

EFEITO DA ESTRATÉGIA DE ALIMENTAÇÃO E DA TEMPERATURA NA PRODUÇÃO DE BIOMETANO EM AnSBBR PELO TRATAMENTO DE SORO E GLICERINA

Juliane Ventura ¹; Ana Paula Paulinetti ¹; Emy Kurita ¹; Marina Chiara Hallak ¹; Roberta Albanez ²; Giovanna Lovato ²; José Alberto D. Rodrigues ²; Suzana Maria Ratusznei 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 avaliada o efeito da estratégia de alimentação e da temperatura na produção de metano pela codigestão de soro (25%) e glicerina (75%), 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), visando adequação dos microrganismos. Na sequência, o desempenho do AnSBBR (5,6 L) foi avaliado em função da estratégia de alimentação (batelada ou batelada alimentada) e da temperatura de operação (50°C e 55°C) para a mesma proporção de glicerina (75%) e a mesma concentração de substrato 15 gDQO·L⁻¹·d⁻¹. Os valores mais elevados de eficiência de remoção (76%) e de produtividade molar em metano (189 molCH₄·m⁻³·d⁻¹) com composição do biogás com 65% de metano, foram obtidos na condição em batelada alimentada a 55°C. Em geral, esses valores foram próximos aos obtidos na operação em batelada na mesma temperatura. O sistema foi mais sensível à variação de temperatura do que em relação à alteração na estratégia de alimentação.

Introdução

A digestão anaeróbia consiste de um processo biológico natural que ocorre na ausência de oxigênio molecular, no qual diferentes microrganismos promovem a transformação de compostos orgânicos complexos, como proteínas, carboidratos e lipídeos, em produtos mais simples como metano (CH₄) e gás carbônico (CO₂) (Mosey, 1983).

A produção de biogás por digestão anaeróbia oferece vantagens significativas sobre outras formas de tratamento. Requer investimentos mais baixos e condições operacionais mais simples em comparação com tecnologias de pré-processamento mais sofisticadas, o que o torna ideal para aplicações locais. Menos lodo é produzido em comparação com outras tecnologias de tratamento. O lodo digerido pode ser utilizado como nutriente melhorado em termos de disponibilidade para plantas e reologia (Kolesarova *et al.*, 2011).

Os reatores anaeróbios operados em batelada sequencial com biomassa imobilizada (AnSBBR) permitem o metabolismo anaeróbio biológico típico, do consumo de substrato à produção de metano e dióxido de carbono e operar de acordo com as seguintes etapas cíclicas: alimentação, reação e descarga. A etapa de alimentação pode ter o tempo de enchimento variável, compreendendo a operação em batelada, quando o tempo de enchimento é desprezível em relação ao tempo total de ciclo, e a operação em batelada alimentada, quando o tempo de enchimento é significativo em relação ao tempo total de ciclo. Na etapa de reação ocorre o tratamento propriamente dito, por meio das biotransformações dos constituintes do esgoto por microrganismos. Na etapa de descarga, ocorre a retirada do líquido tratado e clarificado. As principais vantagens deste tipo de operação são a simplicidade, o bom controle de qualidade dos efluentes e a possibilidade de aplicar esse tipo de tratamento a uma ampla gama de águas residuárias (Lovato *et al.*, 2015).

A estratégia de alimentação é um dos fatores que afetam o desempenho dos reatores anaeróbios operados em batelada sequencial, assim como a agitação, a razão inicial das

concentrações de substrato e biomassa (F/M) e a configuração geométrica do reator (Zaiat *et al.*, 2001). Em reatores operados em batelada ou batelada alimentada esta variável exerce forte influência, já que está relacionada com a razão F/M aplicada e com a retenção de sólidos. Segundo Angenent e Dague (1995), o aumento do tempo de alimentação causaria uma diminuição da quantidade ácidos voláteis totais, aumentando o desempenho do processo. Com o fornecimento do substrato em um tempo maior, haveria uma menor disponibilidade do mesmo para os microrganismos ocasionando um menor acúmulo de ácidos no interior do reator.

