



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ  
CENTRO DE TECNOLOGIA  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA HIDRÁULICA E AMBIENTAL  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA CIVIL**

**MAURÍCIO GUIMARÃES DE OLIVEIRA**

**TRATAMENTO DA ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA  
UTILIZANDO PROCESSOS BIOLÓGICOS ANAERÓBIOS E  
MICROAERÓBIOS EM REATORES DE ALTA TAXA**

**FORTALEZA**

**2021**

MAURÍCIO GUIMARÃES DE OLIVEIRA

TRATAMENTO DA ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA UTILIZANDO  
PROCESSOS BIOLÓGICOS ANAERÓBIOS E MICROAERADOS EM REATORES DE  
ALTA TAXA

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, na área de concentração em Saneamento Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Erlon Lopes Pereira

**FORTALEZA**

**2021**

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação  
Universidade Federal do Ceará  
Biblioteca Universitária  
Gerada automaticamente pelo módulo Catalog, mediante os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

---

- O48t Oliveira, Maurício Guimarães de.  
Tratamento da água residuária de suinocultura utilizando processos biológicos anaeróbios e microaeróbios em reatores de alta taxa / Maurício Guimarães de Oliveira. – 2021.  
78 f. : il. color.
- Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil: Saneamento Ambiental, Fortaleza, 2021.  
Orientação: Prof. Dr. Erlon Lopes Pereira.
1. Água residuária de suinocultura. 2. Digestão Anaeróbia. 3. Hidrólise. 4. Microaeração. 5. Metano. I.  
Título.

CDD 628

---

**MAURÍCIO GUIMARÃES DE OLIVEIRA**

**TRATAMENTO DA ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA UTILIZANDO  
PROCESSOS BIOLÓGICOS ANAERÓBIOS E MICROAERADOS EM REATORES  
DE ALTA TAXA**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, na área de concentração em Saneamento Ambiental. O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - Brasil (CAPES) - Código de Financiamento 001 - e do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq).

Aprovada em: 23/02/2021

**BANCA EXAMINADORA**

---

Prof. Dr. Erlon Lopes Pereira (Orientador)

Universidade Federal do Ceará – UFC

---

Prof. Dr. André Bezerra dos Santos

Universidade Federal do Ceará – UFC

---

Pesquisador Dr. Airton Kunz

Empresa Brasileira de Pesquisa Agropecuária- Embrapa Suínos e Aves

---

Profª. Dra. Simone Damasceno Gomes

Universidade Estadual do Oeste do Paraná- UNIOESTE

À minha mãe, Vera Lúcia Alves Oliveira.

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente à minha família, meu irmão Diego e, em especial, minha mãe, Vera, que são minha base, meu porto seguro e sempre ao meu lado.

À minha namorada, Helenamara, por todo apoio, ajuda, companheirismo e amor durante todos os momentos dessa caminhada.

Ao meu orientador, o Prof. Dr. Erlon Lopes Pereira, por todo suporte, ensinamentos e paciência.

Ao corpo administrativo e docente do Departamento de Engenharia Hidráulica e Ambiental (DEHA) da Universidade Federal do Ceará (UFC). Em especial ao Prof. Dr. André Bezerra dos Santos, por me receber no Grupo de Tecnologias e Pesquisas Ambientais (GTPA), no Laboratório de Saneamento Ambiental (LABOSAN) e por prover a pesquisa.

Agradeço aos membros externos da banca examinadora, composta pelo Pesquisador Dr. Airton Kunz da Embrapa e pela Prof. Dra. Simone Damasceno Gomes da UNIOESTE. Agradeço, de antemão, todas as contribuições e comentários que certamente contribuirão para o aperfeiçoamento desta Dissertação

Ao meu companheiro de pesquisa e amigo, José Marcos, por toda amizade, companheirismo e apoio durante a caminhada.

À toda equipe LABOSAN, em especial aos meus amigos, Plínio, Ricardo, Gilmar e Amanda.

À toda minha equipe de alunos de iniciação científica, em especial ao Schiavon, Milena e Ana Katherinne, por toda dedicação, esforço, ajuda e amizade.

Ao Departamento de Zootecnia da UFC, em especial ao Prof. Dr. Pedro Henrique Watanabe, pela parceria e por fornecer total liberdade para as coletas na suinocultura.

Ao Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior (CAPES) pelo suporte financeiro.

Ao Instituto Nacional de Ciência e Tecnologia em Estações de Tratamento de Esgoto (INCT ETEs Sustentáveis) pelo suporte técnico e financeiro.

Muito obrigado!

“É importante dizer  
Que é preciso amar, é preciso lutar  
E resistir até morrer.”

Emicida

## RESUMO

A alta demanda de alimentos transformou a atividade de suinocultura, nas últimas décadas, em uma indústria intensiva, resultando em grandes quantidades de produção de água residuária suinocultura (ARS). Um efluente que possui elevados teores de matéria orgânica, sólidos suspensos, nutrientes e considerável carga microbiana, além de resíduos de antibióticos e hormônios. Os reatores anaeróbios de manta de lodo de fluxo ascendente (UASB), dentre tecnologias que utilizam a digestão anaeróbia, representam um processo amplamente utilizado no tratamento de águas residuais de suinocultura. Durante o tratamento da ARS em reatores UASB, o aprimoramento da hidrólise é fundamental para solubilizar esses substratos complexos em substratos orgânicos simples para posterior conversão da mesma em metano. Assim, neste estudo, avaliou-se o desempenho de um reator UASB e um reator microaeróbio de manta de lodo de fluxo ascendente (UMSB) operando sob as mesmas condições de alimentação ( $DQO = 5 \text{ gO}_2 \text{ L}^{-1}$ ), cargas orgânicas volumétricas ( $COV = 10,4 \pm 0,9 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ) e TDH (12 h) no tratamento da água residuária de suinocultura. Com foco principal na hidrólise e produção volumétrica de metano. Para tal, foram avaliadas as remoções de parâmetros relacionados a matéria orgânica particulada ( $DQO_P$ ,  $DBO_5^{20^\circ C_P}$ , SSV,  $DQO_T$ ,  $DBO_5^{20^\circ C_T}$ ); o volume e composição do biogás produzido pelos reatores, produção e evolução da biomassa e comunidade microbiológica dos lodos. Além da realização de testes de AME, com o intuito de analisar o desempenho dos lodos na degradação de amido, glicose e solução de AGVs, com intuito de avaliar as atividades hidrolítica, acidogênica e acetogênica/metanogênica, respectivamente. O estudo foi dividido em duas partes. Na primeira parte foi avaliada o efeito da microaeração na taxa de hidrólise dos reatores. Onde se comparou o desempenho de um reator UASB (denominado R1) e um reator UMSB (denominado R2) com microaeração  $11,3 \text{ ml}_{Ar} \text{ min}^{-1}$  ( $0,5 \text{ L}_{O_2} \text{ L}_{alimentação}^{-1} \text{ d}^{-1}$ ) no tratamento de ARS. Nessa primeira parte, o reator UMSB tratando água residuária da suinocultura obteve melhor desempenho. No estado estacionário, o reator removeu em média  $74,5 \pm 3,2 \%$  da  $DQO_T$ . O principal advento do reator foi sua remoção de matéria orgânica particulada em decorrência da alta remoção de SSV ( $79,4 \pm 4,6 \%$ ). Nos testes de AME o lodo microaeróbio (R2) apresentou atividade hidrolíticas e acetogênicas/metanogênicas superiores ao lodo inóculo e lodo anaeróbio. A avaliação microbiológica de R2 revelou a presença de grupos, como o *Clostridium sensu stricto* 1 e o *Brachymonas*, importantes constituintes da microbiota responsável pela digestão anaeróbia de

substratos complexos. Na segunda parte do experimento, utilizando os mesmos parâmetros operacionais (DQO afluente, COV, TDH), foram analisados os efeitos de diferentes doses de microaeração no reator UMSB: 2,0; 3,8; 5,6 mL<sub>AR</sub> min<sup>-1</sup> (0,09; 0,17; 0,25 L<sub>O<sub>2</sub></sub> L<sub>alimentação</sub><sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>, respectivamente). Nessa segunda fase, o processo microaeróbio mostrou os melhores resultados ao ser operado com dose de microaeração de 3,8 mL<sub>AR</sub> min<sup>-1</sup>, remoção de matéria orgânica em termos de SSV, DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>P</sub>, DBO<sub>T</sub> e DBO<sub>P</sub> de 85,0 ± 3,5 %, 83,2 ± 2,7 %, 86,9 ± 3,7 %, 85,3 ± 1,9 %, 87,8 ± 1,9 %, respectivamente. A Dose de microaeração de 5,6 mL<sub>AR</sub> min<sup>-1</sup> propiciou uma produção volumétrica do metano atingindo valores médios de 5 L<sub>CH<sub>4</sub></sub> d<sup>-1</sup>. Os resultados indicaram que com a dose de microaeração correta é possível obter em um reator microaeróbio maiores taxas de hidrólise da matéria orgânica particulada, maior eficiência de remoção da matéria orgânica presente (DQO, DBO e SSV) e produção volumétrica de metano, quando comparado ao processo anaeróbio estrito.

**Palavras chaves:** Microaeração. Hidrólise. Metano. Matéria orgânica particulada.

## ABSTRACT

The high demand for food has transformed the pig farming activity in the last decades into an intensive industry. This results in large quantities of swine wastewater (SWW) production. An effluent that has high levels of organic matter, suspended solids, nutrients and considerable microbial load, in addition to antibiotic and hormone residues. The upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor, among technologies that use anaerobic digestion, represent a process widely used in the treatment of swine wastewater. During SWW treatment in UASB reactors, the improvement of hydrolysis is fundamental to solubilize these complex substrates into simple organic substrates for later conversion into methane. Thus, in this study, the performance of an UASB reactor and a upflow microaerobic sludge blanket (UMSB) reactor operating under the same feeding conditions ( $\text{COD} = 5 \text{ gO}_2 \text{ L}^{-1}$ ), organic loading rates ( $\text{COV} = 10,4 \pm 0,9 \text{ COD m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ) and HRT (12 h) in the treatment of SWW was evaluated. With a main focus on hydrolysis and volumetric production of methane. For this purpose, the removal of parameters related to particulate organic matter ( $\text{COD}_P$ ,  $\text{BOD}_5^{20^\circ\text{C}}_P$ , VSS,  $\text{COD}_T$ ,  $\text{BOD}_5^{20^\circ\text{C}}_T$ ) were evaluated; the volume and composition of biogas produced by the reactors, production and evolution of biomass and microbiological community of sludge. In addition, SMA tests were performed in order to analyze the performance of sludge in the degradation of starch, glucose and VFAs solution, in order to evaluate hydrolytic, acidogenic and acetogenic/methanogenic activities, respectively. The study was divided in two parts. In the first part the effect of microaeration on the hydrolysis rate of the reactors was evaluated. Where the performance of a UASB reactor (called R1) and a UMSB (called R2) reactor with  $11.3 \text{ mL}_{\text{Air}} \text{ min}^{-1}$  ( $0,5 \text{ L}_{\text{O}_2} \text{ L}_{\text{feed}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ ) as dose of microaeration was compared during the SWW treatment. In this first part, the UMSB reactor treating SWW obtained better performance. In the stationary state, the reactor removed on average  $74.5 \pm 3.2 \%$  of  $\text{COD}_T$ . The main advent of the reactor was its removal of particulate organic matter due to the high removal of VSS ( $79.4 \pm 4.6 \%$ ). In SMA tests the microaerobic sludge presented higher hydrolytic and acetogenic/methanogenic activity than inoculum and anaerobic sludge. The microbiological evaluation of UMSB reactor revealed the presence of groups such as *Clostridium sensu stricto* 1 and *Brachymonas*, important constituents of the microbiota responsible for the anaerobic digestion of complex substrates. In the second part of the experiment, using the same operational parameters (influent COD, OLR, HRT), the effects of different doses of microaeration on the UMSB reactor: 2.0, 3.8, 5.6  $\text{mL}_{\text{Air}}$

