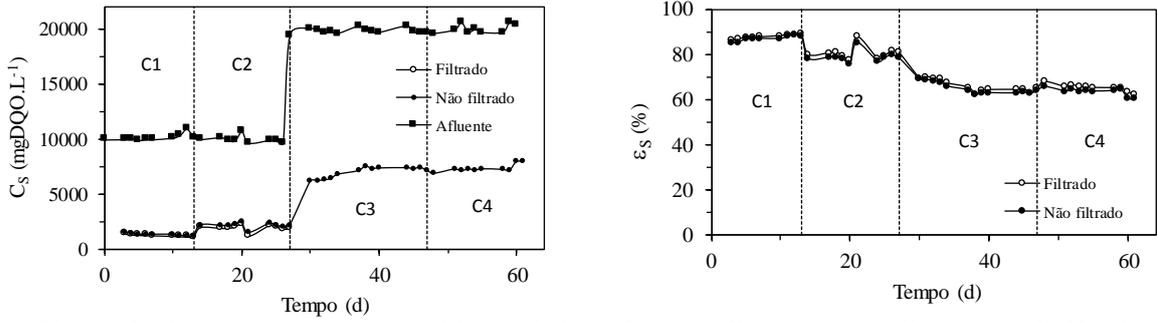


Figura 2: Concentração de matéria orgânica (C_s) no afluente e no efluente e eficiência de remoção (ϵ_s) nas Condições C1 a C4

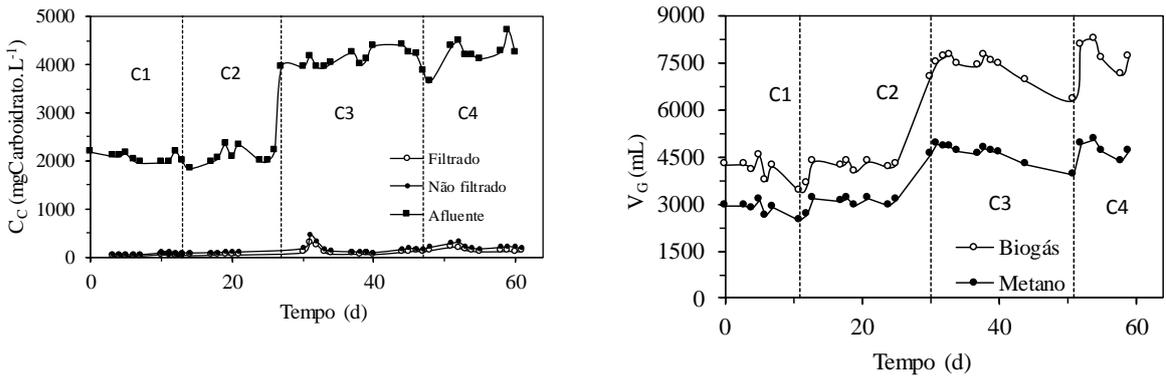


Figura 3: Concentração de carboidratos (C_c) no afluente e no efluente e volume de biogás produzido (V_G) nas Condições C1 a C4

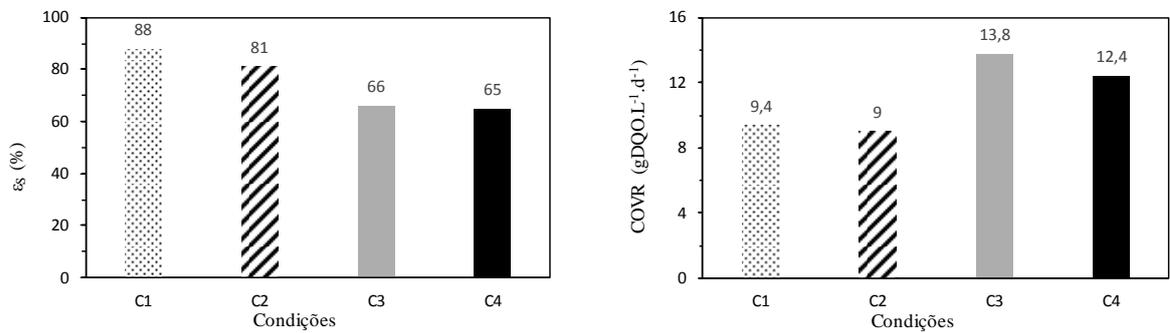


Figura 4: Eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas (ϵ_s) e carga orgânica volumétrica removida (COVR) nas Condições C1 a C4