A temperatura é um dos fatores ambientais mais importantes na digestão anaeróbia uma vez que afeta os processos biológicos de diferentes maneiras. Dentre os principais efeitos da temperatura incluem-se as alterações na velocidade do metabolismo dos microrganismos, no equilíbrio iônico e na solubilidade dos substratos, principalmente de lipídios (Speece, 1996; Van Haandell e Lettinga, 1994; Benefields e Handal, 1980).

A produção de CH₄ a partir de uma variedade de resíduos biológicos por digestão anaeróbia está crescendo globalmente, já que é uma tecnologia consolidada e seu teor de energia é de 55,6 kJ·g⁻¹, o que representa um aumento de 17% em relação ao teor da gasolina (47,5 kJ·g⁻¹). Além disso, os benefícios cruciais oferecidos pelo uso de biogás ao invés do gás natural são: (i) é produzido por fontes renováveis; (ii) é produzido localmente e sem dependência de óleo importado ou reservas de gás natural; (iii) ajuda a reduzir a poluição produzida por resíduos orgânicos, o que é responsável pela maior parte da poluição das águas naturais; e (iv) ajuda a retardar os problemas de gerenciamento de resíduos (Chandra *et al.*, 2012).

Dentre os substratos utilizados pelos microrganismos na digestão anaeróbia, destaca-se o potencial do soro, um subproduto da indústria de laticínios. Sobre este contexto, se salienta a codigestão do soro e glicerina. O soro, ou soro de queijo, ou de leite é a parte aquosa que é separada no processo de fabricação de queijo. É o maior subproduto da indústria, 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). Devido à sua alta carga orgânica, possui alto potencial poluidor, podendo causar depleção da concentração de oxigênio se disposto de maneira direta em corpos hídricos (Lovato *et al.*, 2016). Por ser uma água residuária rica em matéria orgânica, o soro tem alto potencial para geração de metano pela atividade biológica 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; Tataru *et al.*, 2005; Ueno *et al.*, 2007; Yang *et al.*, 2008; Ferraz Júnior *et al.*, 2016).

Desta forma, o objetivo principal deste trabalho consistiu na aplicação do reator anaeróbio operado em batelada sequencial com agitação mecânica 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). O desempenho do biorreator foi avaliado em função do efeito da estratégia de alimentação e da temperatura na produção de metano pela codigestão de soro e glicerina.

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.

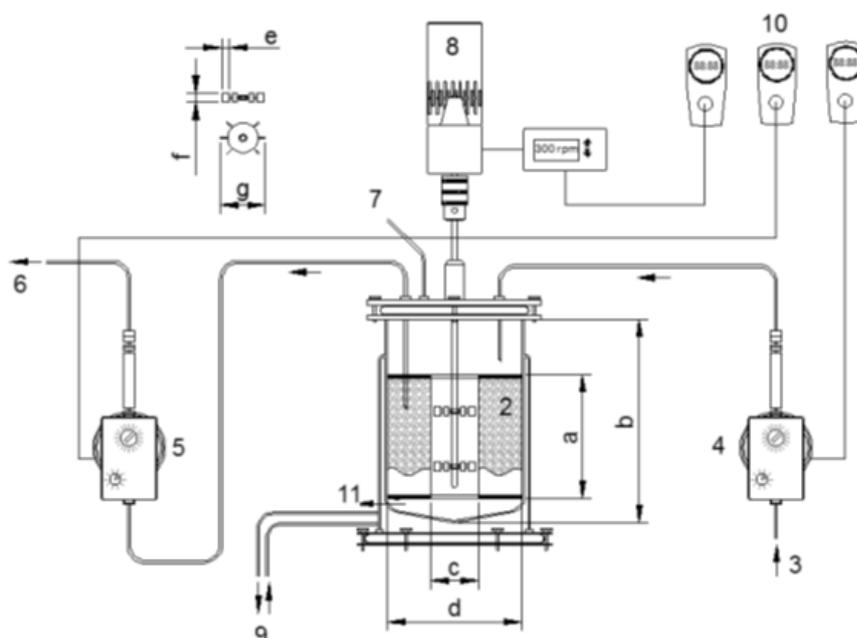


Figura 1: Representação esquemática do reator anaeróbio operado em batelada sequencial com biomassa imobilizada (AnSBBR) e agitação mecânica

[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 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).

