

# PRODUÇÃO DE BIOMETANO EM AnSBBR TRATANDO SORO E GLICERINA EM CONDIÇÕES TERMOFÍLICAS

Ana Paula Paulinetti <sup>1</sup>; Emy Kurita <sup>1</sup>; Juliane Ventura <sup>1</sup>; Marina Chiara Hallak <sup>1</sup>;  
José Alberto Domingues Rodrigues <sup>2</sup>; Suzana Maria Ratusznei <sup>2</sup>

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

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

**Resumo.** Neste trabalho foi avaliada a produção de metano pela codigestão de soro/glicerina, em condições termofílicas (55°C), em reator anaeróbio, 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<sup>-1</sup>, e da temperatura (35 a 55°C). Esta estratégia foi efetiva, uma vez que, após 11 dias de operação, a eficiência de remoção de matéria orgânica foi de 82% e a eficiência de remoção de carboidratos foi praticamente total. Na sequência, o desempenho do AnSBBR (5,6 L) foi avaliado em função do aumento da proporção de glicerina no afluente (25%, 50% e 75%) para a mesma carga orgânica volumétrica aplicada (COVA) de 5,3 gDQO·L<sup>-1</sup>·d<sup>-1</sup> e a mesma temperatura de 55°C. Por fim, para o afluente com 25% de soro e 75% de glicerina, manteve-se a COVA e a temperatura e alterou-se a estratégia de alimentação para batelada alimentada. Verificou-se alta eficiência de remoção de matéria orgânica, carboidratos e glicerina no AnSBBR nas proporções de glicerina de 25%, 50% e 75% no afluente. A concentração de ácidos voláteis totais no efluente diminuiu com o aumento da proporção de glicerina. Os valores de produtividade em metano foram muito próximos, com pequena vantagem para a condição de operação em batelada com 75% de glicerina, na qual obteve-se 68,0 molCH<sub>4</sub>·m<sup>-3</sup>·d<sup>-1</sup>, com 96% de remoção de matéria orgânica, e biogás com 72% de metano. Esses valores foram próximos aos obtidos quando houve alteração da estratégia de alimentação para batelada alimentada, mantendo-se a COVA e a proporção do cosubstrato no afluente.

## Introdução

O metano é um dos principais gases causadores do efeito estufa. Pode ser originado de diversas fontes como a agricultura, os processos biológicos e o uso de combustíveis fósseis. A necessidade em reduzir a emissão deste gás para a atmosfera, aliada a busca por alternativas de energia limpa e sustentável impulsionou o desenvolvimento de formas mais viáveis de recuperação de recursos dos efluentes, como por exemplo a produção de energia pelo produto da digestão anaeróbia, biogás. O biogás é um composto gasoso, constituído em média por 59% de gás metano (CH<sub>4</sub>), 40% de gás carbônico (CO<sub>2</sub>) e 1% de gases traço (gases restantes), entre eles o gás sulfídrico (H<sub>2</sub>S). O biogás resulta da degradação anaeróbia (em ausência de oxigênio) da matéria orgânica, realizada por microrganismos (Bley Jr., 2015). 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 com 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; Tataro *et al.*, 2005; Ueno *et al.*, 2007; Yang *et al.*, 2008; Ferraz Júnior *et al.*, 2016).

Desta forma, 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.