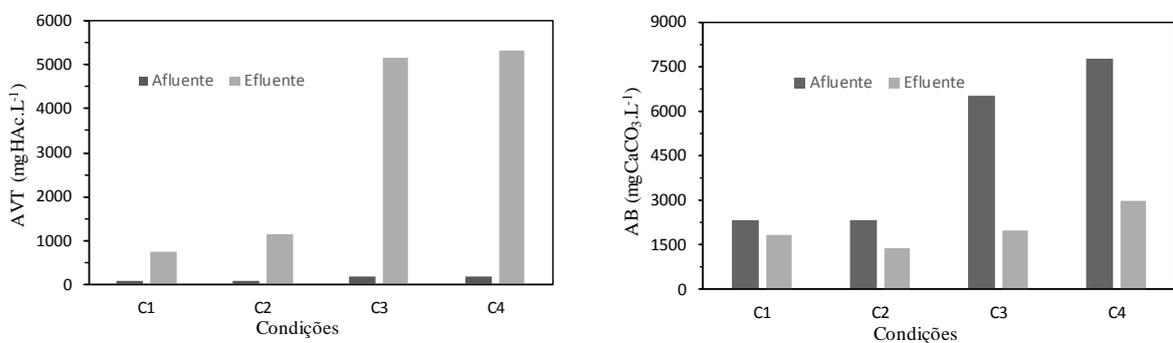


Figura 5: Ácidos voláteis totais (AVT) e alcalinidade à bicarbonato (AB) no afluente e no efluente nas Condições C1 a C4

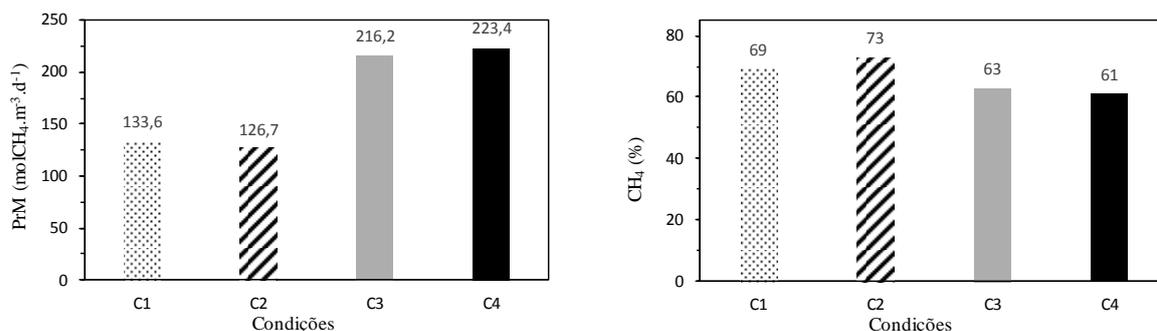


Figura 6: Produtividade em metano (PrM) e porcentagem de metano no biogás (CH₄ %) nas Condições C1 a C4

Analisando os valores de eficiência de remoção de matéria orgânica (Tabela 3 e Figuras 2 e 4) verifica-se que o aumento da concentração afluente, de 10,0 para 20,0 gDQO·L⁻¹, implicou em uma diminuição de eficiência de remoção de matéria orgânica, independente da estratégia de alimentação adotada. A maior eficiência foi obtida na Condição C1, na qual obteve-se 88%. A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de carboidratos foi de, praticamente, 100 % em todas as condições.

Os menores valores de concentração de ácidos voláteis totais no efluente (Tabela 3 e Figura 5) foram obtidos nas Condição C1 e C2, nas quais a concentração foi de 10,0 gDQO·L⁻¹. O aumento para 20,0 gDQO·L⁻¹, implicou em acúmulo de ácidos voláteis totais no efluente. Em todas as condições os valores de alcalinidade no efluente foram inferiores aos valores do afluente (Tabela 3 e Figura 5). Houve maior consumo de alcalinidade do afluente nas condições com maior concentração afluente (Condições C3 e C4).

Os maiores valores de carga orgânica volumétrica removida foram obtidos nas Condições C3 (13,8 gDQO·L⁻¹·d⁻¹) e C4 (12,4 gDQO·L⁻¹·d⁻¹), na qual a concentração afluente foi maior, ou seja 20,0 gDQO·L⁻¹ (Tabela 3 e Figura 4).

Quanto à produtividade em metano (Tabela 3 e Figura 6), verifica-se que o aumento da concentração afluente, de 10,0 para 20,0 gDQO·L⁻¹, implicou em aumento da produtividade molar. Os maiores valores obtidos foram de 216,2 e de 223,4 molCH₄·m⁻³·d⁻¹, nas Condições C3 e C4, respectivamente. Entretanto, houve uma pequena diminuição na porcentagem de metano na composição do biogás com o aumento da concentração afluente.