$\text{min}^{-1}$  (0,09; 0,17; 0,25  $\text{L}_{\text{O}_2} \text{L}_{\text{feed}}^{-1} \text{d}^{-1}$ , respectively) were analyzed. In this second phase, the microaerobic process showed the best results when operated with a microaeration dose of 3.8  $\text{mL}_{\text{Air}} \text{min}^{-1}$ , removal of organic matter in terms of VSS,  $\text{COD}_T$ ,  $\text{COD}_P$ ,  $\text{BOD}_5^{20^\circ\text{C}}_T$  and  $\text{BOD}_5^{20^\circ\text{C}}_P$  of  $85.0 \pm 3.5 \%$ ,  $83.2 \pm 2.7 \%$ ,  $86.9 \pm 3.7 \%$ ,  $85.3 \pm 1.9 \%$ ,  $87.8 \pm 1.9 \%$ , respectively. The microaeration dose of 5.6  $\text{mL}_{\text{Air}} \text{min}^{-1}$  provided a volumetric production of methane reaching average values of 5  $\text{L}_{\text{CH}_4} \text{d}^{-1}$ . The results indicated that, with the correct microaeration dose, it is possible to obtain in a microaerobic reactor higher rates of hydrolysis of particulate organic matter, greater removal efficiency of the organic matter present (COD, BOD and VSS) and volumetric methane production, when compared to strict anaerobic process.

**Keywords:** Microaeration. Hydrolysis. Methane. Particulate organic matter.

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1</b> – Limpeza das baias de confinamento dos suínos para a coleta de ARS.....	23
<b>Figura 2</b> – Fluxograma do sistema de tratamento da água residuária de suinocultura em reator UASB e UMSB.....	23
<b>Figura 3</b> – Análise comparativa pelo Teste T entre o R1 e R2 sobre as eficiências médias de remoção de matéria orgânica complexa.....	34
<b>Figura 4</b> – Evolução de perfil dos reatores.....	37
<b>Figura 5</b> – Composição e produção volumétrica do biogás produzido do R1 (a) e R2 (b).....	38
<b>Figura 6</b> – Atividades específicas (hidrolítica, acidogênica, acetogênica/metanogênica) dos lodos (Inóculo, R1, R2).....	40
<b>Figura 7</b> – Diversidade da microbiota dos lodos a nível de filo (a), classe (b), família (c) e gênero (d).....	42
<b>Figura 8</b> – Fluxograma do sistema de tratamento da água residuária de suinocultura em reator anaeróbio com manta de lodo (UASB) e reator microaeróbio com manta de lodo (UMSB).....	49
<b>Figura 9</b> – Análise comparativa entre as eficiências médias de remoção de matéria orgânica da ARS quando submetida a doses de microaeração: Dose 0 (anaeróbio) 2 (Dose I), 3,8 (Dose II) e 5,6 (Dose III) mL <sub>Ar</sub> min <sup>-1</sup> .....	61
<b>Figura 10</b> – Evolução de perfil dos reatores R1 (a) e R2 (b) do início do experimento e ao longo das etapas do experimento.....	62
<b>Figura 11</b> – Composição e produção volumétrica do biogás produzido do R1 (a) e R2 (b) nas etapas I, II e III.....	64
<b>Figura 12</b> – Efeito da anaerobiose e de diferentes doses de microaeração na produção volumétrica de metano.....	66
<b>Figura 13</b> – Resultados do ensaio de Atividade Metanogênica Específica dos lodos anaeróbio e microaeróbio coletados no final das etapas I, II e III.....	68

## LISTA DE TABELAS

<b>Tabela 1</b> – Parâmetros e métodos analíticos utilizados para caracterização do afluente e efluente do R1 e R2 durante o experimento.....	25
<b>Tabela 2</b> – Concentrações médias de nutrientes no afluente e efluente dos reatores.....	30
<b>Tabela 3</b> – Parâmetros analisados para conhecimento do desempenho operacional do R1 e R2 nas fases de aclimatização e estado estacionário.....	32
<b>Tabela 4</b> – Análise comparativa entre a remoção de DQO nos reatores UASB e UMSB avaliados neste trabalho com outras tipologias de reatores anaeróbios já utilizados no tratamento da ARS.....	35
<b>Tabela 5</b> – Produção de lodo nos reatores anaeróbio e microaeróbio.....	36
<b>Tabela 6</b> – Doses de microaeração durante o experimento.....	50
<b>Tabela 7</b> – Parâmetros e métodos analíticos utilizados para caracterização do afluente e efluente do R1 e R2 durante o experimento.....	51
<b>Tabela 8</b> – Valores médios e desvio padrão dos parâmetros utilizados para a caracterização da ARS afluente aos reatores UASB e UMSB nas etapas I, II e III.....	56
<b>Tabela 9</b> – Concentrações médias de nutrientes no efluente dos reatores.....	58
<b>Tabela 10</b> – Valores médios e desvio padrão dos parâmetros analisados no efluente do R1 e do R2 ao longo de toda a etapa I, II e II.....	59

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

AGV – Ácido graxo volátil  
AME – Atividade metanogênica específica  
ARS – Água residuária de suinocultura  
AT – Alcalinidade total  
BRS – Bactéria redutora de sulfato  
C – Concentração  
C2 – Ácido acético  
C3 – Ácido propiônico  
C4 – Ácido butírico  
CHV – Carga hidráulica volumétrica  
COB – Carga orgânica biológica  
COV – Carga orgânica volumétrica  
DA – Digestão anaeróbia  
DBO – Demanda bioquímica de oxigênio  
DQO – Demanda química de oxigênio  
E – Eficiência de remoção  
NTK – Nitrogênio total Kjeldahl  
P – Produção de lodo no sistema  
PVC – Polícloro de vinila  
Q – Vazão  
R1 – Reator 1  
R2 – Reator 2  
SFT – Sólidos fixos totais  
SST -Sólidos suspensos totais  
SSV – Sólidos suspensos voláteis  
ST – Sólidos totais  
SVT – Sólidos voláteis totais  
TDH – Tempo de detenção hidráulica

TRS – Tempo de retenção de sólidos

UASB – *Upflow anaerobic sludge reactor*

UMSB – *Upflow microaerobic sludge reactor*

VA – Velocidade ascensional

Y – Coeficiente de sólidos do sistema

## SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO GERAL.....	16
2	PERGUNTA DE PESQUISA, HIPÓTESE E OBJETIVOS.....	19
2.1	PERGUNTA DE PESQUISA.....	19
2.2	HIPÓTESE.....	19
2.3	OBJETIVO GERAL.....	19
2.4	OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	19
3	EFEITO DA MICROAERAÇÃO NA HIDRÓLISE DA MATÉRIA ORGÂNICA PARTICULADA DURANTE O TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA EM REATORES CONTÍNUOS OPERANDO EM ALTA CARGA.....	20
3.1	INTRODUÇÃO.....	20
3.2	MATERIAIS E MÉTODOS.....	22
3.2.1	Aparato experimental.....	22
3.2.2	Partida e operação dos reatores.....	24
3.2.3	Monitoramento quantitativo do lodo no R1 e R2 e da atividade biológica dos lodos de inóculo, do R1 e do R2.....	27
3.2.4	Diversidade microbiana nos lodos da inoculação, anaeróbio e microaerado.....	29
3.3	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	30
3.3.1	Desempenho operacional.....	30
3.3.2	Produção de lodo e metano.....	36
3.3.3	Caracterização e composição da biomassa.....	40
3.3.3.1	<i>Atividades biológicas dos lodos de inóculo, anaeróbio e microaerado</i> .....	40
3.3.4	Diversidade das comunidades microbiológicas.....	43
3.3.4.1	<i>Estrutura da comunidade bacteriana</i> .....	44
3.3.4.2	<i>Estrutura da comunidade de Archeas</i> .....	45
3.4	CONCLUSÕES.....	46
4	INFLUÊNCIA DAS DOSES DE MICROAERAÇÃO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E PRODUÇÃO VOLUMÉTRICA DE METANO DURANTE O TRATAMENTO DA ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA EM REATORES DE ALTA TAXA.....	47

<b>4.1</b>	<b>INTRODUÇÃO.....</b>	<b>47</b>
<b>4.2</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS.....</b>	<b>49</b>
<b>4.2.1</b>	<b>Aparato experimental.....</b>	<b>49</b>
<b>4.2.2</b>	<b>Partida e operação dos reatores.....</b>	<b>51</b>
<b>4.2.3</b>	<b>Monitoramento do lodo no R1 e R2.....</b>	<b>54</b>
<b>4.3</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÕES.....</b>	<b>56</b>
<b>4.3.1</b>	<b>Desempenho operacional nas etapas I, II e III.....</b>	<b>56</b>
<b>4.3.2</b>	<b>Produção de lodo e metano.....</b>	<b>63</b>
<b>4.3.5</b>	<b>Atividades biológicas dos lodos anaeróbio e microaeróbio.....</b>	<b>68</b>
<b>4.4</b>	<b>CONCLUSÕES.....</b>	<b>70</b>
<b>5</b>	<b>CONSIDERAÇÕES FINAIS.....</b>	<b>71</b>
	<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>72</b>

## 1 INTRODUÇÃO GERAL

A população global está aumentando, com os atuais 7,6 bilhões estimados e um aumento de 29% e atingir a impressionante marca de 9,9 bilhões em 2050. O principal desafio com este aumento exponencial da população é garantir a segurança alimentar de uma forma sustentável e amiga do ambiente, onde se suspeita que a procura de alimentos aumente 70 - 100%. (NAGARAJAN *et al.*, 2019; PROSEKOV; IVANOVA, 2018).

Nesse contexto, segundo a Organização das Nações Unidas para a Alimentação e a Agricultura (FAO), a carne suína é a carne mais consumida no mundo, correspondendo a 32% de consumo mundial de proteína animal no ano de 2019 e com uma produção mundial de 109 x 10<sup>6</sup> toneladas no mesmo ano (FAO, 2020). No âmbito nacional, de acordo relatório anual de 2020 da Associação Brasileira de Proteína Animal (ABPA), o Brasil teve uma produção de 3,98 milhões toneladas de carne suína em 2019, um aumento de 14,4 % em seis anos, com crescimento alavancado em decorrência de exportações da carne suína brasileira principalmente para a China, EUA e União Europeia (ABPA, 2020).

