

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DO OESTE DO PARANÁ
CAMPUS DE CASCAVEL
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLÓGICAS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AGRÍCOLA**

**EFEITO DA CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA SOBRE A PRODUÇÃO DE BIOGÁS
UTILIZANDO-SE DEJETO DE SUÍNO EM DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE
REATORES ANAERÓBIOS**

MARCOS ARAÚJO LINS

**Cascavel – Paraná – Brasil
Julho 2017**

MARCOS ARAÚJO LINS

**EFEITO DA CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA SOBRE A PRODUÇÃO DE BIOGÁS
UTILIZANDO-SE DEJETO DE SUÍNO EM DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE
REATORES ANAERÓBIOS**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Agrícola, área de concentração Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Airton Kunz

Cascavel – Paraná – Brasil

Julho – 2017

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)

(Sistema de Bibliotecas UNIOESTE- Cascavel-PR)

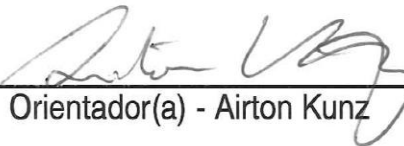
L731e	<p style="text-align: center;">Lins, Marcos Araújo.</p> <p>Efeito da carga orgânica volumétrica sobre a produção de biogás utilizando-se dejetos de suíno em diferentes configurações de reatores anaeróbios/ Marcos Araújo Lins--- Cascavel: UNIOESTE, 2017.</p> <p style="text-align: center;">62 f.: il. color., figs., tabs.</p> <p style="text-align: center;">Orientador: Prof. Dr. Airton Kunz.</p> <p>Dissertação (Mestrado) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Campus de Cascavel, 2017. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola. Inclui Bibliografia</p> <p>1. Energia – Fontes alternativas. 2. Biomassa. 3. Suínos – Eliminação de resíduos. I. Kunz, Airton. II. Universidade Estadual</p>
-------	---

Bibliotecária Rosângela A A Silva CRB9/1810

MARCOS ARAÚJO LINS

Efeito da Carga Orgânica Volumétrica Sobre a Produção de Biogás Utilizando-se Dejetos de Suínos em Diferentes Configurações de Reatores Anaeróbios

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola em cumprimento parcial aos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Agrícola, área de concentração Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental, linha de pesquisa Saneamento Ambiental, APROVADO(A) pela seguinte banca examinadora:



Orientador(a) - Ailton Kunz

Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA)



Ricardo Steinmetz

Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária (EMBRAPA)



Simone Damasceno Gomes

Universidade Estadual do Oeste do Paraná - Campus de Cascavel (UNIOESTE)

Cascavel, 13 de julho de 2017

BIOGRAFIA

Natural de Ivaiporã- PR, filho de Claudio Araújo Lins e Maria N. P. Lins. Graduado em Tecnologia em Biocombustíveis, pela Universidade Federal do Paraná, onde atuou em projetos voltados ao manejo e reuso de resíduos agropecuários e agroindustriais.

Atualmente é mestrando do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola (PGEAGRI) da Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE) na área de concentração de Recursos Hídricos e Saneamento Ambiental (RHESA), linha de pesquisa Saneamento Ambiental.

Dedico aos meus pais, Maria e Cláudio.

AGRADECIMENTOS

A DEUS, pela saúde e paciência.

Ao Prof. Dr. Airton Kunz, pela orientação e oportunidade de executar o experimento na Embrapa Suínos e Aves, uma renomada instituição de pesquisa no Brasil e exterior.

Aos professores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Agrícola, da Universidade Estadual do Oeste do Paraná.

A CAPES, pela concessão da bolsa de pesquisa.

Aos colegas do Laboratório de Estudos e Análises Ambientais – LEAA, da Embrapa Suínos e Aves: Gabriele, Eduardo, Douglas, Taís, Adelcio, Deise, Vanessa, André, Ismael, Fabiane, Santiago, Sabrina, Shirley, Marina, Marcos e Jéssica, pelos momentos de descontração e ajuda nas análises laboratoriais.

Aos analistas da Embrapa Suínos e Aves Ricardo e Fabiane, pelo esclarecimento das dúvidas e apoio para realização deste trabalho.

À Tormex Usinagem de Precisão, pela colaboração na construção dos reatores utilizados no experimento.

Ao pessoal da manutenção da Embrapa Suínos e Aves, pelo suporte prestado na manutenção dos reatores.

Aos seguranças da Embrapa Suínos e Aves, Leonir, Flávio, Ederson, Alencar e Edilson, pela comunicação dos problemas ocorridos com os reatores durante os raros momentos de minha ausência no laboratório.

Aos membros da banca, Dr. Ricardo Luíz Radis Steinmetz e professora Dra. Simone Damasceno Gomes, pela disponibilidade e colaboração na melhoria do trabalho.

EFEITO DA CARGA ORGÂNICA VOLUMÉTRICA SOBRE A PRODUÇÃO DE BIOGÁS UTILIZANDO-SE DE DEJETO DE SUÍNO EM DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE REATORES ANAERÓBIOS

RESUMO

O uso de reatores anaeróbios com finalidades energéticas é uma forma eficiente para o tratamento de efluentes da suinocultura, desde que seja aplicada a correta carga orgânica volumétrica (COV), que varia de acordo com a configuração do reator e demais condições de condução do processo, tais como a temperatura. Assim, o objetivo deste trabalho é demonstrar o efeito de progressão da COV sobre a geração e qualidade do biogás a partir de dejetos de suínos em reatores anaeróbios do tipo: *Continuous stirred tank reactor* (CSTR), biodigestor de lagoa coberta (BLC) e *Upflow anaerobic sludge blanket* (UASB). O experimento com o reator CSTR de 17 L de volume útil, alimentado de forma semicontínua a $37 \pm 1^\circ\text{C}$ foi dividido em três fases. Na fase I, foi submetida COV constante de $1,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$ até estabilização da produção de biogás, que ocorreu a partir do quadragésimo dia de operação. Na fase II, iniciaram-se as progressões de COV, começando com $2,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$ e após estabilização da produtividade de biogás, a COV foi elevada para $3,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$. Na fase III, as COV 1,0, 1,9 e $0,7 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$, submetidas nesta ordem, foram controladas pelo tempo de retenção de hidráulica (TRH), com o objetivo de identificar a relação entre essas variáveis. No experimento com o BLC de 17 L de volume útil, alimentado de forma semicontínua, foram submetidas as COV 0,3, 0,4 e $0,5 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$, respectivamente. O experimento com o reator UASB de 6,6 L de volume útil, alimentado de forma contínua a $37 \pm 1^\circ\text{C}$, foi dividido em duas fases. Na fase I, foram submetidas as COV: 1,5, 2,0, 2,5 e $3,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$. Na fase II, foram submetidas as COV: 0,5, 0,7, 1,0, 1,4, 1,6, 2,2, 2,9 e $8,4 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$. Para reator CSTR, os melhores resultados de teor de metano e produtividade de biogás foram na COV de $1,9 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$ e TRH de 15 dias, com $53 \pm 10\%$ (v v^{-1}) e $0,7 \pm 0,1 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$, respectivamente. No experimento com o BLC, os melhores resultados de teor de metano e produtividade de biogás foram na COV $0,5 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$ e TRH de 34 dias, com $61 \pm 5\%$ (v v^{-1}) e $0,3 \pm 0,1 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$, respectivamente. Para reator UASB, os melhores resultados de teor de metano e produtividade de biogás foram na COV $2,9 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$ e TRH de 1,5 dias, com $74 \pm 1\%$ (v v^{-1}) e $1,6 \pm 0,5 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$, respectivamente. Esta pesquisa possibilitou compreender o efeito da progressão de COV sobre a produção de biogás a partir de DS, estabelecer relação com outras variáveis que afetam a produção deste biocombustível e contribuir com informações importantes para a escolha da configuração de reator, mais adequada para a implantação em escala real.

Palavras-chave: Dejeto de suíno; Biomassa; Bioenergia; Reatores anaeróbios; Sustentabilidade.

EFFECT OF ORGANIC LOADING RATE ON THE BIOGAS YIELD SWINE MANURE IN DIFFERENT ANAEROBIC REACTORS CONFIGURATIONS

ABSTRACT

The use of anaerobic reactors with energetic purposes is an effective decision-making to treat swine farming wastewater. But, the applied organic loading rate (OLR) must be correct, since it varies according to the reactor configuration and other process conduction conditions, such as temperature. Thus, this trial aimed at showing the effect of OLR progression on biogas generation and quality of swine manure in anaerobic reactors as continuous stirred tank reactor (CSTR), covered lagoon digester (CLD) and upflow anaerobic sludge blanket (UASB). The experiment with CSTR reactor of 17-L useful volume, semicontinuously fed at 37 ± 1 °C, was divided into three phases. In the first phase, a constant OLR was applied with $1.0 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ until biogas productivity was stable. This occurred after the fortieth day of operation. In phase II, the OLR progressions had begun, starting with $2.0 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and after stabilizing biogas production rate, OLR was increased to $3.0 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$. In phase III, OLR answers were 1.0, 1.9 and $0.7 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and submitted in this order, according to the hydraulic retention time (HRT) in order to identify the relation among these variables. In the trial with CLD of 17-L useful volume, and semicontinuously fed, OLR answers were 0.3, 0.4 and $0.5 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. The experiment with the UASB reactor of 6.6-L useful volume, continuously fed at 37 ± 1 °C, was divided into two phases. In phase I, OLR answers were: 1.5, 2.0, 2.5 and $3.0 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$. In phase II, OLR answers were 0.5, 0.7, 1.0, 1.4, 1.6, 2.2, 2.9 and $8.4 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$. For CSTR reactor, the best results of methane content and biogas production rate was in OLR $1.9 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and HRT of 15 days, with $53 \pm 10\%$ (v v^{-1}) and $0.7 \pm 0.1 \text{ L}_{\text{N biogas}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. In the experiment with CLD reactor, the best results of methane content and biogas production rate was in OLR $0.5 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and HRT of 34 days, with $61 \pm 5\%$ (v v^{-1}) and $0.3 \pm 0.1 \text{ L}_{\text{N biogas}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. For the UASB reactor, the best result of methane content and biogas production rate was in OLR $2.9 \text{ g}_{\text{VS add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and HRT of 1.5 days, with $74 \pm 1\%$ (v v^{-1}) and $1.6 \pm 0.5 \text{ L}_{\text{N biogas}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. This research aimed at understanding the effect of OLR progression on the biogas production rate up from DS, establishing a relation among other variables that affect this biofuel production, contributing with important information to choose the most available reactor configuration to be settled in a full scale.

Key-words: Swine manure, Biomass, Bioenergy, Anaerobic Reactors, Sustainability

SUMÁRIO

LISTA DE TABELAS	ix
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE ABREVIATURAS	xii
1 INTRODUÇÃO	14
2 OBJETIVOS	15
2.1 Objetivo Geral	15
2.2 Objetivos específicos.....	15
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	16
3.1 Produção suinícola e seus impactos ambientais	16
3.2 Digestão anaeróbia e geração de biogás utilizando-se dejetos de suínos	17
3.3 Fatores que afetam a digestão anaeróbia e a produção de biogás.....	20
3.3.1 pH	20
3.3.2 Temperatura.....	22
3.3.3 Tempo de retenção hidráulica e tempo de retenção de sólidos	23
3.3.4 Relação carbono e nitrogênio.....	25
3.3.5 Carga orgânica volumétrica.....	26
3.4 Reatores anaeróbios	28
3.4.1 Reator CSTR.....	29
3.4.2 Biodigestor de lagoa coberta	30
3.4.3 Reator UASB.....	31
REFERÊNCIAS	33
ARTIGO: EFEITO DA PROGRESSÃO DE CARGA ORGÂNICA NA PRODUÇÃO DE BIOGÁS DE DEJETO DE SUÍNO EM DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE REATORES ANAERÓBIOS	39
1 INTRODUÇÃO	41
2 MATERIAL E MÉTODOS	42
2.1 Coleta das amostras.....	42
2.2 Partida e operação dos reatores.....	43
2.2.1 CSTR	43
2.2.2 BLC	44
2.2.3 UASB	45

2.2.4	Métodos analíticos e quantificação do biogás e teor de metano	47
3	RESULTADOS E DISCUSSÃO	47
3.1	Produção de biogás no reator CSTR.....	47
3.2	Produção de biogás no reator UASB.....	55
3.3	Melhores condições operacionais para produtividade de biogás nos reatores CSTR, BLC e UASB.....	59
4	CONCLUSÕES	61
5	CONSIDERAÇÕES FINAIS	62
	REFERÊNCIAS	63

LISTA DE TABELAS

INTRODUÇÃO GERAL

Tabela 1	Simulação da influência da temperatura e pH sobre a concentração de AL	26
Tabela 2	Composição de ST do efluente, TRH e COV, submetidas em trabalhos sobre produção de biogás em reator CSTR	30
Tabela 3	Composição de ST do efluente, TRH e COV submetidas em trabalhos sobre produção de biogás em BLC	31
Tabela 4	Composição de ST do efluente, TRH e COV submetidas em trabalhos sobre produção de biogás em reator UASB	32

ARTIGO 1

Tabela 1	Locais de amostragem e composição média de ST e SV das amostras de DS utilizadas nos experimentos com os reatores CSTR, BLC e UASB	42
Tabela 2	Composição de SV do DS, COV, TRH e TO do experimento com o reator CSTR44	
Tabela 3	Composição de SV no DS, COV, TRH, T e TO do experimento com o BLC.....	45
Tabela 4	Composição de SV no DS, COV, TRH, diluições e TO do experimento com o reator UASB	46
Tabela 5	Valores da PdB ($L_{N\text{biogás}} L^{-1}_{\text{reator}} d^{-1}$), RB ($L_{N\text{biogás}} g_{SV\text{adic}}^{-1}$) teor de metano ($v v^{-1}\%$), relação AI/AP, concentração de AL ($mg L^{-1}$), pH e eficiência de remoção de SV ($R_{SV}\%$), durante as fases I, II e III do experimento com o reator CSTR.....	51
Tabela 6	Valores médios da PdB ($L_{N\text{biogás}} L^{-1}_{\text{reator}} d^{-1}$) e RB ($L_{N\text{biogás}} g_{SV\text{adic}}^{-1}$), teor de metano (%), concentração de AL ($mg L^{-1}$), relação AI/AP, pH e eficiência de remoção de SV ($R_{SV}\%$) durante o experimento com o BLC	55
Tabela 7	Valores da PdB ($L_{N\text{biogás}} L^{-1}_{\text{reator}} d^{-1}$), RB ($L_{N\text{biogás}} g_{SV\text{adic}}^{-1}$) teor de metano (%), concentrações de AL ($mg L^{-1}$), relação AI/AP, pH e eficiência de remoção de SV ($R_{SV}\%$), nas fases I e II do experimento com reator UASB	58
Tabela 8	Melhores condições operacionais encontradas para PdB e teor de metano ($v v^{-1}\%$) nos reatores UASB, BLC e CSTR, utilizando DS com teor de SV de 0,4, 1,8 e 2,8%, respectivamente	60

LISTA DE FIGURAS

INTRODUÇÃO GERAL

Figura 1	Principais etapas da digestão anaeróbia, substratos orgânicos gerados em cada etapa e grupos de microrganismos envolvidos no processo.	19
Figura 2	Equilíbrio químico entre as espécies CO ₂ , HCO ₃ ⁻ e CO ₃ ²⁻	21
Figura 3	Taxa de crescimento relativo dos microrganismos (MO) metanogênicos nas faixas de temperatura, psicrófila, mesófila e termófila.	22
Figura 4	Influência do pH sobre o equilíbrio químico entre as espécies íon amônio e amônia livre.	25

ARTIGO 1

Figura 1	a) Reator CSTR utilizado no experimento; b) Esquema do reator CSTR utilizado no experimento: 1 – Agitador; 2 – Saída de biogás; 3 – Entrada do DS; 4A, 4B - Entrada e saída de água aquecida utilizada para aquecimento do reator; 5 – Hélice de agitação; 6 – Saída do dejetos de suíno.	43
Figura 2	a) Modelo de BLC utilizado no experimento; b) Esquema do BLC utilizado no experimento: 1 - Entrada do DS; 2 - Saída de biogás; 3 - Kitassato; 4 - Medidor de biogás; 5 - Saída do dejetos de suíno; 6 - Válvula para descarte do lodo.	45
Figura 3	a) Reator UASB utilizado no experimento; b) Esquema do reator UASB utilizado no experimento: 1 – Saída de biogás; 2A, 2B – Entrada e saída de água aquecida utilizada para aquecimento do reator; 3 – Separador trifásico; 4 – Saída do dejetos de suíno; 5 – Defletores; 6A, 6B – Pontos para amostragem de lodo.	46
Figura 4	COV, produtividade e rendimento de biogás e metano nas fases I, II e III do experimento com o reator CSTR. a) PdB ($L_N \text{ biogás } L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); PdM ($L_N \text{ metano } L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); COV ($g_{SV \text{ adic}} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$) b) RB ($L_N \text{ biogás } g_{SV \text{ adic}}^{-1}$); RM ($L_N \text{ metano } g_{SV \text{ adic}}^{-1}$); COV ($g_{SV \text{ adic}} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$).	48
Figura 5	COV, produtividade e rendimento de biogás e metano nas fases I, II e III do experimento com o reator CSTR, após controle da COV a partir do TRH. a) PdB ($L_N \text{ biogás } L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); PdM ($L_N \text{ metano } L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); TRH (dias); b) RB ($L_N \text{ biogás } g_{SV \text{ adic}}^{-1}$); RM ($L_N \text{ biogás } g_{SV \text{ adic}}^{-1}$); TRH (dias).	49
Figura 6	COV e concentração de AL durante as fases I, II e III do experimento com reator CSTR.	50

Figura 7	COV e relação Al/AP nas fases I, II e III do experimento com o reator CSTR....	51
Figura 8	Produtividade e rendimento de biogás no BLC. a) PdB ($L_N \text{ biogás } L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); b) RB ($L_N \text{ biogás } g_{SVadic}^{-1}$): 1 - COV 0,3 $g_{SVadic} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$; 2 - COV 0,4 $g_{SVadic} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$; 3 - COV 0,5 $g_{SVadic} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$.	52
Figura 9	Variação da temperatura no BLC.....	53
Figura 10	COV e concentração de AL, durante o experimento com o BLC.....	54
Figura 11	COV 's e comportamento da relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial, durante o experimento com o BLC.	54
Figura 12	COV, produtividade e rendimento de biogás e metano, nas fases I e II do experimento com o reator UASB. a) PdB ($L_N \text{ biogás } L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); PdM ($L_{Nmetano} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); COV ($g_{SVadic} L^{-1} \text{ reator } d^{-1}$); b) RB ($L_N \text{ biogás } g_{SVadic}^{-1}$); RM ($L_N \text{ metano } g_{SVadic}^{-1}$).....	56
Figura 13	COV e concentração de AL durante as fases I e II do experimento com reator UASB.....	57
Figura 14	COV e relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial nas fases I e II do experimento com reator UASB.	58

LISTA DE ABREVIATURAS

ABPA	=Associação Brasileira de Proteína Animal
ABIPECS	=Associação Brasileira da Indústria Produtora e Exportadora de Carne Suína
ABCS	=Associação Brasileira dos Criadores de Suínos
ASBR	= <i>Anaerobic sequencing batch reactor</i>
AGV's	=Ácidos graxos voláteis
AL	=Amônia livre
APHA	= <i>American Public Health Association</i>
BLC	=Biodigestor de lagoa coberta
CSTR	= <i>Continuous stirred tank reactor</i>
COV	=Carga orgânica volumétrica
DA	=Digestão anaeróbia
DQO	=Demanda química de oxigênio
DS	=Dejeto de suíno
EGSB	= <i>Expanded granule sludge blanket</i>
ETDS	=Estação de tratamento de dejetos de suínos
GEE	=Gases de efeito estufa
IBGE	=Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística
MAPA	=Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento
NAT	=Nitrogênio amoniacal total
NO_x	= <i>Nitrogenoxides</i>
PdB	=Produtividade de biogás
PdM	=Produtividade de metano
RB	=Rendimento de biogás
RM	=Rendimento de metano
SEAB	=Secretaria de Agricultura e Abastecimento

ST	=Sólidos totais
SV	=Sólidos voláteis
TO	=Tempo de operação
TRH	=Tempo de retenção hidráulica
TRS	=Tempo de retenção de sólidos
UASB	= <i>Upflow anaerobic sludge blanket</i>
UASS	= <i>Upflow anaerobic solid-state</i>
USDA	= United States Department Agriculture

1 INTRODUÇÃO

A produção suinícola brasileira evoluiu de um modo de subsistência para uma escala de produção agroindustrial, tornando o Brasil um dos quatro maiores produtores e exportadores de carne suína, fomentando a economia em toda a cadeia produtiva, especialmente nos estados de Santa Catarina, Rio Grande do Sul e Paraná detentores dos maiores efetivos de suínos do Brasil, respectivamente (ABPA 2017; IBGE, 2012; KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009).

