

ESTUDO DA CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA SOBRE A PRODUÇÃO DE BIOGÁS A PARTIR DE DEJETOS DE SUÍNOS EM DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE REATORES

M. ARAÚJO LINS¹, S. PEREIRA NETO², R. L. RADIS STEINMETZ³, A. KUNZ⁴

¹ Tecnólogo em biocombustíveis, mestrando PGEAGRI, Unioeste, Rua Universitária, 2069 – JD. Universitário, Cascavel-PR, Fone: (45) 3220-3175, marbiocomb@gmail.com

² Engº ambiental, mestrando PGEAGRI, Unioeste, Rua Universitária, 2069 – JD. Universitário, Cascavel -PR

³ Dr. Eng Química, Analista, Embrapa Suínos e Aves, Concórdia – SC

⁴ Dr. em Química, Docente Unioeste (PGEAGRI), Cascavel-PR, Pesquisador Embrapa Suínos e Aves, Concórdia – SC

Apresentado no

XLVI Congresso Brasileiro de Engenharia Agrícola - CONBEA 2017
30 de julho a 03 de agosto de 2017 - Maceió - AL, Brasil

RESUMO:

O uso de reatores anaeróbios com finalidades energéticas é uma forma eficaz no tratamento de efluentes da suinocultura. O objetivo deste trabalho foi estudar o efeito da progressão de carga orgânica volumétrica (COV) sobre a produção de biogás a partir de dejetos de suínos em reatores UASB e CSTR, ambos de bancada, operados a 37 °C de forma contínua e semicontínua, respectivamente. A maior produtividade no reator UASB foi de 1,6 m³_N biogás m⁻³_{reator} d⁻¹, e 74% de metano no momento em que operava com COV de 2,2 e 2,9 g_{sv} L⁻¹ d⁻¹ e TRH de 48 e 36 horas, respectivamente. Enquanto que os piores resultados foram no momento em que operava com COV de 8,4 g_{sv} L⁻¹ d⁻¹ e TRH de 24 horas. Para o reator CSTR a maior produtividade foi na COV de 1,9 g_{sv} L⁻¹ d⁻¹ e TRH de 15 dias, atingindo 0,7 m³_N biogás m⁻³_{reator} d⁻¹ e 53% de metano e os piores resultados no momento em que operava com COV de 3,0 g_{sv} L⁻¹ d⁻¹ e TRH de 9 dias. Estudos sobre as faixas de COV toleradas por diferentes configurações de reatores no tratamento de dejetos suínos, possibilita identificar as melhores condições operacionais para otimização da geração de biogás.

PALAVRAS-CHAVE: dejetos de suíno, bioenergia, biomassa.

STUDY OF ORGANIC LOADING RATE ON THE BIOGAS YIELD USING SWINE MANURE AT DIFFERENT REACTORS CONFIGURATION

ABSTRACT:

The use of anaerobic reactors with energetic purposes is an effective way to treatment swine wastewater. The aim of this work was to study the effect of organic loading rate (OLR) on the biogas yield in UASB and CSTR reactors treating swine wastewater, the bench scale reactors were operated at 37 °C, continuously and semicontinuously, respectively. For the UASB reactor the highest productivity of biogas was 1.6 m³_N biogas m⁻³_{reactor} d⁻¹, with 74% of methane when operated at OLR of 2.2 and 2.9 g_{vs} L⁻¹ d⁻¹ and HRT of 48 and 36 hours, respectively. The lowest value were obtained when the reactor was operated at OLR of 8.4 g_{vs} L⁻¹ d⁻¹ and at HRT of 24 hours. For the CSTR reactor the highest biogas productivity was reached at OLR of 1.9 g_{vs} L⁻¹ d⁻¹ and 15 days of HRT reaching 0.7 m³_N biogas m⁻³_{reactor} d⁻¹, and with 53% of methane in the generated biogas. The CSTR efficiency was significantly reduced when operated at OLR of 3.0 g_{vs} L⁻¹ d⁻¹. Studies of OLR capacity for swine wastewater treatment for different reactor configurations makes it possible to identify the best reactor operational conditions for optimization of biogas generation.

KEYWORDS: swine manure, bioenergy, biomass.