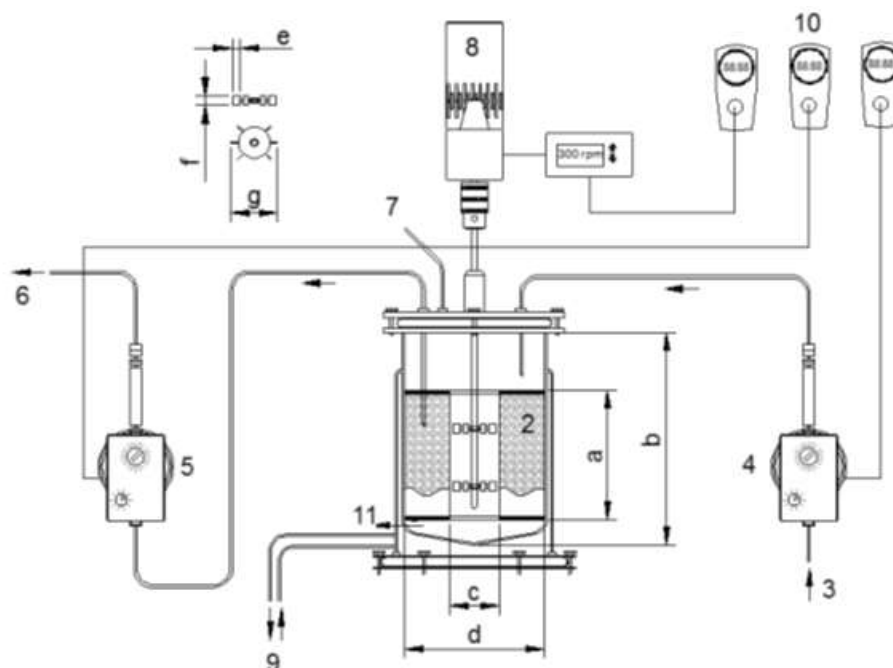


Figura 1: Representação esquemática do reator anaeróbio operado em batelada sequencial com biomassa imobilizada (AnSBBR) e agitação mecânica

[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 com 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  $\beta$  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).

A água residuária alimentada ao AnSBBR visando à produção de biometano foi formulada a base de soro de leite e glicerina (Tabela 1), variando a porcentagem de cada um desses componentes de acordo com a condição experimental proposta.

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 ( $\text{NaHCO}_3$ ) 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 mg de glicerina e igual a 897,0 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 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 anaeróbio 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 (Condições AD e 1 a 4) 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. O tempo de ciclo foi de 8 h, a frequência do agitador foi de 80 rpm e volume alimentado/d Descarregado foi de 1,0 L.

Tabela 2: Resumo das condições experimentais implementadas.

Etapa	Condição	Operação	Soro/Glicerina (%)	$C_{SAFL}$ (gDQO·L <sup>-1</sup> )	$t_F$ (min)	T (°C)
Adaptação	AD	B	100/0	1,0	10	35
				2,0		40
				3,0		45
				4,0		50
				5,0		55
Proporção	1	B	75/25	5,0	10	55
	2		50/50			
	3		25/75			
Estratégia de Alimentação	4	BA	25/75	5,0	240	55

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, também em 10 minutos, e um novo ciclo teve início.

No período de Adaptação, 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 o aumento da concentração do afluente e da temperatura foram graduais, conforme descrito a seguir: (i) inicialmente, o AnSBBR foi operado durante 2 dias, a 35°C e com concentração afluente 1000 mgDQO·L<sup>-1</sup>; (ii) na sequência foi operado por um dia com 2000 mgDQO·L<sup>-1</sup> a 40°C; (iii) a seguir foi operado por 4 dias a 45°C, com 3000 mgDQO·L<sup>-1</sup>; (iv) a seguir foi operado por 2 dias a 50°C, com 4000 mgDQO·L<sup>-1</sup>, e finalmente foi operado a 55°C por 2 dias, com 5000 mgDQO·L<sup>-1</sup>.

Nas Condições 1, 2 e 3, o AnSBBR foi operado em batelada (B) nas mesmas condições de temperatura, concentração afluente, tempo de ciclo, porém aumentou-se a proporção de glicerina no afluente, para 25%, 50% e 75%, respectivamente.

Na etapa de Estratégia de Alimentação, foi mantida a concentração afluente em 5 gDQO·L<sup>-1</sup>, e o AnSBBR foi operado em batelada alimentada (BA) na Condição 4. O tempo de alimentação ( $t_F$ ) foi de 50% em relação ao tempo de ciclo.