Contudo, estes avanços inevitavelmente aumentaram a geração de resíduos, tal como, o dejetos de suíno (DS). Efluente com características químicas e biológicas de elevado poder poluidor, potencializado pela concentração da produção suinícola em uma região com pouca disponibilidade para aplicação agrícola deste efluente, como por exemplo a região oeste do estado de Santa Catarina, seja pela incapacidade de suporte do solo e/ou recomendações dos órgãos ambientais (KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009).

Em contrapartida, as mesmas propriedades químicas e biológicas nocivas ao meio ambiente, fazem do DS um formidável substrato para microrganismos capazes de converter, em condições anaeróbias, matéria orgânica complexa em biofertilizante e biogás, processo biológico denominado digestão anaeróbia (DA).

A DA é uma etapa importante no tratamento de resíduos da produção animal, com as vantagens de proporcionar a redução da matéria orgânica e cogeração de energia térmica e elétrica por meio da captação do biogás, entre outros benefícios ambientais.

A eficácia da produção de biogás depende de inúmeros fatores, sendo a carga orgânica volumétrica (COV) um dos mais importantes. Tal relevância está no fato de que cada configuração de reator tolera diferentes faixas. Assim, uma COV inadequada pode subutilizar ou sobrecarregar o reator afetando a produção de biogás.

Nesta conjuntura, o presente estudo tem por finalidade colaborar com o projeto da Rede BiogásFert, uma parceria da Itaipu Binacional com a Embrapa Suínos e Aves, para o desenvolvimento de soluções tecnológicas visando o uso integrado de biogás e biofertilizantes orgânicos e organominerais com foco no desenvolvimento sustentável em agricultura de baixa emissão de carbono.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Demonstrar o efeito do aumento da carga orgânica volumétrica sobre a geração e qualidade do biogás em reatores do tipo CSTR, BLC e UASB.

2.2 Objetivos específicos

- Estudar o efeito do aumento de carga orgânica volumétrica sobre o comportamento da concentração de amônia livre, pH e relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial em cada configuração de reator.
- Estudar as melhores condições operacionais para produtividade e rendimento de biogás no BLC.
- Identificar as melhores condições operacionais para geração de biogás a partir de dejetos de suíno, sob condições mesofílicas nos reatores CSTR e UASB.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 Produção suinícola e seus impactos ambientais

Com um plantel de, aproximadamente, 964 milhões de cabeças a suinocultura está entre as principais atividades agropecuárias desenvolvidas no mundo, especialmente na China, Europa, Estados Unidos, Brasil e em outros países do Sul e Leste do continente Asiático (GONZALEZ-BULNEZ et al., 2016).

A produção mundial de carne suína cresceu 43%, entre 1995 e 2012, enquanto que o plantel mundial de suínos neste mesmo período cresceu apenas 7%. Esta diferença de crescimento deve-se à melhora na produtividade e ao aumento do peso de abate dos suínos (ABCS, 2014).

O Brasil é o quarto maior produtor e exportador de carne suína, ficando atrás da China, União Europeia e Estados Unidos (ABIPECS, 2016). Conforme dados do censo agropecuário de 2012, o Brasil possui um efetivo de, aproximadamente, 39 milhões de suínos (IBGE, 2012).

O estado de Santa Catarina detém o maior rebanho nacional de suínos com 19% do total, seguido dos estados do Rio Grande do Sul e Paraná com 16 e 14%, respectivamente (IBGE, 2012). Nessa mesma ordem, estes três estados também são os maiores produtores e exportadores de carne suína do Brasil.

O Paraná possui um rebanho de, aproximadamente, 7 milhões de cabeças e é o terceiro maior produtor e exportador de carne suína do Brasil. Em 2016, exportou 93.758 ton. de carne suína, gerando uma receita de US\$ 197 milhões (ABPA, 2016; PARANÁ-SEAB, 2017).

A concentração da produção suinícola em uma pequena área territorial, como é o caso da região oeste do estado de Santa Catarina, tende a potencializar o poder poluente do DS, caracterizado pela elevada concentração de matéria orgânica, nutrientes (fósforo, nitrogênio, potássio), metais pesados (cobre, zinco), patógenos e antibióticos (STEINMETZ et al., 2009; VIANCELLI et al., 2013).

Esse agregado de substâncias quando liberado no meio ambiente, sem tratamento, contamina os mananciais e compromete a qualidade do lençol freático, além de dissipar odor desagradável, decorrente da evaporação de compostos voláteis, como a

amônia (NH₃), ácidos graxos voláteis, (AGV), gás sulfídrico (H₂S) e óxidos de nitrogênio (NO_x), dióxido de carbono (CO₂) e metano (CH₄) (DIESEL; MIRANDA; PERDOMO, 2002).

No estudo realizado por Cherubini et al. (2014), os resultados demonstraram que a produção de suínos no Sul do Brasil provoca a emissão de 3.503,29 kg de CO₂ eq. para mudança climática, 76,13 kg de SO₂ eq. para acidificação terrestre, 2,15 kg de P eq. e 12,33 kg de N eq. para eutrofização dos corpos d'água.

Estima-se que a produção de suínos seja a responsável por 9% das emissões de gases de efeito estufa atribuídos à agropecuária. Desse montante, 16% é oriundo da produção de metano decorrente do manejo inadequado do DS (GERBER et al., 2013; BRASIL, 2016).

3.2 Digestão anaeróbia e geração de biogás utilizando-se dejetos de suínos

A digestão anaeróbia (DA) é um processo de degradação da matéria orgânica na ausência de oxigênio promovida por diferentes comunidades de microrganismos que atuam em simbiose para converter moléculas complexas em biogás (KUMARAN et al., 2016).

Como vantagens deste processo de tratamento de efluentes agropecuários têm-se, o baixo custo de implantação, operação e manutenção, a baixa produção de lodo, a redução da matéria orgânica, o controle de odores e a produção de biofertilizante, além da possibilidade de captação do biogás para cogeração de energia térmica e elétrica (APPELS et al., 2008; CANTRELL, 2008; JINGURA; MATENGAIFA, 2009; DUDA; OLIVEIRA, 2011).

A bioconversão da matéria orgânica em biogás ocorre numa série de etapas metabólicas, são elas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, nessa ordem.

Na hidrólise, as bactérias hidrolíticas, por meio de enzimas extracelulares celulase, amilase, celobiose, lipase, protease, etc., hidrolisam compostos orgânicos complexos, como: proteínas, carboidratos e lipídeos em compostos solúveis: aminoácidos, açúcares, álcoois e ácidos graxos de cadeia longa.

Subsequentemente, na acidogênese as bactérias acidogênicas transformam os compostos resultantes da hidrólise em álcoois (etanol), dióxido de carbono (CO₂), hidrogênio (H₂) amônia, ácidos orgânicos de cadeia curta (propiónico, butírico, isobutírico, acético) e cetonas (acetona).

As bactérias acidogênicas são as que mais se beneficiam energeticamente, possuem baixo tempo de geração (≈ 30 minutos) e as mais elevadas taxas de crescimento do

consórcio microbiano: μ_{\max} d^{-1} 7,2 a 30. Assim, essa etapa somente será limitante, caso o material a ser degradado não seja facilmente hidrolisado (AQUINO; CHERNICHARO, 2005)

Na acetogênese as bactérias acetogênicas, especialmente dos gêneros *Syntrophomonas* e *Syntrophobacter*, convertem os produtos da acidogênese, ácidos de cadeia maior (propiónico, butírico), em ácidos com apenas um ou dois átomos de carbono (fórmico e acético), simultaneamente com a produção de H_2 e CO_2 (ALI SHAH et al., 2014).

Nessa fase, a simbiose entre os microrganismos produtores e consumidores de H_2 é muito importante para o sucesso do processo anaeróbio, pois o H_2 é substrato para as arqueas hidrogenotróficas, mas o excesso de H_2 pode inibir o crescimento das bactérias acetogênicas. As bactérias acetogênicas são capazes de formar acetato a partir da oxidação de ácidos graxos de cadeia longa apenas em baixas pressões de H_2 (10^{-4} a 10^{-6} bar) e, assim, obter a energia necessária para o crescimento (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011).

Na última etapa, metanogênese, as arqueas acetoclásticas produzem metano mediante degradação do CH_3COO^- e CO_2 , enquanto que as arqueas hidrogenotróficas produzem metano a partir do H_2 , utilizando-o como doador de elétrons e o CO_2 como acceptor de elétrons. (CHERNICHARO, 2007; GARFI et al., 2016; ZHANG et al., 2016b).

As arqueas acetoclásticas são mais sensíveis a oscilações de pH e elevadas concentrações de nitrogênio amoniacal total – NAT ($NH_3 + NH_4^+$), característica de dejetos de animais, como o DS. Essa propriedade pode favorecer o predomínio das arqueas hidrogenotróficas, pois, na ausência das metanogênicas acetoclásticas, o acetato produzido durante a DA é oxidado pelas bactérias homoacetogênicas, produzindo CO_2 e H_2 , que são substratos para as hidrogenotróficas produzirem metano (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011).

Na Figura 1 pode-se observar as principais etapas da DA, os substratos orgânicos gerados em cada etapa e os grupos de microrganismos envolvidos no processo.

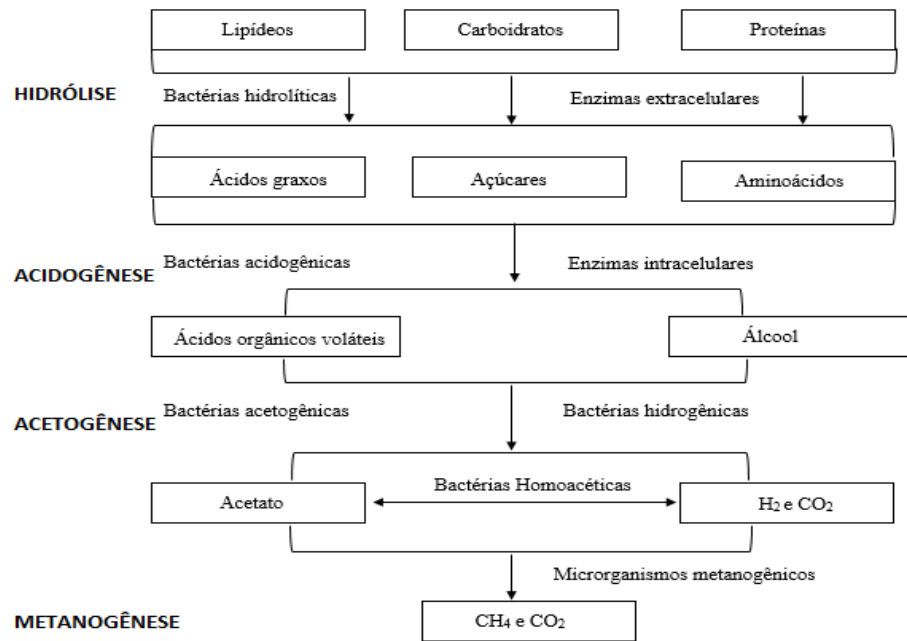


Figura 1 Principais etapas da digestão anaeróbia, substratos orgânicos gerados em cada etapa e grupos de microrganismos envolvidos no processo.

Nota: Adaptado de Lyberatos e Skiadas(1999).

O uso de reatores anaeróbios como etapa do tratamento de efluentes agropecuários e captação do biogás para produção de energia é um método muito oportuno para a mitigação das emissões de gases de efeito estufa, haja vista que o gás CH₄ tem um potencial 21 vezes maior que CO₂ para contribuir com o agravamento do aquecimento global.

Cherubini et al. (2014) compararam quatro diferentes práticas empregadas no Brasil para o tratamento de resíduos da produção de suínos: tanque para armazenamento de dejetos de suíno, esterqueira, biodigestor com *flare* para queima de biogás, biodigestor para fins energéticos (captação do biogás e cogeração de energia térmica e elétrica) e compostagem. O uso do biodigestor para fins energéticos foi a melhor opção para a mitigação do impacto ambiental, devido, principalmente, à produção e à economia de energia, além da redução de matéria orgânica no DS.

A composição do biogás pode variar de acordo com o substrato degradado e o modo de operação do processo, mas é basicamente formada por CH₄ entre 50 e 75%, CO₂ entre 25 e 50% e de 1 a 15% de outros gases, como vapor d'água, amônia (NH₃), sulfeto de hidrogênio (H₂S) e monóxido de carbono (CO) (GARFI et al., 2016).

O metano é um hidrocarboneto inodoro de chama incolor, a 25 °C e 1 atm, possui poder calorífico superior de 55,53 kJ g⁻¹, poder calorífico inferior de 50,02 kJ g⁻¹ e elevada entalpia de combustão $\Delta\text{CH}^\circ = - 890 \text{ kJ mol}^{-1}$ (SANTOS; SANTOS, 2005; KHALAF et al., 2011).

A literatura da área traz inúmeros trabalhos sobre a produção de biogás a partir de DS, como os citados a seguir.

Amaral et al. (2014) realizaram um estudo sobre o comportamento da produção de biogás e o teor de metano a partir da DA de dejetos de suíno em reator de fluxo ascendente submetido a COV, 0,5, 1,0 e 1,5 $\text{Kg}_{\text{SV adic.}} \text{m}^{-3}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$, os resultados obtidos para teor de metano no biogás foram: $78 \pm 0,09\%$, $75 \pm 0,14\%$ e $75 \pm 0,08\%$ (v v^{-1}), respectivamente.

Amaral et al. (2016) estudaram a influência da separação da fração sólida-líquida sobre a produção de biogás a partir da DA de DS oriundo de diferentes fases de produção. A fração sobrenadante foi a que apresentou melhor rendimento de biogás, com valores entre 0,406 e 1,157 $\text{m}^3_{\text{N biogás}} \text{Kg}_{\text{SV adic.}}^{-1}$.

Zhou et al. (2016) estudaram a produção de biogás a partir de dejetos de suínos em condições mesofílicas a diferentes índices de pH. Identificaram que em pH 7,0 o gênero predominante de arqueas metanogênicas foi o *Methanocorpusculum*, enquanto que com pH 6,0 e 8,0 a predominância foi do gênero *Methanosarcina*.

Yang et al. (2016) estudaram a influência da COV sobre a geração de metano a partir de DS a temperaturas entre 15 e 35 °C, em reator *Anaerobic Sequencing Batch Reactor*(ASBR). As melhores produtividades de metano foram: 0,136, 0,796, 1,294, 1,527 e 1,952 $\text{L}_{\text{metano}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$, correspondentes às COV 1,2, 3,6, 5,6 e 7,2 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$ e temperaturas 15, 20, 25 e 35 °C, respectivamente.

Fierro et al. (2016) pesquisaram a codigestão anaeróbia entre DS e glicerol residual da produção de biodiesel em reator CSTR de 25 L operado a 34 ± 1 °C. O melhor resultado foi para adição de 8% (v/v) de glicerol, resultando em uma produtividade de metano de 1,4 $\text{L}_{\text{metano}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$.

3.3 Fatores que afetam a digestão anaeróbia e a produção de biogás

3.3.1 pH

O valor do potencial hidrogeniônico (pH) durante a digestão anaeróbia (DA) é controlado pela concentração de CO_2 na fase gasosa e bicarbonato (HCO_3^-) na fase líquida. Durante a fermentação, o CO_2 é ininterruptamente liberado como gás. Caso o pH do sistema diminua, maior quantidade de CO_2 estará dissolvido no meio reacional; caso o pH do sistema aumente, o CO_2 dissolvido formará ácido carbônico (H_2CO_3), liberando íons de

hidrogênio (H^+) (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011). Na Figura 2 é ilustrado o equilíbrio químico entre as espécies CO_2 , HCO_3^- e carbonato (CO_3^{2-}).

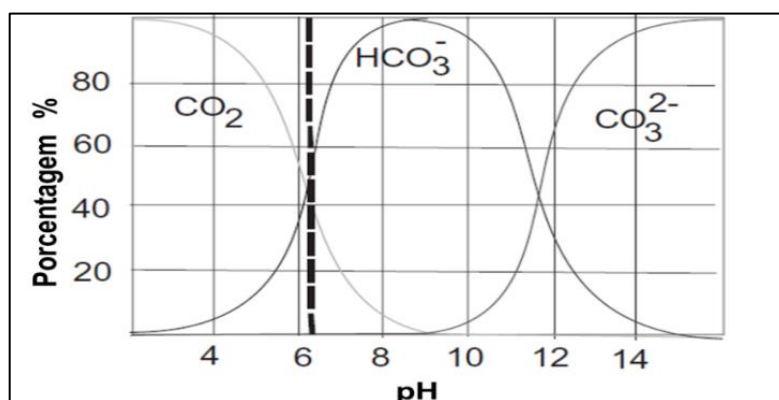


Figura 2 Equilíbrio químico entre as espécies CO_2 , HCO_3^- e CO_3^{2-} .

Fonte: Deublein e Steinhauser (2011).

A COV tem influência direta sobre o pH, pois uma sobrecarga ocasiona a redução do pH, levando à acidificação do substrato, devido às diferenças cinéticas entre bactérias acidogênicas, acetogênicas e microrganismos metanogênicos, causando desequilíbrio entre produção e consumo de compostos intermediários. A inibição dos microrganismos acetogênicos, ocasionada pela acumulação de produtos formados na acidogênese, levará a uma acumulação de AGV, consumindo alcalinidade e reduzindo o pH, situação que afetará principalmente o crescimento dos microrganismos acetogênicos e metanogênicos e, por sua vez, a produção de biogás (AQUINO;CHERNICHARO, 2005).

Monitorar a relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial (AI/AP) é uma maneira de prever e evitar uma acidificação do substrato. A alcalinidade intermediária fornece valores referentes à alcalinidade por ácidos voláteis e à alcalinidade parcial por bicarbonato (HCO_3^-).O resultado é um valor dependente da relação entre esses dois parâmetros (DROGS, 2013). Conforme Mézes et al. (2011), valores compreendidos entre 0,1 e 0,2 indicam baixo aporte de substrato, ou seja, pode-se elevar a COV ou trabalhar com um substrato com maior teor de sólidos.Deve-se mais atenção ao processo em valores entre 0,3 e 0,4, valores acima de 0,4 que podem indicar distúrbio no processo.

Os valores de pH para o desenvolvimento do processo anaeróbio situam-se em uma faixa entre, 6,5 e 8,2, sendo 7,0 o valor ótimo. Em pH abaixo de 6,0 a taxa de crescimento dos microrganismos metanogênicos é bastante reduzida e em pH acima de 8,3 aumenta-se o risco de inibição por amônia livre (AL) (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011; LEE et al., 2009; MAO et al., 2015).

Zhou et al. (2016) estudaram o efeito do pH (6, 7 e 8) sobre o rendimento de metano a partir da DA mesofílica de DS. Os resultados demonstraram que, reduzindo-se uma ordem de magnitude no pH, o rendimento de metano diminuiu 60%.

3.3.2 Temperatura

A temperatura é um parâmetro crítico para a digestão anaeróbia, tendo-se em vista sua necessidade tanto para o aquecimento do reator, implicando sobre o custo do processo, como na produção e qualidade do biogás (CHAE et al., 2008).

A importância da temperatura sobre a produção de biogás está no fato de os microrganismos serem incapazes de controlar sua temperatura interna. Assim, a temperatura da célula será determinada pela temperatura ambiente, gerando aumento na velocidade de crescimento e metabolismo microbiano (CHERNICHARO, 2007).

A DA pode ocorrer em diferentes faixas de temperatura, psicrófila abaixo de 25 °C, mesofílica entre 25 °C – 45 °C e termofílica entre 45 °C – 70 °C (AL SEADI et al., 2008).

Na Figura 3, pode-se observar a taxa de crescimento dos microrganismos metanogênicos em diferentes faixas de temperatura.

