

PRODUÇÃO DE METANO E ADEQUAÇÃO AMBIENTAL EM ANSBBR TERMOFÍLICO TRATANDO EFLUENTE DA PRODUÇÃO TERMOFÍLICA DE HIDROGÊNIO A PARTIR DE SORO

Thiago Potenza Neri ¹; Giovanna Lovato ^{2,3}; José Alberto Domingues Rodrigues ²;
Suzana Maria Ratusznei ²; Roberta Albanez ²

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

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

³ Pós-doutoranda do Departamento de Hidráulica e Saneamento (EESC/USP).

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

Resumo. Analisou-se o desempenho de um reator AnSBBR termofílico com agitação mecânica, visando a geração de metano e adequação ambiental, pelo tratamento de efluente de reator acidogênico termofílico tratando soro de leite. O AnSBBR foi operado em batelada (B) e batelada alimentada (BA), a 55°C, com carga orgânica volumétrica aplicada (COVA) de 7 e 10 gDQO.L⁻¹.d⁻¹, com tempo de ciclo (tc) de 8 h, 6 h e 4 h. Os melhores resultados ocorreram na operação em batelada alimentada (55°C, tc = 6 h e 10 gDQO.L⁻¹.d⁻¹ – Condição 5), sendo obtida uma eficiência de remoção da matéria orgânica de 94 %, produtividade de metano de 117,12 molCH₄.m⁻³.d⁻¹ e rendimento entre metano gerado e matéria orgânica consumida de 11,9 mmolCH₄.gDQO⁻¹, indicando a viabilidade do AnSBBR.

Introdução

Na digestão anaeróbia, os microrganismos que formam ácidos graxos voláteis e metano possuem características muito diferentes em termos de necessidades nutricionais, fisiologia, cinética de crescimento e sensibilidade ao ambiente. Para superar essa limitação, o sistema de digestão anaeróbia de dois estágios pode ser empregado, em que os processos de acidogênese e metanogênese operam separadamente, usando reatores diferentes (Srisowmeya et al., 2020).

A produção de metano é altamente influenciada pela temperatura, o que afeta o desempenho um digestor anaeróbio. O processo de digestão anaeróbia é, geralmente, realizado em condições mesofílicas (30 - 40 °C) e termofílicas (50 - 60 °C) (Guo et al., 2014). O sistema que opera em condições termofílicas oferece vários benefícios, como o maior crescimento de bactérias metanogênicas, menor tempo de detenção hidráulica, alta produção de biogás e maior velocidade de degradação dos substratos (Dobre et al., 2014; Zhang et al., 2015).

Neste contexto, este trabalho tem como objetivo avaliar a produção de metano em um AnSBBR termofílico com agitação mecânica e biomassa imobilizada, a partir do tratamento de efluente do AnSBBR termofílico aplicado à produção de hidrogênio pela digestão de soro. O processo foi avaliado em função da eficiência de remoção da matéria orgânica, da estabilidade, e dos índices de desempenho referentes à produtividade molar e rendimento de metano. Para isso foi avaliada a influência da estratégia de alimentação (batelada e batelada alimentada), do tempo de ciclo e da carga orgânica volumétrica aplicada.

Material e Métodos

AnSBBR com biomassa imobilizada e agitação mecânica

A Figuras 1 mostra o esquema do sistema utilizado para a produção de biometano a partir do tratamento do efluente da produção termofílica de hidrogênio a partir de soro. O biorreator com agitação mecânica (modelo Bioflo III®, fabricado pela New Brunswick Scientific Co.), era formado por um frasco de vidro de 20 cm de diâmetro e altura, com capacidade total de 6,0 L e útil de 5,6 L. O material suporte era confinado em cesto de aço Inox-

316 perfurado de 18,0 cm de altura, 7,0 cm de diâmetro interno e 17,5 cm de diâmetro externo. A parte inferior do cilindro interno era coberta por uma tela de aço Inox de malha fina (1 mm) de modo a reter o meio de suporte imobilizado. A agitação foi fixada em 200 rpm e implementada por motor acoplado aos 2 impelidores tipo turbina de 6,0 cm de diâmetro constituído por seis lâminas planas (padrão Rushton) e instalados a 8,0 e 16,0 cm do fundo do tanque (Michelan et al., 2009).