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; 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, poderá se obter uma melhor compreensão das vias metabólicas ao longo de um ciclo.

## Resultados e Discussão

Na Etapa de Adaptação (AD), houve aumento gradual da concentração afluente de 1000 a 5000 mgDQO·L<sup>-1</sup> e da temperatura de 35 a 55 °C. Obteve-se a eficiência de remoção de matéria orgânica de 82% e de carboidratos de 99% em 11 dias de operação, indicando, desta forma, que os microrganismos já estavam adaptados ao afluente.

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<sub>A</sub> é o volume alimentado/descarregado por ciclo, AVT é a concentração de ácidos voláteis totais, AB, alcalinidade à bicarbonato, ε<sub>SF</sub> é a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de DQO para amostras filtradas, ε<sub>CF</sub> é a eficiência de remoção de matéria orgânica em termos de carboidratos para amostras filtradas, ε<sub>GF</sub> 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<sub>CH<sub>4</sub></sub> é o volume de metano produzido por ciclo e CH<sub>4</sub> é a porcentagem de metano no biogás.

Tabela 3: Principais resultados e índices de desempenho das Condições 1 a 4

Parâmetro	Condição							
	1		2		3		4	
	S(75%)/G(25%)/B	S(50%)/G(50%)/B	S(25%)/G(75%)/B	S(25%)/G(75%)/BA	Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
COVA	5,3	—	5,3	—	5,3	—	5,4	—
COVR	—	4,9	—	5,0	—	5,1	—	5,1
V <sub>A</sub>	1,0 ± 0,1	—	1,0 ± 0,1	—	1,0 ± 0,1	—	1,1 ± 0,1	—
AVT	110 ± 8,7	95 ± 32	87 ± 14	84 ± 29	46 ± 6	51 ± 38	48 ± 3	64 ± 21
AB	764 ± 15	737 ± 38	600 ± 14	653 ± 47	883 ± 156	788 ± 165	1219 ± 36	1242 ± 22
pH	8,2 ± 0,1	7,2 ± 0,2	8,1 ± 0,1	7,1 ± 0,2	8,2 ± 0,1	7,0 ± 0,3	8,3 ± 0,1	7,2 ± 0,1
C <sub>S</sub>	5029 ± 164	464 ± 198	5079 ± 214	312 ± 52	5000 ± 242	246 ± 118	4901 ± 120	380 ± 130
ε <sub>SF</sub>	—	93 ± 3	—	95 ± 1	—	96 ± 2	—	94 ± 2
C <sub>C</sub>	3096 ± 296	32 ± 9	2172 ± 232	24 ± 6	990 ± 67	36 ± 19	1012 ± 51	53 ± 19
ε <sub>CF</sub>	—	99 ± 0	—	99 ± 0	—	98 ± 1	—	97 ± 1
C <sub>G</sub>	1049 ± 50	3 ± 1	2177 ± 309	3 ± 1	2959 ± 378	4 ± 1	2526 ± 213	3 ± 1
ε <sub>GF</sub>	—	100 ± 0	—	100 ± 0	—	100 ± 0	—	100 ± 0
PrM	—	67,3	—	62,2	—	68,0	—	65,8
RMCR	—	15,6	—	13,8	—	16,4	—	17,0
V <sub>CH<sub>4</sub></sub>	—	1452 ± 110	—	1339 ± 98	—	1479 ± 77	—	1461 ± 455
CH <sub>4</sub>	—	71	—	72	—	72	—	73