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 anaeróbio termofílico foi imobilizado conforme metodologia proposta por Zaiat *et al.* (1994).

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 mg de glicerina e igual a 897,0 mg de lactose.

Tabela 1: Composição da água residuária.

Composto	Concentração (mg·L ⁻¹)
Soro de leite	897,0
Glicerina	787,6
Bicarbonato de sódio	16

A água residuária alimentada ao AnSBBR visando à produção de biometano foi formulada a base de soro de leite (25%) e glicerina (75%). 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 (NaHCO₃) em função das características da água residuária.

Análises físico-químicas

O monitoramento foi efetuado 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 condições de operação implementadas (C1 a C3) 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 no afluente foi mantida em 75% para todas as condições.

Tabela 2: Resumo das condições experimentais implementadas.

Condição	Operação	Soro/Glicerina	C _{SAFL} (gDQO·L ⁻¹)	t _F (min)	T (°C)
C1	B	25/75	15	10	55
C2	BA			240	
C3	BA	25/75	15	240	50

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, nos 50% iniciais 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, visando a adequação dos microrganismos ao meio. 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 afluente. Após esta etapa, iniciou-se a codigestão por meio da adição de 75% de glicerina (G) ao soro (S).

Nas três etapas, manteve-se a concentração afluente em 15 gDQO·L⁻¹. O AnSBBR foi operado em batelada (B) na Condição C1, com tempo de alimentação (t_F) de 10 min, e em batelada alimentada (BA) nas Condições C2 e C3, com tempo de alimentação (t_F) de 240 min. Nas Condições C1 e C2 a temperatura foi de 55°C enquanto na Condição C3 diminuiu-se a temperatura para 50°C.

Em todos os ensaios realizados no AnSBBR, mantiveram-se constantes: o volume de alimentação (1,0 L), o tempo de ciclo (8 horas), a concentração de matéria orgânica (15 gDQO·L⁻¹) 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; Silva *et al.*, 2013; Albanez *et al.*, 2016; Almeida *et al.*, 2017).

Resultados e Discussão

Na Tabela 3 e nas Figuras 2 a 6 são apresentados os resultados obtidos nas Condições C1, C2 e C3, nas quais COVA é a carga orgânica volumétrica aplicada, COVR é a carga orgânica volumétrica removida, V_a é o volume alimentado/d 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, RMCR é o rendimento entre metano produzido e matéria orgânica removida, V_{CH_4} é o volume de metano produzido por ciclo e CH_4 é a porcentagem de metano no biogás.

A alteração na estratégia de alimentação para batelada alimentada na Condição C2 implicou em aumento na eficiência de remoção de matéria orgânica (Tabela 3 e Figuras 2 e 4). Porém a diminuição na temperatura, de 55°C para 50°C, implicou em uma diminuição de eficiência de remoção de matéria orgânica, independente da estratégia de alimentação adotada. O maior valor de eficiência de remoção foi obtido na Condição C2, na qual obteve-se 76% ± 2. A eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de carboidratos foi de, praticamente, 100 % em todas as condições.

Os maiores valores de carga orgânica volumétrica removida foram obtidos nas Condições C1 (11,1 gDQO·L⁻¹·d⁻¹) e C2 (12,4 gDQO·L⁻¹·d⁻¹), na qual a temperatura de operação foi maior, ou seja 55°C (Tabela 3 e Figura 4). A alteração na estratégia de alimentação para batelada alimentada implicou em aumento na carga orgânica volumétrica removida.

Quanto à concentração de ácidos voláteis totais em todas as condições houve acúmulo no efluente. Os menores valores de concentração de ácidos voláteis totais no efluente (Tabela 3 e Figura 5) foram obtidos nas Condições C1 e C2, nas quais a temperatura foi de 55°C. A diminuição para 50°C, implicou em maior acúmulo de ácidos 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 na Condição C3, ou seja, na menor temperatura.