Devido à alta demanda de produção, a criação convencional de suínos em pequena escala foi transformada nas últimas décadas em uma indústria intensiva de suínos (CHENG, DONGLE *et al.*, 2020; FENG *et al.*, 2017). O desenvolvimento de operações intensivas de produção de carne suína resulta em grandes quantidades de produção de água residuária suinocultura (ARS). De acordo com García *et al.*, (2017), cada suíno produz de 4 a 8 L d<sup>-1</sup> de ARS.

A ARS é composta por resíduos de ração, água derramada de bebedouros, excrementos de animais, água usada para limpeza e higienização das fazendas (MORAIS *et al.*, 2020). Esse tipo de efluente possui elevados teores de matéria orgânica, sólidos suspensos, nutrientes e considerável carga microbiana, além de resíduos de antibióticos e hormônios amplamente utilizados para melhorar a produtividade suína, principalmente em países desenvolvidos (CHENG, D. L.; NGO; GUO; LIU; *et al.*, 2018; OLIVEIRA, JACINEUMO FALCÃO DE *et al.*, 2020). Portanto, a descarga direta ou tratamento insuficiente de ARS pode causar poluição ambiental grave e riscos à saúde humana, como eutrofização da água, poluição do solo, geração de genes/bactérias resistentes a antibióticos e alterações endócrinas (CHENG, D L; NGO; GUO, 2019).

Do ponto de vista da sustentabilidade, a tecnologias que utilizam a digestão anaeróbia (DA) são frequentemente utilizadas para o tratamento de águas residuais de suínos e tem sido amplamente aplicado em fazendas de animais em grande escala (CHENG, D. L.;

NGO; GUO; LIU; *et al.*, 2018). DA é um processo biológico complexo e que depende de vários grupos de microrganismos anaeróbios, de diversas condições de operação e do tipo e estrutura dos substratos. Carboidratos, lipídios e proteínas são os principais constituintes dos materiais orgânicos que podem ser degradados, em um ambiente livre de oxigênio, e convertidos em biogás, uma fonte renovável de energia constituída, geralmente, de metano e CO<sub>2</sub>. O sistema DA consiste nas seguintes etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (SIDDIQUE; WAHID, 2018; WU *et al.*, 2019).

Os reatores anaeróbios de manta de lodo de fluxo ascendente (UASB), dentre tecnologias que utilizam a digestão anaeróbia, representam uma tecnologia amplamente utilizada no tratamento de águas residuais de suinocultura (OLIVEIRA, JACINEUMI FALCÃO DE *et al.*, 2020). O reator UASB permite o crescimento de uma biomassa concentrada e granulada, possui uma alta razão de tempo retenção de sólidos (TRS) e tempo de detenção hidráulica (TDH) (TRS/TDH), necessidade de pequenos volumes e, portanto, menor custos de construção (SONG; SHIN; HWANG, 2010; YANG *et al.*, 2019).

A carga orgânica volumétrica (COV) aplicada ao reator UASB é o parâmetro que caracteriza a carga orgânica aplicada ao reator, em relação ao volume reacional do reator UASB. Tanto a COV quanto os TDH e TRS devem ser controlados para permitir apenas a remoção suficiente e contínua da fração mais leve do lodo, proporcionando a seleção do lodo mais pesado para crescimento e agregação, evitando a varredura (*wash-out*) do lodo ativo. Os trabalhos publicados por Deng & Chen (2007); Montes *et al.*, (2019); Song *et al.*, (2010); Wang *et al.*, (2014); Xu *et al.*, (2019); Yang *et al.*, (2019) estabelecem valores de TDH acima de 24 horas e COV abaixo de 10 kgDQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> para partida e operação de reatores UASB utilizados no tratamento da ARS. Supõem-se que ao aplicar COV superiores àquelas suportadas pelo sistema (alta carga) ocorrem instabilidades na DA, com azedamento do reator UASB (produção de ácidos voláteis maior que a alcalinidade do meio pode tamponar), inibição dos microrganismos hidrogenotróficos, redução da eficiência do processo metanogênico, oscilações na produção de metano e de conversão da matéria orgânica, além de que valores de TDH abaixo de 24 horas poderiam prejudicar a hidrólise da matéria orgânica na fração particulada presente na ARS. Em contrapartida, devido à crescente demanda por carne e o aumento contínuo na produção volumétrica da ARS a operação de reatores UASB em alta carga e/ou com baixos TDH já é de grande necessidade na tentativa de evitar acúmulo de resíduos da suinocultura, bem como possibilitar a construção de reatores mais compactos.

Mesmo operando com valores de TDH acima de 24 horas e COV abaixo de 10 kgDQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> o reator UASB tem seu desempenho prejudicado ao tratar efluentes com elevadas concentrações de sólidos suspensos voláteis (SSV) (3,4 – 7,4 g L<sup>-1</sup>), como é o caso da ARS (ABBASI; ABBASI, 2012; URBINATI; OLIVEIRA, 2014; YANG *et al.*, 2019). Assim, para o uso de reatores UASB no tratamento de ARS concentradas em matéria orgânica particulada tenha sucesso, o aprimoramento da hidrólise é fundamental para solubilizar esses substratos complexos em substratos orgânicos simples para posterior conversão da mesma em metano (MATHEWS; PAWLAK; GRUNDEN, 2015; SHRESTHA *et al.*, 2017a).

Nesse contexto, uma alternativa que pode ser relativamente mais econômica e mais fácil de operar é a microaeração, que consiste em injetar pequenas quantidades de oxigênio em sistemas anaeróbios. Segundo Jeníček *et al.* (2017), a tecnologia de microaeração tem eficiência comprovada na remoção de H<sub>2</sub>S do biogás, para realiza-la os difusores de ar são instalados no *head space* do reator, onde se acumula o biogás que contém o H<sub>2</sub>S, lá são insuflados doses de oxigênio que proporcionam a oxidação do Sulfeto de Hidrogênio, removendo-o do biogás melhorando a qualidade do mesmo.

Segundo Nguyen & Khanal (2018), além da oxidação do H<sub>2</sub>S, a microaeração também pode ser utilizada para aumentar a taxa de hidrólise da matéria orgânica particulada facilitando su conversão em metano. Neste caso, para realiza-la, as doses de ar ou oxigênio são aplicadas diretamente na biomassa, estimulando a produção de enzimas hidrolíticas e aumento da atividade das bactérias hidrolíticas, a maior presença de microorganismos metanogênicos, que produzem metano através de vias acetoclásticas e hidrogenotróficas, acarretando em maior produção de metano. Todavia, ainda são poucos os estudos publicados que investigam a tecnologia da microaeração com método para aprimoramento da hidrólise de substratos complexos, permitindo conclusões sólidas e uma implementação segura da tecnologia em escala real. Do ponto de vista energético, isto contribui para a auto-suficiência da suinocultura e pode garantir a segurança energética e a melhoria da ARS para pós-tratamento.

## **2. PERGUNTA DE PESQUISA, HIPÓTESE E OBJETIVOS**

### **2.1 PERGUNTA DE PESQUISA**

Com o foco na remoção da matéria orgânica da água residuária de suinocultura, o reator microaeróbio pode substituir o reator anaeróbio já consolidado como tecnologia energética ideal para converter a matéria orgânica em metano?

### **2.2 HIPÓTESE**

A microaeração pode proporcionar maiores taxas de hidrólise da matéria orgânica particulada e produção volumétrica de metano, bem como melhor qualidade do biogás quando comparado ao processo anaeróbio estrito, já conhecido como tecnologia energética para o tratamento da água residuária de suinocultura.

### **2.3 OBJETIVO GERAL**

Avaliar e comparar o desempenho de um reator anaeróbio (UASB) e um reator microaeróbio (UMSB) operando sob as mesmas condições de alimentação, cargas orgânicas e TDH no tratamento da água residuária de suinocultura.

### **2.4 OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

Analisar o efeito da presença da microaeração (meio microaeróbio) e da ausência (anaeróbio) na taxa de hidrólise da matéria orgânica particulada e qualidade energética do biogás durante o tratamento da água residuária de suinocultura em ambos os processos.

Comparar as atividades metanogênicas específicas e diversidade da comunidade microbiana do lodo adaptado às condições anaeróbias e do lodo adaptado a condições microaeróbias.

Avaliar o efeito aumento progressivo das doses de microaeração na remoção de matéria orgânica, atividade metanogênica do lodo e na composição do biogás produzido durante o tratamento da ARS.

### 3. EFEITO DA MICROAERAÇÃO NA HIDRÓLISE DA MATÉRIA ORGÂNICA PARTICULADA DURANTE O TRATAMENTO DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA EM REATORES CONTÍNUOS OPERANDO EM ALTA CARGA

#### 3.1 INTRODUÇÃO

A suinocultura exerce um papel fundamental na agropecuária nacional e mundial. Segundo a Organização das Nações Unidas para a Alimentação e a Agricultura (FAO), a carne suína é a carne mais consumida no mundo, correspondendo a 32% de consumo mundial de proteína animal no ano de 2019 e com uma produção mundial de  $109 \times 10^6$  toneladas no mesmo ano (FAO, 2020). No âmbito nacional, de acordo relatório anual de 2020 da Associação Brasileira de Proteína Animal (ABPA), o Brasil teve uma produção de 3,98 milhões toneladas de carne suína em 2019, um aumento de 14,4 % em seis anos, com crescimento alavancado em decorrência de exportações da carne suína brasileira principalmente para a China, EUA e União Europeia (ABPA, 2020). Um dos efeitos negativos do aumento na produção de suínos é o aumento proporcional na geração de água residuária de suinocultura (ARS) visto que cada suíno gera de 4,0 a 8,0 L de ARS por dia (NAGARAJAN *et al.*, 2019).

Segundo Morais *et al.* (2020) a ARS é caracterizada por elevadas concentrações de matéria orgânica na forma de Demanda Química de Oxigênio Total (DQO<sub>T</sub>) e particulada (DQO<sub>P</sub>) com valores médios de 18,7 e 15 g O<sub>2</sub> L<sup>-1</sup>, respectivamente. A relação DQO<sub>P</sub>/DQO<sub>T</sub> indica que aproximadamente 80% da matéria orgânica está na forma particulada, comprovando que a ARS possui características inerentes a substratos de difícil hidrólise (CHENG, D. L.; NGO; GUO; CHANG; *et al.*, 2018; LI, YUE; CHEN; WU, 2019; LIM, SEUNG JOO; KIM, 2015; OLIVEIRA, JACINEUMI FALCÃO DE *et al.*, 2020; URBINATI; OLIVEIRA, 2014). Estudos ainda relatam que a ARS também é rica em nutrientes (N, P, K<sup>+</sup>, Na<sup>+</sup>, Mg<sup>2+</sup>, Ca<sup>2+</sup>, dentre outros) e alcalinidade motivo que geralmente dispensa suplementação destes componentes quando a ARS passa por processos de tratamento biológico, como a digestão anaeróbia (DA) (CHENG, HAI HSUAN *et al.*, 2020).