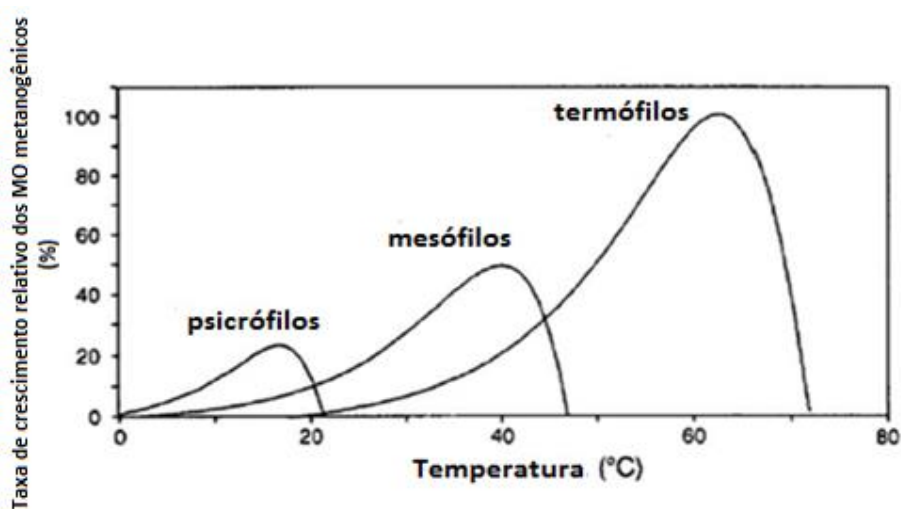


Figura 3 Taxa de crescimento relativo dos microrganismos (MO) metanogênicos nas faixas de temperatura, psicrófila, mesofílica e termofílica.

Fonte: Angelidaki(2004).

As temperaturas mesofílicas, compreendidas entre 35 e 37 °C, são comumente consideradas condições ótimas para produção de biogás a partir de dejetos animais, pois a maioria dos microrganismos metanogênicos são mesofílicos (SAKAR; YETILMEZSOY; KOCAK, 2009).

No entanto, com o devido controle, a condução da DA em condições termofílicas apresenta vantagens em relação à psicrófila e mesófila, como a efetiva destruição de patógenos e a menor solubilidade do oxigênio, de modo que as condições operacionais anaeróbias ótimas são alcançadas mais rapidamente e há maior solubilidade de compostos orgânicos, aumentando a velocidade das reações bioquímicas e ampliando a capacidade de COV.

Como desvantagens têm-se a maior instabilidade do processo e o maior consumo de energia, implicando maior custo de operação e aumento do risco de inibição por AL, devido à influência da temperatura sobre o equilíbrio químico entre as espécies químicas amônio e AL (AL SEADI et al., 2008; GUO et al., 2013; MAO et al., 2015).

3.3.3 Tempo de retenção hidráulica e tempo de retenção de sólidos

Segundo Garfi et al. (2016), tempo de retenção hidráulica (TRH) é o tempo médio em que o afluente permanece no interior do reator anaeróbio, ou seja, é a razão entre o volume do reator e a vazão do resíduo afluente e pode ser determinado por meio da Equação 1.

$$TRH = \frac{V}{Q} \quad (1)$$

em que:

TRH = Tempo de retenção hidráulica (d);

V = Volume do reator (L);

Q = Vazão (L d⁻¹).

O TRH deve ser suficientemente longo para assegurar que a quantidade de microrganismos removidos com o efluente não seja superior à quantidade de microrganismos reproduzidos, caso contrário, não haverá tempo suficiente para que os microrganismos se desenvolvam e metabolizem a matéria orgânica, resultando em um menor rendimento de biogás (AL SEADI et al., 2008).

Segundo Deublein e Steinhauser (2011), para evitar a lavagem da biomassa, o TRH deve ser de, pelo menos, 10 a 15 dias, para reator que não tenha sistema de retenção de biomassa, por exemplo, o reator CSTR. Tendo-se em vista o lento crescimento das arqueas metanogênicas, tal como, as arqueas acetoclásticas que possuem tempo de geração mínimo de 2 a 3 dias (MOSEY, 1983).

Tempo de retenção de sólidos (TRS) ou tempo de residência celular médio é o tempo em dias que sólidos ou bactérias permanecem no reator e para sua determinação é

necessário conhecer a quantidade de sólidos no sistema e a quantidade de sólidos efluente do sistema (GERARDI, 2003).

O cálculo do TRS varia de acordo com a configuração do reator. Assim, para sistemas de mistura completa, por exemplo, para reator CSTR assume-se que o TRS é igual ao TRH e para sistemas com retenção de biomassa, tal como, reator UASB o TRS é maior que TRH (MES et al., 2003)

O TRS para reatores CSTR e UASB podem ser calculados por meio das Equações 2 e 3, respectivamente (MES et al., 2003; ADEBAYO et al., 2015).

$$TRS = \frac{S_0}{COV} \quad (2)$$

em que:

TRS = Tempo de retenção de sólidos (d);

S_0 = Concentração de sólidos voláteis no substrato ($g L^{-1}$);

COV = Carga orgânica volumétrica ($g_{sv} L^{-1} reator d^{-1}$).

$$TRS = \frac{TRH}{\left(\frac{DQO_{ssa}}{X}\right) \times R \times (1-H)} \quad (3)$$

em que:

TRS = Tempo de retenção de sólidos (d);

TRH = Tempo de retenção hidráulica (d);

DQO_{ssa} = Demanda química de oxigênio de sólidos suspensos afluente;

X = Concentração de lodo no reator ($g SSV L^{-1}$);

R = Fração de DQO_{ssa} removida;

H = Fração de DQO removida do lodo.

Para reator UASB operando a 35 °C, Ndon e Dague (1997) recomendam no mínimo 10 dias de TRS. Nges e Liu (2010) estudaram a influência do TRS sobre a digestão anaeróbia de lodo de esgoto sanitário em condições mesofílicas e termofílicas em reator CSTR e, nesse estudo, observaram instabilidade no processo em TRS de 9 dias, provocando acidificação do substrato e formação de espuma causado pela lavagem da biomassa.

Segundo Chernicharo (2007), durante muitos anos o maior problema da DA foi a incapacidade de controlar o TRS independente da carga hidráulica.

3.3.4 Relação carbono e nitrogênio

O carbono é utilizado como fonte de energia pelas células microbianas e o nitrogênio é utilizado na síntese celular (PELCZAR et al., 2001).

Uma elevada relação C/N não fornece nitrogênio suficiente para a manutenção da massa celular e o pouco disponível é rapidamente consumido, o resultado desse desequilíbrio ocasiona a diminuição da produção de biogás. Por outro lado, uma baixa relação C/N aumenta o risco de inibição da metanogênese por amônia livre (AL), espécie química permeável à célula microbiana e muito mais tóxica que o íon amônio (NH_4^+) (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011; MAO et al., 2015; KUNZ; MUKHTAR, 2016).

O equilíbrio químico entre as espécies NH_4^+ e NH_3 é afetado pelo pH (Figura 4), por exemplo, a uma concentração constante a razão $\text{NH}_4^+ : \text{NH}_3$ é de, aproximadamente, 99 : 1 a pH 7,5 (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011). A temperatura é outro fator que afeta esse equilíbrio, pois o aumento da temperatura favorece a formação de AL (KUNZ, MUKHTAR, 2016).

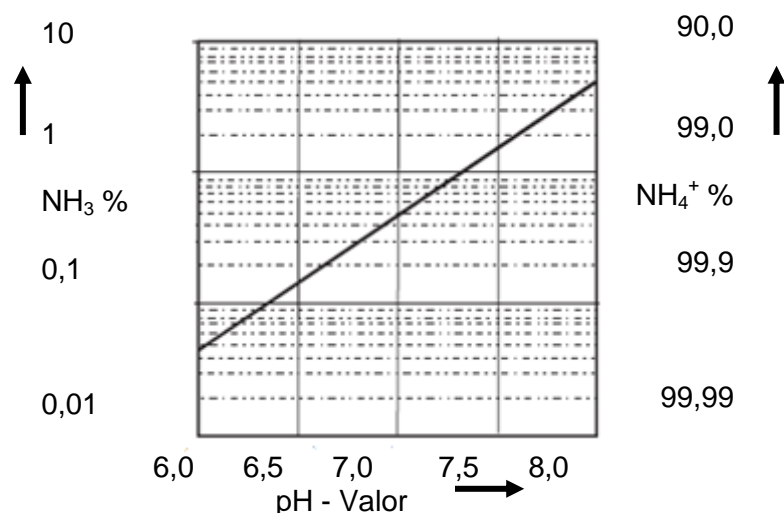


Figura 4 Influência do pH sobre o equilíbrio químico entre as espécies íon amônio e amônia livre.

Nota: Adaptado de Deublein e Steinhauser (2011).

Zhang et al. (2016a) realizaram estudo para verificar a influência do pH sobre a produção de biogás a partir da codigestão anaeróbia de DS com palha de milho a 35 e 55 °C. Comparado com pH 7,0 a 35 °C a produção de metano diminuiu 23%, 60% e 94% para valores de pH 7,5, 8,0 e 8,5, respectivamente. Já na comparação com pH 7,0 a 55 °C a produção de metano reduziu 31%, 71% e 95% para valores de pH 7,5, 8,0 e 8,5, respectivamente.

Segundo os autores do estudo supracitado, a drástica redução na produção de metano no pH 8,5 e a maior redução em condições termofílicas (55 °C) está relacionada ao aumento da concentração de AL, à medida que aumentaram o pH e a temperatura de condução do processo.

Na Tabela 1, pode-se observar uma simulação calculada por meio da Equação 4, proposta por Anthonisen et al. (1976), a influência do pH e temperatura sobre a concentração de AL durante a DA de DS.

$$AL(NH_3, mgL^{-1}) = \frac{17}{14} \times \frac{[totaldeamôniacomoN]}{e^{[6344/(273+T(^{\circ}C))]} + 10^{pH}} \quad (4)$$

Tabela 1 Simulação da influência da temperatura e pH sobre a concentração de AL

NAT (mg L ⁻¹)	pH	Temperatura (°C)	AL (mg L ⁻¹)
2500	7,0	35	26
2500	7,0	45	50
2500	7,0	55	90
2500	7,5	35	82
2500	8,0	35	240
2500	8,5	35	623

A ótima relação C/N para a DA está compreendida entre 20 e 35, sendo 25 a mais indicada (ZHANG et al., 2013).

O DS apresenta relação C/N de, aproximadamente, 14/20 (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011). No entanto, trata-se de um excelente substrato para produção de biogás, dado à elevada biodegradabilidade e alcalinidade, dependendo do controle do processo e/ou codigestão com outros substratos para melhor equilíbrio da relação C/N.

Segundo Mata-Alvarez et al. (2014), glicerol, resíduos agroindustriais e água residuária da produção de óleo de oliva são os principais cossustratos utilizados na codigestão anaeróbia com DS para aumentar a relação C/N, visando à otimização na produção de biogás e remoção de matéria orgânica.

3.3.5 Carga orgânica volumétrica

A carga orgânica volumétrica (COV) é definida como a quantidade de matéria orgânica expressa em termos de DQO ou sólidos voláteis (SV) alimentados diariamente por unidade de volume do reator (MAO et al., 2015).

Essa variável está relacionada diretamente a outros fatores que afetam a produção de biogás, tais como: pH, relação AI/AP, TRH e concentração de nitrogênio amoniacal total (NAT), pois quanto maior a COV aplicada maior será o aporte de NAT, cujo equilíbrio químico entre as espécies químicas amônio e AL são influenciadas pelo pH e/ou acidificação do substrato, devido ao aumento de aporte de matéria orgânica, redução do TRH e diferenças cinéticas entre bactérias acidogênicas e metanogênicas.

Portanto, a correta operacionalização e o dimensionamento do reator a partir da COV evita a subutilização ou sobrecarga no equipamento garantindo uma eficiente produção de biogás.

A COV indicada para a produção de biogás varia de acordo com a condição do substrato a ser degradado em relação à concentração de matéria orgânica, configuração do reator e temperatura de condução do processo (GARFI et al., 2016). Por meio da Equação 5, pode-se calcular a COV.

$$COV = \frac{S_0 \times Q}{V} \quad (5)$$

em que:

- COV = Carga orgânica volumétrica ($\text{g}_{\text{SVadic.}} \text{L}^{-1} \text{d}^{-1}$);
- S_0 = Concentração de sólidos voláteis no substrato (g L^{-1});
- Q = Vazão (Ld^{-1});
- V = Volume do reator (L).

O excesso de COV aumenta a concentração de AGV, acarretando eventual e irreversível acidificação do substrato, inibindo a atividade dos microrganismos metanogênicos e, conseqüentemente, a paralisação da produção de biogás (MAO et al., 2015; MATA-ALVAREZ et al., 2014).

A partir de diferentes versões da relação de Van't Hoff-Arrhenius, Safley e Westerman (1990), desenvolveram a Equação 4, que permite estimar a COV possível de ser aplicada no reator, em caso de aumento da temperatura na condução do processo.

$$\frac{COV_2}{COV_1} = e^{\rho (T_2 - T_1)} \quad (6)$$

em que:

- COV 1 = Carga orgânica volumétrica atual aplicada ao reator ($\text{g}_{\text{SVadic.}} \text{L}^{-1} \text{d}^{-1}$);
- COV 2 = Estimativa de carga orgânica volumétrica máxima ($\text{g}_{\text{SVadic.}} \text{L}^{-1} \text{d}^{-1}$);
- ρ = 0,1;

- T2 = Temperatura pretendida para condução do processo (°C);
T1 = Temperatura de condução do processo (°C).

3.4 Reatores anaeróbios

Reator anaeróbio pode ser definido como o espaço físico artificial no qual se processam reações bioquímicas de transformação da matéria orgânica em biogás. É definido, também, como um sistema de tratamento de resíduos capaz de converter matéria orgânica em bioenergia (metano) (USDA, 2009).

A necessidade derivado avanço da tecnologia para tratamento dos efluentes da produção agroindustrial, agropecuária e urbana aliada à produção de energia e à evolução da DA desencadeou a necessidade de desenvolvimento de diversas configurações de reatores, tais como, reatores com sistema de agitação, ASBR e CSTR, reatores com retenção de biomassa e fluxo ascendente, UASB, UASS, AFBR e EGSB, reatores com circulação interna, reatores com filtro anaeróbio, reatores compartimentados, biodigestor de lagoa coberta e outros modelos híbridos derivados dos tipos supracitados (MAO et al., 2015).

Outra tendência que tem demonstrado ser benéfica é o uso de reatores anaeróbios em série, do mesmo tipo ou não, pois, para as bactérias acidogênicas, o pH ideal está entre 5,5 e 6,5, e metanogênicas entre 6,8 e 7,4, assim, um processo com dois estágios, sendo um reator para hidrólise/acidogênese e outro para acetogênese/metanogênese, pode otimizar a produção de biogás (MAO et al., 2015).

Boe e Angelidaki (2009) compararam a produção de biogás a partir da DA de dejetos de gado em um reator CSTR individual (R1), com dois reatores CSTR (R2, R3) em série nas mesmas condições operacionais de TRH e temperatura. A configuração com reatores em série apresentou uma produção de biogás 11% maior em relação ao R1.

Conforme esses autores, o incremento na produção de biogás está relacionado, principalmente, ao aumento do tempo de retenção de sólidos e à estabilidade do processo no serial R2 e R3, não prejudicando a relação de simbiose entre as bactérias e os microrganismos metanogênicos, além de a maior parte da degradação da matéria orgânica ter ocorrido no R2, evitando a sobrecarga e a acumulação de compostos inibitórios no R3, tendo em vista a maior sensibilidade dos microrganismos metanogênicos a oscilações de pH e ao acúmulo de compostos inibitórios como AGV e AL.

3.4.1 Reator CSTR

É um reator caracterizado pela agitação mecânica com o propósito de tornar o meio homogêneo e promover o contato entre biomassa e partículas do efluente. É indicado para tratar efluentes com composição de ST entre 3 e 10% e TRH de no mínimo 15 dias (KARIM et al., 2005; ROOS; MARTIN; MOSER, 2004).

Na sua construção, a geometria do tanque, velocidade de agitação, inclinação e escolha do modelo da hélice são pontos determinantes para o sucesso da mistura. A viscosidade, densidade, tensão superficial, calor específico e condutividade térmica do efluente são algumas das variáveis que devem ser consideradas para correta escolha do tipo da hélice.

Em geral, a alimentação desse modelo de reator é semicontínua, principalmente em fazendas de criação animal, mas, com o devido controle e correto bombeamento do efluente, a alimentação também poderá ser contínua como, por exemplo, em usinas de biogás que utilizam esgoto sanitário e restos de alimentos como substrato (LUKEHURST; BYWATER, 2015).

Segundo Cantrell et al. (2008), na maioria dos casos o reator CSTR apresenta uma produtividade de biogás 10 vezes superior comparado a um BLC. Os diferenciais responsáveis por essa superioridade, são a agitação mecânica e o aquecimento, possibilitando a condução do processo com COV mais elevada. Conforme Mao et al. (2015), o aumento da COV até um determinado limite aumenta o rendimento de biogás e o teor de CH₄.

Nos Estados Unidos, esse modelo de reator é amplamente utilizado para o tratamento de dejetos de gado leiteiro e de dejetos de suínos (Beddoes et al., 2007).

Reator CSTR é indicado para tratar efluentes com composição de ST entre 3 e 10% e TRH de, no mínimo, 15 dias (ROOS; MARTIN; MOSER, 2004).

Na Tabela 2, pode-se observar a composição de ST do efluente, TRH e COV submetida em trabalhos sobre produção de biogás em reator CSTR.

Tabela 2 Composição de ST do efluente, TRH e COV, submetidas em trabalhos sobre produção de biogás em reator CSTR

ST (%)	TRH (d)	COV (g _{SV adic.} L ⁻¹ _{reator} d ⁻¹)	Efluente	Referência
5,0	15	3,5 – 6,2	Dejeto de gado	Kougias, Boe e Angelidaki (2013)
7,8	30	1,2 – 4,4	DS com resíduo da produção de óleo de oliva	Kougias, Kotsopoulos e Martzopoulos(2014)
1,6 – 2,2	20 – 35	0,6 – 1,1	DS	Amaral et al. (2016)
10	40	2,2	Dejeto de gado com palha de trigo	Krishania et al. (2016)

3.4.2 Biodigestor de lagoa coberta

O biodigestor de lagoa coberta (BLC) é um tanque escavado no solo impermeabilizado e coberto com material geossintético (polipropileno, polietileno) caracterizado pela baixa permeabilidade a fluídos e gases, mas flexível o suficiente para acumular biogás sem romper. É indicado para o tratamento de efluentes com composição de ST entre 0,5 e 3% e TRH entre 40 e 60 dias (ROOS; MARTIN; MOSER, 2004)

Geralmente, sua geometria é de base retangular de seção trapezoidal com inclinação do talude variável de acordo com a resistência do solo ao desmoronamento e profundidade média superior a 4 metros. Esse modelo de reator é indicado para o tratamento de dejetos de animais com menos de 3% de sólidos (ROOS; MARTIN; MOSER, 2004).

Em razão do baixo nível tecnológico, facilidade de construção e operação, o biodigestor lagoa coberta tem sido amplamente empregado no meio rural para tratamento dos dejetos animais e produção de biogás.

Como esse processo não é aquecido, a produção de biogás é influenciada pela temperatura ambiente, responsável pela significativa variação na produção de biogás. Outros fatores negativos dessa configuração de reator são: formação de zonas de curto circuito, levando ao isolamento dos microrganismos do contato com o substrato e diminuindo a eficiência do sistema; longo TRH e elevada demanda de área para construção (OLIVEIRA; HIGARASHI, 2006; CANTRELL et al., 2008).

Quando o sistema é mal projetado e operado de modo inadequado, pode ocorrer acumulação de lodo, provocando o assoreamento precoce do biodigestor (OLIVEIRA; HIGARASHI, 2006; CANTRELL et al., 2008).

Na Tabela 3, pode-se observar a composição de ST do efluente TRH e COV submetida em trabalhos sobre produção de biogás a partir de DS em BLC.

Tabela 3 Composição de ST do efluente, TRH e COV submetidas em trabalhos sobre produção de biogás em BLC

ST(%)	TRH(d)	COV(g _{SV adic.} L ⁻¹ d ⁻¹)	Efluente	Referência
	35 – 60	0,36	DS	Chastain eLinville (1999)
-	60	-	Dejetos de animais	Beddoes et al. (2007)
3,6	45	0,6	DS	Vivan et al. (2010)

3.4.3 Reator UASB

O reator UASB foi desenvolvido na década de 1970, na Holanda, por Gatzke Lettingae seu grupo de pesquisadores. É, provavelmente, o reator de alta taxa mais utilizado no mundo para o tratamento biológico de águas residuárias (HORVATH et al., 2016).