Uma unidade de controle foi utilizada para automatizar as operações de carga, descarga e agitação. A alimentação e descarga foram realizadas por bombas tipo diafragma marca Prominent®, modelos Beta/4 (para batelada alimentada com capacidade máxima de $2,1 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$), Beta/5 (para batelada com capacidade máxima de $32 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$) e Concept (para descarga com capacidade de até $23 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$). Um sistema de automação composto por temporizadores da marca Logica® e modelo Grasslin foi responsável pelo acionamento e desligamento das bombas e do agitador, com objetivo de programar as etapas da operação em batelada sequencial: alimentação, reação e descarga. A temperatura de 55°C foi controlada pela circulação de água na dupla parede externa do reator e regulada por um banho ultratermostalizado.

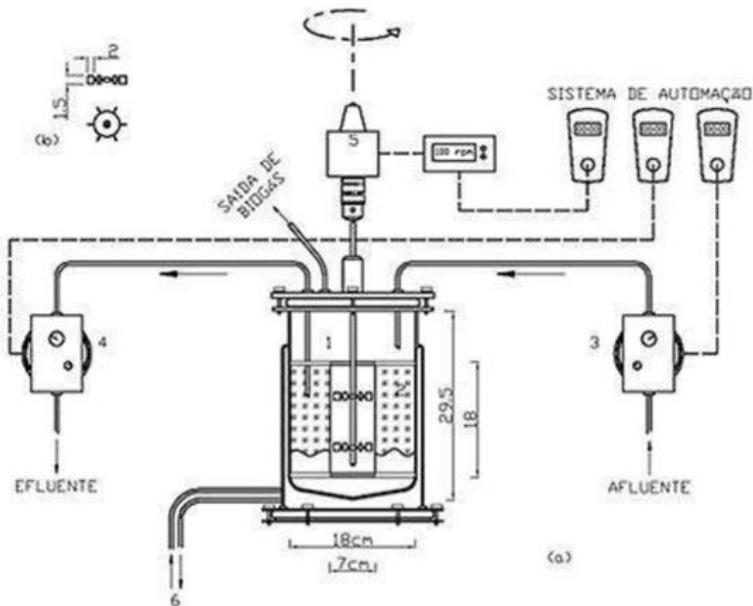


Figure 1: Esquema do AnSBBR (a) e detalhe dos impelidores tipo turbina com 6 pás planas (b).

[Notação: 1 – Reator modelo com volume total de 6L ($a = 29,5 \text{ cm}$; $b = 18,0 \text{ cm}$; $c = 18,0 \text{ cm}$); 2 – Cesto inox de retenção e material suporte da biomassa ($b = 18,0 \text{ cm}$; $d = 7,0 \text{ cm}$); 3 – Bomba de alimentação; 4 – Bomba de descarga; 5 – Sistema de agitação; 6 – Sistema de controle de temperatura (banho termostático)].

Água residuária

A água residuária que foi alimentada ao AnSBBR para a produção de metano foi proveniente de um AnSBBR termofílico que visa a produção de hidrogênio tratando soro. Desta forma, essa água residuária foi constituída, provavelmente, pelos principais compostos intermediários do metabolismo anaeróbio. A suplementação de alcalinidade pela adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3), foi necessária em função das características da água residuária. O valor inicial será de uma razão 1:1 ($\text{DQO}/\text{NaHCO}_3$) com posterior modificação (inferior ou superior) no intuito de operar o sistema de modo otimizado.

Inóculo e imobilização da biomassa anaeróbia

O inóculo que foi utilizado nos experimentos é proveniente de reator anaeróbio de manta de lodo e escoamento ascendente (UASB), tratando água residuária de Usina de Açúcar e

Álcool, cujas concentrações de sólidos totais (ST) e voláteis totais (SVT) são de 62 e 51 g·L⁻¹, respectivamente.

O suporte de imobilização da biomassa foi de espuma de poliuretano na forma de cubos de 0,5 cm de lado, com densidade aparente de 23 kg·m⁻³ e porosidade próxima a 95 %.

O lodo anaeróbio foi imobilizado nas partículas de espuma de poliuretano, conforme metodologia proposta por Zaiat et al. (1994). A espuma de poliuretano foi colocada em contato com o lodo por um período de 2 horas. Decorrido este período, as matrizes com as célulasaderidas foram colocadas em meio (o mesmo utilizado no experimento) para lavagem dos sólidos fracamente aderidos. O meio foi drenado, finalizando o preparo do inóculo.