Em relação à produção de metano no biogás (V_G) (Tabela 3 e Figura 3), verifica-se que o volume de metano gerado por ciclo na Condição C1 (3650 ± 198 mL·ciclo⁻¹) foi ligeiramente menor ao gerado na Condição C2 (4182 ± 88 mL·ciclo⁻¹). Em contrapartida, o

volume de metano gerado por ciclo na Condição C3 ($2709 \pm 548 \text{ mL-ciclo}^{-1}$) foi inferior em relação aos demais. Assim, houve um decréscimo no volume de metano gerado com a diminuição da temperatura. Além disso, houve uma leve diminuição na porcentagem de metano na composição do biogás com a diminuição da temperatura.

Tabela 3: Principais resultados e índices de desempenho das Condições C1 a C3

Parâmetro	Condição					
	C1		C2		C3	
	B/55°C		BA/55°C		BA/50°C	
	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
COVA	15,3	—	16,2	—	15,3	—
COVR	—	11,1	—	12,4	—	9,6
V_A	$1,0 \pm 0$	—	$1,1 \pm 0$	—	$1,0 \pm 0$	—
AVT	127 ± 16	2712 ± 187	114 ± 13	2315 ± 267	115 ± 7	4052 ± 665
AB	4915 ± 368	2674 ± 361	4369 ± 88	2330 ± 271	5383 ± 39	1898 ± 735
pH	$8,3 \pm 0,1$	$7,5 \pm 0,1$	$8,3 \pm 0,1$	$7,4 \pm 0,1$	$8,3 \pm 0,1$	$7,3 \pm 0,1$
C_S	14794 ± 194	4081 ± 142	14797 ± 415	3478 ± 276	14892 ± 329	5554 ± 661
ϵ_{SF}	—	72 ± 1	—	76 ± 2	—	63 ± 4
C_C	3089 ± 169	67 ± 22	3077 ± 152	71 ± 11	3069 ± 241	66 ± 31
ϵ_{CF}	—	98 ± 1	—	98 ± 0	—	98 ± 1
C_G	8158 ± 906	11 ± 3	7830 ± 234	9 ± 6	8487 ± 673	11 ± 2
ϵ_{GF}	—	98 ± 2	—	100 ± 0	—	100 ± 0
PrM	—	170,0	—	189,4	—	126,9
RMCR	—	14,7	—	16,0	—	10,8
n_{CH_4}	—	0,5	—	0,6	—	0,4
V_{CH_4}	—	3650 ± 198	—	4182 ± 88	—	2709 ± 548
CH_4	—	63	—	65	—	59

COVA/COVR ($\text{gDQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$); V_A (L); AVT ($\text{mgHAc}\cdot\text{L}^{-1}$); AB ($\text{mgCaCO}_3\cdot\text{L}^{-1}$); pH (u); C_S ($\text{mgDQO}\cdot\text{L}^{-1}$); C_C ($\text{mgCarboidrato}\cdot\text{L}^{-1}$); C_G ($\text{mgGlicerina}\cdot\text{L}^{-1}$); ϵ_{SF} / ϵ_{CF} / ϵ_{GF} (%); PrM ($\text{molCH}_4\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$); RMCR ($\text{molCH}_4\cdot\text{kgDQO}^{-1}$); V_{CH_4} (mL-ciclo^{-1}); n_{CH_4} ($\text{mmolCH}_4\cdot\text{d}^{-1}$); CH_4 (%).