COVA/COVR (gDQO.L<sup>-1</sup>.d<sup>-1</sup>); V<sub>A</sub> (L); AVT (mgHAc.L<sup>-1</sup>); AB (mgCaCO<sub>3</sub>.L<sup>-1</sup>); pH (u); C<sub>S</sub> (mgDQO.L<sup>-1</sup>); C<sub>C</sub> (mgCarboidrato.L<sup>-1</sup>); C<sub>G</sub> (mgGlicerina.L<sup>-1</sup>); ε<sub>SF</sub>/ ε<sub>CF</sub>/ ε<sub>GF</sub> (%); PrM (molCH<sub>4</sub>.m<sup>-3</sup>.d<sup>-1</sup>); RMCR (molCH<sub>4</sub>.kgDQO<sup>-1</sup>); V<sub>CH<sub>4</sub></sub> (mL.ciclo<sup>-1</sup>); CH<sub>4</sub> (%).

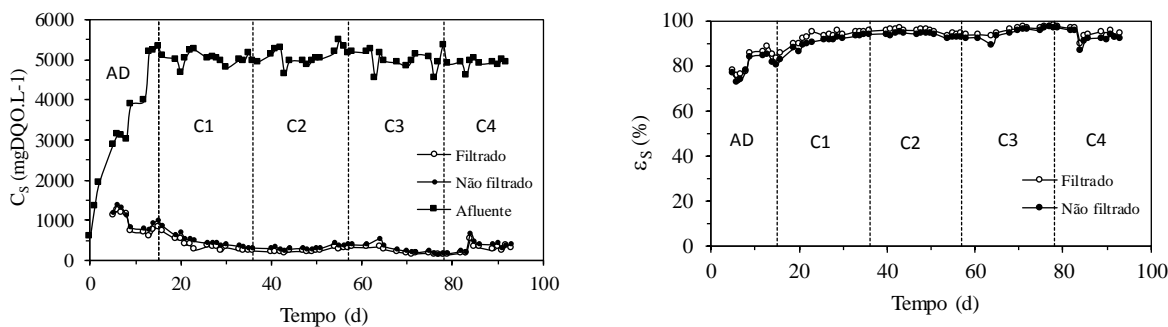


Figura 2: Concentração de matéria orgânica ( $C_s$ ) no afluente e no efluente e eficiência de remoção ( $\epsilon_s$ ) na etapa de Adaptação dos microrganismos (AD) e nas Condições 1 a 4 (C1, C2, C3 e C4)

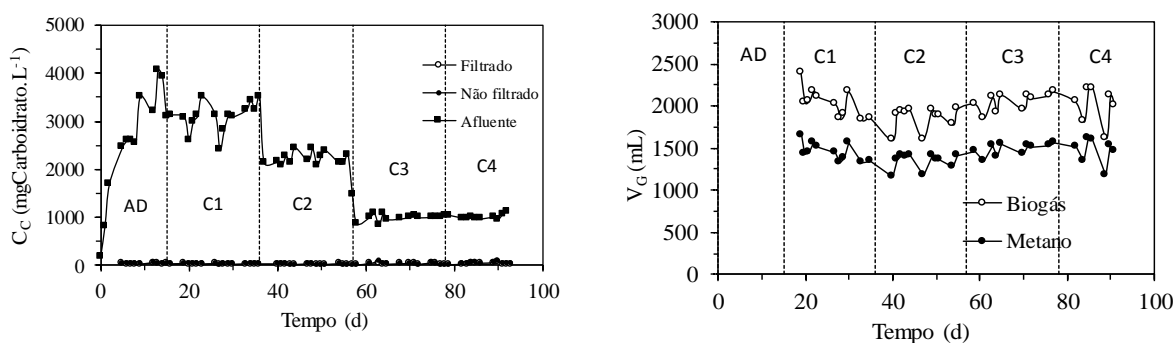


Figura 3: Concentração de carboidratos ( $C_c$ ) no afluente e no efluente e volume de biogás produzido ( $V_G$ ) na etapa de Adaptação (AD) e nas Condições 1 a 4 (C1, C2, C3 e C4)