Em relação à produção de metano no biogás (Tabela 3 e Figura 3), verifica-se que o volume de metano gerado por ciclo na Condição C1 (2891 ± 164 mL.ciclo⁻¹) foi similar ao volume gerado na Condição C2 (2843 ± 360 mL.ciclo⁻¹). Em contrapartida, o volume de metano gerado por ciclo na Condição C3 (4673 ± 179 mL.ciclo⁻¹) e na C4 (4598 ± 415 mL.ciclo⁻¹) foi superior em relação aos demais. Assim, houve elevação no volume de metano gerado com o aumento da concentração afluente.

Comparando-se as estratégias de operação em batelada (B) (Condições C1 e C3) e em batelada alimentada (BA) (Condições C2 e C4) verifica-se que a mudança não influenciou significativamente no acúmulo de ácidos voláteis totais e no consumo de alcalinidade a bicarbonato (AB). Além disso, os resultados de carga orgânica volumétrica removida (COVR) e de produtividade em metano (PrM) foram próximos e superiores, para o maior valor de concentração de 20,0 gDQO·L⁻¹. Desta forma o AnSBBR poderá ser operado tanto em batelada quanto em batelada alimentada sem prejuízo para o sistema.

De forma análoga, verifica-se que o volume de metano gerado por ciclo (Tabela 3 e Figura 3), não sofreu alteração com a mudança da estratégia de alimentação, independente da concentração afluente.

Em todas as condições o reator se mostrou eficiente na remoção de carboidratos (Tabela 3 e Figura 3). A remoção de glicerina foi, praticamente total, o que é excelente para o processo (Tabela 3).

A composição de metano no biogás variou de 61 a 73% (na Tabela 3 e Figura 6), nas Condições C1 a C4, sendo esta mais elevada para as condições operadas com menor concentração afluente.

O rendimento, entre metano produzido e matéria orgânica removida (RMCR) apresentou diminuição com o aumento da concentração afluente para 20,0 gDQO·L⁻¹ (Tabela 3). O maior valor foi obtido na Condição C1 (17,6 molCH₄.kgDQO⁻¹). Considerando a máxima produção teórica de metano por carga removida (1/64 molCH₄.gDQO⁻¹, que é igual a 15,6 molCH₄.kgDQO⁻¹ ou 350 mLCH₄.gDQO⁻¹) verifica-se que foram obtidos valores de rendimento entre metano produzido e matéria orgânica removida maiores que a máxima produção teórica de metano nas Condições C1, C2 e C4. A justificativa para este fato está relacionada ao valor ter sido obtido em relação à concentração de matéria orgânica para amostras filtradas, porém existe a possibilidade de compostos não dissolvidos terem contribuído para a formação de metano.

Conclusões

Os resultados obtidos na codigestão (soro/glicerina) em AnSBBR com agitação mecânica, em condições termofílicas (55°C) permitiram verificar que:

O maior valor de eficiência remoção de matéria orgânica obtida foi de 88% na condição com 10,0 gDQO·L⁻¹. O aumento da concentração afluente para 20,0 gDQO·L⁻¹, implicou em uma diminuição de eficiência de remoção de matéria orgânica, independente da estratégia de alimentação adotada. Houve remoção, praticamente, total de carboidratos e de glicerina em todas as condições.

Houve acúmulo de ácidos voláteis totais no efluente e consumo de alcalinidade do afluente em todas as condições. Houve maior consumo de alcalinidade e maior acúmulo de ácidos voláteis totais com o aumento da concentração afluente.

Os maiores valores de carga orgânica volumétrica removida (13,8 gDQO·L⁻¹·d⁻¹ e de 12,4 gDQO·L⁻¹·d⁻¹) e de produtividade em metano (216,2 e de 223,4 molCH₄·m⁻³·d⁻¹), foram obtidos, respectivamente, na operação em batelada (B) e em batelada alimentada (BA), para o maior valor de concentração (20,0 gDQO·L⁻¹).

Desta forma, estes resultados mostram a sensibilidade do sistema ao aumento da concentração afluente e a sua flexibilidade, o qual poderá operar tanto em batelada como em batelada alimentada na codigestão de soro/glicerina em condições termofílicas.

Agradecimentos

Os autores agradecem à FAPESP (#15/06.246-7), ao CNPq e à CAPES pelo auxílio financeiro.

Referências Bibliográficas

- Albanez, R.; Lovato, G.; Zaiat, M.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D. (2016) Optimization, Metabolic Pathways Modeling and Scale-Up Estimative of an AnSBBR Applied to Biohydrogen Production by Co-Digestion of Vinasse and Molasses. *International Journal of Hydrogen Energy*, **41**, 20473-20484.
- Almeida, W.A.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2017) AnSBBR Applied to Biomethane Production Treating Vinasse: Effects of Organic Loading, Feed Strategy and Temperature. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **34**, 759-773.
- Bezerra, R.A.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Canto, C.S.A.; Zaiat, M. (2011) Effect of Organic Load on The Performance and Methane Production of an AnSBBR Treating Effluent from Biodiesel Production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, **165**, 347-368.