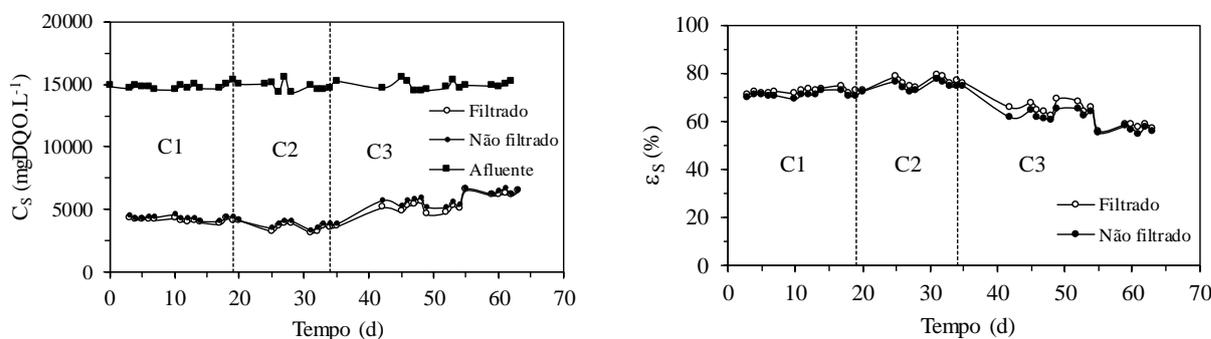


Figura 2: Concentração de matéria orgânica (C_S) no afluente e no efluente e eficiência de remoção (ϵ_S) nas Condições 1 a 3 (C1, C2 e C3)

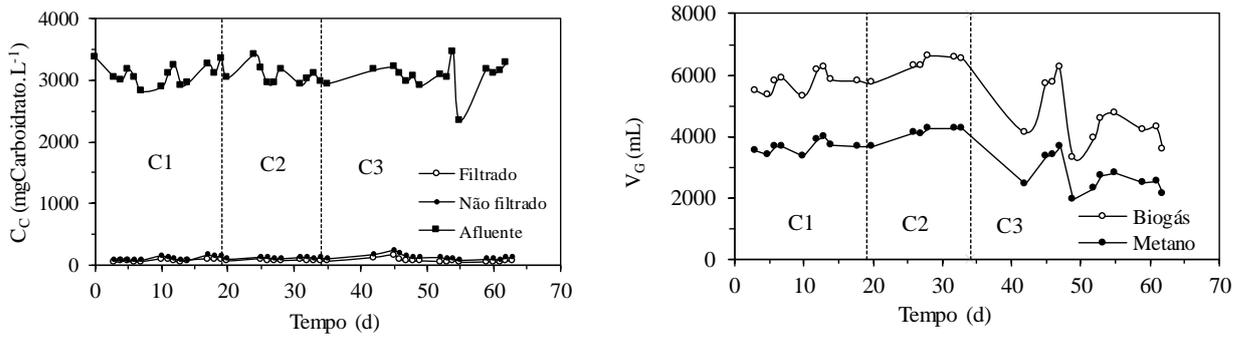


Figura 3: Concentração de carboidratos (C_c) no afluente e no efluente e volume de biogás produzido (V_g) nas Condições C1 a C3

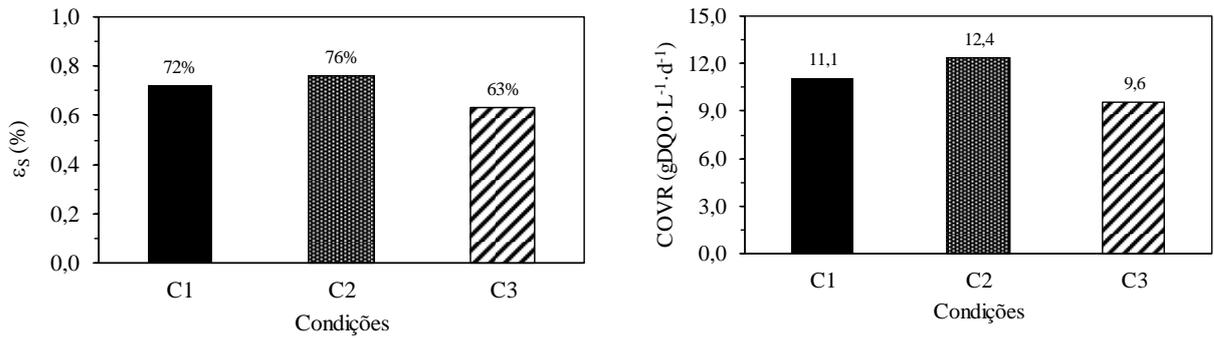


Figura 4: Eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas (ϵ_s) e carga orgânica volumétrica removida (COVR) nas Condições C1 a C3