A DA segue uma série de etapas bioquímicas interdependentes (hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese) em que os produtos de uma etapa são fundamentais para os microrganismos constituintes da etapa seguinte (NGUYEN; KHANAL, 2018). Tecnologias que utilizam a digestão DA no tratamento de efluentes já são reconhecidas entre os suinocultores como uma solução tecnológica de grande importância devido ao baixo custo e

à produção de biogás rico metano que vem sendo utilizado para gerar energia elétrica e térmica nas suinoculturas (CHENG, D. L.; NGO; GUO; LIU; *et al.*, 2018). Os reatores anaeróbios de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB) representam uma tecnologia de DA amplamente utilizada no tratamento de águas residuais agroindustriais com altas cargas orgânicas, como a suinocultura (OLIVEIRA, JACINEUMI FALCÃO DE *et al.*, 2020)

Todavia, um grande problema ao se utilizar a DA no tratamento de substratos complexos, como a ARS está ligado a etapa de hidrólise. A hidrólise envolve a solubilização de compostos orgânicos particulados complexos (DQO<sub>P</sub>) em compostos solúveis simples. Usualmente esta é a etapa limitante da DA ao tratar substratos particulados, o que afeta a produção de ácidos graxos, acetato, hidrogênio e consequentemente a de metano, influenciando na autossuficiência energética da suinocultura (LIM, JUN WEI; WANG, 2013; SHRESTHA *et al.*, 2017b). Assim, estratégias voltadas o aumento de tempo de detenção e hidráulica (TDH) e, consequentemente, diminuição da carga orgânica volumétrica (COV) aplicada aos reatores anaeróbios vem sendo realizadas na tentativa de facilitar a hidrólise durante o tratamento anaeróbio da ARS (RUAN *et al.*, 2019).

Neste contexto, Song *et al.* (2010), Ramires e Oliveira (2014), Xu *et al.* (2019), Montes *et al.* (2019), Oliveira *et al.* (2020) estabeleceram valores de TDH acima de 16 horas e COV abaixo de 10 kgDQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup> para operação de reatores UASB utilizados no tratamento da ARS evitando assim as sobre cargas orgânicas e possibilitando o tempo considerado adequado para a hidrólise da DQO<sub>P</sub> presente na ARS. Outra estratégia utilizada é a implementação de sistemas de tratamento de dois estágios, em que o primeiro reator funciona como reator hidrolítico/acidogênico e o segundo como reator acetogênico/metanogênico (RAMIRES; OLIVEIRA, 2014). No entanto, do ponto de vista econômico devido ao aumento na produção volumétrica de ARS, menores TDH e maiores COV se fazem necessário para evitar o acúmulo de resíduos no sistema (LIM, SEUNG JOO *et al.*, 2016; PRAMANIK *et al.*, 2019). Ao mesmo ponto que a manutenção de curtos TDH e altas COV impõe pressão sobre a comunidade microbiana que poderia levar o *wash-out* de alguns dos metanogênicos de crescimento lento (VANWONTERGHEM *et al.*, 2015). Portanto, se faz necessário o estudo de outras estratégias que facilitem a hidrólise da DQO<sub>P</sub> na ARS.

A microaeração já foi utilizada em diversos estudos que visavam o aumento da hidrólise e por isso se destaca como uma alternativa emergente para o tratamento de águas residuárias com altas concentrações de matéria orgânica na forma particulada capaz de diminuir o efeito limitante da hidrolise na produção de metano (LIM, JUN WEI; CHIAM; WANG, 2014;

PECES *et al.*, 2016; RAMOS; FDZ-POLANCO, 2013; XU, SUYUN; SELVAM; WONG, 2014). A microaeração se caracteriza pela injeção de pequenas doses de oxigênio dentro do próprio reator anaeróbio e por isso não exige uma unidade de processamento a mais, de modo a evitar custos adicionais de instalação e operação. No que diz respeito ao oxigênio introduzido, o mesmo pode ser proveniente do ar atmosférico ou puro, sendo a dose de oxigênio variável entre 0,005 a 5 L de O<sub>2</sub> por L de alimentação por dia em função da finalidade e do tipo de substrato a ser degradado (NGUYEN; KHANAL, 2018). O meio microaeróbio também pode ser padronizada por meio do potencial redox do sistema, variando de 0 a -300 mV (CHEN, QING *et al.*, 2020). Todavia, até o momento, não há estudos publicados que avaliaram a microaeração como estratégia no aumento da taxa de hidrólise e produção de metano de reatores UASB utilizados no tratamento de ARS, o que impede um parecer técnico sobre a viabilidade dessa tecnologia emergente em suinoculturas e seus desafios.

Em face do exposto, o presente trabalho teve como objetivo verificar o efeito da microaeração no desempenho operacional, na produção de metano, na hidrólise da matéria orgânica particulada (DQO<sub>P</sub>), na atividade metanogênica específica e diversidade microbiana do lodo de um reator UASB operando COV acima do sugerido pela literatura ( $10,4 \pm 0,9$  kgDQO m<sup>-3</sup> d<sup>-1</sup>) e TDH abaixo do sugerido pela literatura (12 h) no tratamento de ARS.

## **3.2. MATERIAIS E MÉTODOS**

### **3.2.1. Aparato experimental**

A ARS *in natura* utilizada ao longo de todo o experimento foi proveniente da higienização das baias de suínos de diversas fases de desenvolvimentos confinados em instalações com lâmina d'água para coleta e transporte dos dejetos (Figura 1). Os suínos foram alimentados com ração à base de milho e soja com complemento vitamínico e mineral ao longo de todo o experimento sendo todo o controle zootécnico realizado pela suinocultura do Departamento de Zootecnia (DZO) da Universidade Federal do Ceará (UFC) em Fortaleza, Brasil. O processo de produção utilizado na suinocultura era o de ciclo completo, onde o produto final era o suíno adulto, o processo também é caracterizado pela grande quantidade de água para a limpeza das baias, solubilizando o efluente.

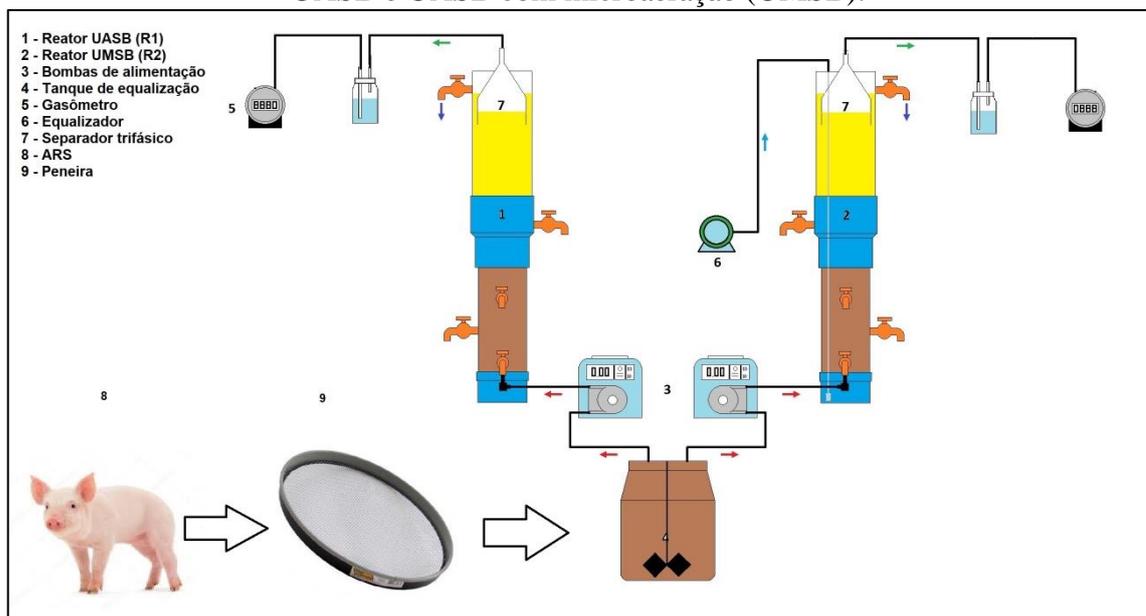
**Figura 1** – Limpeza das baias de confinamento dos suínos para a coleta de ARS.



Fonte: elaborada pelo autor.

Em seguida a ARS *in natura* passava por tratamento preliminar em peneira com malha quadrada de abertura de 2 mm para a separação dos sólidos grosseiros simulando uma condição encontrada em estações de tratamento operadas em escala real. Após o tratamento preliminar a ARS foi encaminhada para o Laboratório de Saneamento Ambiental (LABOSAN) também na UFC, onde estava localizado o sistema de tratamento (Figura 2) construído em escala laboratorial.

**Figura 2** – Fluxograma do sistema de tratamento da água residuária de suinocultura em reator UASB e UASB com microaeração (UMSB).



Fonte: elaborado pelo autor.

Após o tratamento preliminar a ARS foi colocada em um tanque de equalização (TE) com agitação mecânica provendo a homogeneização constante do afluente e mantido sob refrigeração a 4 °C para evitar a decantação de sólidos e modificação da perda de carga na linha de sucção e recalque, e também para que não ocorresse a biodegradação natural da matéria orgânica e mudanças significativas da tipologia da ARS que alimentava o reator UASB (Moterani *et al.*, 2013). No TE foram acopladas duas bombas peristálticas ColeParmer MasterFlex L/S 7522-30 com visor programável para controle da vazão desejada, calibradas diariamente e mantidas constante durante os 95 dias do experimento. As duas bombas peristálticas trabalharam afogadas succionando a ARS do TE e recalcando para os reatores UASB e UMSB a mesma vazão de bombeamento de 4,5 mL min<sup>-1</sup>.

O reator 1 (R1) operava de forma totalmente anaeróbia, ou seja, o reator UASB tradicional, que funcionou como testemunha estatística (controle) em condições isentas de microaeração possibilitando uma análise comparativa para estudo do efeito da microaeração. O reator 2 (R2) foi construído com as mesmas dimensões e material do R1, todavia neste foi inserido um difusor de ar com pedra porosa na sua extremidade na base do reator, permitindo que o mesmo trabalhasse microaerado, portanto um reator microaerobio com manta de lodo e fluxo ascendente (UMSB). A dose de ar da microaeração utilizada no R2 foi de aproximadamente 11,3 mL<sub>Ar</sub> min<sup>-1</sup>, correspondendo a 0,5 L<sub>O<sub>2</sub></sub> L<sub>alimentação</sub><sup>-1</sup> d<sup>-1</sup>, mantida constante durante os 95 dias de experimento. A dose de microaeração foi escolhida de acordo com a faixa para aumento da hidrólise estabelecida por Nguyen and Khanal (2018).

Ambos os reatores R1 e R2 foram construídos de forma idêntica em Policloreto de Vinila (PVC), com formato cilíndrico e volume útil de 3,25 L. O compartimento de digestão do R1 e R2 tinha volume útil 0,58 L com área seccional de 19,6 cm<sup>2</sup> e altura de 29,6 cm onde foram alocados 4 amostradores de lodo equidistantes nas alturas 9, 17, 26, 34 cm da base. O compartimento de decantação do R1 e R2 tinha volume útil 2,67 L com área seccional de 78,5 cm<sup>2</sup> e altura de 34,0 cm sendo a tubulação de saída do efluente inserida no topo deste compartimento. Essas dimensões frente a vazão de bombeamento mencionada promoviam velocidades ascensionais (VA) de 0,14 m h<sup>-1</sup> e 0,03 m h<sup>-1</sup> nos compartimentos de digestão e decantação, respectivamente no R1 e R2. Acima do compartimento de decantação na altura 17,00 cm a partir da base foi inserido um separador trifásico para acúmulo do biogás produzido, sendo que a altura do biogás dentro do separador trifásico foi controlada pela altura da lâmina de água existente no equalizador de pressão que estava interligado ao separador trifásico. Para quantificação do biogás que era produzido no R1 e R2 foram utilizados um gasômetro acoplado

ao equalizador de pressão de cada reator que quantificava a produção volumétrica diária de biogás (Figura 1).