Análises físico-químicas e exames microbiológicos

O monitoramento do reator foi efetuado medindo-se, em amostras do afluente e do efluente, a matéria orgânica nas formas não filtrada (C_{ST}) e filtrada (C_{SF}) como demanda química de oxigênio (DQO) e de carboidratos totais (Dubois et al., 1956), alcalinidade parcial (AP), alcalinidade intermediária (AI), alcalinidade total (AT), alcalinidade à bicarbonato (AB), ácidos voláteis totais (AVT), sólidos totais (ST), sólidos totais voláteis (STV), sólidos suspensos totais (SST) e sólidos suspensos voláteis (SSV), além da medida do pH e do volume de meio alimentado/descarregado. Tais análises foram realizadas de acordo com o *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (1995). Esses parâmetros foram monitorados com uma frequência de duas a cinco vezes por semana. Os compostos intermediários do metabolismo anaeróbio (acetona, metanol, etanol, n-butanol, ácidos acético, propiônico, butírico, iso-butírico, valérico, iso-valérico e capróico) foram analisados por cromatografia em fase gasosa, pelo método “head-space”, utilizando um cromatógrafo Agilent Technologies® modelo 7890 GC System, equipado com detector de ionização de chama. A composição do biogás formado pelo metabolismo anaeróbio foi analisada por cromatografia em fase gasosa utilizando-se um cromatógrafo Agilent Technologies® modelo 7890 GC System equipado com detector de condutividade térmica. O volume produzido foi aferido por meio de medidor de gás Rittter modelo MilligasCounter.

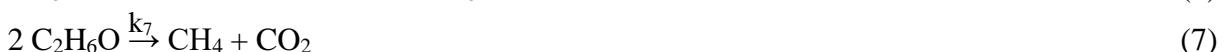
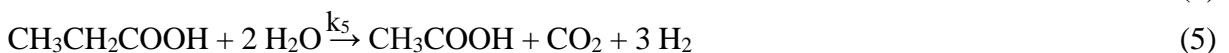
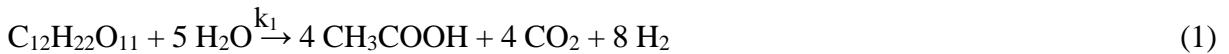
Modelo cinético

O modelo cinético das rotas metabólicas utilizado no presente trabalho foi proposto por Lovato et al. (2016), adaptado do modelo cinético desenvolvido por Rodrigues et al. (2004) e baseado no modelo de Bagley e Brodkorb (1999). No modelo cinético adotado, desenvolvido para reatores anaeróbios operados em batelada sequencial, o processo de degradação da matéria orgânica é simplificado em 9 etapas (Equações de 1 a 9). Nas primeiras 4 etapas paralelas (hidrólise e acidogênese) o substrato (S) soro é convertido em ácido acético (HAc), ácido propiônico (HPr), ácido butírico (HBu) e etanol (EtOH), essas reações ocorrem paralelamente. Nas 3 etapas seguintes (acetogênese), os ácidos secundários (ácido propiônico (HPr) e ácido butírico (HBr)) e etanol são consumidos formando ácido acético. Finalmente, nas 2 etapas independentes (metanogênese), tem-se as rotas acetoclásticas e hidrogenotróficas de produção de metano. Todas as etapas são consideradas de primeira ordem. Vale destacar que as reações de hidrólise e acidogênese ocorrem no reator acidogênico termofílico (efluente deste reator será usado como afluente no presente trabalho). Assim, para o sistema descrito neste projeto somente as reações de 5 a 9 (acetogênese e metanogênese) serão consideradas. O objetivo desse modelo cinético é entender as rotas metabólicas do sistema e não prever resultados experimentais e ampliação de escala.

As Equações (10) a (16) apresentam as equações de velocidade de reação para o consumo de substrato (r_S), formação e consumo de ácido acético (r_{HAc}), ácido propiônico (r_{HPr}), ácido butírico (r_{HBu}), etanol (r_{EtOH}), hidrogênio (r_H) e formação de metano (r_M), respectivamente. O parâmetro cinético “k” é relacionado com a velocidade de reação, indicando

uma relação com o tempo que é necessário para a concentração (S, HAc, HPr, HBu, EtOH, H e M) atingir um valor residual de acordo com a hipótese do modelo cinético. Os índices “1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9” estão relacionados com as reações. Os índices “S, HAc, HPr, HBu, EtOH, H e M” estão relacionados com os valores experimentais usados para calcular esses parâmetros.