INTRODUÇÃO:

A cadeia produtiva de suínos no Brasil evoluiu de um modo de subsistência para uma escala agroindustrial, tornando o país um dos quatro maiores produtores e exportadores de carne suína (Kunz et al., 2009; ABCS, 2014).

Contudo, este avanço foi acompanhado pelo inevitável aumento na geração de resíduos. O dejetos suíno é um resíduo com elevado poder poluidor, mas, ao mesmo tempo um excelente substrato para a produção de biogás.

A produção de biogás é afetada por alguns parâmetros como: carga orgânica volumétrica (COV), pH, temperatura, relação entre carbono e nitrogênio, tempo de retenção hidráulica (TRH) e tempo de retenção de sólidos (TRS) (Mao et al., 2015). A importância da COV encontra-se no fato de que cada configuração de reator tolera diferentes faixas assim, uma COV inadequada leva à uma subutilização ou à uma sobrecarga no reator, refletindo negativamente sobre a produção de biogás.

O objetivo dessa pesquisa foi avaliar a influência da progressão de carga orgânica volumétrica na produtividade de biogás em reatores do tipo CSTR e UASB tratando dejetos de suínos sobre a produtividade de biogás.

MATERIAL E MÉTODOS:

As amostras de dejetos suínos (DS) utilizadas no experimento foram coletadas em diferentes pontos da Estação de Tratamento de Dejetos de Suínos (ETDS) nas granjas experimentais da Embrapa Suínos e Aves, localizada em Concórdia - Santa Catarina, Brasil. O motivo das coletas serem em diferentes pontos foi devido à tolerância de cada configuração de reator em relação ao teor de sólidos totais contidos no substrato.

Na Tabela 1, estão detalhados os locais de amostragem e os valores referentes às concentrações médias de sólidos totais e sólidos voláteis (ST, SV) nas amostras de DS utilizadas nos experimentos com os reatores CSTR e UASB.

TABELA 1. Locais de amostragem e concentrações médias de ST e SV nas amostras de DS utilizadas nos experimentos com os reatores CSTR e UASB.

Reator	Local de amostragem	ST (g L ⁻¹)	SV (g L ⁻¹)
CSTR	Entrada do sistema de tratamento	29,8 ± 7,5	21,4 ± 6,0
UASB	Após separação sólido-líquida (flotodecantador)	10,1 ± 3,6	6,2 ± 2,5

Na Tabela 2, estão relacionados os volumes úteis, forma e temperatura média de operação dos reatores CSTR e UASB.

TABELA 2. Volume útil, operação e temperatura média dos reatores CSTR e UASB.

Reator	Volume útil (L)	Operação	Temperatura (°C)
CSTR	17	Semicontínua	37,0 ± 1,0
UASB	6,6	Contínua	37,0 ± 1,0

A partida do reator CSTR foi dada com 20% de inóculo, composto de partes iguais de esterco de bovino fresco e lodos de reatores UASB da ETDS e de uma indústria de gelatina (Steinmetz et al., 2016) e 80% de água da rede de abastecimento municipal.

Os ensaios com o reator CSTR foram divididos em três fases. Na fase I, o reator foi operado com COV 1 g_{SV}ad. L⁻¹ reator d⁻¹, até estabilização da produção de biogás. Na fase II, realizou-se a progressão da COV para 2 g_{SV}ad. L⁻¹ reator d⁻¹ e após estabilização da produção de

biogás para $3 \text{ g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$. Na fase III, as COV's 1,0, 1,9 e 0,7 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$ foram ajustadas por meio do TRH, com o propósito de avaliar a relação entre estas variáveis.

Os ensaios com o reator UASB foram divididos em duas fases. Na fase I, o DS foi diluído com água para obtenção da COV planejada. Na fase II, a estratégia para controle da COV foi mediante redução progressiva da diluição, mantendo o TRH em 75 horas. Após este período, a COV foi controlada por meio do aumento da vazão e consequente redução do TRH.

As análises físico-químicas foram realizadas em conformidade com o protocolo proposto por Standard Methods (APHA, 2012). Foram determinados, ST e SV, relação entre alcalinidade intermediária e parcial (AI/AP), pH e nitrogênio amoniacal total, com posterior cálculo da amônia livre, por intermédio da equação de Anthonisen et al., (1976). A quantificação da produção de biogás foi com aparelho da marca Ritter, modelo TG 0. 5/5. As unidades de medidas do experimento foram padronizadas de acordo com Kunz et al., (2016).