Desenvolvido para o tratamento de resíduos agroindustriais, logo se percebeu a possibilidade de utilização desse modelo de reator para o tratamento de esgoto sanitário, principalmente em regiões com clima tropical (VAN HAANDEL et al., 2006).

Suas principais características são o separador de fases, situado na parte superior do reator (zona de sedimentação), o leito de lodo localizado na parte inferior do reator (zona de digestão) e o fluxo ascendente, garantindo um bom contato entre o efluente e a biomassa (MAO et al., 2015).

Para manter o leito e a manta do lodo em suspensão nos reatores UASB utilizados para o tratamento de esgotos sanitários, as velocidades de ascensão não devem ser menores que 0,5 m h⁻¹ para a vazão média e 0,9 m h⁻¹ para a vazão máxima. Para evitar o carreamento de sólidos e a perda de biomassa, as velocidades de ascensão não devem ultrapassar 0,7 m h⁻¹ para a vazão média e 1,1 m h⁻¹ para a vazão máxima (CHERNICHARO, 2007).

Chernicharo (2007) especifica algumas particularidades importantes na construção desse modelo de reator: primeiro, a zona de digestão deve abranger no mínimo 50% do volume total do reator; segundo, o ângulo externo do diâmetro menor do separador de trifásico, em relação ao plano perpendicular, deste deve ser de, no mínimo, 50°; terceiro, o sistema de entrada do efluente deve ser projetado com o propósito de evitar a formação de zonas mortas.

Como vantagens o reator UASB apresenta baixa demanda por espaço, baixo TRH, elevada produtividade de biogás com elevado teor de metano e boa capacidade de suportar oscilações de carga orgânica volumétrica. Como desvantagens, apresenta um longo período para formação do leito de lodo e a necessidade de tratamentos preliminares para remoção parcial da fração sólida (MAO et al., 2015) e controle do leito de lodo com descarte cuidadoso para não interferir na eficiência do processo.

Na Tabela 4 encontram-se estudos relacionados à composição de ST do efluente TRH e COV, submetida em trabalhos sobre produção de biogás em reator UASB.

Tabela 4 Composição de ST do efluente, TRH e COV submetidas em trabalhos sobre produção de biogás em reator UASB

ST(%)	TRH(h)	COV(g _{SV adic.} L ⁻¹ d ⁻¹)	Efluente	Referência
0,2 – 0,7	31 – 62	-	DS	Santana eOliveira(2005)
1,2	34 – 68	-	DS	Olmi et al.(2015)
0,4	24	2,7	DS	Bortoli, Kunz e Soares (2009)
-	4,8 – 9,6	-	DS	Matangue eCampos(2011)
0,2	30	0,7	DS	Pereira et al.(2011)

O estudo da produção de biogás a partir da DA de DS, em diferentes configurações de reatores anaeróbios, é muito importante para o desenvolvimento sustentável da suinocultura no Brasil, dada a relevância econômica e a segurança alimentar proporcionada por essa atividade agropecuária.

REFERÊNCIAS

ADEBAYO, A. O.; JEKAYINFA, S. O.; LINKE, B. Effects of organic loading rate on biogas yield in a continuously stirred tank reactor experiment at mesophilic temperature. **British Journal of Applied Science & Technology**, v. 11, n. 4, p. 232, 2015.

AL SEADI, T.; RUTZ, D.; PRASSL, H.; KÖTTNER, M.; FINSTERWALDER, T.; VOLK, S.; JANSSEN, R. **Biogas handbook**. Odense - Denmark: University of Southern Denmark Esbjerg, 2008.. ISBN 978-87-992962-0-0.

ALI SHAH, F.; MAHMOOD, Q.; MAROOF SHAH, M.; PERVEZ, A.; AHMAD ASAD, S. Microbial ecology of anaerobic digesters: the key players of anaerobiosis. **The Scientific World Journal**, v.1, n., p. 325, 2014.

AMARAL, A. C. D.; KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; CANTELLI, F.; SCUSSIATO, L. A.; JUSTI, K. C. Swine effluent treatment using anaerobic digestion at different loading rates. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 34, n. 3, p. 567-576, 2014.

AMARAL, A. C. D.; KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; SCUSSIATO, L. A.; TÁPPARO, D. C.; GASPARETO, T. C. Influence of solid-liquid separation strategy on biogas yield from a stratified swine production system. **Journal of environmental management**, v. 168, p. 229-235, 2016.

ANGELIDAKI, I. Environmental Biotechnology. AD – Biogas Production. **Environment & Resources DTU, Tec**, 2004.

ANTHONISEN, A. C.; LOEHR, R.C.; PRAKASAM, T. B. S.; SRINATH, E. G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal Water Pollution Control Federation**, p. 835-852, 1976.

APPELS, L.; BAEYENS, J.; DEGRÈVE, J.; DEWIL, R. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. **Progress in energy and combustion science**, v. 34, n. 6, p. 755-781, 2008.

AQUINO, S. F. D; CHERNICHARO, C. A. Build up of volatile fatty acids (VFA) in anaerobic reactors under stress conditions: causes and control strategies. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 10, n. 2, p. 152-161, 2005.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA PRODUTORA E EXPORTADORA DE CARNE SUÍNA - ABIPECS. **Produção mundial de carne suína**. 2016. Disponível em: <<http://www.abipecs.org.br/pt/estatisticas/mundial/producao-2.html>>. Acesso em: 16 maio 2016.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE PROTEÍNA ANIMAL -ABPA. **Relatório anual**. 2017. Disponível em: <http://abpa-br.com.br/files/RelatorioAnual_UBABEF_2015_DIGITAL.pdf>. Acesso em: 26 jun. 2017.

ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DOS CRIADORES DE SUÍNOS - ABCS. **Produção de suínos: teoria e prática**. Brasília: ABCS, 2014. p. 23.

BEDDOES, J. C.; BRACMORT, K. S.; BURNS, R. T.; LAZARUS, W. F. **An analysis of energy production costs from anaerobic digestion systems on US livestock production facilities**. United States Department of Agriculture – USDA; Natural Resources Conservation Service NRCS. Technical Note, n. 1, 2007.

BOE, K.; ANGELIDAKI, I. Serial CSTR digester configuration for improving biogas production from manure. **Water Research**, v. 43, n. 1, p. 166-172, 2009.

BORTOLI, M.; KUNZ, A.; SOARES, H. M. Comparativo entre reatores UASB e biodigestores para geração de biogás no tratamento de dejetos de suínos. SIMPÓSIO INTERNACIONAL SOBRE GERENCIAMENTO DE RESÍDUOS DE ANIMAIS, 1, 2009, Florianópolis. **Anais...** Concórdia: Embrapa suínos e aves, 2009. v. 3, p. 37-42,

BRASIL. Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento - MAPA. **Suinocultura de baixa emissão de carbono**. Disponível em: <http://www.agricultura.gov.br/arq_editor/cartilha>. Acesso em: 20 dez. 2016.

CANTRELL, K. B.; DUCEY, T.; RO, K. S.; HUNT, P. G. Livestock waste-to-bioenergy generation opportunities. **Bioresource technology**, v. 99, n. 17, p. 7941-7953, 2008.

CHAE, K. J.; JANG, A. M.; YIM, S. K.; KIM, I. S. The effects of digestion temperature and temperature shock on the biogas yields from the mesophilic anaerobic digestion of swine manure. **Bioresource Technology**, v. 99, n. 1, p. 1-6, 2008.

CHASTAIN, J. P.; LINVILL, D. E. **A model of the operating characteristics of covered lagoon digesters for swine and dairy manure**. In: ASAE/CSAE-SCGR Annual International Meeting. 1999. Paper n. 994045. ASAE, 2950 Niles Rd., St. Joseph, MI 49085-9659.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios**. 2. ed. Minas Gerais: UFMG, 2007. p. 213.

CHERUBINI, E.; ZANGHELINI, G. M.; ALVARENGA, R. A. F.; FRANCO, D.; SOARES, S. R. Life cycle assessment of swine production in Brazil: a comparison of four manure management systems. **Journal of Cleaner Production**, v. 87, p. 68-77, 2014.

DEUBLEIN, D.; STEINHAUSER, A. **Biogas from waste and renewable resources: an introduction**. USA: John Wiley & Sons, 2011.

DIESEL, R.; MIRANDA, C. R.; PERDOMO, C. C. **Coletânea de tecnologias sobre dejetos suínos**. Concórdia: Embrapa, Suínos e Aves. 2002. Disponível em: <[HTTP://HDL.HANDLE.NET/10451/10214](http://hdl.handle.net/10451/10214)> ACESSO EM 30/11/2016.

DROGS, B. Process monitoring in biogas plants, IEA Bioenergy. **Energy Technology Network**, v. 0.5, p. 12-13, 2013.

DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. D. Tratamento de águas residuárias de suinocultura em reator UASB e filtro anaeróbio em série seguidos de filtro biológico percolador. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, Rio de Janeiro, v. 16, n. 1, p. 91-100, 2011.

FIERRO, J.; MARTINEZ, E. J.; ROSAS, J. G.; FERNÁNDEZ, R. A.; LÓPEZ, R.; GOMEZ, X. Co-digestion of swine manure and crude glycerine: increasing glycerine ratio results in preferential degradation of labile compounds. **Water, Air, & Soil Pollution**, v. 227, n. 3, p. 1-13, 2016.

GARFÍ, M.; MARTÍ-HERRERO, J.; GARWOOD, A.; FERRER, I. Household anaerobic digesters for biogas production in Latin America: a review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 60, p. 599-614, 2016.

GERARDI, M. H. Appendix I: The gram stain. In: _____. **Wastewater microbiology: nitrification and denitrification in the activated sludge process**. USA: John Wiley & Sons, 2003. p. 169-170.

GERBER, P. J.; STEINFELD, H.; HENDERSON, B.; MOTTET, A.; OPIO, C.; DIJKMAN, J.; TEMPIO, G. **Tackling climate change through livestock: a global assessment of emissions and mitigation opportunities** Rome: Food and Agriculture Organization of the United Nations - FAO, 2013.

GONZALEZ-BULNES, A.; ASTIZ, S.; OVILO, C.; LOPEZ-BOTE, C. J.; TORRES-ROVIRA, L.; BARBERO, A.; VAZQUEZ-GOMEZ, M. Developmental origins of health and disease in swine: implications for animal production and biomedical research. **Theriogenology**, v. 86, n. 1, p. 110-119, 2016.

GUO, J.; DONG, R.; CLEMENS, J.; WANG, W. Performance evaluation of a completely stirred anaerobic reactor treating pig manure at a low range of mesophilic conditions. **Waste management**, v. 33, n. 11, p. 2219-2224, 2013.

HORVÁTH, I. S.; TABATABAEI, M.; KARIMI, K.; KUMAR, R. Recent updates on biogas production-a review. **Biofuel Res. Journal**, v. 10, p. 394-402, 2016.

INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA - IBGE. **Produção pecuária municipal**. 2012, v. 40. p. 71 Rio de Janeiro. [online] Disponível em: http://www.ibge.gov.br/producao_pecuaria/producao_da_pecuaria_municipal/2012/m2012.pdf. Acesso em: 20 abr. 2016.

JINGURA, R. M.; MATENGAIFA, R. Optimization of biogas production by anaerobic digestion for sustainable energy development in Zimbabwe. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 13, n. 5, p. 1116-1120, 2009.

KARIM, K.; HOFFMANN, R.; KLASSON, T.; AL-DAHMAN, M. H. Anaerobic digestion of animal waste: Waste strength versus impact of mixing. **Bioresource technology**, v. 96, n. 16, p. 1771-1781, 2005.

KHALAF, P. I.; DE SOUZA, I. G.; CARASEK, E.; DEBACHER, N. A. Produção de gás de síntese por plasma térmico via pirólise de metano e dióxido de carbono. **Química Nova**, São Paulo, v. 34, n. 9, p. 1491-1495, 2011.

KOUGIAS, P. G.; BOE, K.; ANGELIDAKI, I. Effect of organic loading rate and feedstock composition on foaming in manure-based biogas reactors. **Bioresource Technology**, v. 144, p. 1-7, 2013.

KOUGIAS, P. G.; KOTSOPOULOS, T. A.; MARTZOPOULOS, G. G. Effect of feedstock composition and organic loading rate during the mesophilic co-digestion of olive mill wastewater and swine manure. **Renewable Energy**, v. 69, p. 202-207, 2014.

KRISHANIA, M.; VIJAY, V. K.; CHANDRA, R. Performance evaluation of various bioreactors for methane fermentation of pretreated wheat straw with cattle manure. **Green Processing and Synthesis**, v. 5, n. 2, p. 113-121, 2016.

KUMARAN, P.; HEPHZIBAH, D.; SIVASANKARI, R.; SAIFUDDIN, N.; SHAMSUDDIN, A. H. A review on industrial scale anaerobic digestion systems deployment in Malaysia: Opportunities and challenges. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 56, p. 929-940, 2016.

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.; MUKHTAR, S. Hydrophobic membrane technology for ammonia extraction from wastewaters. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 36, n. 2, p. 377-386, 2016.

LEE, M.; HIDAKA, T.; HAGIWARA, W.; TSUNO, H. Comparative performance and microbial diversity of hyperthermophilic and thermophilic co-digestion of kitchen garbage and excess sludge. **Bioresource Technology**, v. 100, n. 2, p. 578-585, 2009.

LUKEHURST C., BYWATER A. Exploring the viability of small scale anaerobic digesters in livestock farming. IEA BIOENERGY, 2015.

LYBERATOS, G.; SKIADAS, I. V. Modelling of anaerobic digestion—a review. **Global Nest Journal**, v. 1, n. 2, p. 63-76, 1999.

MAO, C.; FENG, Y.; WANG, X.; REN, G. (2015). Review on research achievements of biogas from anaerobic digestion. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 45, p. 540-555, 2015.

MATA-ALVAREZ, J.; DOSTA, J.; ROMERO-GÜIZA, M. S.; FONOLL, X., PECES, M.; ASTALS, S. A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. **Renewable and sustainable energy reviews**, v. 36, p. 412-427, 2014.

MATANGUE, M. T. A.; CAMPOS, C. M. M. Determination of kinetic parameters of an upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB), treating swine wastewater. **Ciência e Agrotecnologia**, v. 35, n. 6, p. 1204-1210, 2011.

MES, T. Z. D.; STAMS, A. J. M.; REITH, J. H.; ZEEMAN, G. Methane production by anaerobic digestion of wastewater and solid wastes. **Bio-methane & Bio-hydrogen**, p. 58-102, 2003.

MÉZES, L.; BIRÓ, G.; SULLYOK, E., PETIS, M.; BORBÉLY, J.; TAMÁS, J. Novel approach on the basis of FOS/TAC method. **Analele Universității din Oradea, Fascicula: Protecția Mediului**, v. 17, p. 713-718, 2011.

MOSEY, F. E. Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. **Water Science and Technology**, v. 15, n. 8-9, p. 209-232, 1983.

NDON, U.J.; DAGUE, R.R. Effects of temperature and hydraulic retention time on anaerobic sequencing batch reactor treatment of low – strength wastewater. **Water Research**. v.31, n 10. p. 2455 – 2466, 1997.

NGES, I. A.; LIU, J. Effects of solid retention time on anaerobic digestion of dewatered-sewage sludge in mesophilic and thermophilic conditions. **Renewable Energy**, v. 35, n. 10, p. 2200-2206, 2010.

OLIVEIRA, P. A. V. D.; HIGARASHI, M. M. **Geração e utilização de biogás em unidades de produção de suínos**. Concórdia – SC: Embrapa Suínos e Aves, 2006.

OLMI, V. R.; PIRES, A. M. B.; RAMOS, A. D. L. S.; KAMEYAMA, O.; DE MANCILHA, I. M.; PASSOS, F. J. V. Avaliação do comportamento de um substrato sintético e de um efluente de suinocultura no tratamento anaeróbio de reatores UASB. **Revista ceres**, v. 53, n. 307, p. 418-424, 2015.

PARANÁ. Secretaria de Estado da *Agricultura* e do Abastecimento - SEAB. **Números da pecuária paranaense**. Ano 2017. Disponível em: <<http://www.agricultura.pr.gov.br/arquivos/file/deral/nppr.pdf>> Acesso: 10 maio 2017.

PELCZAR JR, M. J.; CHAN, E. C.S.; KRIEG, N.R. **Microbiologia**: conceitos e aplicações. 2. Ed. 2001. São Paulo.V. 1, 146 p.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F.; DE OLIVEIRA NETO, A. M. Eficiência de um sistema de reatores anaeróbios no tratamento de efluentes líquidos de suinocultura. **Acta Scientiarum. Technology**, Maringá – PR, v. 33, n. 3, p. 287-293, 2011. doi: 10.4025/actascitechnol.v33i3.7941.

ROOS, K. F.; MARTIN JR, J. B.; MOSER, M. A. A. **Manual for developing biogas systems at commercial farms in the United States**. Flagstar Handbook. United States Environmental Protection Agency, 2004.

SAFLEY, L. M., WESTERMAN, P. W. Psychrophilic anaerobic digestion of animal manure: proposed design methodology. **Biological Wastes**, v. 34, n. 2, p. 133-148, 1990.

SAKAR, S.; YETILMEZSOY, K.; KOCAK, E. Anaerobic digestion technology in poultry and livestock waste treatment: a literature review. **Waste Management & Research**, v. 27, n. 1, p. 3-18, 2009

SANTANA, A. D.; OLIVEIRA, R. D. Desempenho de reatores anaeróbios de fluxo ascendente com manta de lodo em dois estágios tratando águas residuárias de suinocultura. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 25, n. 3, p. 817-830, 2005.

SANTOS, F. M.; SANTOS, F. A. O combustível "hidrogênio". **Millenium**, p. 252-270, 2005.

STEINMETZ, R. L. R.; KUNZ, A.; DRESSLER, V. L.; FLORES, E. M. M.; MARTINS, A. F. Study of metal distribution in raw and screened swine manure. **CLEAN. Soil, Air, Water**, v. 37, n. 3, p. 239-244, 2009.

UNITED STATES DEPARTMENT OF AGRICULTURE - USDA. **Agriculture Secretary Vilsack, dairy producers sign historic agreement to cut greenhouse gas emissions by 25% by 2020**. 2009. Disponível em: <<http://www.usda.gov/wps/portal/usda/usdahome>> Acesso em: 5 abr. 2016.

VAN HAANDEL, A.; KATO, M. T.; CAVALCANTI, P. F.; FLORENCIO, L. Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 5, n. 1, p. 21-38, 2006.

VIANCELLI, A.; KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; KICH, J. D.; SOUZA, C. K.; CANAL, C. W.; BARARDI, C. R. M. Performance of two swine manure treatment systems on chemical composition and on the reduction of pathogens. **Chemosphere**, v. 90, n. 4, p. 1539-1544, 2013.

VIVAN, M.; KUNZ, A.; STOLBERG, J.; PERDOMO, C.; TECHIO, V. H. Eficiência da interação biodigestor e lagoas de estabilização na remoção de poluentes em dejetos de suínos. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, Jaboticabal, v. 14, n. 3, p. 320-325, 2010.

YANG, H.; DENG, L.; LIU, G.; YANG, D.; LIU, Y.; CHEN, Z. A model for methane production in anaerobic digestion of swine wastewater. **Water Research**, v. 102, p. 464-474, 2016.

ZHANG, L.; ZHANG, K.; GAO, W.; ZHAI, Z.; LIANG, J.; DU, L.; FENG, X. Influence of Temperature and pH on Methanogenic Digestion in Two-phase Anaerobic Co-digestion of Pig Manure with Maize Straw. **Journal of Residuals Science & Technology**, v. 13, p. 27-32, 2016a.

ZHANG, Q.; HU, J.; LEE, D. J. Biogas from anaerobic digestion processes: Research updates. **Renewable Energy**, v. 98, p. 108-119, 2016b.

ZHANG, T.; LIU, L.; SONG, Z.; REN, G.; FENG, Y.; HAN, X.; YANG, G. Biogas production by co-digestion of goat manure with three crop residues. **PloS one**, v. 8, n. 6, e66845, 2013.

ZHOU, J.; ZHANG, R.; LIU, F.; YONG, X.; WU, X.; ZHENG, T.; JIA, H. Biogas production and microbial community shift through neutral pH control during the anaerobic digestion of pig manure. **Bioresource Technology**, v. 217, p. 44-49, 2016.