Nas Equações (17) a (23) tem-se o balanço de massa do reator no modo batelada ($F = 0$) e batelada alimentada ($F \neq 0$) com o modelo cinético. Essas equações são utilizadas para determinar os parâmetros cinéticos do modelo. Os índices “A” estão relacionados com as concentrações dos compostos no afluente. Por se tratar de equações diferenciais, será utilizado o método de integração de Euler implementado em planilha Excel®, com a determinação dos parâmetros cinéticos por meio da ferramenta Solver®, utilizando como critério de otimização a minimização da somatória dos erros entre valores experimentais e calculados pelo modelo cinético ao quadrado.



$$r_S = - (k_{1S} + k_{2S} + k_{3S} + k_{4S}) \cdot C_S = - k'_{1S} \cdot C_S \quad (10)$$

$$r_{HAc} = k_{1HAc} \cdot C_S + k_{5HAc} \cdot C_{HPr} - k_{8HAc} \cdot C_{HAc} \quad (11)$$

$$r_{HPr} = k_{2HPr} \cdot C_S - k_{5HPr} \cdot C_{HPr} + k_{6HPr} \cdot C_{HBu} \quad (12)$$

$$r_{HBu} = k_{3HBu} \cdot C_S - k_{6HBu} \cdot C_{HBu} \quad (13)$$

$$r_{EtOH} = k_{4EtOH} \cdot C_S - k_{7HEtOH} \cdot C_{HEtOH} \quad (14)$$

$$r_H = k_{1H} \cdot C_S - k_{2H} \cdot C_S + k_{3H} \cdot C_S + k_{5H} \cdot C_{HPr} + k_{6H} \cdot C_{HBu} - k_{9H} \cdot C_H \quad (15)$$

$$r_M = k_{7M} \cdot C_{HEtOH} + k_{8M} \cdot C_{HAc} + k_{9M} \cdot C_H \quad (16)$$

$$\frac{dV}{dt} = F \quad (17)$$

$$\frac{dC_S}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{SA} - C_S) + r_S \quad (18)$$

$$\frac{dC_{HAc}}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{HAcA} - C_{HAc}) + r_{HAc} \quad (19)$$

$$\frac{dC_{HPr}}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{HPrA} - C_{HPr}) + r_{HPr} \quad (20)$$

$$\frac{dC_{HBu}}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{HBuA} - C_{HBu}) + r_{HBu} \quad (21)$$

$$\frac{dC_{EtOH}}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_{EtOHA} - C_{EtOH}) + r_{EtOH} \quad (22)$$

$$\frac{dC_M}{dt} = \frac{F}{V} \cdot (C_M) + r_M \quad (23)$$

Procedimento experimental de operação do AnSBBR

O AnSBBR foi operado conforme apresentado na Tabela 1, sendo o afluente proveniente do processo de produção de hidrogênio a partir do soro. Nas condições 1 e 2 o 4

AnSBBR foi operado em batelada (B – tempo de alimentação de 10 min) e batelada alimentada (BA – tempo de alimentação corresponde a 50 % do tempo de ciclo), respectivamente, para estudar a influência da estratégia de alimentação. A operação que apresentou o melhor resultado foi mantida para as próximas condições. Nas condições 3 e 4 foi estudado a influência do tempo de ciclo, mantendo-se o valor da carga orgânica volumétrica aplicada (COVA). Na condição 5, estudou-se a influência do aumento da carga orgânica volumétricas aplicada (COVA), em função do aumento da concentração afluente (CsAFL). O tempo de ciclo e a estratégia de alimentação foram mantidos conforme o melhor resultado obtido nas condições anteriores. É importante destacar que a condição de adaptação da biomassa (A) foi realizada aumentando-se, gradualmente, a concentração de afluente (1000, 2000, 3000, 4000 e 5000 mgDQO·L⁻¹) e, consequentemente, a carga orgânica volumétrica aplicada e, também, a temperatura (30, 35, 40, 45,50 e 55 °C).

Tabela 1: Condições experimentais implementadas ao AnSBBR.