RESULTADOS E DISCUSSÃO:

Para o reator CSTR, na fase I a produção de biogás começou a estabilizar a partir do quadragésimo dia de operação, possibilitando no quinquagésimo quarto dia o início da fase II, com progressão da COV para $2,0 \text{ g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$ (Tabela 3).

Na fase II, após estabilização da produção de biogás a COV foi elevada de 2,0 para 3,0 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$ e TRH 9 dias, mas, após 17 dias de operação nestas condições ocorreu abrupta queda na produtividade e rendimento de biogás e metano, tornando-se necessário ajustes na condução do processo, iniciando-se a fase III.

Presumiu-se que o TRH de 9 dias provocou *washout*, termo utilizado para expressar a lavagem da biomassa. Assim, na fase III, a estratégia para aplicação da COV mudou, passando a ser controlado por meio do TRH, já que, o teor de SV no DS fez com que a elevação da COV de 2,0 para 3,0 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$ diminuísse o TRH a um ponto crítico.

Os TRH's aplicados na fase III foram: 18, 15 e 18 dias, resultando nas COV's de 1,0, 1,9 e 0,7 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$, respectivamente.

Foi possível observar que a elevação do TRH de 9 para 18 dias na fase III restabeleceu a produtividade e rendimento de biogás e metano, que manteve-se estável até o final do experimento, fortalecendo a hipótese de *washout*.

O baixo TRS na fase II pode ter provocado o desequilíbrio entre a relação C/N, causando acúmulo de nitrogênio e elevação da concentração de amônia livre (AL). Entre as COV's 2,0 e 3,0 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$, fase II, a concentração de AL passou de 64,1 para 608,9 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$. Na literatura é reportado inibição da produção de biogás de DS por AL a uma concentração de 316 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ operando reator CSTR a 37 °C (BRAUN et al., 1981).

Para o reator UASB, na fase I COV's 1,5, 2,0, 2,5 e 3,0 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$ a produtividade de biogás e metano permaneceram estáveis, sofrendo variações mais acentuadas apenas na fase II quando as diluições do DS com água foram gradativamente reduzidas.

A variação mais significativa da produção de biogás e metano no decorrer do experimento, foi no momento em que o reator foi a COV de 8,4 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$ e TRH 24 horas. A produção de biogás e metano aumentaram significativamente, no entanto, o processo já demonstrava-se instável, apresentando flotação da biomassa o que rapidamente impactou sobre a produtividade de biogás, conforme Tabela 3.

O comportamento da concentração de AL na fase I permaneceu baixo e estável, porém, na fase II entre as COV's 2,9 e 8,4 $\text{g}_{\text{SV}_{\text{adic}}} \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$ a concentração de AL passou de $122,0 \pm 7,7$ para $223,1 \pm 66,4 \text{ mg} \cdot \text{L}^{-1}$, e isto, possivelmente prejudicou a produção de biogás. Yenigun e Demirel (2013), relatam inibição por AL a partir de 200 $\text{mg} \cdot \text{L}^{-1}$ para produção de biogás a partir de DS em condições mesofílicas. Para ambos os reatores a relação AI/AP não apresentou valores altos, não ultrapassando $0,4 \pm 0,1$. Segundo Mezes et al., (2011), de 0,3 a 0,4 o reator está na faixa ótima de operação.

TABELA 3. Valores da Produtividade de Biogás - PdB ($L_N \text{ biogás } L_{\text{reator}}^{-1} d^{-1}$), relação AI/AP, concentração de Amônia Livre - AL (mg L^{-1}), durante as fases I, II e III do experimento com o reator CSTR e das fases I e II do experimento com reator UASB.