ARTIGO: EFEITO DA PROGRESSÃO DE CARGA ORGÂNICA NA PRODUÇÃO DE BIOGÁS DE DEJETO DE SUÍNO EM DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE REATORES ANAERÓBIOS

RESUMO

O uso de reatores anaeróbios com finalidades energéticas é uma forma eficiente no tratamento de efluentes da suinocultura, desde que, seja aplicada a correta carga orgânica volumétrica (COV) que varia de acordo com a configuração do reator e demais condições de condução do processo, tal como, a temperatura. O objetivo deste trabalho é demonstrar o efeito da progressão de COV sobre a geração e qualidade do biogás a partir de dejetos de suínos em reatores anaeróbios do tipo: continuous stirred tank reactor (CSTR), biodigestor de lagoa coberta (BLC) e upflow anaerobic sludge blanket (UASB). O experimento com o reator CSTR de 17 L de volume útil, alimentado de forma semicontínua a $37 \pm 1^\circ\text{C}$ foi dividido em três fases. Na fase I, foi submetida COV constante de $1,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ até estabilização da produção de biogás, que ocorreu a partir do quadragésimo dia de operação. Na fase II iniciaram as progressões de COV, começando com $2,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ e após estabilização da produtividade de biogás a COV foi elevada para $3,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$. Na fase III, às COV 1,0, 1,9 e $0,7 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, submetidas nesta ordem, foram controladas por meio do tempo de retenção de hidráulica (TRH), com o objetivo de identificar a relação entre estas variáveis. No experimento com o BLC de 17 L de volume útil, alimentado de forma semicontínua, foram submetidas às COV 0,3, 0,4 e $0,5 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, respectivamente. O experimento com o reator UASB de 6,6 L de volume útil, alimentado de forma contínua a $37 \pm 1^\circ\text{C}$ foi dividido em duas fases. Na fase I, foram submetidas às COV: 1,5, 2,0, 2,5 e $3,0 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$. Na fase II, foram submetidas às COV: 0,5, 0,7, 1,0, 1,4, 1,6, 2,2, 2,9 e $8,4 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$. Para reator CSTR os melhores resultados para teor de metano e produtividade de biogás foi na COV de $1,9 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ e TRH de 15 dias, com $53 \pm 10\%$ (v v^{-1}) e $0,7 \pm 0,1 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, respectivamente. No experimento com o BLC os melhores resultados para teor de metano e produtividade de biogás foi na COV $0,5 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ e TRH de 34 dias, com $61 \pm 5\%$ (v v^{-1}) e $0,3 \pm 0,1 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, respectivamente. Para reator UASB os melhores resultados para teor de metano e produtividade de biogás foi na COV $2,9 \text{ g}_{\text{SV adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, com $74 \pm 1\%$ (v v^{-1}) e $1,6 \pm 0,5 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, respectivamente. O trabalho possibilitou compreender o efeito da progressão de COV sobre a produção de biogás a partir de DS, estabelecendo relação com outras variáveis que afetam a produção deste biocombustível, contribuindo com informações importantes para escolha da configuração de reator mais adequada para implantação em escala real.

Palavras-chave: Dejeto de suíno; Biomassa; Bionergia; Reatores anaeróbios; Sustentabilidade.

EFFECT OF ORGANIC LOADING RATE PROGRESSION ON BIOGAS YIELD OF SWINE MANURE IN DIFFERENT ANAEROBIC REACTORS CONFIGURATIONS

ABSTRACT

The use of anaerobic reactors with energetic purposes is an effective decision-making to treat swine farming wastewater. But, the applied organic loading rate (OLR) must be correct, since it varies according to the reactor configuration and other process conduction conditions, such as temperature. Thus, this trial aimed at showing the effect of OLR progression on biogas generation and quality of swine manure in anaerobic reactors as continuous stirred tank reactor (CSTR), covered lagoon digester (CLD) and upflow anaerobic sludge blanket (UASB). The experiment with CSTR reactor of 17-L useful volume, semicontinuously fed at 37 ± 1 °C, was divided into three phases. In the first phase, a constant OLR was applied with $1.0 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ until biogas productivity was stable. This occurred after the fortieth day of operation. In phase II, the OLR progressions had begun, starting with $2.0 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and after stabilizing biogas production rate, OLR was increased to $3.0 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$. In phase III, OLR answers were 1.0, 1.9 and $0.7 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and submitted in this order, according to the hydraulic retention time (HRT) in order to identify the relation among these variables. In the trial with CLD of 17-L useful volume, and semicontinuously fed, OLR answers were 0.3, 0.4 and $0.5 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. The experiment with the UASB reactor of 6.6-L useful volume, continuously fed at 37 ± 1 °C, was divided into two phases. In phase I, OLR answers were: 1.5, 2.0, 2.5 and $3.0 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$. In phase II, OLR answers were 0.5, 0.7, 1.0, 1.4, 1.6, 2.2, 2.9 and $8.4 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$. For CSTR reactor, the best results of methane content and biogas production rate was in OLR $1.9 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and HRT of 15 days, with $53 \pm 10\%$ (v v^{-1}) and $0.7 \pm 0.1 \text{ L}_{\text{N biogas}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. In the experiment with CLD reactor, the best results of methane content and biogas production rate was in OLR $0.5 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and HRT of 34 days, with $61 \pm 5\%$ (v v^{-1}) and $0.3 \pm 0.1 \text{ L}_{\text{N biogas}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. For the UASB reactor, the best result of methane content and biogas production rate was in OLR $2.9 \text{ g VS}_{\text{add}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$ and HRT of 1.5 days, with $74 \pm 1\%$ (v v^{-1}) and $1.6 \pm 0.5 \text{ L}_{\text{N biogas}} \text{ L}^{-1}_{\text{reactor}} \text{ d}^{-1}$, respectively. This research aimed at understanding the effect of OLR progression on the biogas production rate up from DS, establishing a relation among other variables that affect this biofuel production, contributing with important information to choose the most available reactor configuration to be settled in a full scale.

Keywords: Swine manure; Biomass; Bioenergy; Anaerobic reactors; Sustainability.

1 INTRODUÇÃO

A suinocultura é uma das principais atividades agropecuárias desenvolvidas no mundo, principalmente na China, Europa, Estados Unidos, Brasil e em outros países do Sul e Leste do continente Asiático (GONZALEZ-BULNEZ et al., 2016).

Contudo, a suinocultura como qualquer outra atividade agropecuária se mal planejada pode ocasionar sérios impactos ambientais, em razão, da geração de elevado volume de resíduos, como o dejetos de suíno (DS) caracterizado pela alta concentração de matéria orgânica, nutrientes (fósforo, nitrogênio, potássio), metais pesados (cobre, zinco), patógenos e antibióticos (STEINMETZ et al., 2009; VIANCELLI et al., 2013).

Estima-se que a produção de suínos seja responsável por 9% do total das emissões de gases de efeito estufa atribuídas à agropecuária. Desse montante, 16% é procedente da produção de metano resultante do manejo inadequado do DS (GERBER et al., 2013; BRASIL, 2016).

A digestão anaeróbia (DA) é uma alternativa muito utilizada para tratamento de dejetos de animais e uma alternativa para mitigação dos impactos ambientais provocados pela suinocultura. Trata-se de um processo biológico de tratamento de resíduos em que ocorre a degradação da matéria orgânica na ausência de oxigênio, por obra de diferentes comunidades de microrganismos, que atuam em simbiose para converter moléculas complexas em biogás (KUMARAN et al., 2016).

Para que a DA e por sua vez a produção de biogás ocorra de forma eficaz é necessário o controle dos fatores que afetam este processo, são eles, pH, temperatura, tempo de retenção hidráulica (TRH), tempo de retenção de sólidos (TRS), relação carbono e nitrogênio (C/N) e carga orgânica volumétrica (COV) (MAO et al., 2015).

Aliado ao controle dos fatores supracitados, a correta operacionalização do reator, de acordo com a sua configuração, é igualmente importante para otimização da geração e qualidade do biogás, caso contrário, pode ocorrer uma subutilização ou sobrecarga no equipamento.

Como exemplo, têm-se os reatores *Continuous stirred tank reactor* (CSTR) e *Upflow anaerobic sludge blanket* (UASB) e o biodigestor de lagoa coberta (BLC) que apresentam significativas diferenças de operacionalização, principalmente em relação à tolerância de sólidos totais (ST) no substrato e capacidade de COV.

O reator CSTR é utilizado para tratamento de resíduos com teor de ST entre 2 e 10% e COV entre 1,0 e 6,0 $\text{g}_{\text{sv}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$ (MES, 2003; KOUGIAS; KOTSOPOULOS; MARTZOPOULOS, 2014).

O reator UASB é indicado para tratamento de resíduos com baixo teor de ST, aproximadamente 1% (ROOS et al., 2004), mas, em contrapartida, apresenta maior produtividade de biogás com elevado teor metano e TRH muito menor comparado aos reatores CSTR e BLC.

O BLC é um modelo com baixo nível tecnológico, comparado aos reatores CSTR e UASB. Geralmente não possui sistema de aquecimento o que reduz consideravelmente sua capacidade de COV. É indicado para tratamento de resíduos com teor de ST entre 0,5 e 3% e COV entre 0,04 e 0,4 g_{sv} L⁻¹ reator.d⁻¹ (CHASTAIN; LINVILL, 1999; ROOS et al., 2004).

O objetivo deste trabalho é demonstrar o efeito do aumento da COV sobre a geração e qualidade de biogás utilizando-se DS em reatores anaeróbios do tipo CSTR, UASB e BLC.

2 MATERIAL E MÉTODOS

2.1 Coleta das amostras

As amostras de DS utilizadas no experimento foram coletadas em diferentes pontos da Estação de Tratamento de Dejetos de Suínos (ETDS) em granjas experimentais da Empresa Suínos e Aves, localizadas em Concórdia - Santa Catarina, Brasil (27°18'S, 51°59'W) (KUNZ; MIELE; STEINMETZ, 2009).

O motivo das coletas serem em diferentes pontos é devido à tolerância de cada configuração de reator em relação ao teor de ST contidos no substrato.

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

Tabela 1 Locais de amostragem e composição média de ST e SV das amostras de DS utilizadas nos experimentos com os reatores CSTR, BLC e UASB

Reator	Local de amostragem	ST (g L ⁻¹)	SV (g L ⁻¹)
CSTR	Inícioda ETDS	29,8 ± 7,5	21,4 ± 6,0
BLC	Efluente da peneira de escovas rotativas	21,2 ± 7,9	15,6 ± 4,4
UASB	Efluente do flotodecantador	10,1 ± 3,6	6,2 ± 2,5

2.2 Partida e operação dos reatores

2.2.1 CSTR

O reator CSTR com 17 L de volume útil foi confeccionado a partir de tubos concêntricos de cloreto de polivinil (PVC) e alimentado de forma semicontínua a 37 ± 1 °C. A homogeneização do substrato foi executada por meio de aparelho da marca Ika, modelo RW 20, programado para manter a agitação contínua em 70 rpm.

A partida do reator foi dada com 20% de inóculo, composto em partes iguais por 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.

Nas Figuras 1a e 1b, pode-se observar a imagem do reator CSTR utilizado no experimento e um esquema ilustrando as principais partes deste reator.

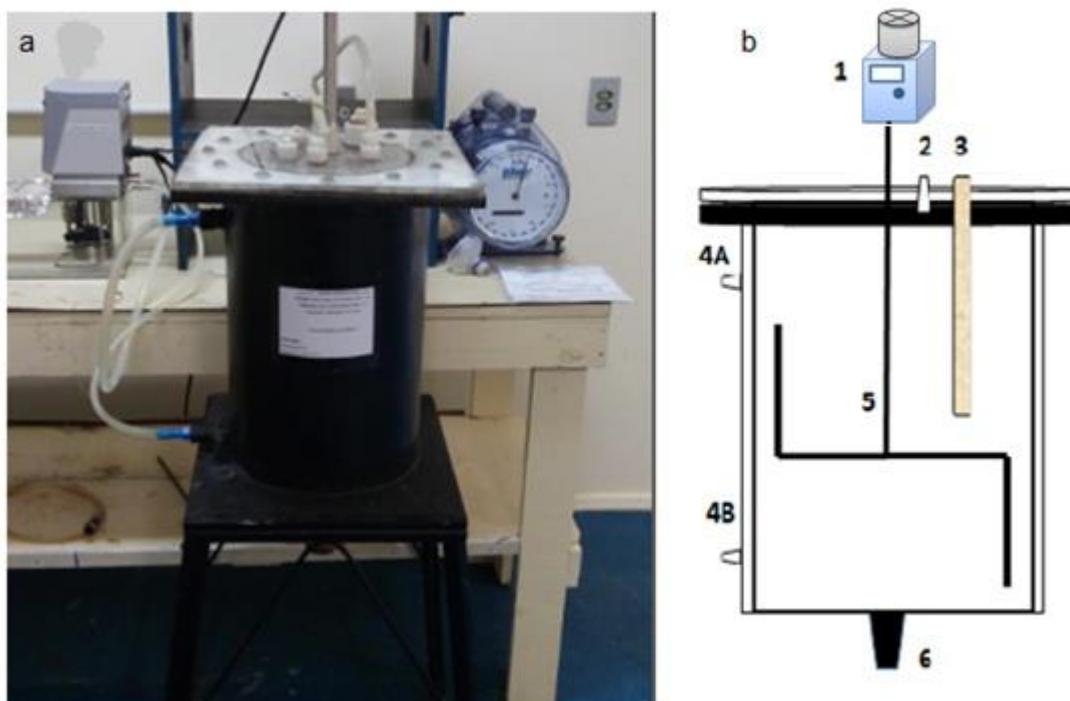


Figura 1 a) Reator CSTR utilizado no experimento; b) Esquema do reator CSTR utilizado no experimento: 1 – Agitador; 2 – Saída de biogás; 3 – Entrada do DS; 4A, 4B - Entrada e saída de água aquecida utilizada para aquecimento do reator; 5 – Hélice de agitação; 6 – Saída do dejetto de suíno.

Os ensaios com o reator CSTR foram divididos em três fases (Tabela 2). Na fase I, o reator foi operado com COV $1 \text{ g}_{\text{SV adic.}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$, até estabilização da produção de biogás.

Na fase II, iniciaram-se as progressões de COV por meio do aumento da vazão, iniciando com $2 \text{ g}_{\text{SV adic.}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$ e após estabilização da produção de biogás para $3 \text{ g}_{\text{SV adic.}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$.

Na fase III, as COV foram reduzidas para 1,0, 1,9 e 0,7 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$ por meio da elevação do TRH, com o propósito de reduzir-se os efeitos inibitórios observados na fase anterior, responsável pela abrupta queda da produtividade e rendimento de biogás e metano.

Na Tabela 2, estão detalhadas as concentrações de SV no DS, COV, TRH e tempo de operação (TO) do experimento com o reator CSTR.

Tabela 2 Composição de SV do DS, COV, TRH e TO do experimento com o reator CSTR

Fase	SV (g L^{-1})	COV ($\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{ L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$)	TRH (d)	*TO (d)
I	15,0	1,0	15	8
	19,0	1,0	19	15
	20,0	1,0	20	8
	23,6	1,0	24	22
II	21,5	2,0	11	27
	26,0	3,0	9	34
III	18,3	1,0	18	40
	28,0	1,9	15	38
	13,0	0,7	18	19

Nota: *TO - Tempo de operação.

2.2.2 BLC

O BLC com 17 L de volume útil e sem sistema de controle de temperatura foi confeccionado com chapas de acrílico e alimentado de forma semicontínua. A partida foi dada com 20% de inóculo composto em partes iguais de esterco bovino fresco e lodos de reatores UASB da ETDS e de uma indústria de gelatina e 80% de água.

Nas Figuras 2a e 2b, pode-se observar a imagem do BLC utilizado no experimento e um esquema ilustrando as principais partes deste reator.

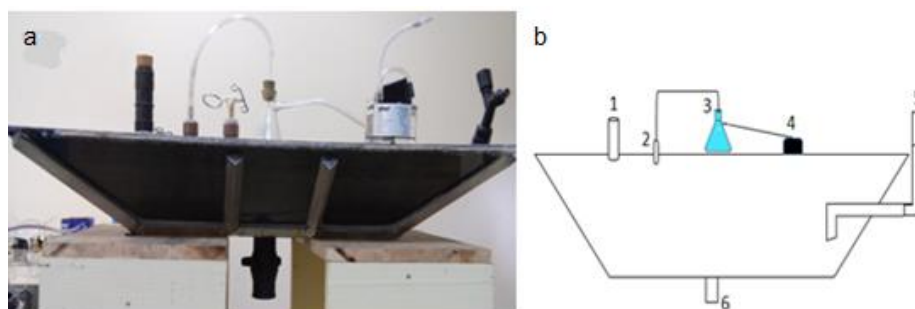


Figura 2 a) Modelo de BLC utilizado no experimento; b) Esquema do BLC utilizado no experimento: 1 - Entrada do DS; 2 - Saída de biogás; 3 - Kitassato; 4 - Medidor de biogás; 5 - Saída do dejetos de suíno; 6 - Válvula para descarte do lodo.

Na Tabela 3, estão detalhadas as concentrações de SV no DS, COV, TRH, temperatura (T) e tempo de operação (TO) do experimento com o BLC.

Tabela 3 Composição de SV no DS, COV, TRH, T e TO do experimento com o BLC

SV (g L^{-1})	COV ($\text{g}_{\text{SVadic.}} \text{L}^{-1} \text{reator d}^{-1}$)	TRH (d)	T ($^{\circ}\text{C}$)	*TO (d)
10,5	0,3	34	21 ± 2	56
18,2	0,4	43	23 ± 3	47
18,2	0,5	34	26 ± 2	42

Nota: *TO = Tempo de operação.

2.2.3 UASB

A partida do reator UASB foi dada com 20% de lodo granular do reator UASB de uma indústria de gelatina e 80% de água.

Nas Figuras 3a e 3b, pode-se observar a imagem do reator UASB utilizado no experimento e um esquema ilustrando as principais partes deste reator.

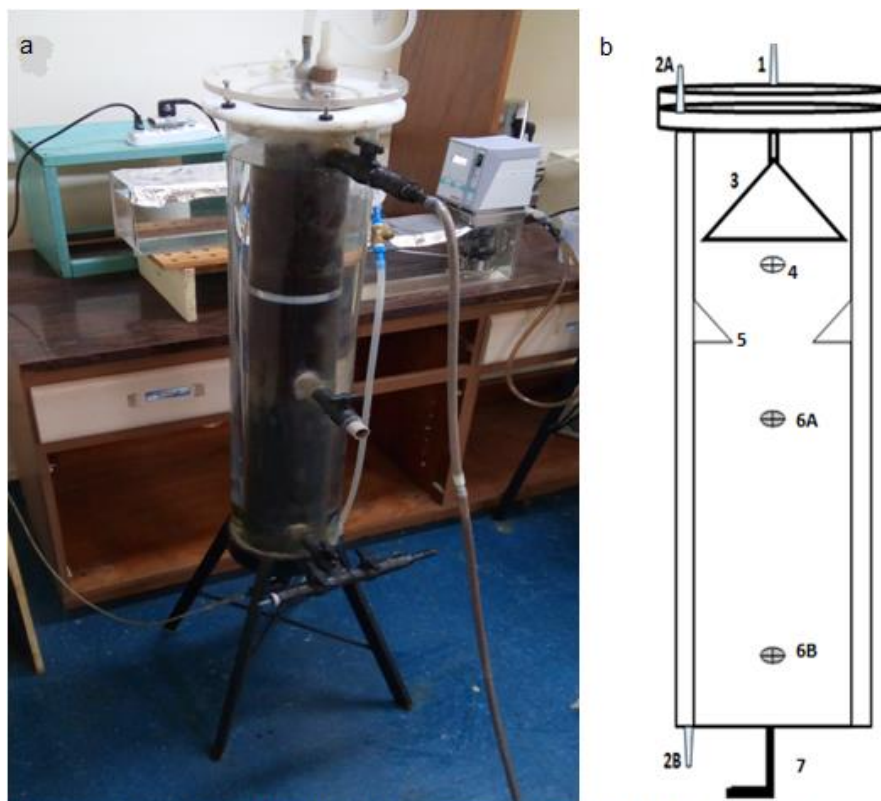


Figura 3 a) Reator UASB utilizado no experimento; b) Esquema do reator UASB utilizado no experimento: 1 – Saída de biogás; 2A, 2B – Entrada e saída de água aquecida utilizada para aquecimento do reator; 3 – Separador trifásico; 4 – Saída do dejetos de suíno; 5 – Defletores; 6A, 6B – Pontos para amostragem de lodo.