Condições	Operação	C _S AFL (mgDQO·L ⁻¹)	t _C (h)	t _F (h)	COVA (gDQO·L ⁻¹ ·d ⁻¹)	T (°C)
A	B	1000-5000	8,0	4,0	3,0-7,0	30-55
1	B	5000	8,0	10 (min)	7,0	55
2	BA	5000	8,0	4,0		55
3	BA	3740	6,0	3,0	7,0	55
4	BA	2493	4,0	2,0		55
5	BA	5500	6,0	3,0	10,0	55

B = Batelada; BA = Batelada alimentada; A = adaptação;

O reator foi preparado colocando em seu interior a biomassa imobilizada em suporte inerte. A operação será realizada da seguinte maneira: no ciclo de partida foi alimentado 3,0 L de meio em 20 min. Após o término da alimentação, inicia-se a agitação de 200 rpm, que foi mantida até o final do ciclo. Após este período, agitação foi interrompida e foram descarregados 1,0 L de meio em 10 min, sendo que 2,0 L de volume residual serão mantidos no sistema. Logo após essa descarga, um novo ciclo teve início, com a alimentação de 1,0 L de meio com vazão constante, mas em tempos de enchimento diferentes em função da condição experimental, além da agitação de 200 rpm. Ao término do ciclo, a agitação foi interrompida e, em seguida, iniciou-se a descarga em 10 min e, assim, o ciclo foi repetido, caracterizando bateladas ou bateladas alimentadas sequenciais.

Os resultados experimentais obtidos no monitoramento do sistema, em cada condição operacional, foram analisados considerando-se a influência das variáveis estudadas sobre a estabilidade e o desempenho do processo.

Resultados e Discussão

Monitoramento do reator

Nas Tabelas 2 a 6, COVA é a carga orgânica aplicada volumétrica; t_C é o tempo de ciclo; CsAFL é a concentração da água resíduária; C_{CAFL} é a concentração de carboidratos na água resíduária; Cs é a concentração de matéria orgânica (C_{ST} para amostras não filtradas e C_{SF} para amostras filtradas); C_C é a concentração de carboidratos (C_{CT} para amostras não filtradas e C_{CF} para amostras filtradas); ε_S é a eficiência de remoção de matéria orgânica (ε_{ST} para amostras não filtradas e ε_{SF} para amostras filtradas); ε_C é a eficiência de remoção de carboidratos (ε_{CT} para amostras não filtradas e ε_{CF} para amostras filtradas); AB é a alcalinidade a bicarbonato; AVT é a concentração de ácidos voláteis totais; ST é a concentração de sólidos totais; SVT é a

concentração de sólidos voláteis totais; SST é a concentração de sólidos em suspensão totais; SSV é a concentração de sólidos em suspensão voláteis; V é o volume tratado.

Tabela 2 – Valores médios de concentração e de eficiência de remoção de matéria orgânica para todas as condições.

Condição	COVA (gDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	t _C (h)	C _{SAFL} (mgDQO.L ⁻¹)	Cs (mgDQO.L ⁻¹)		ε _S (%)	
				C _{ST}	C _{SF}	ε _{ST}	ε _{SF}
1	7,14	8	5023 ± 221	463 ± 109	330 ± 94	91 ± 2	93 ± 2
2	6,96	8	4940 ± 245	468 ± 197	369 ± 187	91 ± 4	93 ± 4
3	7,19	6	3662 ± 142	357 ± 312	265 ± 277	90 ± 9	93 ± 8
4	7,28	4	2523 ± 98	313 ± 241	241 ± 211	88 ± 10	90 ± 8
5	10,38	6	5454 ± 128	445 ± 249	319 ± 238	92 ± 5	94 ± 4

Tabela 3 – Valores médios de concentração e de eficiência de remoção de carboidratos para todas as condições.

Condição	COVA (gDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	t _C (h)	C _{SAFL} (mgCarboidrato.L ⁻¹)	C _C (mgCarboidrato.L ⁻¹)		ε _S (%)	
				C _{ST}	C _{SF}	ε _{ST}	ε _{SF}
1	7,14	8	1563 ± 627	36 ± 7	25 ± 4	98 ± 0	98 ± 0
2	6,96	8	1873 ± 419	38 ± 16	25 ± 13	98 ± 1	99 ± 1
3	7,19	6	1554 ± 707	33 ± 12	20 ± 8	98 ± 1	99 ± 1
4	7,28	4	808 ± 290	27 ± 9	16 ± 6	97 ± 1	98 ± 1
5	10,38	6	1617 ± 904	36 ± 8	22 ± 6	98 ± 0	99 ± 1

Tabela 4 – Valores médios de alcalinidade a bicarbonato, de concentração de ácidos voláteis totais e volume de efluente para todas as condições.