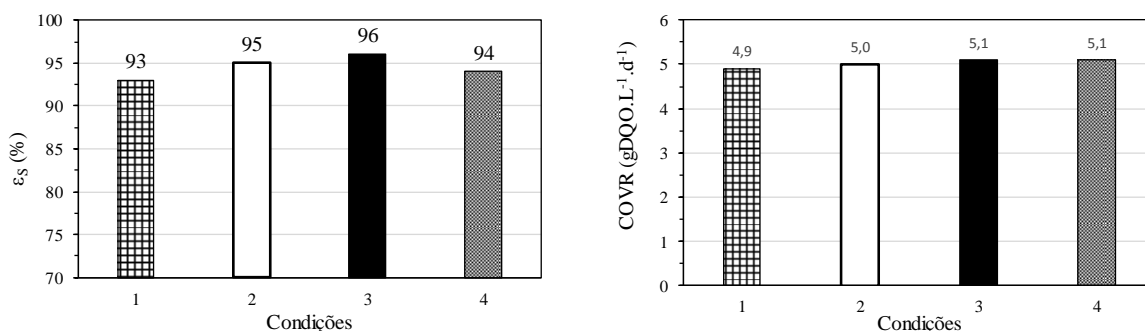


Figura 4: Eficiência de remoção de matéria orgânica para amostras filtradas ( $\epsilon_s$ ) e carga orgânica volumétrica removida (COVR) nas Condições 1 a 4

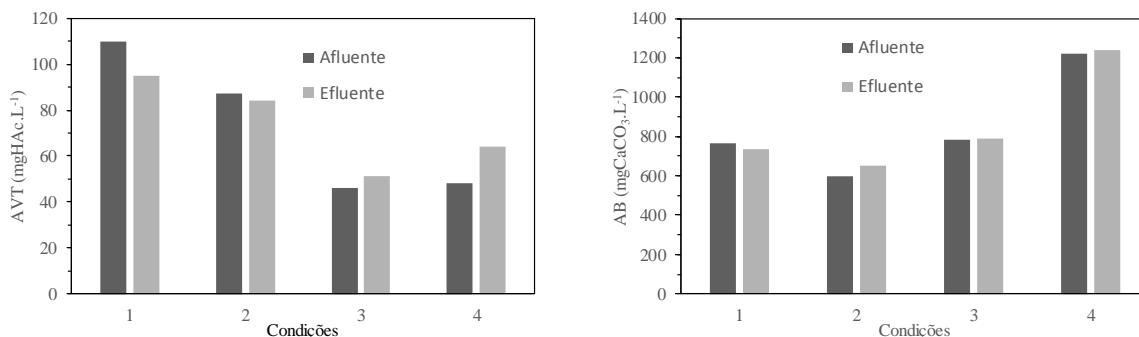


Figura 5: Ácidos voláteis totais (AVT) e alcalinidade à bicarbonato (AB) no afluente e no efluente nas Condições 1 a 4

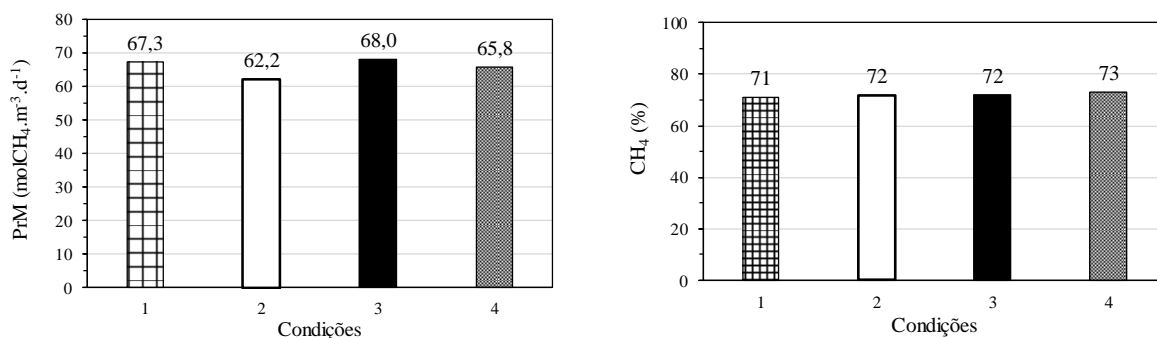


Figura 6: Produtividade em metano (PrM) e porcentagem de metano no biogás (CH<sub>4</sub> %) nas Condições 1 a 4