Os ensaios com o reator UASB foram divididos em duas fases (Tabela 4). 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 esse período, a COV foi controlada por meio do aumento da vazão e consequente redução do TRH.

Tabela 4 Composição de SV no DS, COV, TRH, diluições e TO do experimento com o reator UASB

Fase	SV (g L ⁻¹)*	COV (g _{SV adic.} L ⁻¹ _{reator} d ⁻¹)	TRH (h)	Diluição água :dejetos	TO(d)
I	1,4	1,5	22	75:25	93
	1,9	2,0	22	75:25	
	2,3	2,5	22	70:30	
	2,3	3,0	18	70:30	
II	1,7	0,5	75	60:40	96
	2,3	0,7	75	40:60	
	2,7	0,9	75	20:80	
	4,3	1,4	75	0:100	
	4,3	1,6	66	0:100	
	4,3	2,2	48	0:100	
	4,3	2,9	36	0:100	
	8,4	8,4	24	0:100	

Notas: * Concentração após diluição do DS com água; TO = Tempo de operação.

2.2.4 Métodos analíticos e quantificação do biogás e teor de metano

Sólidos totais e voláteis, relação alcalinidade intermediária e parcial (AI/AP), pH e nitrogênio amoniacal total (NAT) foram realizados de acordo com *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2012). A concentração de amônia livre (AL) foi calculada por meio da Equação 1, proposta por Anthonisen et al. (1976).

$$AL(NH_3, mgL^{-1}) = \frac{17}{14} \times \frac{[totaldeamôniacomoN]}{e^{[6344/(273+T(^{\circ}C))]} + 10^{pH}} \quad (1)$$

O biogás gerado nos reatores CSTR e UASB foi quantificado por meio de aparelhos da marca Ritter, modelo TG0 5/5, enquanto que o biogás gerado no BLC foi quantificado por meio do aparelho da marca Ritter, modelo Milligascounter.

O teor de metano no biogás foi determinado por meio do analisadora marca Geotech, modelo Biogás 5000.

3 RESULTADOS E DISCUSSÃO

3.1 Produção de biogás no reator CSTR

Na fase I, o reator CSTR foi operado com COV de $1,0 \text{ g}_{SV \text{ adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, controlada por meio do ajuste da vazão de acordo com a concentração de SV no DS. Nessa fase, a produção de biogás começou a estabilizar a partir do quadragésimo dia de operação. No quinquagésimo quarto dia de operação iniciou a fase II, com COV de $2,0 \text{ g}_{SV \text{ adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, conforme ilustrado nas Figuras 4a e 4b.

Na fase II, após a estabilização da produção de biogás, foi realizada a progressão de COV de 2,0 para $3,0 \text{ g}_{SV \text{ adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, resultando em um TRH de 9 dias, mas, após 17 dias de operação nestas condições ocorreu abrupta queda na produtividade de biogás (PdB) e rendimento de biogás (RB), conforme ilustrado na Figura 4, tornando-se necessário ajustes na condução do processo, iniciando a fase III.

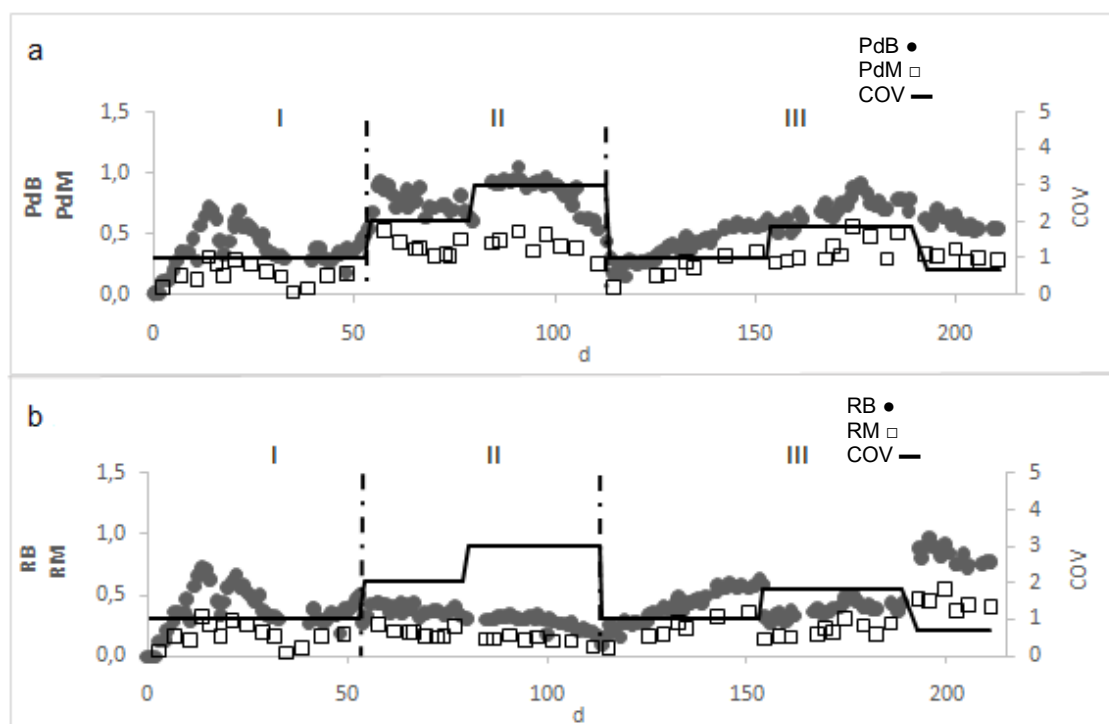


Figura 4 COV, produtividade e rendimento de biogás e metano nas fases I, II e III do experimento com o reator CSTR. a) PdB (L_N biogás L^{-1} reator d^{-1}); PdM (L_N metano L^{-1} reator d^{-1}); COV (g SV adic L^{-1} reator d^{-1}) b) RB (L_N biogás g SV adic $^{-1}$); RM (L_N metano g SV adic $^{-1}$); COV (g SV adic L^{-1} reator d^{-1}).

Com base na literatura, presumiu-se que o TRH de 9 dias provocou *washout*, termo utilizado para expressar a lavagem da biomassa (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011; ALI et al., 2014). Assim, na fase III a COV passou a ser controlada por meio do TRH, pois o teor de SV no DS, em média 2%, fez com que a progressão da COV de 2,0 para 3,0 g SV adic L^{-1} reator d^{-1} reduzisse o TRH a um valor inadequado para operação desse tipo de reator. Tendo-se em vista o lento crescimento das arqueas metanogênicas, tal como, as arqueas acetoclásticas que possuem tempo de geração mínimo de 2 a 3 dias (MOSEY, 1983).

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

Nas Figuras 5a e 5b, é possível observar que a elevação do TRH de 9 para 18 dias na fase III restabeleceu a PdB, PdM, RB e RM que se manteve estável durante a COV aplicada até o final do experimento, fortalecendo a suspeita de *washout*.

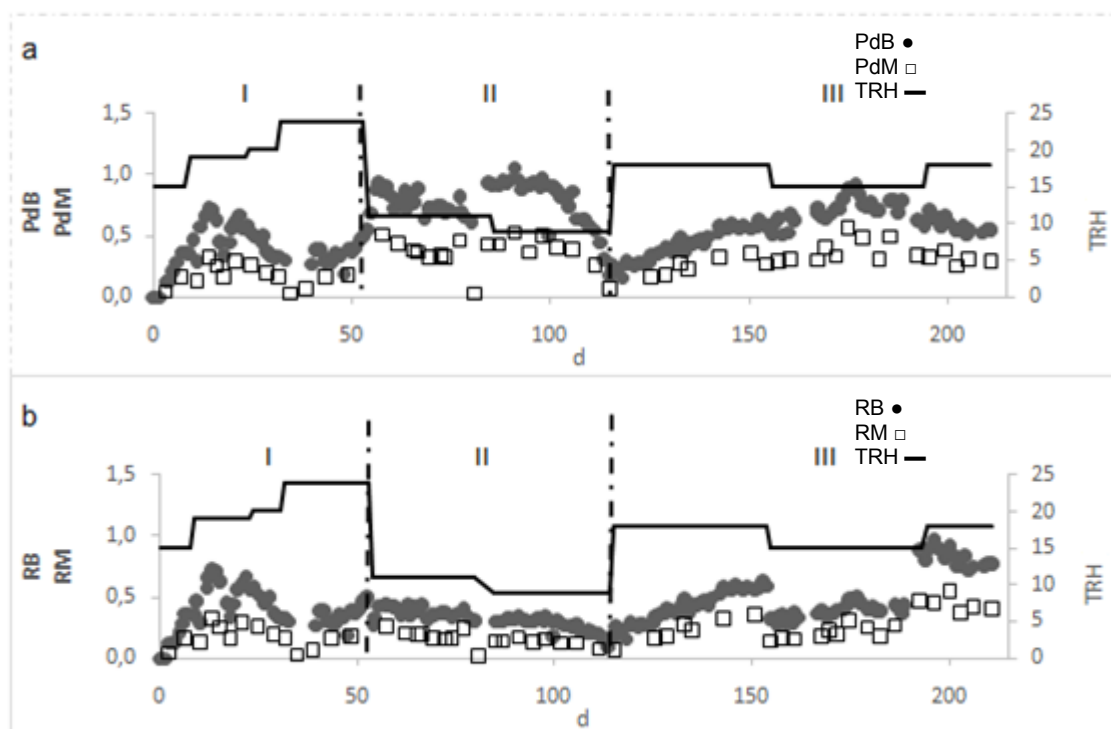


Figura 5 COV, produtividade e rendimento de biogás e metano nas fases I, II e III do experimento com o reator CSTR, após controle da COV a partir do TRH. a) PdB (L_N biogás L^{-1} reator d^{-1}); PdM (L_N metano L^{-1} reator d^{-1}); TRH (dias); b) RB (L_N biogás g SV_{adic}^{-1}); RM (L_N biogás g SV_{adic}^{-1}); TRH (dias).

Para evitar *washout* em reatores CSTR, o TRH deve ser, no mínimo, entre 10 e 20 dias, para reator que não tenha sistema de retenção de biomassa (DEUBLEIN; STEINHAUSER 2011; ALI et al., 2014).

Essa possibilidade tornou-se evidente em razão das características do reator CSTR, que não possui sistema de retenção de biomassa e TRH igual ao TRS (MES et al., 2003).

Quando o TRS é muito baixo, a quantidade de microrganismos removidos com o efluente torna-se superior à quantidade de microrganismos reproduzidos e não haverá tempo suficiente para as células microbianas se desenvolverem e metabolizarem os nutrientes do substrato, resultando na diminuição da produção de biogás (AL SEADI, et al., 2008).

O baixo TRS durante a COV $3,0 g_{SV_{adic}} L^{-1}$ reator d^{-1} na fase II, além do *washout* pode também ter contribuído juntamente com a temperatura de condução do processo e aumento do pH para a significativa elevação da concentração de amônia livre (AL) (Figura 6) que na COV $2 g_{SV_{adic}} L^{-1}$ reator d^{-1} estava na média $88,6 \pm 16,9 mg L^{-1}$ e na COV $3,0 g_{SV_{adic}} L^{-1}$ reator d^{-1} elevou-se para $233,2 \pm 169,5 mg L^{-1}$.

O aumento do pH e da temperatura afeta o equilíbrio químico entre as espécies íon amônio (NH_4^+) e AL (NH_3), deslocando o equilíbrio para formação de AL (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2011; KUNZ, MUKHTAR, 2016).

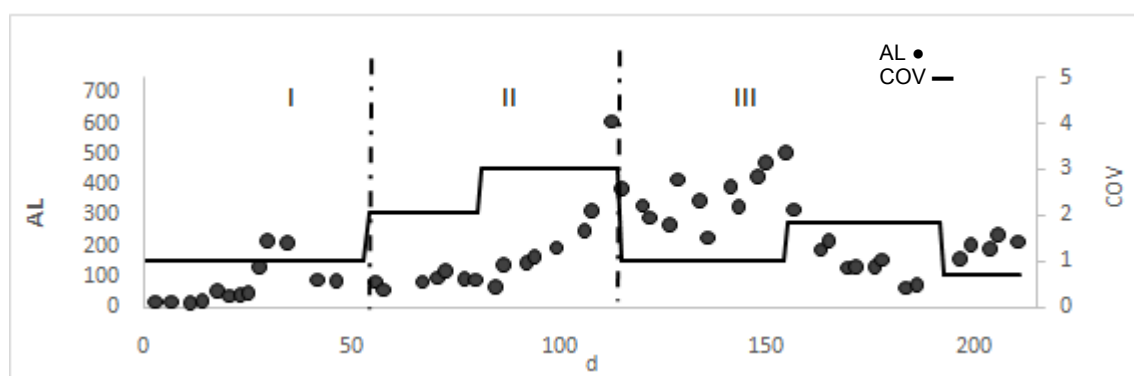


Figura 6 COV ($\text{g}_{\text{SV adic}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$) e concentração de AL (mg L^{-1}) durante as fases I, II e III do experimento com reator CSTR.

Braun, Huber e Meyrath (1981) reportam redução da produção de biogás por AL a uma concentração de 316 mg L^{-1} em reator CSTR tratando DS a $37 \text{ }^\circ\text{C}$.

Contudo, apesar da concentração de AL ter permanecido alta no início da fase III, possivelmente em função dos distúrbios ocorridos na fase anterior, a PdB, PdM, RB e RM não foram impactadas. Isso pode ter ocorrido por um processo de seleção de microrganismos metanogênicos mais resistentes à toxicidade deste inibidor.

Song, Shin e Hwang (2009) estudaram a dinâmica da população de arqueas metanogênicas durante a DA de DS. Os resultados apresentaram uma predominância de arqueas hidrogenotróficas, com *Methanobacteriales* sendo o maior grupo. Os autores atribuem essa predominância ao fato das arqueas acetoclásticas serem mais sensíveis, se comparadas às arqueas hidrotróficas a oscilações de pH e concentrações de AL.

Outros desequilíbrios observados na fase II foram os elevados valores da relação Al/AP com média de $0,4 \pm 0,1$, mas, a alteração na condução do processo, fase III, fez com que os valores retornassem a uma média segura de $0,3 \pm 0,1$, conforme ilustrado na Figura 7.

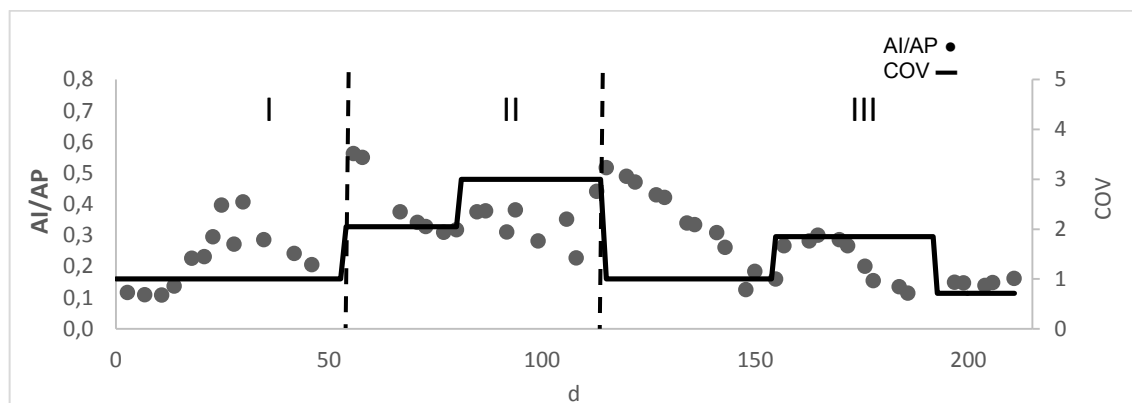


Figura 7 COV ($\text{g}_{\text{SV adic}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$) e relação Al/AP nas fases I, II e III do experimento com o reator CSTR.

Segundo Mézes et al. (2011), a relação Al/AP ótima para produção de biogás fica entre 0,3 e 0,4, já para valores entre 0,4 e 0,5 o processo deve ser monitorado com atenção.

Na Tabela 5, estão relacionados os valores referentes à PdB, RB, teor de metano, concentração de AL, relação Al/AP, pH e eficiência de remoção de SV, durante as fases I, II e III do experimento com o reator CSTR.

Tabela 5 Valores da PdB ($\text{L}_{\text{N biogás}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$), RB ($\text{L}_{\text{N biogás}} \text{g}_{\text{SV adic}}^{-1}$) teor de metano ($\text{v v}^{-1}\%$), relação Al/AP, concentração de AL (mg L^{-1}), pH e eficiência de remoção de SV ($\text{R}_{\text{SV}}\%$), durante as fases I, II e III do experimento com o reator CSTR

*COV	PdB	RB	Metano	AL	Al/AP	pH	R_{SV}
Fase I							
1,0	$0,2 \pm 0,2$	$0,2 \pm 0,2$	39 ± 2	$19,6 \pm 0,2$	$0,1 \pm 0,0$	$7,4 \pm 0,1$	75 ± 16
1,0	$0,5 \pm 0,1$	$0,5 \pm 0,1$	44 ± 2	$30,5 \pm 16,7$	$0,2 \pm 0,1$	$7,2 \pm 0,3$	58 ± 16
1,0	$0,4 \pm 0,1$	$0,4 \pm 0,1$	49 ± 3	$128,7 \pm 85,2$	$0,3 \pm 0,1$	$7,6 \pm 0,2$	59 ± 11
1,0	$0,3 \pm 0,1$	$0,3 \pm 0,1$	47 ± 4	$127,5 \pm 69,6$	$0,2 \pm 0,04$	$7,5 \pm 0,2$	72 ± 1
Fase II							
2,0	$0,7 \pm 0,1$	$0,4 \pm 0,1$	58 ± 7	$88,6 \pm 16,9$	$0,4 \pm 0,1$	$7,6 \pm 0,1$	42 ± 8
3,0	$0,8 \pm 0,2$	$0,3 \pm 0,1$	47 ± 6	$233,2 \pm 169,5$	$0,4 \pm 0,1$	$7,8 \pm 0,2$	48 ± 4
Fase III							
1,0	$0,4 \pm 0,1$	$0,4 \pm 0,1$	49 ± 9	$352,0 \pm 72,4$	$0,4 \pm 0,1$	$7,8 \pm 0,2$	38 ± 8
1,9	$0,7 \pm 0,1$	$0,4 \pm 0,1$	53 ± 10	$190,5 \pm 132,0$	$0,2 \pm 0,1$	$7,8 \pm 0,2$	67 ± 3
0,7	$0,5 \pm 0,1$	$0,8 \pm 0,2$	53 ± 5	$197,3 \pm 29,5$	$0,2 \pm 0,0$	$7,9 \pm 0,1$	42 ± 6

Nota: *COV ($\text{g}_{\text{SV adic}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$).

Embora com acentuada variação, as maiores eficiências de remoção de SV ocorreram na fase I, possivelmente resultante da combinação entre a baixa COV e TRH. Tal resultado não se repetiu na fase III, provavelmente em razão dos distúrbios ocorridos na fase II.

Na fase II, foi registrada alta produtividade de biogás, mas, seguida de abrupta queda, conforme ilustrado na Figura 4, além da instabilidade no processo comprovada pela elevada concentração de AL, alta relação Al/AP e queda no teor de metano de 58 para 47% (v v^{-1}), conforme detalhado na Tabela 5.

Nas fases I, II e III, a variação do pH foi mínima e encontrava-se na faixa aceitável para DA e produção de biogás. Segundo Chernicharo (2007), a geração de metano pode ocorrer em uma faixa de pH entre 6,0 – 8,0, entretanto, valores menores que 6,0 e maiores que 8,3 devem ser evitados, por exemplo, pH abaixo de 6,2 inibe fortemente o crescimento das arqueas acetoclásticas e com pH acima de 7,4 estes microrganismos podem ser inibidos por AL (SIEGRIST et al., 2002).

Na fase III, COV $1,9 \text{ g}_{\text{SVadic.}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ e TRH de 15 dias foi observada a maior produtividade de biogás $0,7 \pm 0,1 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ L}_{\text{reator}}^{-1} \text{ d}^{-1}$. Enquanto que o maior rendimento de biogás foi de $0,8 \pm 0,2 \text{ L}_{\text{N biogás}} \text{ g}_{\text{SVadic.}}^{-1}$, na COV $0,7 \text{ g}_{\text{SVadic.}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ e TRH de 18 dias.