Condição	COVA (gDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	t _C (h)	AB (mgCaCO ₃ .L ⁻¹)		AVT (mgH _{AC} .L ⁻¹)		V (L)
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	
1	7,14	8	1502 ± 308	2794 ± 87	1473 ± 432	155 ± 42	1,08 ± 0,05
2	6,96	8	1695 ± 209	3005 ± 1303	1301 ± 217	136 ± 89	1,06 ± 0,02
3	7,19	6	1969 ± 801	2514 ± 1005	965 ± 187	139 ± 139	1,16 ± 0,04
4	7,28	4	1874 ± 244	2314 ± 144	723 ± 97	120 ± 101	1,11 ± 0,05
5	10,38	6	1609 ± 211	2962 ± 259	1646 ± 333	145 ± 118	1,09 ± 0,05

Tabela 5 – Valores médios de concentração de sólidos totais e sólidos voláteis totais no afluente e no efluente para todas as condições.

Condição	COVA (gDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	t _C (h)	ST (mg.L ⁻¹)		SVT (mg.L ⁻¹)		
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente	
1	7,14	8	6400 ± 392	3831 ± 211	3311 ± 449	829 ± 115	
2	6,96	8	6367 ± 274	3809 ± 141	3366 ± 227	813 ± 181	
3	7,19	6	5787 ± 367	3535 ± 387	3019 ± 412	917 ± 237	
4	7,28	4	4653 ± 200	3464 ± 141	2122 ± 212	987 ± 152	
5	10,38	6	7055 ± 524	7746 ± 8089	3679 ± 435	4454 ± 8170	

Tabela 6 – Valores médios de concentração de sólidos em suspensão totais e sólidos para suspensão voláteis no afluente e no efluente para todas as condições.

Condição	COVA (gDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	t _C (h)	SST (mg.L ⁻¹)		SSV (mg.L ⁻¹)	
			Afluente	Efluente	Afluente	Efluente
1	7,14	8	418 ± 96	93 ± 40	316 ± 130	65 ± 34
2	6,96	8	510 ± 101	119 ± 21	379 ± 94	85 ± 25
3	7,19	6	409 ± 102	132 ± 88	311 ± 122	102 ± 70
4	7,28	4	275 ± 47	115 ± 51	275 ± 85	101 ± 51
5	10,38	6	578 ± 154	168 ± 22	451 ± 97	123 ± 22

Analisando os valores de eficiência de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO para amostras de efluente (filtrado e não filtrado) e afluente (Tabela 2), observa-se que todas as condições apresentaram alta eficiência de remoção, como esperado em um reator metanogênico. A pior eficiência de remoção de matéria orgânica (90 ± 8) foi apresentada na condição 4, cujo tempo de ciclo foi de 4 horas.

Analisando os valores de eficiência de remoção de carboidratos, para amostras de efluente (filtrado e não filtrado) e afluente (Tabela 3), observou-se que todas condições apresentaram alta eficiência de remoção independente da variável alterada. Assim, o sistema poderá ser operado em qualquer uma das condições sem prejuízos em termos de eficiência de remoção de carboidrato, o que mostra a flexibilidade operacional desse sistema.

Em todas as condições notou-se que os valores de pH afluente foram de, aproximadamente, 8 e efluente foram de, aproximadamente, 7,0. Observa-se (Tabela 4) que os valores de alcalinidade a bicarbonato do efluente foram sempre superiores aos valores do afluente, indicando a geração de alcalinidade no sistema e a capacidade tamponante do meio em todas as condições impostas ao AnSBBR, como esperado de um reator metanogênico. Com relação à concentração de ácidos voláteis totais, observa-se que a concentração sempre foi inferior no efluente em relação aos valores no afluente, em função do consumo dos mesmos na etapa de metanogênese. É válido ressaltar que o reator estudado teve como afluente o efluente de um reator acidogênico, ou seja, a matéria orgânica presente no afluente era composta pelos ácidos voláteis totais. Assim, o objetivo era que os microrganismos consumissem esses ácidos para gerar metano, o que foi constatado.