### 3.2.2 Partida e operação dos reatores

Os reatores R1 e R2 foram inoculados com lodo proveniente de um reator UASB utilizado na Estação de Tratamento de Esgoto Sanitário de um bairro da cidade de Fortaleza no estado do Ceará, Brasil. As concentrações de sólidos totais (ST), sólidos voláteis totais (SVT) e sólidos fixos totais (SFT) no lodo de inóculo foram de  $44,3 \pm 2,5 \text{ g L}^{-1}$ ;  $29,5 \pm 1,4 \text{ g L}^{-1}$  e  $14,7 \pm 1,1 \text{ g L}^{-1}$ , respectivamente. A partida foi dada inoculando 1,3 L de lodo nos reatores R1 e R2 (40% do volume útil de cada reator), que em seguida foram alimentados com ARS com DQO afluyente média de  $5 \text{ g L}^{-1}$  a uma vazão (Q) de  $4,5 \text{ mL min}^{-1}$ , resultando em uma COB de partida de  $0,7 \text{ kgDQO kgSVT}^{-1} \text{ d}^{-1}$ , uma Carga Orgânica Volumétrica (COV) de  $10,4 \pm 0,9 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ; uma Carga Hidráulica Volumétrica (CHV) de  $2 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ , um TDH de 12 h idênticos para os reatores R1 e R2. Os valores da DQO afluyente, Q, COV, CHV e TDH foram mantidos constantes durante os 95 dias de experimento e o desempenho do R1 e R2 foi analisado coletando amostras compostas dos seus afluentes no TE (que foi o mesmo para ambos os reatores) e efluentes, duas vezes na semana, para quantificação dos parâmetros apresentados na Tabela 1.

**Tabela 1** – Parâmetros e métodos analíticos utilizados para caracterização do afluyente e efluyente do R1 e R2 durante o experimento.

Parâmetros analisados	Procedimentos	Referência Bibliográfica
pH	4500-H <sup>+</sup> B	APHA (2012)
Alcalinidades total (AT) e Ácidos Graxos Voláteis (AGV).	Titulação Potenciométrica	Kapp (1984) <i>apud</i> Buchauer (1998)
Demanda Química de Oxigênio: total (DQO <sub>T</sub> ), particulada (DQO <sub>P</sub> ) e solúvel (DQO <sub>S</sub> ).	5220 D: Método Colorimétrico com digestão em refluxo fechado.	APHA (2012)
Demanda Bioquímica de Oxigênio: total (DBO <sub>5</sub> <sup>20°C<sub>T</sub></sup> ), particulada (DBO <sub>5</sub> <sup>20°C<sub>P</sub></sup> ) e solúvel (DBO <sub>5</sub> <sup>20°C<sub>S</sub></sup> ).	Incubação: 5210 B; Oxigênio Dissolvido: 4500 -O B.; 4500-O C.	APHA (2012)
Sólidos Totais (ST) Fixos (SFT), Suspensos (SST) e Voláteis (SVT, SSV) na ARS e no lodo	2540 B; 2540 D; 2540 E	APHA (2012)
Nitrogênio Amoniacal (N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	4500-NH <sub>3</sub> C: Método Titulométrico	APHA (2012)

Nitrogênio Total de Kjeldahl (NTK) e Nitrogênio Orgânico (N-org)	4500-Norg B.: Método MicroKjeldahl	APHA (2012)
Fósforo Total (P <sub>T</sub> )	4500 – PC	APHA (2012)
Íons (PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> , SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , Na <sup>+</sup> , NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , K <sup>+</sup> , Mg <sup>2+</sup> , Ca <sup>2+</sup> )	4110 C.: Cromatografia de íons	APHA (2012)
Sulfeto dissolvido (S <sup>2-</sup> )	4500 S <sup>2-</sup>	APHA (2012)

Fonte: elaborada pelo autor.

Durante o tempo de operação, a temperatura média de operação foi de  $28^{\circ} \pm 6^{\circ} \text{C}$  (Temperatura ambiente). Duas vezes na semana foram coletados diretamente do equalizador de pressão do R1 e R2 1 mL de biogás para quantificação dos gases CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S por cromatografia gasosa com detecção por ionização por descarga de barreira dielétrica (GC-BID, gas chromatography-barrier ionization discharge) (GC BID-2010 Plus, Shimadzu Corporation, Japão), equipado com coluna GS- GASPRO (60 m x 0,32 mm) (Agilent Technologies Inc., EUA). Utilizou-se gás de arraste Hélio (White Martins LTDA, Brasil) a uma vazão de 2 mL min<sup>-1</sup>, com tempo de corrida de 9 minutos. As temperaturas do forno, do injetor e do detector foram de 50, 100 e 250 °C, respectivamente. O<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> foram quantificados por cromatografia gasosa com detecção de condutividade térmica (GC-TCD) (GC-17<sup>a</sup>, Shimadzu Corporation, Japão). A amostra de biogás (1,0 mL) foi injetada no modo splitless e a separação cromatográfica foi realizada em uma coluna Mol Sieve 5<sup>a</sup> PLOT (30 m, 0,32 mm I.D.) (Restek Corporation, EUA). As temperaturas do injetor, forno e detector eram 40, 35 e 230 ° C, respectivamente. Hélio (White Martins, Brasil) foi usado como gás de arraste em um fluxo de 7 mL min<sup>-1</sup> e o tempo de execução foi de 5 min.

A eficiência de remoção de matéria orgânica (DQO, DBO<sub>5</sub><sup>20°C</sup> e SSV) foi calculada utilizando a Equação 1.

$$E(\%) = \left( \frac{C_{AF} - C_{EF}}{C_{AF}} \right) \times 100 \quad (1)$$

Em que:

C<sub>AF</sub>: Valor/concentração do indicador de matéria orgânica (DQO, DBO<sub>5</sub><sup>20°C</sup>, SSV) quantificado no afluente (mg L<sup>-1</sup>).

C<sub>EF</sub>: Valor/concentração do indicador de matéria orgânica (DQO, DBO<sub>5</sub><sup>20°C</sup>, SSV) quantificado no efluente (mg L<sup>-1</sup>).

E: Eficiência de remoção do parâmetro em questão (DQO,  $\text{DBO}_5^{20^\circ\text{C}}$ , SSV) utilizado no cálculo da eficiência.

Os resultados obtidos nos 95 dias de monitoramento do sistema foram divididos em duas etapas denominadas aclimatização e estado estacionário. Considerou-se como estado estacionário a data a partir da qual o R1 (controle estatístico) apresentou eficiência de remoção de DQO com variações consecutivas menores que 5%, sendo que todo o período que antecedia o estado estacionário foi denominado como aclimatização. Os dados obtidos no monitoramento dos parâmetros (Tabela 1) para o afluente e efluente do R1 e R2 foram trabalhados com estatística descritiva utilizando Microsoft Excel e os *outliers* foram retirados do grupo de dados, tanto na etapa de aclimatização (12 dados) quanto no estado estacionário (11 dados).

Já aos valores de  $\text{DQO}_T$ ,  $\text{DQO}_P$ ,  $\text{DBO}_5^{20^\circ\text{C}}_T$ ,  $\text{DBO}_5^{20^\circ\text{C}}_P$  e SSV obtidos durante o estado estacionário foi aplicada a Equação 1 para calcular as eficiências de remoção de matéria orgânica na forma complexa ( $\text{DQO}_P$ ,  $\text{DBO}_5^{20^\circ\text{C}}_P$  e SSV) e total ( $\text{DQO}_T$  e  $\text{DBO}_5^{20^\circ\text{C}}_T$ ) no R1 e R2. Os valores de eficiência obtidos para cada parâmetro em cada reator foram submetidos a um teste estatístico para comparação de médias entre duas amostras independentes, denominado Teste t de Student ao nível de significância de 5%, considerando o R1 como grupo controle estatístico (testemunha) e o R2 como grupo experimental.

Os resultados foram expressos com letras minúsculas junto às médias sendo que letras diferentes indicam que existe diferença estatística significativa com intervalo de confiança de 95% ( $p \leq 0,05$ ), já letras iguais indicam que a diferença estatística não foi significativa ( $p > 0,05$ ). O Teste t foi realizado utilizando *software* SISVAR.

### **3.2.3 Monitoramento quantitativo do lodo no R1 e R2 e da atividade biológica dos lodos de inóculo, do R1 e do R2**

O monitoramento do lodo presente no R1 e R2 foi realizado nos dias 0 (dia da inoculação e partida) e 95° dias após a partida coletando 40 mL de lodo em cada amostrador instalados no R1 e no R2. Parte da amostra foi utilizada para avaliar o perfil de lodo que descreve a concentração de STV ao longo da altura do R1 e R2 permitindo assim a discriminação entre a manta e o leito que estavam sendo formados bem como a produção de sólidos no sistema (P) em  $\text{kgSST d}^{-1}$  e coeficiente de sólidos no sistema (Y) em  $\text{kgSST kgDQO}_{\text{aplicada}}^{-1}$  utilizando a metodologia descrita por Chernicharo (2012). O restante do lodo coletado foi homogeneizado e utilizado nos testes de Atividade Metanogênica Específica

(AME) realizados para acompanhar a atividade biológica do lodo adaptado a condições anaeróbias (lodo do R1) e a condições microaeróbias (lodo do R2).

Com o objetivo de avaliar todo o consorcio microbiano o ensaio de atividade metanogênica específica (AME) dos lodos utilizados na inoculação (inóculo), lodo coletado no R1 95 dias após a partida (adaptado as condições anaeróbias) e lodo coletado no R2 95 dias após a partida (adaptado as condições de microaeração) foram realizados utilizando três substratos (amido, glicose e mistura de AGV), individualmente, para cada tipo de lodo. Para a realização do ensaio de AME, foram utilizados 80 mL de lodo do R1 e R2, sendo 20 mL proveniente de cada amostrador e em seguida homogeneizados.

O amido foi utilizado como representante dos substratos complexos refletindo a atividade hidrolítica do lodo com base na quantidade de metano produzido utilizando o produto da hidrólise. Já a glicose foi utilizada como substrato intermediário permitindo a atividade metabólica de microrganismos fermentativos (acidogênicos), sintróficos (acetogênicos) e produtores de metano (metanogênicos). Assim tanto o uso do amido quanto da glicose permitiu avaliar a atividade do consórcio anaeróbio como um todo. A mistura de ácidos graxos voláteis (AGVs) utilizada foi elaborada com ácidos acético (C2), propiônico (C3) e butírico (C4) com grau de pureza de cromatografia gasosa na proporção de 100: 100: 100 g/L, respectivamente. A DQO resultante da mistura de AGVs tinha uma proporção de 24,3: 34,4: 41,3 % em termos C2, C3 e C4, respectivamente. Essa mistura de AGV foi utilizada com a finalidade de avaliar não só a atividade das arqueias metanogênicas, mas também a capacidade sintrófica do sistema, ou seja, a atividade dos microrganismos que convertem propionato e butirato em acetato (acetogenese) para posterior produção de metano.