Analisando os valores de eficiência de remoção de matéria orgânica (Tabela 3 e Figuras 2 e 4) verifica-se que o aumento da proporção de glicerol, de 25% para 75%, não implicou em diminuição de eficiência de remoção de matéria orgânica. Os valores foram próximos com pequena vantagem para a Condição 3, na qual obteve-se 96%.

Ainda com relação ao aumento da proporção de glicerol, de 25% para 75%, verifica-se que os menores valores de concentração de ácidos voláteis totais no efluente (Tabela 3 e Figura 5) foram obtidos na Condição 3. Quanto a alcalinidade à bicarbonato (Tabela 3 e Figura 5), os maiores valores foram obtidos na Condição 3. Desta forma não houve acúmulo de ácidos com a aumento da porcentagem de glicerina no afluente.

Os valores de alcalinidade à bicarbonato, no afluente e no efluente, foram um pouco superiores na Condição 3 em relação à Condição 1 (Tabela 3 e Figura 5). A Condição 2 apresentou os menores valores no efluente, porém os valores foram menores no afluente. De uma forma geral, os resultados de concentração de ácidos voláteis e de alcalinidade no efluente indicam um equilíbrio entre geração e consumo dos mesmos.

Os valores experimentais de COVA foram de 5,3 gDQO·L<sup>-1</sup>·d<sup>-1</sup> e os valores de COVR foram de 4,9; 5,0 e 5,1 gDQO·L<sup>-1</sup>·d<sup>-1</sup>, nas Condições 1, 2 e 3 (Tabela 3 e Figura 4), o que indica uma ótima remoção de matéria orgânica, apresentando um rendimento de 93; 95 e 96%, respectivamente.

Quanto à produtividade em metano (Tabela 3 e Figura 6), verifica-se que o aumento da proporção de glicerol, de 25% para 75%, implicou em queda nos valores para a proporção intermediária (soro50%/glicerina50%), porém houve aumento da produtividade com o aumento para 75%. O maior valor, de 68,0 molCH<sub>4</sub>·m<sup>-3</sup>·d<sup>-1</sup>, foi obtido na Condição 3.

Em relação à produção de metano no biogás, verifica-se que o volume de metano gerado por ciclo na Condição 1 (1452 ± 110 mL.ciclo<sup>-1</sup>) foi similar ao volume gerado na Condição 3 (1479 ± 77 mL.ciclo<sup>-1</sup>), Tabela 3 e Figura 3, com uma pequena diminuição na Condição 2 (1339 ± 98 mL.ciclo<sup>-1</sup>).

Como os resultados das Condições 1, 2 e 3 foram semelhantes, porém com pequena vantagem para a Condição 3, na qual a proporção de glicerol era maior (75%), optou-se, na continuidade do trabalho, por manter os parâmetros operacionais da Condição 3, alterando-se somente a estratégia de alimentação para batelada alimentada (BA).

Analisando-se os resultados obtidos, verifica-se que houve uma pequena queda nos valores de eficiência de remoção de 96% (Condição 3) para 94% (Condição 4) (Tabela 3 e Figura 4).

Os valores de concentração de ácidos voláteis no afluente foram próximos, Tabela 3 e Figura 5, enquanto os valores dessa concentração no efluente foram um pouco superiores na Condição 4 (64 ± 21 mgHAc·L<sup>-1</sup>) em relação aos da Condição 3 (51 ± 38 mgHAc·L<sup>-1</sup>).