Indicadores de performance no AnSBBR

Na Tabela 7 V_G é produção volumétrica média acumulada de biogás; V_{CH4} é a produção volumétrica média acumulada de metano, C_{CH4} é a concentração de metano no biogás e Y_{CH4} é a fração molar de metano no biogás.

A Tabela 8 apresenta os valores de carga orgânica volumétrica aplicada (COVA), carga orgânica específica aplicada (COAE), carga orgânica removida volumétrica (CORV), carga orgânica removida específica (CORE), rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada (RMCA), rendimento entre metano produzido e matéria orgânica removida (RMCR), produtividade molar volumétrica (PrM), produtividade molar específica (PrME), produção molar diária de metano (n_{CH4}) e a massa de sólidos voláteis totais no interior do reator (MsVT) para todas condições.

Tabela 7 – Produção volumétrica média acumulada de biogás (V_G) e de metano (V_{CH_4}), concentração média (C_{CH_4}) e fração molar média de metano (Y_{CH_4})

Condições	V_G (mL-CNTP)	V_{CH_4} (mL-CNTP)	C_{CH_4} (mmol.L ⁻¹)	Y_{CH_4} (%)
1	1350	971	20,42	71,9
2	1381	1019	19,84	74,0
3	1351	1001	19,34	74,1
4	796	563	13,60	70,7
5	1956	1502	21,77	76,9

Tabela 8 – Valores de carga orgânica volumétrica: aplicada e específica, carga orgânica removida: volumétrica e específica, rendimento entre metano produzido e matéria orgânica: aplicada e removida, produtividade: molar volumétrica e específica e a massa de sólido, no interior do reator para todas as condições.

Parâmetro	Unidades	Condições				
		1	2	3	4	5
COVA	(gDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	7,13	6,96	7,19	7,28	10,38
CORV	(gDQO.L ⁻¹ .d ⁻¹)	6,66	6,44	6,67	6,59	9,77
COEA	(gDQO.gSVT ⁻¹ .d ⁻¹)	0,46	0,42	0,27	0,29	0,41
CORE	(gDQO.gSVT ⁻¹ .d ⁻¹)	0,43	0,39	0,25	0,27	0,39
RMCA	(molCH ₄ .kgDQO ⁻¹)	8,00	8,66	10,53	8,94	11,29
RMCR	(molCH ₄ .kgDQO ⁻¹)	8,57	9,35	11,35	9,88	11,99
PrM	(molCH ₄ .m ⁻³ .d ⁻¹)	57,06	60,28	75,77	65,11	117,12
PrME	(molCH ₄ .kgSVT ⁻¹ .d ⁻¹)	3,72	3,61	2,81	2,63	4,64
n _{CH₄}	(molCH ₄ .d ⁻¹)	0,13	0,14	0,18	0,15	0,27
M _{SVT}	(g)	34,93	37,79	63,49	57,32	57,78

Analisando-se a Tabela 7, verifica-se que a condição 5 (10 gDQO.L⁻¹.d⁻¹/ 6 h/ 55 °C/ BA) foi a que apresentou o maior valor médio de produção volumétrica acumulada de biogás (V_G) e de metano (V_{CH_4}), em comparação das demais condições. Ou seja, o aumento da carga orgânica implicou em um aumento na produção de biogás e de metano.

Pela Tabela 8, verifica-se que a condição 2 (7,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹/ 8 h/ 55 °C/ BA), em comparação da condição 1 (7,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹/ 8 h/ 55 °C/ B), apresentou o maior valor de produtividade molar volumétrica (PrM), maior mol de metano (n_{CH₄}) e maiores valores de rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada (RMCA) e matéria orgânica removida (RMCR). Ou seja, a estratégia de alimentação, de B para BA, implicou em um aumento da produtividade molar, no número de mol de metano e no rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada e matéria orgânica removida. Desse modo, as condições subsequentes foram operadas em BA.