- Bondioli, P.; Bella, L.D. (2005) An Alternative Spectrophotometric Method for the Determination of Free Glycerol in Biodiesel. *European Journal of Lipid Science and Technology*, **107**, 153-157.
- Dubois, S.M.; Gilles, K.A.; Hamilton, J.L.; Rebers, P.A.; Smith, F. (1956) Colorimetric Methods for Determination of Sugar and Related Substance. *Analytical Chemistry*, **228**, 13-21.
- Ferraz Júnior, A.D.N.; Koyama, M.H.; Araújo Júnior, M.M.; Zaiat, M. (2016) Thermophilic Anaerobic Digestion of Raw Sugarcane Vinasse. *Renewable Energy*, **89**, 245-252.
- Lima, D.M.F.; Inoue, R.K.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2016) Biohydrogen from Cheese Whey Treatment in an AnSBBR: Achieving Process Stability. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **33**, 871-883.
- Lovato, G.; Bezerra, R.A.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M. (2012) Effect of Feed Strategy on Methane Production and Performance of an AnSBBR Treating Effluent from Biodiesel Production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, **166**, 2007-2029.
- Lovato, G.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2016) Co-digestion of Whey with Glycerin in an AnSBBR for Biomethane Production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, **178**, 126-143.
- Malajovich, M.A. (2012) *Biotecnologia 2011*. Edições Biblioteca Max Feffer do Instituto de Tecnologia ORT. Rio de Janeiro.
- Mes, T.Z.D.; Stams, A.J.M.; Reith, J.H.; Zeeman, G. (2003) Methane Production by Anaerobic Digestion of Wastewater and Solid Wastes. In: Reith, J.H.; Wijffels, R.H.; Barten, H. (Eds.). *Bio-Methane e Bio-Hydrogen, Status and Perspectives of Biological Methane and Hydrogen Production*, Dutch Biological Hydrogen Foundation, Netherlands, 147-150.
- Nguyen, D.; Gadhamshetty, V.; Nitayavardhana, S.; Khanal, S. K. (2015) Automatic Process Control in Anaerobic Digestion Technology: A Critical Review. *Bioresource Technology*, **193**, 513-522.
- Ripley, L.E.; Boyle, W.C.; Converse, J.C. (1986) Improved Alkalimetric Monitoring for Anaerobic Digester of High-Strength Wastes. *Journal of Water Pollution Control Federation*, **58**, 406-411.
- Rivero, M.; Solera, R.; Perez, M. (2014) Anaerobic Mesophilic Co-Digestion of Sewage Sludge with Glycerol: Enhanced Biohydrogen Production. *International Journal Hydrogen Energy*, **39**, 2481-2488.
- Silva, R.C.; Ratusznei, S.M.; Rodrigues, J.A.D.; Zaiat, M. (2013) Anaerobic Treatment of Industrial Biodiesel Wastewater by an ASBR for Methane Production. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, **170**, 105-118.
- Song, Y.C.; Kwon, S.J.; Woo, J.H. (2004) Mesophilic and Thermophilic Temperature Co-Phase Anaerobic Digestion Compared with Single-Stage Mesophilic and Thermophilic Digestion of Sewage Sludge. *Water Research*, **38**, 1653-1662.
- Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater (1995) 19th ed. American Public Health Association / American Water Works Association / Water Environment Federation, Washington, DC, USA.
- Tatara, M.; Yamazawa, A.; Ueno, Y.; Fukui, H.; Goto, M.; Sode, K. (2005) High-rate Thermophilic Methane Fermentation on Short-Chain Fatty Acids in a Down-Flow Anaerobic Packed-Bed Reactor. *Bioprocess Biosystem Engineering*, **27**, 105-113.
- Ueno, Y.; Tatara, M.; Fukui, H.; Makiuchi, T.; Goto, M.; Sode, K. (2007) Production of Hydrogen and Methane from Organic Solid Wastes by Phase-Separation of Anaerobic Process. *Bioresource Technology*, **98**, 1861-1865.
- Yang, Y.; Tsukahara, K.; Sawayama, S. (2008) Biodegradation and Methane Production from Glycerol-Containing Synthetic Wastes With Fixed-Bed Bioreactor Under Mesophilic and Thermophilic Anaerobic Conditions. *Process Biochemistry*, **43**, 362-367.
- Zaiat, M.; Cabral, A.K.A.; Foresti, E. (1994) Horizontal-flow Anaerobic Immobilized Sludge Reactor for Wastewater Treatment: Conception and Performance Evaluation. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, **11**, 33-42.