Amaral et al. (2016 b) avaliaram a influência da COV na recuperação de metano em reator CSTR de 12 L, tratando DS operando com COV entre 0,6 e $1,0 \text{ g}_{\text{SVadic.}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ e TRH entre 20 e 35 dias a $37 \pm 1 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Os resultados de RM ficaram entre 0,1 e $0,2 \text{ L}_{\text{N metano}} \text{ g}_{\text{SVadic.}}^{-1}$, valores semelhantes aos encontrados neste trabalho que, em média, foram $0,1 \text{ L}_{\text{N metano}} \text{ g}_{\text{SVadic.}}^{-1}$ na fase I, $0,2 \text{ L}_{\text{N metano}} \text{ g}_{\text{SVadic.}}^{-1}$ na fase II e $0,3 \text{ L}_{\text{N metano}} \text{ g}_{\text{SVadic.}}^{-1}$ na fase III, conforme detalhado na Tabela 5.

1.1.1.1 Produção de biogás no BLC

A produção de biogás foi influenciada pela variação da temperatura durante o experimento com o BLC. Nas Figuras 8a e 8b, pode-se observar a oscilação da PdB e RB e na Figura 9 a variação da temperatura no reator.

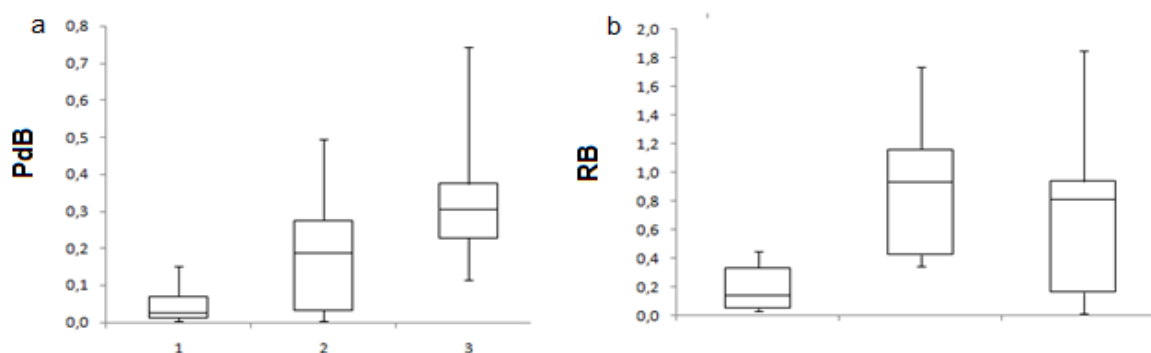


Figura 8 Produtividade e rendimento de biogás no BLC. a) PdB ($\text{L}_{\text{N biogás}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$); b) RB ($\text{L}_{\text{N biogás}} \text{ g}_{\text{SVadic.}}^{-1}$): 1 – COV $0,3 \text{ g}_{\text{SVadic.}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$; 2 – COV $0,4 \text{ g}_{\text{SVadic.}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$; 3 – COV $0,5 \text{ g}_{\text{SVadic.}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$.

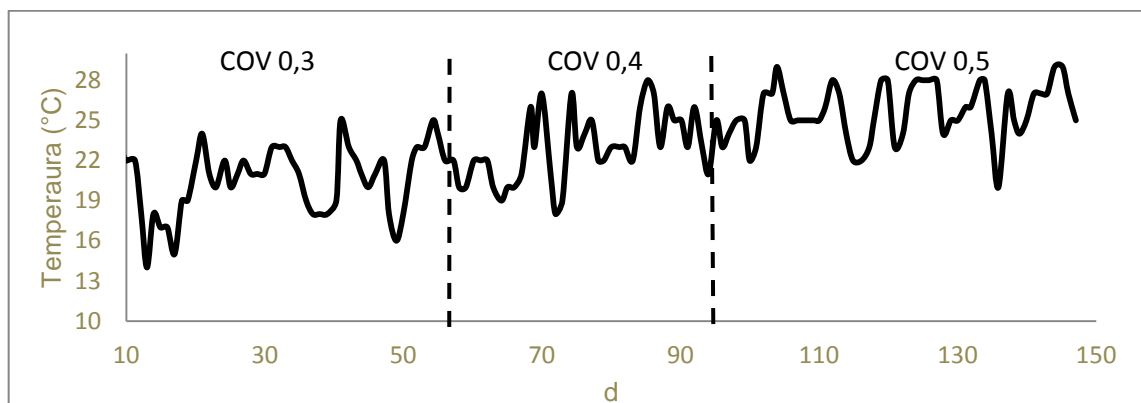


Figura 9 Variação da temperatura no BLC.

O ensaio com a COV $0,3 \text{ g}_{\text{sv adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ ocorreu no inverno entre os meses de julho e agosto/2017, período em que foram registradas as menores temperaturas no reator. Fato que, provavelmente, foi determinante para baixa PdB e RB, em média, cerca de 6 vezes menor (Tabela 7), comparado aos resultados obtidos nas COV $0,4$ e $0,5 \text{ g}_{\text{sv adic}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$, cujos ensaios ocorreram no final do inverno e na primavera, respectivamente.

Conforme Cantrell (2008), uma desvantagem dessa configuração de reator é a suscetibilidade à temperatura ambiente, tornando a produção de biogás sazonal.

Cheng et al. (2004) observaram a sazonalidade da produção de biogás em BLC tratando DS a PdB passou de $0,0194 \text{ L}_{\text{biogás}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ no inverno para $0,0388 \text{ L}_{\text{biogás}} \text{ L}^{-1}_{\text{reator}} \text{ d}^{-1}$ no verão. Variação menor que a obtida no presente trabalho, possivelmente intensificada por tratar-se de um experimento em escala laboratorial.

A instabilidade na produtividade e rendimento de biogás pode ser explicada pela elevada sensibilidade dos microrganismos metanogênicos a rápidas e pequenas mudanças de temperatura. Segundo Deublein e Steinhauser (2011), variações acima ou abaixo de $2 \text{ }^{\circ}\text{C}$ podem resultar na perda de produção de biogás em até 30%.

A concentração de AL manteve-se baixa durante todo o experimento (Figura 10), especialmente devido à temperatura que, em média foi $23 \pm 3 \text{ }^{\circ}\text{C}$. A partir da Equação 1, proposta por Anthonisen et al. (1976), é possível estimar que o acréscimo de $10 \text{ }^{\circ}\text{C}$ na temperatura aumenta a concentração de AL em 90%, aproximadamente.

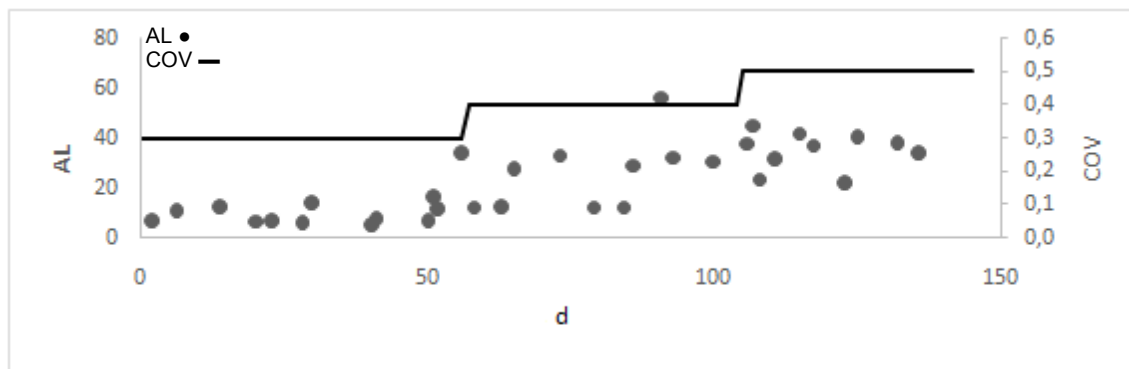


Figura 10 COV ($\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator d}^{-1}$) e concentração de AL (mg L^{-1}), durante o experimento com o BLC.

Durante o ensaio com a COV $0,3 \text{ g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator d}^{-1}$, a relação AI/AP esteve alta, exigindo atenção ao processo (Figura 11). Estes distúrbios possivelmente são resultantes das baixas temperaturas que afetaram o crescimento dos microrganismos anaeróbios, especialmente das arqueas metanogênicas e, conseqüentemente, a degradação da matéria orgânica, o que poderia ter ocasionado uma sobrecarga no reator.

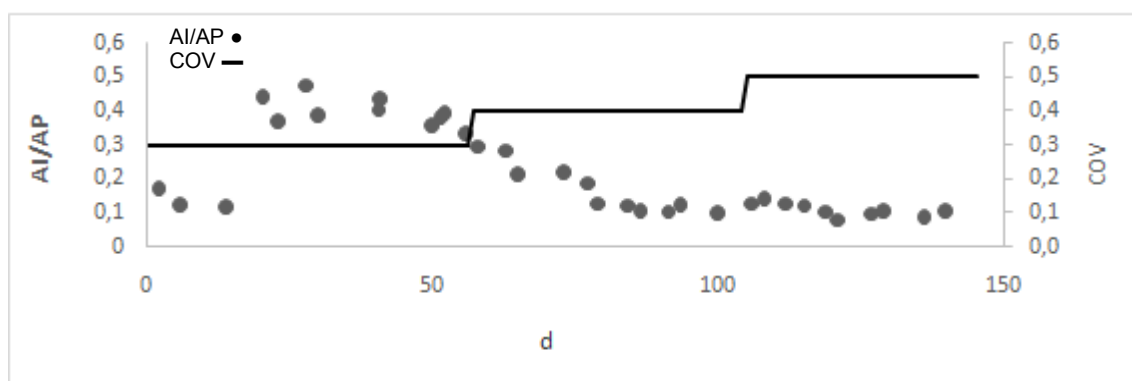


Figura 11 COV ($\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator d}^{-1}$) e comportamento da relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial, durante o experimento com o BLC.

Conforme Garfi et al. (2016), a COV indicada para a produção de biogás varia de acordo com a condição do substrato a ser degradado, em relação à concentração de matéria orgânica, configuração do reator e temperatura de condução do processo.

Na Tabela 6, estão detalhados os valores médios da PdB, RB, teor de metano, concentração de AL, relação AI/AP, pH e eficiência de remoção de SV obtidos durante o experimento com o BLC.

Tabela 6 Valores médios da PdB (L_N biogás L^{-1} reator d^{-1}) e RB (L_N biogás g SV_{adic}^{-1}), teor de metano (%), concentração de AL (mg L^{-1}), relação Al/AP, pH e eficiência de remoção de SV (R_{SV} %) durante o experimento com o BLC

COV	PdB	RB	Metano	AL	Al/AP	pH	R_{SV}
0,3	0,05± 0,06	0,1 ± 0,2	47 ± 8	10,8 ± 7,7	0,3 ± 0,1	7,3 ± 0,2	73 ± 16
0,4	0,2± 0,1	0,5 ± 0,3	60 ± 4	26,7 ± 13,7	0,1 ± 0,1	7,3 ± 0,2	89 ± 1
0,5	0,3± 0,1	0,6 ± 0,2	61 ± 5	35,0 ± 7,7	0,1 ± 0,0	7,4 ± 0,1	89 ± 1

Nota: *COV (g SV_{adic} L^{-1} reator d^{-1}).

A PdB e RB nas COV 0,4 e 0,5 g SV_{adic} L^{-1} reator d^{-1} foram semelhantes e bem superiores aos resultados obtidos na COV 0,3 g SV_{adic} L^{-1} reator d^{-1} , conforme detalhado na Tabela 6.

Chandler, Hermes e Smith(1983) reportaram PdB entre 0,1 e 0,2 L biogás L^{-1} reator d^{-1} com 69% de metano a partir da digestão anaeróbia de DS, em BLC operando a temperaturas que variaram de 11 a 22 °C, TRH de 50 dias e COV estimada em 0,1 g SV_{adic} L^{-1} reator d^{-1} .

Balsari e Bozza (1988) relataram RB em BLC tratando DS de 0,09 L biogás g SV_{adic}^{-1} no inverno e 0,3 L biogás g SV_{adic}^{-1} no verão; o teor de metano foi de 70%, sob COV de, aproximadamente, 0,7 g SV_{adic} L^{-1} reator d^{-1} .

Chastain e Linvill (1999) descreveram PdB a partir de DS em BLC entre 0,03 e 0,15 L biogás L^{-1} reator d^{-1} para COV entre 0,04 e 0,36 g SV_{adic} L^{-1} reator d^{-1} .

Os estudos supracitados apresentaram resultados plausíveis com os encontrados no presente trabalho.

Em relação ao pH, os valores permaneceram na faixa considerada ótima para produção de biogás.

Apesar da interferência da temperatura sobre a produção de biogás, nas COV 0,4 e 0,5 g SV_{adic} L^{-1} reator d^{-1} , o rendimento de biogás, teor de metano e a eficiência de remoção de SV apresentaram bons resultados, comparados aos reatores CSTR e UASB estudados neste trabalho.

Cheng et al. (2004) relatam eficiência de remoção de SV e teor de metano de 88 e 63%, respectivamente, em BLC tratando DS, valores semelhantes aos obtidos neste estudo.

Contudo, os resultados de eficiência de remoção de SV podem não representar a realidade, tendo em conta as características desta configuração de reator que não possui sistema de homogeneização e neste caso existe a possibilidade de que os SV, em vez de serem degradados, tenham-se acumulados no fundo do BLC.

3.2 Produção de biogás no reator UASB

Na fase I, durante as COV 1,5, 2,0, 2,5 e 3,0 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$, a PdB e o RB apresentaram comportamentos estáveis.

Nas Figuras 12a e 12b, é possível observar que no início da fase II entre as COV 0,5 e 0,7 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$ a PdB e, principalmente, o RB aumentaram, mas com acentuada instabilidade, refletindo uma provável adaptação dos microrganismos metanogênicos ao aumento da concentração de AL (Figura 13).

A partir do momento em que o reator passou a ser operado com 100% de DS nas COV 1,4, 1,6, 2,2, 2,9 e 8,4 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$, fase II, a PdB continuou com tendência crescente, mas o RB diminuiu.

Esse comportamento pode ser explicado pela elevação da COV, redução do TRH e consequente aumento da vazão e da velocidade ascensional que elevou a PdB, mas, também, causou a expansão do leito de lodo e arraste da biomassa, ocasionando maior instabilidade no leito de lodo, formação de espuma no separador trifásico e entupimento da saída de biogás do reator.

Após 6 dias de operação na COV 8,4 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$, o processo se demonstrou insustentável nessas condições, resultando na parada total da PdB e RB, conforme ilustrado nas Figuras 12a e 12b.

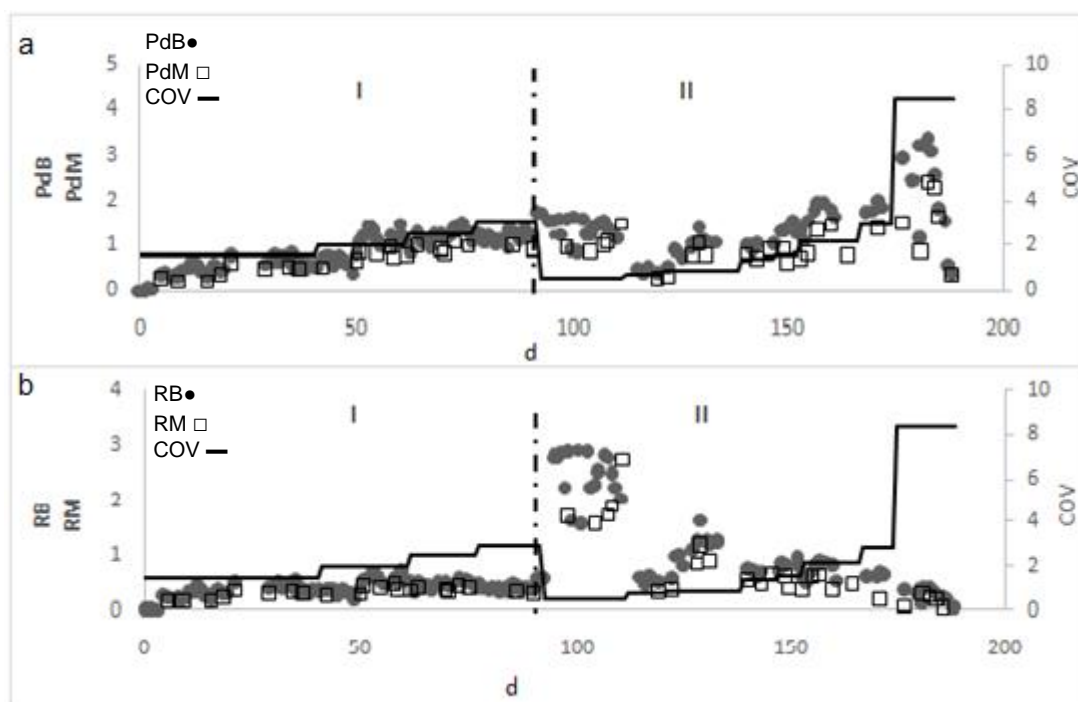


Figura 12 COV, produtividade e rendimento de biogás e metano, nas fases I e II do experimento com o reator UASB. a) PdB ($L_N \text{ biogás} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$); PdM ($L_N \text{ metano} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$); COV ($\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$); b) RB ($L_N \text{ biogás} \text{g}_{\text{SV adic.}}^{-1}$); RM ($L_N \text{ metano} \text{g}_{\text{SV adic.}}^{-1}$).

Na fase I, apesar das velocidades ascensionais (VA) serem maiores com valores de $4,2 \times 10^{-2}$ e $5,0 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$ e na fase II com valores entre $1,3 \times 10^{-2}$ e $4,0 \times 10^{-2} \text{ m h}^{-1}$, não ocorreu arraste da biomassa porque o reator foi inoculado com lodo granular, mais denso e capaz de suportar maior velocidade ascensional que o lodo floculento (CHERNICHARO, 2007), forma predominante na fase II na medida em que as diluições do DS eram reduzidas e a COV elevada.

Conforme Seghezze et al. (1998), o sucesso da digestão anaeróbia e a produção de biogás em reator UASB baseia-se no estabelecimento de um denso lodo no fundo do reator, no qual todos os processos de bioconversão da matéria orgânica em biogás ocorrem.

Na Figura 13, pode-se observar o comportamento da concentração de AL que, na fase I, permaneceu baixo e estável. Porém, na fase II, a concentração apresentou tendência crescente, na medida em que era realizada a progressão da COV e redução progressiva da diluição do DS.

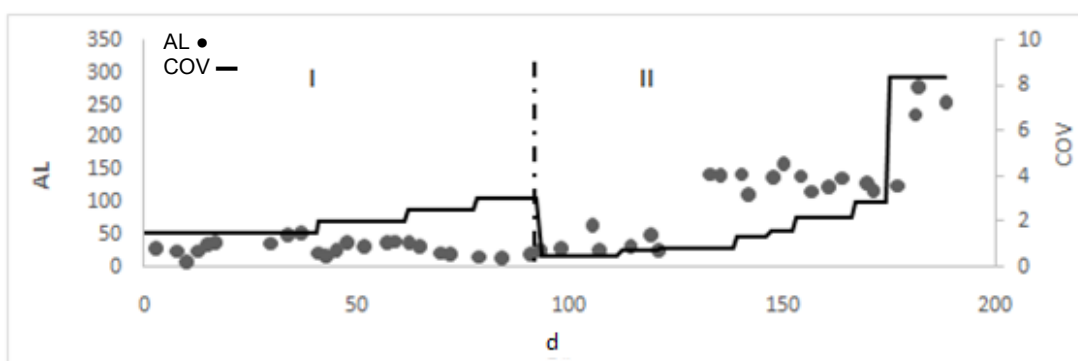


Figura 13 COV ($\text{g SV adic L}^{-1} \text{ reator d}^{-1}$) e concentração de AL (mg L^{-1}) durante as fases I e II do experimento com reator UASB.

Yenigun e Demirel (2013) relatam inibição por AL a partir de 200 mg L^{-1} para produção de biogás de DS em condições mesofílicas.

Embora o comportamento da produção de biogás e a concentração de AL tenham refletido instabilidade no processo no final da fase II, a relação AI/AP permaneceu baixa e estável durante o experimento, conforme ilustrado na Figura 14.