Comparando as condições 2 (7,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹/ 8 h/ 55 °C/ B), 3 (7,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹/ 6 h/ 55 °C/ BA) e 4 (7,0 gDQO.L⁻¹.d⁻¹/ 4 h/ 55 °C/ BA), verificou-se que a condição 3 apresentou o maior valor de produtividade molar volumétrica (PrM), maior mol de metano (n_{CH₄}) e maiores valores de rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada (RMCA) e matéria orgânica removida (RMCR). Ou seja, a diminuição do tempo de ciclo, de 8 h para 6 h, implicou em um aumento da produtividade molar, no número de mol de metano e no rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada e matéria orgânica removida. Isso não foi verificado quando diminuiu o tempo de ciclo, de 6 h para 4 h. Desse modo, a condição subsequente foi operada com um tempo de ciclo de 6 h. A condição 5 (10 gDQO.L⁻¹.d⁻¹/ 6 h/ 55 °C/ BA), em relação as demais condições, maior valor de produtividade molar volumétrica (PrM), maior mol de metano (n_{CH₄}) e maiores valores de rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada (RMCA) e matéria orgânica removida (RMCR).

Conclusões

No estudo da produção de biometano em AnSBBR termofílico com agitação mecânica, aplicado ao tratamento do efluente da produção termofólica de hidrogênio a partir de soro, avaliando-se a influência da estratégia de alimentação (batelada e batelada alimentada), do tempo de ciclo (8 h, 6 h e 4 h) e da carga orgânica ($7,0$ e $10,0 \text{ gDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$) , foi possível observar:

(i) Obtiveram-se altas eficiências de remoção de matéria orgânica (superior a 90 %), de carboidratos (superior a 98 %) para amostras filtradas em todas as condições implementadas;

(ii) Não houve acúmulo de ácidos voláteis totais em nenhuma das condições impostas ao AnSBBR. Além disso os valores de alcalinidade a bicarbonato do efluente foram sempre superiores aos valores do afluente, indicando que houve geração de alcalinidade no sistema em todas as condições

(iii) A alteração da estratégia de alimentação para batelada alimentada, implicou no aumento da produtividade molar de metano e no rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada (RMCA) e matéria orgânica removida (RMCR);

(iv) A alteração do tempo de ciclo para 6 h, implicou no aumento da produtividade molar de metano e no rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada (RMCA) e matéria orgânica removida (RMCR);

(iv) A condição em batelada alimentada com maior COVA ($10,0 \text{ gDQO.L}^{-1}.\text{d}^{-1}$) (condição 5) foi a que apresentou maior produtividade molar de metano e rendimento entre metano produzido e matéria orgânica aplicada (RMCA) e matéria orgânica removida (RMCR) em relação as demais condições.

Referências

- Bagley, D. M. e Brodkorb, T.S. (1999) Modeling Microbial Kinetics in an Anaerobic Sequencing Batch Reactor – Model Development and Experimental Validation. *Water Environmental Research*, 71, 1320-1332.
- Dobre, P.; Nicolae, F.; Matei, F. (2014) Main factors affecting biogas production-An overview. *Romanian Biotechnological Letters*, 19, 9283 – 9296.
- 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.
- 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 Biochemical Biotechnology*, 178, 126–143.
- Guo, X.; Wang, C.; Sun, F.; Zhu, W.; Wu, W. (2014) A comparison of microbial characteristics between the thermophilic and mesophilic anaerobic digesters exposed to elevated food waste loadings. *Bioresource Technology*, 152, 420 – 428.
- Michelan, R.; Zimmer, T. R.; Rodrigues, J. A. D.; Ratusznei, S. M.; Moraes, D.; Zaiat, M.; Forestie, E. (2009) Effect of impeller type and mechanical agitation on the mass transfer and power consumption aspects of ASBR operation treating synthetic wastewater. *Journal of Environmental Management*, 90, 1357 – 1364.
- Rodrigues, J.A.D.; Pinto, A.G.; Ratusznei, S.M.; Zaiat, M.; Gedraite, R. (2004) Enhancement of the performance of an anaerobic sequencing batch reactor treating low strength wastewater through implementation of a variable stirring rate program. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 21, 423-434.

- Srisowmya, G.; Chakravarthy, M.; Nandhini, D. (2020) Critical considerations in two-stage anaerobic digestion of food waste – A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 119, e109587.
- 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.
- 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.
- Zhang, A.; Shen, J.; Ni, Y. (2015) Anaerobic digestion for use in the pulp and paper industry and other sectors: An introductory mini-review. *Bioresources*, 10, 8750 – 8769.