O ensaio AME dos lodos utilizando os substratos mencionados foram realizados obedecendo a metodologia descrita por Angelidaki *et al.*, (2009). Sendo esse ensaio reproduzido em biorreatores batelada (frascos de borossilicato) com volume interno de 110 mL, sendo 50 mL de volume reacional e 60 mL de *headspace*, adotando para o teste uma relação alimento/microrganismo (A/M) de 0,5g DQO gSVT<sup>-1</sup> obtida utilizando o substrato (amido, glicose ou mistura de AGV) em solução com DQO de 2,5 g L<sup>-1</sup> e lodo na concentração de 5,0 gSVT L<sup>-1</sup>. Junto ao substrato foram adicionados macro e micronutrientes, bem como bicarbonato de sódio (1 g L<sup>-1</sup>) para compor o meio basal. O preparo das soluções de macro e micronutrientes para composição do meio basal foram realizados seguindo as orientações metodológicas de Angelidaki *et al.* (2009). Cada lodo (inóculo, R1 e R2) foi testado separadamente para cada substrato (amido, glicose e mistura de AGV) sendo realizados três

repetições para cada lodo com cada substrato. Além disso, foi realizada uma triplicata para o controle endógeno (com lodo e meio basal, sem fonte de carbono) para cada lodo (inóculo, do R1 e do R2). Todos biorreatores foram selados com rolhas de borracha butílica e purgados com nitrogênio (N<sub>2</sub>) por aproximadamente 1 min para estabelecer uma atmosfera anaeróbia dentro dos frascos. Em seguida, foram colocados em incubadora tipo *shaker* (MA420, Marconi LTDA, Brasil) sob agitação orbital de 150 rpm e temperatura de  $35 \pm 0,3$  ° C por 28 dias, período necessário para observar a estabilização na produção de biogás.

O monitoramento da produção volumétrica de biogás nos biorreatores foi realizado através das pressões no *headspace* utilizando um transmissor de pressão manométrico (Warne LTDA, Brasil), a pressão máxima detectada pelo medidor era de 999 mbar. As pressões foram verificadas nos dias 1, 2, 4, 7, 14, 21 e 28 e esses valores convertidos em produção volumétrica de biogás (em mL). Ao se verificar pressões maiores que 900 mbar nos frascos, amostras do biogás produzidas nos frascos eram coletadas e analisadas, e os frascos eram totalmente depressurizados. Ao fim do teste o biogás produzido dentro dos frascos também era submetido à análise de cromatografia gasosa para quantificação dos gases CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S pelo método e com o equipamento descrito no item 2.2. O cálculo da AME em termos de kgDQO<sub>CH<sub>4</sub></sub> kgSVT<sup>-1</sup> d<sup>-1</sup> para cada lodo (inóculo, R1 e R2) com cada substrato (amido, glicose e mistura de AGV) foi feito obedecendo os procedimentos descritos em Angelidaki *et al.* (2009).

Para entendimento do efeito das condições anaeróbias e da microaeração na atividade biológica (hidrolítica, acidogênica e acetogênica/metanogênica) em cada lodo, foi realizado uma Análise de Variância (ANOVA) seguida de um teste estatístico para comparação de médias (Teste de Tukey) ao nível de significância de 5%, comparando dentro do mesmo substrato (amido, glicose e mistura de AGV) a AME de cada lodo (inóculo, R1 e R2). Para o cálculo da média foram utilizadas as três repetições realizadas para cada lodo dentro do mesmo substrato. Os resultados foram expressos com letras minúsculas junto às médias sendo que letras diferentes indicam que existe diferença estatística significativa com intervalo de confiança de 95% ( $p \leq 0,05$ ), já letras iguais indicam que a diferença estatística não foi significativa ( $p > 0,05$ ). A ANOVA e o Teste de Tukey foram realizados utilizando software AgroEstat.

### **3.2.4 Diversidade microbiana nos lodos da inoculação, anaeróbio e microaerado**

No início e fim do experimento foram coletadas amostras do lodo inóculo e dos R1 e R2 após 95 dias de operação, para análise dos microrganismos presentes. Para isso foi

coletado 40 mL de lodo em frascos estéreis sendo que para os R1 e R2 foram coletados 10 mL de cada amostrador caracterizando uma amostra composta da biomassa de cada reator após 95 dias de operação. A identificação dos microrganismos presentes aconteceu conforme a metodologia do índice diversidade das espécies em que a sequenciação de DNA do gene 16S rRNA foi realizada extraindo 0,5 g (peso úmido total) das amostras de lodo coletadas no início do experimento e no fim de cada etapa. A extração de DNA foi feita em triplicata para cada amostra de lodo e então sequenciados por um Illumina MiSeq Desktop Sequencer. As análises de biologia molecular foram realizadas no Centro de Genômica e Bioinformática (CeGenBio) do Centro de Pesquisa e Desenvolvimento de Medicamentos (NPDM) da Universidade Federal do Ceará, Brasil. Todos os procedimentos foram baseados na metodologia utilizada por Rollemberg *et al.* (2019).

### 3.3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

#### 3.3.1. Desempenho operacional

Após o tratamento preliminar, a ARS foi inserida no TE para alimentação do R1 e R2 sem que houvesse suplementação de nutrientes e/ou alcalinidade. Sendo assim, os nutrientes presentes naturalmente na afluenta e no efluente dos reatores foram quantificados durante o experimento (Tabela 2) para avaliar se a ARS oferecia as condições nutricionais para a ocorrência da DA.

**Tabela 2** – Concentrações médias de nutrientes no afluenta e efluente dos reatores.

Parâmetro	ARS	Efluente R1	Efluente R2
P <sub>T</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	189,0 ± 96,6	76,0 ± 30,9	57,0 ± 33,9
P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	26,3 ± 12,0	23,0 ± 12,1	25,4 ± 8,8
NTK (mg L <sup>-1</sup> )	260,1 ± 121,4	220,1 ± 126,9	157,9 ± 53,5
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	101,7 ± 63,8	143,9 ± 48,9	122,3 ± 43,6
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	16,1 ± 16,4	21,0 ± 16,5	22,1 ± 8,0
Na <sup>+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	45,2 ± 19,2	41,8 ± 13,9	40,7 ± 10,6
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	77,7 ± 48,5	103,9 ± 38,0	82,4 ± 20,0
K <sup>+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	113,1 ± 49,6	124,2 ± 51,3	105,9 ± 27,3
Mg <sup>2+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	45,2 ± 9,1	43,9 ± 6,2	43,6 ± 2,6
Ca <sup>2+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	54,4 ± 21,0	57,7 ± 21,2	46,5 ± 13,2

Fonte: elaborada pelo autor.

As eficiências de  $P_T$  foram de  $60,3 \pm 16,4$  e  $70,0 \pm 12,1$  % para R1 e R2, respectivamente. Segundo Stazi e Tomei (2018) esses valores são considerados altos para um processo anaeróbio sendo que essas remoções de  $P_T$  estão atreladas principalmente a remoção de sólidos suspensos (Tabela 7), indicando que a remoção física foi o processo mais importante para redução das concentrações de  $P_T$ , como também ocorreu no estudo de Urbinati e Oliveira (2014). Há de se ressaltar que, além da maior remoção de  $P_T$  pelo R2, o reator microaeróbio obteve esse resultado principalmente por conta da remoção do fósforo orgânico, como pode se observar na maior porcentagem de  $P-PO_4^{3-}$  em relação ao  $P_T$ . Fato que possivelmente deve estar atrelado a maior hidrólise da fração particulada do ARS.

A digestão anaeróbia e, conseqüentemente, a qualidade do biogás gerado depende diretamente da relação C/N do substrato utilizado. Uma alta relação C/N pode levar ao acúmulo de ácidos orgânicos e conseqüente diminuição expressiva do pH, com azedamento do reator anaeróbio tornando o ambiente impróprio para as arqueias metanogênicas. Já a baixa relação C/N, faz o nitrogênio ser liberado e acumula-se na forma de amônia, aumentando o pH do efluente e exercendo efeito tóxico aos microrganismos metanogênicos (WANG *et al.*, 2012). A relação C/N do afluente foi em média  $20,4 \pm 8,0$ . É reportado na literatura uma relação ótima entre matéria orgânica e nitrogênio de 20 – 35:1 para a digestão anaeróbia e produção de metano (KAINTHOLA; KALAMDHAD; GOUD, 2019; KOTHARI *et al.*, 2014; PANG *et al.*, 2017). Diferentemente do que ocorreu com o  $P_T$ , não houveram variações significativas nas formas de nitrogênio presentes na ARS e no efluente dos reatores. Apesar da amonificação nos dois reatores, a concentração média de nitrogênio amoniacal tanto no R1, como no R2, ficou abaixo de  $1700 \text{ mg L}^{-1}$ , limite para que não haja inibição da metanogênese (CHEN, YE; CHENG; CREAMER, 2008).

O  $SO_4^{2-}$  encontrado na ARS é proveniente em sua maioria da degradação das proteínas utilizadas na ração animal, sendo que nesse trabalho a fonte proteica majoritária era farelo de soja utilizado na ração dos suínos. Esse  $SO_4^{2-}$  durante a DA pode ser reduzido a sulfeto dissolvido ( $S^{2-}$ ) em seguida reduzido a sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ) pelas bactérias redutoras de sulfato (BRS) através do processo de sulfetogênese que é um processo competidor da metanogênese que pode levar a acidificação do reator (LI, YUE; CHEN; WU, 2019). A análise do biogás por cromatografia gasosa não detectou  $H_2S$ . As análises de sulfeto dissolvido ( $S^{2-}$ ) na indicaram a ausência desse composto tanto na ARS, como no efluente dos reatores, ao longo do experimento e como pode ser observado na Tabela 3, o intervalo de concentração de  $SO_4^{2-}$  na ARS afluente foi semelhante ao da ARS efluente aos reatores indicando que não houve

conversão do  $\text{SO}_4^{2-}$  (sulfetogênese) durante a DA da ARS. Segundo Cruz-Salomón *et al.* (2017) a sulfetogênese é favorecida quando a água residuária que alimenta o reator anaeróbio possui a razão  $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$  inferior a 7, mas com forte dependência do pH. Neste trabalho a razão  $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$  foi de 313 o que justifica o não favorecimento da sulfetogênese.

Os cátions  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ ,  $\text{Mg}^{2+}$  e  $\text{Ca}^{2+}$  estão presentes em concentrações abaixo de limites considerados inibidores da biomassa (CHERNICHARO, 2012), além disso, a concentração desses cátions e do ânion  $\text{PO}_4^{3-}$  estão dentro das faixas sugeridas para solução de nutrientes utilizadas em ensaios de biodegradabilidade anaeróbia e potencial bioquímico de produção de metano como descrito por Çetinkaya & Yetilmezsoy (2019).

Do dia 0 (partida) até o dia 53º dia foram observadas variações consecutivas entre os valores de eficiência de remoção de  $\text{DQO}_T$  maiores que 5% caracterizando a fase de aclimatização, com 12 dados de monitoramento para o R1 e R2. Já a partir do 56º até o dia 95º foram observadas variações consecutivas menores que 5% para esse mesmo parâmetro caracterizando a fase de estado estacionário com 11 dados de monitoramento para o R1 e R2. Além de menores variações nas concentrações dos parâmetros, apenas após 53 dias de operação que o metano começou a ser detectado nas análises de biogás. As médias e desvios padrões encontrados para cada parâmetro em cada fase para o R1 e R2 estão apresentados na Tabela 3.