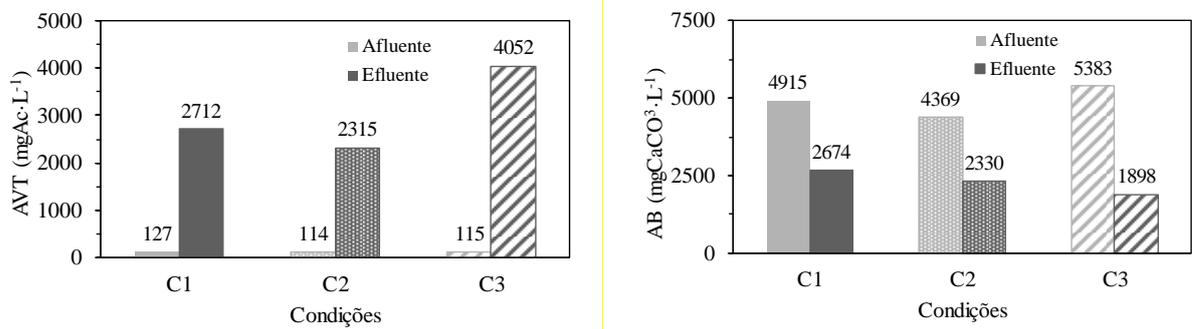


Figura 5: Ácidos voláteis totais (AVT) e alcalinidade à bicarbonato (AB) no afluente e no efluente nas Condições C1 a C3

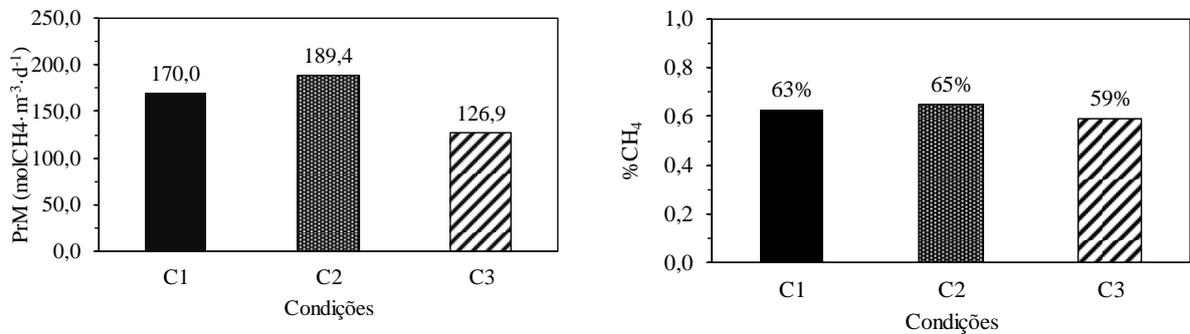


Figura 6: Produtividade em metano (PrM) e porcentagem de metano no biogás (CH_4 %) nas Condições C1 a C3

Quanto à produtividade em metano (Tabela 3 e Figura 6), verifica-se que houve aumento na produtividade de $170,0 \text{ molCH}_4.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ (Condição C1) para $189,4 \text{ molCH}_4.\text{m}^{-3}.\text{d}^{-1}$

(Condição C3), quando alterou-se a estratégia de alimentação para batelada alimentada. Porém quando se manteve a operação em batelada alimentada e diminuiu-se a temperatura, de 55 para 50°C, houve diminuição da produtividade para $126,9 \text{ molCH}_4 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$.

Em relação à porcentagem de metano no biogás (Tabela 3 e Figura 6), verifica-se que os valores foram próximos, variando de 59% a 65%, para todas as condições com vantagem para a Condição C2, na qual a operação foi realizada em batelada alimentada a 55°C.

Comparando-se a influência das estratégias de operação em batelada (B) e em batelada alimentada (BA) verifica-se que não influenciou significativamente no acúmulo de ácidos voláteis totais, e no consumo de alcalinidade a bicarbonato (AB), nos valores de carga orgânica volumétrica removida (COVR) e de na produtividade em metano (PrM). Desta forma, o AnSBBR poderá ser operado, na temperatura de 55°C, 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 (V_G) (Tabela 3 e Figura 3), sofreu pouca alteração com a mudança da estratégia de alimentação.