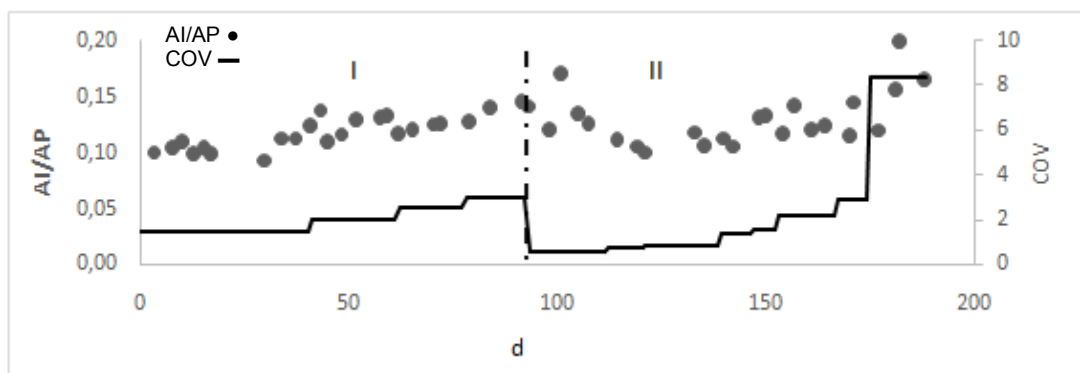


Figura 14 COV ($\text{g SV}_{\text{adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$) e relação alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial nas fases I e II do experimento com reator UASB.

Relação Al/AP com valores entre 0,1 – 0,2 indica reator em condições de subcarga (MÉZES et al., 2011). Sendo assim, o aumento da concentração de AL e o arraste da biomassa são as prováveis causas responsáveis pela parada total da PdB e RB, pois, os baixos valores da relação Al/AP não indicaram sobrecarga no reator.

Na Tabela 7, estão detalhados os valores médios da produção de biogás, teor de metano, concentração de AL, pH e eficiências de remoção de SV nas fases I e II do experimento com reator UASB.

Tabela 7 Valores da PdB ($\text{L}_{\text{Nbiogás}} \text{L}_{\text{reator}}^{-1} \text{d}^{-1}$), RB ($\text{L}_{\text{Nbiogás}} \text{g}_{\text{SVadic}}^{-1}$) teor de metano (%), concentrações de AL (mg L^{-1}), relação Al/AP, pH e eficiência de remoção de SV ($R_{\text{SV}}\%$), nas fases I e II do experimento com reator UASB

COV*	PdB	RB	Metano	AL	Al/AP	pH	R_{SV}
Fase I							
1,5	$0,4 \pm 0,2$	$0,3 \pm 0,1$	74 ± 3	$31,7 \pm 13,2$	$1,0 \pm 0,0$	$7,6 \pm 0,2$	41 ± 17
2,0	$0,9 \pm 0,3$	$0,5 \pm 0,2$	74 ± 3	$31,3 \pm 6,0$	$1,0 \pm 0,0$	$7,6 \pm 0,1$	65 ± 8
2,5	$1,2 \pm 0,2$	$0,5 \pm 0,1$	75 ± 3	$24,2 \pm 5,3$	$1,0 \pm 0,0$	$7,4 \pm 0,2$	47 ± 17
3,0	$1,2 \pm 0,2$	$0,4 \pm 0,1$	75 ± 2	$18,6 \pm 5,2$	$1,0 \pm 0,0$	$7,3 \pm 0,1$	63 ± 6
Fase II							
0,5	$1,3 \pm 0,2$	$2,5 \pm 0,4$	68 ± 8	$40,7 \pm 17,9$	$1,0 \pm 0,0$	$7,4 \pm 0,3$	43 ± 8
0,7	$0,4 \pm 0,1$	$0,6 \pm 0,1$	69 ± 4	$34,7 \pm 12,6$	$1,0 \pm 0,0$	$7,4 \pm 0,1$	58 ± 9
0,9	$1,0 \pm 0,2$	$1,1 \pm 0,3$	69 ± 5	$118,3 \pm 32,3$	$1,0 \pm 0,0$	$7,7 \pm 0,1$	46 ± 11
1,4	$0,9 \pm 0,1$	$0,6 \pm 0,0$	71 ± 4	$127,4 \pm 24,0$	$1,0 \pm 0,0$	$7,8 \pm 0,2$	65 ± 4
1,6	$1,3 \pm 0,1$	$0,9 \pm 0,1$	72 ± 2	$147,8 \pm 14,9$	$1,0 \pm 0,0$	$7,9 \pm 0,0$	64 ± 3
2,2	$1,6 \pm 0,3$	$0,7 \pm 0,1$	73 ± 2	$129,9 \pm 12,0$	$1,0 \pm 0,0$	$7,9 \pm 0,0$	70 ± 2
2,9	$1,6 \pm 0,5$	$0,5 \pm 0,2$	74 ± 1	$122,0 \pm 7,7$	$1,0 \pm 0,0$	$7,9 \pm 0,0$	71 ± 1
8,4	$1,9 \pm 1,1$	$0,2 \pm 0,1$	72 ± 6	$223,1 \pm 66,5$	$2,0 \pm 0,0$	$7,9 \pm 0,1$	48 ± 7

Nota: *COV ($\text{g SV}_{\text{adic.}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$).

As melhores PdB e eficiência de remoção de SV foram nas COV 2,2 e 2,9 $\text{g}_{\text{SV adic}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$ ambas com 1,6 $\text{L}_{\text{N biogás}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$ e 70% de remoção de SV. O maior rendimento de biogás foi de 2,5 $\text{L}_{\text{N biogás}} \text{g}_{\text{SV adic}}^{-1}$ na COV 0,5 $\text{g}_{\text{SV adic}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$.

Bortoli, Kunz e Soares (2009), operando reator UASB de 100 L, com COV de 4 $\text{kg}_{\text{DQO adic}} \text{m}^{-3} \text{reator} \text{d}^{-1}$ (aproximadamente 2,7 $\text{g}_{\text{SV adic}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$), obtiveram 75% de teor de metano no biogás, PdB de 1,42 $\text{L}_{\text{biogás}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$, RB de 1,5 $\text{L}_{\text{biogás}} \text{g}_{\text{SV adic}}^{-1}$ e 40% de eficiência de remoção de SV.

Pereira et al. (2011), estudando um sistema de tratamento de dejetos de suínos com reator UASB de 3,82 m^3 , TRH de 30 horas e COV de, aproximadamente, 0,7 $\text{g}_{\text{SV}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$, obtiveram PdB e eficiência de remoção de SV de 0,1 $\text{L}_{\text{N biogás}} \text{L}^{-1} \text{reator} \text{d}^{-1}$ e 79%, respectivamente.

A elevada produção de biogás e o alto teor de metano obtido neste experimento com reator UASB, em relação aos reatores CSTR e BLC estudados neste trabalho, estão relacionados aos tratamentos prévios utilizados na ETDS para remoção parcial da fração sólida do DS e alimentação do reator com esse efluente.

No entanto, a inclusão de tratamentos prévios, por exemplo, a peneira com escovas rotativas e o flotodecantador utilizados na ETDS, podem onerar o processo. Todavia são indispensáveis, caso contrário ocorrerá o acúmulo de lodo de má qualidade no reator (BORTOLI; KUNZ; SOARES, 2009).

Conforme Rico et al. (2012), a fração sobrenadante do DS contém a maior fração de carbono biodisponível, sendo convertida mais rapidamente em biogás.

A biodegradabilidade da fração sobrenadante do DS foi comprovada experimentalmente por Amaral et al. (2016a), que estudaram a influência da separação da fração sólido-líquido sobre a produção de biogás a partir de DS. A fração sobrenadante foi a que apresentou maior RB com valores entre 0,4 e 1,2 $\text{L}_{\text{N biogás}} \text{g}_{\text{SV adic}}^{-1}$.

3.3 Melhores condições operacionais para produtividade de biogás nos reatores CSTR, BLC e UASB

Na Tabela 8, estão resumidas as melhores faixas de COV e TRH encontradas no presente trabalho para PdB e teor de metano nos reatores UASB, BLC e CSTR.

Tabela 8 Melhores condições operacionais encontradas para PdBe teor de metano (v v⁻¹%) nos reatores UASB, BLC e CSTR, utilizando DS com teor de SV de 0,4, 1,8 e 2,8%, respectivamente

Reator	SV (%)	COV	TRH	PdB	Metano (v v ⁻¹ %)
UASB	0,4	2,9	1,5	1,6 ± 0,5	74 ± 1
BLC	1,8	0,5	34	0,3 ± 0,1	61 ± 5
CSTR	2,8	1,9	15	0,7 ± 0,1	53 ± 10

Notas: *COV ($\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$); TRH (dias); PdB ($\text{L}_{\text{N biogás}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$).

As maiores médias de teor de metano e PdB foram obtidas no experimento com o reator UASB. O melhor resultado de PdB com esse reator foi na COV 2,9 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$ e TRH 1,5 dias (Tabela 8), sendo 5,3 e 2,3 vezes maior que os melhores resultados de PdB observados no experimento com o BLC e CSTR, respectivamente.

Deve-se aos problemas ocorridos na fase II, durante a COV 3,0 $\text{g}_{\text{SV adic.}} \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \text{d}^{-1}$, a elevada variação no teor de metano no biogás gerado no reator CSTR.

Deve-se à influência da temperatura a menor PdB no BLC, uma característica negativa dessa configuração de reator. Porém, o biogás apresentou maior teor de metano, comparado ao reator CSTR (Tabela 8), demonstrando que essa configuração de reator pode ser mais viável em algumas situações como, por exemplo, quando a demanda por energia não for elevada, além do baixo custo de operação e implantação, quando comparado aos reatores CSTR e UASB.

4 CONCLUSÕES

Nas condições adotadas neste trabalho, o experimento possibilitou compreender o efeito da progressão de COV sobre a produção de biogás a partir de DS, estabelecendo relação com outras variáveis que afetam a produção desse biocombustível, principalmente em relação ao TRH, contribuindo com importantes informações para escolha da configuração de reator mais adequada para implantação em escala real.

A faixa de COV indicada para produção de biogás com reator CSTR poderia ter sido mais ampla, pois, o baixo teor de SV contido no DS limitou a progressão dessa variável, tendo em vista, o fato de a progressão de COV implicar diretamente a diminuição do TRS a níveis que podem ocasionar *washout*.

A produtividade de biogás no BLC foi oscilante e baixa em relação aos reatores CSTR e UASB. Efeitos da suscetibilidade à temperatura ambiente que também torna bastante baixa e limitada à faixa de COV passível de aplicação, particularidades inerentes dessa configuração de reator.

O experimento com reator UASB apresentou os melhores resultados de produtividade e rendimento de biogás e metano em TRHs menores que os aplicados nos reatores CSTR e BLC. Todavia, a utilização desta configuração de reator é mais dispendiosa e exige maiores cuidados operacionais, em relação ao manejo do leito de lodo e ao pré-tratamento do dejetos do DS para remoção parcial da fração sólida.

5 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Considerando os resultados obtidos nesta pesquisa, pode-se sugerir que em pesquisas futuras dessa temática sejam estudados:

- o efeito do aumento da COV sobre o comportamento da população de microrganismos metanogênicos;
- a relação entre os resultados da produção de biogás e metano obtidos nos ensaios com os reatores CSTR, BLC e UASB com testes de potencial bioquímico de biogás e potencial bioquímico de metano.

REFERÊNCIAS

ALI SHAH, F.; MAHMOOD, Q.; MAROOF SHAH, M.; PERVEZ, A.; AHMAD ASAD, S. Microbial ecology of anaerobic digesters: the key players of anaerobiosis. **The Scientific World Journal**, v. 2014, 2014.

AL SEADI, T.; RUTZ, D.; PRASSL, H.; KÖTTNER, M.; FINSTERWALDER, T.; VOLK, S.; JANSSEN, R. **Biogas Handbook.–University of Southern Denmark Esbjerg**. ISBN 978-87-992962-0-0, 2008.

AMARAL, A. C.; D.; KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; SCUSSIATO, L.A.; TÁPPARO, D. C.; GASPARETO, T. C. Influence of solid–liquid separation strategy on biogas yield from a stratified swine production system. **Journal of Environmental Management**, v. 168, p. 229-235, 2016a.

AMARAL, A. C.D.; KUNZ, A., TÁPPARO, D. C.; STEINMETZ, R. L. R. Influência da carga orgânica volumétrica na recuperação de metano em um reator CSTR tratando dejetos suíno. In: CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA AGRÍCOLA – CONBEA, 45., 2016, Florianópolis – SC. **Anais...** Florianópolis: SBEA, 2016b. p. 45.

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION – APHA; AMERICAN WATER WORKS ASSOCIATION – AWWA; WATER ENVIRONMENT FEDERATION – WEF. **Standard methods for the examination of water and wastewater**, Washington, v. 22, 2012.

ANTHONISEN, A.C.; LOEHR, R.C.; PRAKASAM, T.B.S.; SRINATH, E.G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal of the Water Pollution Control Federation**, v. 48, n. 5, p. 835-852, 1976.

BALSARI, P. BOZZA, E. Fertilizers s recovery installation of a slurry lagoon. In: AGRICULTURAL WASTE MANAGEMENT AND ENVIRONMENTAL PROTECTION, 4; International Scientific Centre of Fertilizers Symposium held in Braunschweig, 1987, German Federal Republic., **Proceedings...** German Federal Republic: International Scientific Centre of Fertilizers (CIEC), 1988. p. 71-80. V. 2.

BORTOLI, M.; KUNZ, A.; SOARES, H. M. Comparativo entre reatores UASB e biodigestores para geração de biogás no tratamento de dejetos de suínos. SIMPÓSIO INTERNACIONAL SOBRE GERENCIAMENTO DE RESÍDUOS DE ANIMAIS, 1, 2009, Florianópolis. **Anais...** Concórdia: Embrapa suínos e aves, 2009. v. 3, p. 37-42,

BRASIL. Ministério da Agricultura Pecuária e Abastecimento - MAPA. **Suinocultura de baixa emissão de carbono**. 2016. Disponível em: http://www.agricultura.gov.br/arq_editor/cartilha. Acesso em: 20 dez. 2016.

BRAUN, R.; HUBER, P.; MEYRATH, J. Ammonia toxicity in liquid piggery manure digestion. **Biotechnology Letters**, v. 3, n. 4, p. 159-164, 1981.

CANTRELL, K. B.; DUCEY, T.; RO, K. S.; HUNT, P. G. Livestock waste-to-bioenergy generation opportunities. **Bioresource technology**, v. 99, n. 17, p. 7941-7953, 2008.

CHANDLER, J. A.; HERMES, S. K.; SMITH, K. D. A low cost 75 kW covered lagoon biogas system. In: SYMPOSIUM OF THE ENERGY FROM BIOMASS AND WASTES, 7., 1983.. **Proceedings...** California: Institute of Gas Technology - ETATS-UNIS. 1983.p. 627-646.

CHASTAIN, J. P.; LINVILL, D. E. **A model of the operating characteristics of covered lagoon digesters for swine and dairy manure.** In: ASAE/CSAE-SCGR Annual International Meeting. 1999. Paper n. 994045. ASAE, 2950 Niles Rd., St. Joseph, MI 49085-9659.

CHENG, J; SHEARIN, T. E; PEET, M. M; WILLITS, D. H. Utilization of treated swine wastewater for greenhouse tomato production. **Water Science and Technology**, v. 50, n. 2, p. 77-82, 2004.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores anaeróbios.** 2. ed. Minas Gerais: UFMG, 2007.

DEUBLEIN, D.; STEINHAUSER, A. **Biogas from waste and renewable resources: an introduction.** USA: John Wiley & Sons, 2011.

GARFÍ, M.; MARTÍ-HERRERO, J; GARWOOD, A.; FERRER, I. Household anaerobic digesters for biogas production in Latin America: A review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 60, p. 599-614, 2016.

GERBER, P. J.; STEINFELD, H.; HENDERSON, B.; MOTTET, A.; OPIO, C.; DIJKMAN, J.; TEMPIO, G. **Tackling climate change through livestock.** A global assessment of emissions and mitigation opportunities. Rome: Food and Agriculture Organization of the United Nations - FAO, 2013.

GONZALEZ-BULNES, A.; ASTIZ, S.; OVILO, C.; LOPEZ-BOTE, C. J.; TORRES-ROVIRA, L.; BARBERO, A.; VAZQUEZ-GOMEZ, M. Developmental origins of health and disease in swine: implications for animal production and biomedical research. **Theriogenology**, v. 86, n. 1, p. 110-119, 2016.

KOUGIAS, P. G.; KOTSOPOULOS, T. A.; MARTZOPOULOS, G. G. Effect of feedstock composition and organic loading rate during the mesophilic co-digestion of olive mill wastewater and swine manure. **Renewable Energy**, v. 69, p. 202-207, 2014.

KUMARAN, P.; HEPHZIBAH, D.; SIVASANKARI, R.; SAIFUDDIN, N.; SHAMSUDDIN, A. H. A review on industrial scale anaerobic digestion systems deployment in Malaysia: Opportunities and challenges. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 56, p. 929-940, 2016.

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.; MUKHTAR, S. Hydrophobic membrane technology for ammonia extraction from wastewaters. **Engenharia Agrícola**, Jaboticabal, v. 36, n. 2, p. 377-386, 2016.

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.

MES, T. Z. D.; STAMS, A. J. M.; REITH, J. H.; ZEEMAN, G. Methane production by anaerobic digestion of wastewater and solid wastes. **Bio-methane & Bio-hydrogen**, p. 58-102, 2003.

MÉZES.L.; BIRÓ, G.; SULYOK, E.; PETIS, M.; BORBÉLY, J.; TAMÁS, J. Novel approach on the basis of FOS/TAC method. **Fascicula Protecția Mediului, Analele Universității din Oradea**, v. 17, p. 713-718, 2011.

MOSEY, F. E. Mathematical modelling of the anaerobic digestion process: regulatory mechanisms for the formation of short-chain volatile acids from glucose. **Water Science and Technology**, v. 15, n. 8-9, p. 209-232, 1983.

PEREIRA, E. L.; CAMPOS, C. M. M.; MOTERANI, F.; DE OLIVEIRA NETO, A. M. Eficiência de um sistema de reatores anaeróbios no tratamento de efluentes líquidos de suinocultura. **Acta Scientiarum - Technology**, Maringá – PR, v. 33, n. 3, p. 287-293, 2011. doi: 10.4025/actascitechnol. v33i3.7941.

RICO, C.; RICO, J. L.; GARCÍA, H.; GARCÍA, P. A. Solid-liquid separation of dairy manure: distribution of components and methane production. **Biomass and Bioenergy**, v. 39, p. 370-377, 2012.

ROOS, K. F.; MARTIN JR, J. B.; MOSER, M. A. A. **Manual for developing biogas systems at commercial farms in the United States**. Flagstar Handbook. United States Environmental Protection Agency, 2004.

SEGHEZZO, L.; ZEEMAN, G.; VAN LIER, J. B.; HAMELERS, H. V. M.; LETTINGA, G. A review: the anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. **Bioresource technology**, v. 65, n. 3, p. 175-190, 1998.

SIEGRIST, H.; VOGT, D.; GARCIA-HERAS, J. L.; GUJER, W. Mathematical model for meso- and thermophilic anaerobic sewage sludge digestion. **Environmental science & technology**, v. 36, n. 5, p. 1113-1123, 2002.

SONG, M.; SHIN, S. G.; HWANG, S. Methanogenic population dynamics assessed by real-time quantitative PCR in sludge granule in upflow anaerobic sludge blanket treating swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 101, n. 1, p. S23-S28, 2010.

STEINMETZ, R. R. L.; KUNZ, A.; DRESSLER, V. L.; DE MORAES FLORES, É. M.; FIGUEIREDO MARTINS, A. Study of metal distribution in raw and screened swine manure. **Clean-Soil, Air, Water**, v. 37, n. 3, p. 239-244, 2009.

STEINMETZ, R. L. R.; MEZZARI, M. P.; DA SILVA, M. L. B.; KUNZ, A.; DO AMARAL, A. C.; TÁPPARO, D. C.; SOARES, H. M. Enrichment and acclimation of an anaerobic mesophilic microorganisms inoculum for standardization of BMP assays. **Bioresource Technology**, v. 219, p. 21-28, 2016.

VIANCELLI, A.; KUNZ, A.; STEINMETZ, R. L. R.; KICH, J. D.; SOUZA, C. K.; CANAL, C. W.; BARARDI, C. R. M. Performance of two swine manure treatment systems on chemical composition and on the reduction of pathogens. **Chemosphere**, v. 90, n. 4, p. 1539-1544, 2013.

YENIGÜN, O.; DEMIREL, B. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: a review. **Process Biochemistry**, v. 48, n. 5, p. 901-911, 2013.