**Tabela 3** – Parâmetros analisados para conhecimento do desempenho operacional do R1 e R2 nas fases de aclimatização e estado estacionário.

Parâmetros	ARS	Aclimação (Efluente)		Estacionário (Efluente)	
	Afluente ao R1 e R2	R1	R2	R1	R2
pH	7,2 ± 0,2	7,6 ± 0,2	7,6 ± 0,3	8,03 ± 0,2	7,9 ± 0,1
AT (mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	924,1 ± 430,5	886,6 ± 354,7	838,1 ± 416,4	1112,7 ± 238,6	992,6 ± 186,0
AGV (mgCH <sub>3</sub> COOH L <sup>-1</sup> )	1056,6 ± 501,7	441,5 ± 392,3	319,8 ± 227,5	394,3 ± 127,8	398,0 ± 76,7
$\text{DQO}_T$ (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	5151 ± 255	1015 ± 257	851 ± 221	1756 ± 151	1296 ± 173
$\text{DQO}_P$ (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	3978 ± 505	567 ± 283	518 ± 209	1407 ± 160	767 ± 152
$\text{DQO}_S$ (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	1174 ± 434	449 ± 103	334 ± 126	349 ± 49	529 ± 165
$\text{DBO}_T$ (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	2903 ± 639	728 ± 380	776 ± 322	1095 ± 226	701 ± 329
$\text{DBO}_P$ (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	2231 ± 582	430 ± 310	568 ± 261	934 ± 204	472 ± 321
$\text{DBO}_S$ (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	671 ± 262	298 ± 161	209 ± 109	161 ± 66	229 ± 60
ST (mg L <sup>-1</sup> )	4644 ± 637	1995 ± 633	1821 ± 591	2752 ± 558	2026 ± 285
SST (mg L <sup>-1</sup> )	3186 ± 720	971 ± 519	919 ± 527	1682 ± 600	716 ± 339
SSV (mg L <sup>-1</sup> )	2388 ± 513	626 ± 334	584 ± 357	1069 ± 412	394 ± 190

Fonte: elaborada pelo autor.

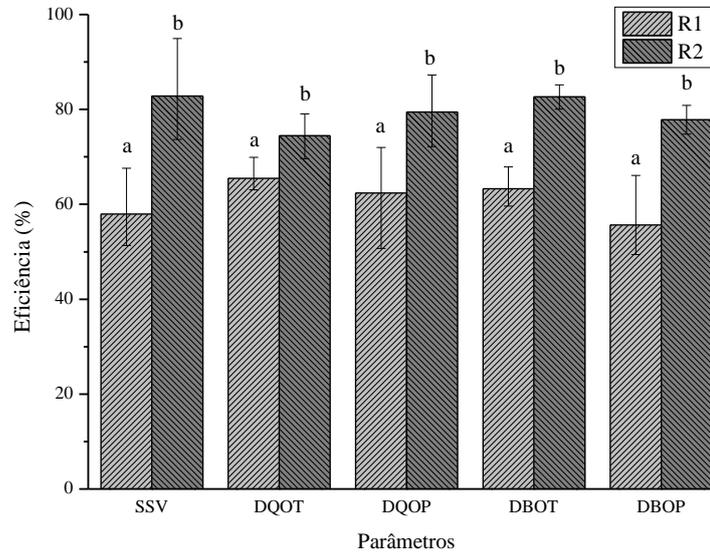
Como pode ser observado na Tabela 3, tanto na aclimatização quanto no estado estacionário o pH do efluente dos dois reatores mantiveram-se com caráter alcalino (acima de 7) com valores que não prejudicaram a digestão anaeróbia e indicando que não havia acúmulo de AGV. Ao comparar as concentrações de AGV do afluente com as do efluente tanto na aclimatização quanto no estado estacionário é possível afirmar que houve um consumo de AGV no R1 e R2 com concentrações médias de AGV de  $394,3 \pm 127,8 \text{ mgCH}_3\text{COOH L}^{-1}$  no efluente do R1 e de  $398,0 \pm 76,7 \text{ mgCH}_3\text{COOH L}^{-1}$  no efluente do R2. Esse consumo de AGV, principalmente no estado estacionário também pode indicar uma alta taxa de metanogênese em relação a acidogênese (VRIEZE *et al.*, 2012). Apesar da degradação da matéria orgânica produzir AGVs que consomem a AT, a mesma foi produzida novamente durante a etapa de metanogênese da digestão anaeróbia (MONTES *et al.*, 2019). Devido a isso, em processos de anaerobiose com alta eficiência, como no presente experimento, houve uma manutenção da AT.

Os valores de AT e AGV apresentados na Tabela 3 apresentam-se dentro da faixa encontrada em outros trabalhos que utilizaram reatores anaeróbios para tratamento de ARS que operaram com eficiências acima de 80% de remoção de matéria orgânica e com produção de metano (MOTTERAN; PEREIRA; CAMPOS, 2013; NEVES *et al.*, 2015; OLIVEIRA, JACINEUMI FALCÃO DE *et al.*, 2020). Assim como base nesses trabalhos mencionados pode-se considerar que os valores de AT e AGV no efluente do R1 e R2 são adequados e estão dentro do esperado para a DA da ARS. A manutenção do pH no efluente do R1 e R2 acima de 7, provavelmente ocorreu devido ao excesso da AT em relação a concentração de AGV no efluente dos reatores com relações AGV/AT de 0,5 e 0,4 para R1 e R2 respectivamente durante a aclimatização e relações AGV/AT de 0,4 e 0,4 para R1 e R2 respectivamente durante o estado estacionário. A igualdade da relação AGV/AT média no efluente tanto para a aclimatização quanto para o estado estacionário sugerem que o processo de microaeração pode contribuir com o tamponamento e estabilidade do sistema biológico. Em ambos os reatores foi observado uma maior estabilidade (menores desvios padrões em relação à média) do pH, AGV e AT no estado estacionário sinergicamente a estabilidade nos dados de remoção da matéria orgânica (Figura 3) e produção de biogás e metano no R1 (Figura 5).

Como já exposto, o principal desafio para a DA da ARS é a alta concentração da matéria orgânica complexa na forma de DQOP, DBO<sub>P</sub> e SSV, que tornar a hidrólise uma etapa limitante para a eficiência do tratamento. A Figura 3 mostra o resultado da utilização do teste estatístico (Teste T) para comparação de médias em dois grupos R1 e R2 utilizando os dados

obtidos durante o estado estacionário em relação à eficiência de remoção da matéria orgânica complexa (SSV, DQO<sub>P</sub> e DBO<sub>P</sub>) e total (DQO<sub>T</sub> e DBO<sub>T</sub>).

**Figura 3** – Análise comparativa pelo Teste T entre o R1 e R2 sobre as eficiências médias de remoção de matéria orgânica complexa.



Fonte: elaborada pelo autor.

Os resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica complexa na forma de SSV, DQO<sub>P</sub> e DBO<sub>P</sub> (Figura 2) refletem a eficiência do processo (anaeróbico ou microaeróbico) em hidrolisar a matéria orgânica complexa. Como pode ser observado na Figura 2 ao comparar as eficiências de remoção de SSV, DQO<sub>P</sub> e DBO<sub>P</sub> obtidas no R1 (reator anaeróbico) com as eficiências obtidas no R2 (reator microaeróbico) observou-se que os resultados se diferem estatisticamente a 5% ( $p \leq 0,05$ ) confirmando que a atividade hidrolítica do lodo adaptado a condições totalmente anaeróbicas é diferente da atividade hidrolítica do lodo adaptado a condições microaeróbicas. Como os valores médios da eficiência de remoção de SSV, DQO<sub>P</sub> e DBO<sub>P</sub> foram maiores no R2 do que no R1 pode-se afirmar que a microaeração foi o fator que aumentou a atividade hidrolítica do lodo.

Durante o período estacionário, o R1 obteve uma eficiência de remoção de SSV de  $57,9 \pm 5,6$ , enquanto o R2 removeu em média  $82,8 \pm 6,2$  % de SSV da ARS. Outro dado importante a se destacar em relação à capacidade hidrolítica é a relação SST/ST do efluente dos reatores, sendo que quanto menor esse valor maior é a quantidade de compostos solúveis (sólidos dissolvidos totais) é gerado no efluente tratado. A razão SST/ST no efluente do R1 foi de  $0,6 \pm 0,1$ , enquanto que a razão SST/ST no efluente do R2 foi de  $0,35 \pm 0,1$ , indicando uma maior fração de compostos solúveis do efluente do R2, corroborando para sua maior hidrólise. De acordo com Lim *et al.*, (2014), o aumento na produção de enzimas hidrolíticas extracelulares

a partir de comunidades bacterianas hidrolíticas mais abundantes sob condição microaeróbia melhora a hidrólise de carboidratos, proteínas e outros substratos orgânicos complexos.

De forma similar a remoção de sólidos, o R2 obteve melhores resultados em relação a remoção e solubilização da matéria orgânica durante o experimento. O reator microaeróbio (R2) teve remoções médias de  $74,5 \pm 3,2$ ,  $79,4 \pm 4,6$ ,  $82,6 \pm 2,1$  e  $77,2 \pm 2,4$  % para  $DQO_T$ ,  $DQO_P$ ,  $DBO_T$  e  $DBO_P$ , respectivamente. Em contra partida, o R1 teve remoções de  $65,4 \pm 1,9$ ;  $62,4 \pm 5,4$ ;  $63,3 \pm 3,9$ ;  $55,7 \pm 7,2$  % para  $DQO_T$ ,  $DQO_P$ ,  $DBO_T$  e  $DBO_P$ , respectivamente. Na fase estacionária. Resultados, que, além de demonstrar maior desempenho do R2 na remoção de matéria orgânica, mostra, principalmente, a maior remoção da fração particulada da matéria orgânica, acarretando em uma maior solubilidade do efluente. O que pode ser confirmado pela razão  $DQO_S/DQO_T$  do efluente dos reatores. As relações do  $DQO_S/DQO_T$  obtidas foram  $0,2 \pm 0,0$  e  $0,4 \pm 0,1$  para R1 e R2, apontando para o dobro de solubilização no reator microaeróbio.

Jeníček *et al.* (2017), ao analisar o efeito da microaeração na dessulfurização do biogás produzido em ETEs na Europa Central, observaram maior solubilidade da DQO e sólidos no efluente tratado. Em outro estudo do efeito da microaeração, Diak *et al.* (2013) relataram maior solubilização da DQO por conta da maior taxa de hidrólise de carboidratos e proteínas. Xu *et al.* (2014) também relataram uma maior solubilização do lixo orgânico digerido em reator de leito de lixiviação (LBR) ao aplicar uma dose de microaeração de  $258 L_{ar} kg_{ST}^{-1} d^{-1}$ . Lim and Wang (2013) aplicaram uma dose de microaeração de  $37,5 mL_{O_2} L_{reator}^{-1} d^{-1}$  no pré-tratamento da co-digestão de água marrom e resíduos alimentares, o que aumentou a solubilização do pré-digestato, resultando em uma produção de metano 21% maior.