O rendimento, entre metano produzido e matéria orgânica removida (RMCR) apresentou diminuição com o decréscimo da temperatura para 55°C (Tabela 3). O maior valor foi obtido na Condição C2 ($16,0 \text{ molCH}_4 \cdot \text{kgDQO}^{-1}$). Considerando a máxima produção teórica de metano por carga removida ($1/64 \text{ molCH}_4 \cdot \text{gDQO}^{-1}$, que é igual a $15,6 \text{ molCH}_4 \cdot \text{kgDQO}^{-1}$ ou $350 \text{ mLCH}_4 \cdot \text{gDQO}^{-1}$) verifica-se que foram obtidos valores de rendimento entre metano produzido e matéria orgânica removida maiores que a máxima produção teórica de metano na Condição C2. 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 (55°C) permitiram verificar que:

A operação em batelada alimentada a 55°C permitiu melhores valores de eficiência de remoção de matéria orgânica (76%), menores valores de concentração de ácidos voláteis no efluente e menor consumo de alcalinidade do afluente.

Houve remoção, praticamente, total de carboidratos e de glicerina em todas as condições.

Os maiores valores de carga orgânica volumétrica removida ($11,1 \text{ gDQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$ e de $12,4 \text{ gDQO} \cdot \text{L}^{-1} \cdot \text{d}^{-1}$) e de produtividade em metano ($170,0$ e de $189,4 \text{ molCH}_4 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$), foram obtidos, respectivamente, na operação em batelada (B) e em batelada alimentada (BA), para o maior valor de temperatura (55°C).

Os resultados mostraram que o sistema foi mais sensível à diminuição da temperatura de 55 para 50°C, do que em relação à alteração na estratégia de alimentação. Desta forma, a codigestão de soro/glicerina a 55°C pode ser realizada no AnSBBR tanto em batelada quanto em batelada alimentada com desempenho semelhante, o que mostra a flexibilidade desta configuração.

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.
- Angenent, L.T.; Dague, R.R. (1995). A Laboratory-Scale Comparison of the UASB and ASBR Processes. In: *50th Purdue Industrial Wastewater Conference Proceedings*, Ann Arbor Press, Chelsea, pp. 365-377.
- Benfield, C.D.; Randall, C.W. (1980). *Biological Process Design for Wastewater Treatment*. Prentice-Hall, Inc. Englewood Cliffs, 526p.
- 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.
- Chandra, R.; Takeuchi, H.; Hasegawa, T. (2012) Methane Production from Lignocellulosic Agricultural Crop Wastes: A Review in Context to Second Generation of Biofuel Production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, **16**, 1462-1476.
- 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.
- Kolesarova, N.; Hutňan, M.; Bodik, I.; Spalkova, V. (2011) Utilization of Biodiesel By-Products for Biogas Production. *Journal of Biomedicine and Biotechnology*, Art no 126798.
- 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.; Albanez, R.; Lima, D. M. F.; Bravo, I. S. M.; Almeida, W. A.; Ratusznei, S. M.; Rodrigues, J. A. D. (2015) *Application and Environmental Compliance of Anaerobic Sequencing Batch Reactors Applied to Hydrogen/Methane Bioenergy Production*. Wastewater Treatment: Processes, Management Strategies and Environmental/Health Impacts, 1st Edition, Chapter 5, Nova Science Publishers, 111-161.
- 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.
- Mosey, F.E. (1983). Mathematical Modeling of the Anaerobic Process: Regulatory Mechanisms for the Formation of Short-Chain Volatile Acids from Glucose. *Water Science and Technology*, **15**, 209-232.

- 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.
- Speece, R.E. (1996). *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater Treatment*. Ed. Archae Press, Nashville, 394p.
- 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.
- Van Haandell, A.C.; Lettinga, G. (1994) *Tratamento Anaeróbio de Esgotos. Um Manual para Regiões de Clima Quente*. UFPB, Campina Grande, 232p.
- 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.
- Zaiat, M.; Rodrigues, J.A.D.; Ratusznei, S.M.; Camargo, E.F.M.; Borzani, W. (2001). Anaerobic Sequencing Batch Reactors for Wastewater Treatment: A Developing Technology. *Applied Microbiology and Biotechnology*, **55**, 29-35.