CSTR				UASB			
COV	PdB	AL	AI/AP	COV	PdB	AL	AI/AP
Fase I				Fase I			
1,0	0,2 ± 0,2	19,6 ± 0,2	0,1 ± 0,0	1,5	0,4 ± 0,2	31,7 ± 13,2	0,1 ± 0,0
1,0	0,5 ± 0,1	30,5 ± 16,7	0,2 ± 0,1	2,0	0,9 ± 0,3	31,3 ± 6,0	0,1 ± 0,0
1,0	0,4 ± 0,1	128,7 ± 85,2	0,3 ± 0,1	2,5	1,2 ± 0,2	24,2 ± 5,3	0,1 ± 0,0
1,0	0,3 ± 0,1	127,5 ± 69,6	0,2 ± 0,04	3,0	1,2 ± 0,2	18,6 ± 5,2	0,1 ± 0,0
Fase II				Fase II			
2,0	0,7 ± 0,1	88,6 ± 16,9	0,4 ± 0,1	0,5	1,3 ± 0,2	40,7 ± 17,9	0,1 ± 0,0
3,0	0,8 ± 0,2	233,2 ± 169,5	0,4 ± 0,1	0,7	0,4 ± 0,1	34,7 ± 12,6	0,1 ± 0,0
Fase III				Fase II			
1,0	0,4 ± 0,1	352,0 ± 72,4	0,4 ± 0,1	0,9	1,0 ± 0,2	118,3 ± 32,3	1,0 ± 0,0
1,9	0,7 ± 0,1	190,5 ± 132,0	0,2 ± 0,1	1,4	0,9 ± 0,1	127,4 ± 24,0	0,1 ± 0,0
0,7	0,5 ± 0,1	197,3 ± 29,5	0,2 ± 0,0	1,6	1,3 ± 0,1	147,8 ± 14,9	0,1 ± 0,0
-	-	-	-	2,2	1,6 ± 0,3	129,9 ± 12,0	0,1 ± 0,0
-	-	-	-	2,9	1,6 ± 0,5	122,0 ± 7,7	0,1 ± 0,0
-	-	-	-	8,4	1,9 ± 1,1	223,1 ± 66,5	0,2 ± 0,0

CONCLUSÕES:

Em reatores CSTR foi possível constatar a sua capacidade de operar em cargas maiores, em vista que na COV 3,0 $g_{SV \text{ adic}} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$ o reator não apresentava sinais de falha no sistema. Mas deve-se se atentar ao efeito do TRH no processo, pois o mesmo influenciou a produção de biogás, provavelmente pelo efeito *washout* do reator. No experimento com reator UASB observou-se que na COV de 8,4 $g_{SV \text{ adic}} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$, o processo começa a falhar, mas nas COV's menores até 2,9 $g_{SV \text{ adic}} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$ o sistema funcionou bem. Outro fator que influenciou negativamente na produtividade de biogás foi a amônia livre.

Agradecimentos:

A CAPES pela concessão de bolsa de mestrado e Rede biogásfert (projeto nº 021280400-02).

REFERÊNCIAS

- ABCS. Associação Brasileira de Criadores de Suínos. Produção de suínos: teoria e prática, pág 23, Brasília, 2014.
- ANTHONISEN, A.C.; LOEHR, R.C.; PRAKASAM, T.B.S.; SRINATH, E.G. (1976). Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal WPCF**. Vol 48.
- APHA – AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION. **Standard methods for examination of water and wastewater**. 22st. ed. Washington: APHA, 2012.
- BRAUN, R.; HUBER, P.; MEYRATH, J. (1981). Ammonia toxicity in liquid piggery manure digestion. **Biotechnology Letters** 3, 159–164.
- KUNZ, A; MIELE, M.; STEINMETZ, R. L. R. Advanced swine manure treatment and utilization in Brazil. **Bioresource technology**, v. 100, n. 22, p. 5485-5489, 2009.
- KUNZ, A.; AMARAL, A. C.; STEINMETZ, R. L. R. **Padronização de uso das unidades de medida em processos de produção de biogás**. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2016. 4p. (Embrapa Suínos e Aves. Comunicado técnico, 537).
- MAO, C.; FENG, Y.; WANG, X.; REN, G. Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 45, p. 540-555, 2015.
- YENIGÜN, O.; DEMIREL, B. (2013). Ammonia inhibition in anaerobic digestion: a review. **Process Biochemistry**, 48(5), 901-911.
- MEZES, L; BIRÓ, G.; SULYOK, E., PETIS, M.; BORBÉLY, J.; TAMÁS, J. (2011). Novel approach on the basis of FOS/TAC method. **Analele Universității din Oradea, Fascicula: Protecția Mediului**, 17, 713-718.