Os valores de alcalinidade à bicarbonato foram superiores no efluente na Condição 4 (1242 ± 22 mgCaCO<sub>3</sub>·L<sup>-1</sup>) em função dos maiores valores no afluente (1219 ± 36 mgCaCO<sub>3</sub>·L<sup>-1</sup>) (Tabela 3 e Figura 5).

Os valores experimentais de COVA foram de  $5,3 \text{ gDQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$  (Condição 3) e  $5,4 \text{ gDQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$  (Condição 4) e os valores de COVR foram de  $5,1 \text{ gDQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ , em ambas condições, o que indica uma ótima remoção de matéria orgânica, apresentando rendimentos de 96% e 94%, respectivamente.

Quanto à produtividade em metano verifica-se que a alteração na estratégia de alimentação para batelada alimentada, implicou em uma pequena queda nos valores para  $65,8 \text{ molCH}_4\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$  (Tabela 3 e Figura 6).

Em relação à produção de metano no biogás, 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 para a mesma composição afluente, indicando assim, uma estabilidade do AnSBBR.

Comparando-se as Condições 1, 2 e 3, cuja diferença está relacionada ao aumento da proporção de glicerina no afluente, verifica-se que houve redução na concentração de ácidos voláteis totais no efluente com o aumento na proporção de glicerina (Tabela 3 e Figura 5). Dessa forma, foi possível reduzir a suplementação de alcalinidade ao afluente em cerca de 13%.

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 do biogás gerado foi de 71 a 73% conforme verifica-se na Tabela 3 e na Figura 6, nas Condições 1 a 4.

O rendimento, entre metano produzido e matéria orgânica removida (RMCR) apresentou tendência de aumento com o aumento da proporção de glicerina para 75% (Tabela 2). O maior valor foi obtido na Condição 4 ( $17,0 \text{ molCH}_4\cdot\text{kgDQO}^{-1}$ ). 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 nas Condições 3 e 4. 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 ( $55^\circ\text{C}$ ) permitiu concluir que:

A estratégia de aumento gradual da concentração afluente, soro de leite, e da temperatura, foi eficiente para adaptação dos microrganismos em curto intervalo de tempo.

Para carga orgânica volumétrica aplicada de  $5,3 \text{ gDQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ , o aumento da proporção de glicerina no afluente, de 25% para 50% e para 75% não implicou em queda de desempenho do AnSBBR.

A condição com maior proporção de glicerina (75%) apresentou ligeira vantagem em relação ao desempenho em termos de eficiência de remoção (96%), carga orgânica volumétrica removida ( $5,1 \text{ gDQO}\cdot\text{L}^{-1}\cdot\text{d}^{-1}$ ) e produtividade em metano ( $68 \text{ molCH}_4\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ ).

Houve remoção, praticamente, total de carboidratos e de glicerina.

A alteração da estratégia de alimentação para batelada alimentada, mantendo-se a carga orgânica volumétrica e a proporção de glicerina no afluente em 75%, não implicou em queda de desempenho do biorreator.

Desta forma, estes resultados mostram a flexibilidade do sistema o qual poderá operar em batelada ou batelada alimentada na codigestão de soro/glicerina em condições termofílicas.



## 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.
- Bley Jr., C. Biogás- A energia invisível. 2a ed. Revista e Ampliada. São Paulo: CIBiogás: Foz do Iguaçu: ITAIPU Binacional, 2015.
- 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. Biotecnologia 2011. Edições da Biblioteca Max Feffer do Instituto de Tecnologia ORT. Rio de Janeiro, 2012.
- Nguyen, D.; Gadhamshetty, V.; Nitayavardhana, S.; Khanal, S. K. Automatic process control in anaerobic digestion technology: A critical review. *Bioresource Technology*, v. 193, p. 513-522, 2015.
- 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) 19<sup>th</sup> 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.