Ao comparar as eficiências de remoção da Figura 2 com outros reatores utilizados no tratamento anaeróbio de ARS (Tabela 4), pode-se observar que o R2 reator USMB teve uma maior eficiência de remoção de matéria orgânica.

**Tabela 4** – Análise comparativa entre a remoção de DQO nos reatores UASB e USMB avaliados neste trabalho com outras tipologias de reatores anaeróbios já utilizados no tratamento da ARS.

Tipo de reator anaeróbio	DQO ( $mgO_2 L^{-1}$ )	COV ( $kgDQO m^3 d^{-1}$ )	TDH	Remoção de DQO	Referencias
Reator Anaeróbio de leito Fíxo Horizontal	$DQO_T = 5868$ $DQO_P = 4361$	12,0	12	47 %	Duda et al (2015)
Reator Anaeróbio de manta lodo e filtro (UBF)	$DQO_T = 7617$	7,8	24	75 %	(YANG <i>et al.</i> , 2019)
R1	$DQO_T = 5151$ $DQO_P = 2231,3$	10,4	12	65 %	-
R2	$DQO_T = 5151$ $DQO_P = 2231,3$	10,4	12	74 %	-

Fonte: elaborada pelo autor

Outro fator relevante é que as legislações ambientais brasileiras (estaduais e federal) e as estrangeiras utilizam como padrão de lançamento as concentrações de matéria orgânica expressas em DQO<sub>T</sub> e DBO<sub>T</sub> ou a eficiência de remoção destes parâmetros. Portanto, ao comparar as eficiências de remoção de DQO<sub>T</sub> e DBO<sub>T</sub> obtidas no R1 (reator anaeróbio) com as eficiências obtidas no R2 (reator microaerado) apresentados na Figura 2 observa-se que os resultados se diferem estatisticamente a 5% ( $p \leq 0,05$ ) sendo que os valores médios encontrados para o R2 foram maiores que os encontrados para o R1 sugerindo que a microaeração possa ser um processo mais eficiente que a anaerobiose em remover a matéria orgânica, necessitando para isso de estudos mais aprofundados.

### 3.3.2 Produção de lodo e metano

Para um entendimento da evolução performance dos reatores é importante o estudo do desenvolvimento da biomassa. A Tabela 4 traz os resultados de razão SVT/ST e parâmetros que expressam a evolução do lodo: produção de lodo no sistema (P) e coeficientes de sólidos no sistema (Y).

**Tabela 5 – Produção de lodo nos reatores anaeróbio e microaeróbio.**

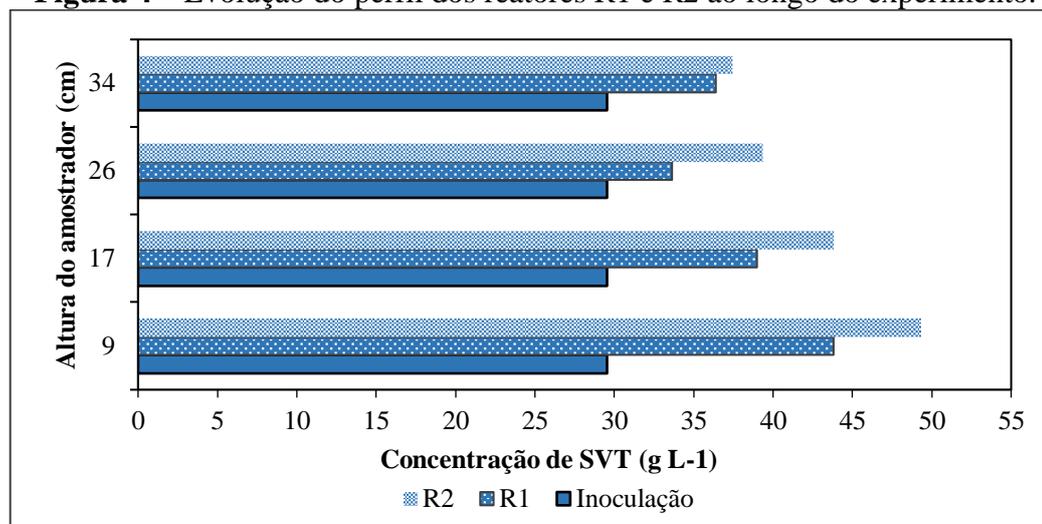
<b>LODO</b>	<b>P (gSST d<sup>-1</sup>)</b>	<b>Y (gSST kgDQOaplicada<sup>-1</sup>)</b>	<b>SVT/ST</b>
Inoculação	-	-	0,67
R1	0,21	6,32	0,68
R2	0,26	7,84	0,74

Fonte: elaborada pelo autor.

Como pode ser observado na Tabela 4 houve um maior aumento da relação SVT/ST do lodo microaerado em relação ao lodo anaeróbio. Uma maior relação SVT/ST indica uma maior concentração da fração orgânica do lodo, enquanto que um aumento da fração inorgânica em detrimento da orgânica pode cessar a remoção de matéria orgânica (ZINARE; DUTTA; JABASINGH, 2019). Fato que também pode explicar a maior eficiência de remoção de matéria orgânica do R2 em relação ao R1.

Outro importante parâmetro a ser analisado é a formação de grânulos no lodo. Além do teste de granulometria, uma maneira indireta de se obter a taxa de produção de grânulos é análise de perfil de lodo (Figura 4).

**Figura 4** – Evolução do perfil dos reatores R1 e R2 ao longo do experimento.

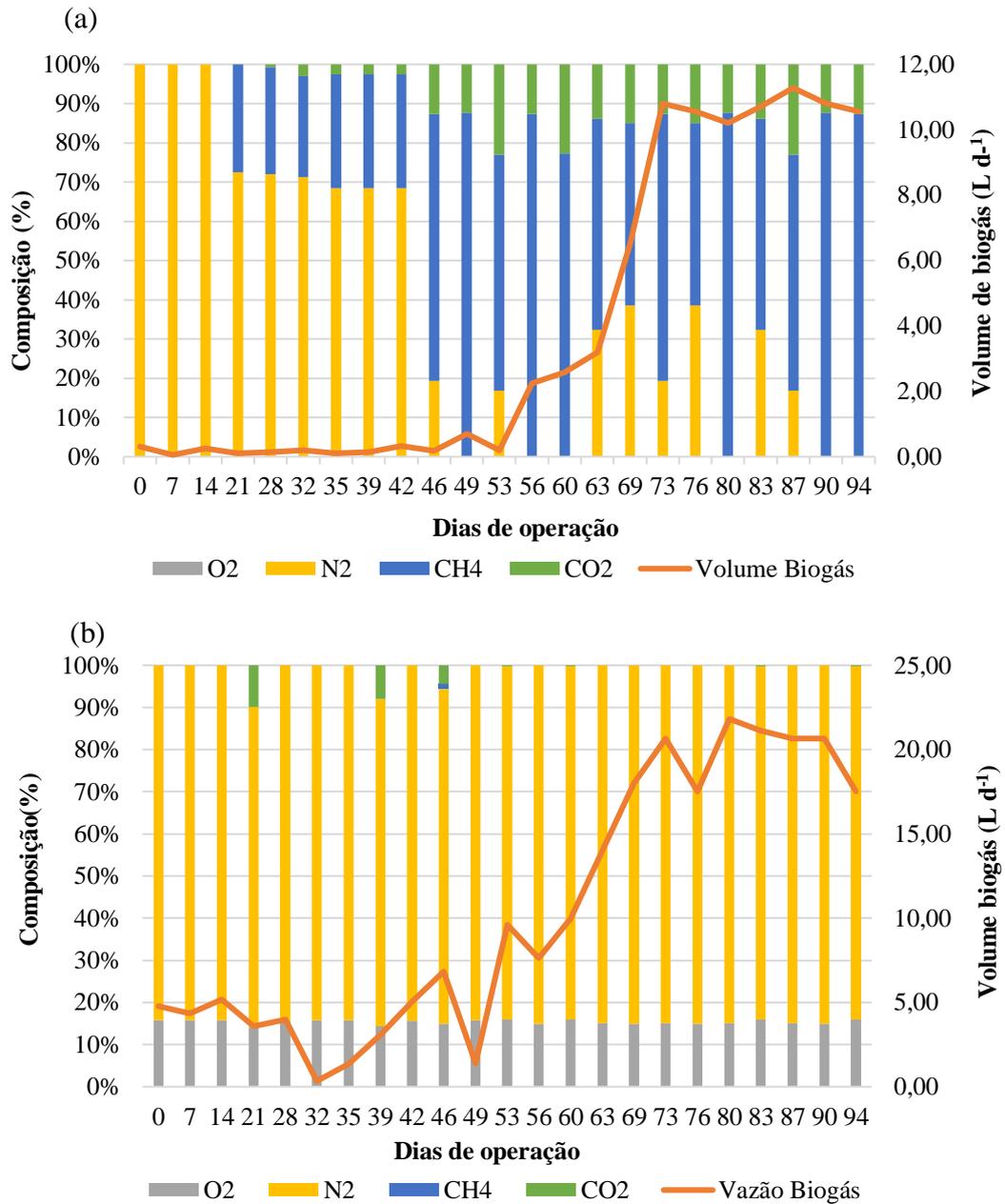


Fonte: elaborada pelo autor.

Após 95 dias de operação do R1 e R2, foi observado um aumento na concentração de STV do lodo ao longo da altura dos reatores, com destaque para as maiores concentrações de STV na região do primeiro amostrador (9 cm da base) como indicado na Figura 4, tanto no R1 quanto no R2. Esse aumento de concentração de STV é um indicativo do crescimento da biomassa, o que justifica a produção de lodo apresentada na tabela 4 e o aumento da concentração de STV exclusivamente na base indica a presença de um lodo mais denso nessa região, característica marcante dos grânulos formados em reatores UASB. Jijai *et al.* (2015) observaram grande influência da formação de grânulos no desempenho e produção de biogás em reator UASB tratando efluente sanitário. Há de se observar também um maior crescimento da biomassa do R2 em relação ao R1, isto pode estar relacionada com a presença de oxigênio, promovendo um meio mais energético (NGUYEN; KHANAL, 2018)

Jiang *et al.* (2018), em um estudo de digestão de lodo em tanque microaerado, observaram uma produção de lodo dez vezes menor que a observada do reator R2. Há que se considerar também as diferentes características dos substratos analisados. Já em estudo realizado em escala real em digestores microaeróbios na Europa Central, foram observadas pequenas deflações das razões SVT/ST do lodo microaeróbio em relação ao aeróbio (JENÍČEK *et al.*, 2017).

A Figura 5 mostra produção volumétrica e composição de biogás ao longo dos 95 dias de operação do reator UASB (Figura 4<sup>a</sup>) e reator UMSB (Figura 4b).

**Figura 5** – Composição e produção volumétrica do biogás do R1 (a) e R2 (b).

Fonte: elaborada pelo autor.

Como pode ser observado na Figura 5b, o reator USMB apresentou uma produção média de  $17,2 \pm 4,8 \text{ L d}^{-1}$  de biogás durante a aclimatização e uma produção média de  $17,2 \pm 4,8 \text{ L d}^{-1}$  de biogás durante o estado estacionário, todavia não foi detectado gás metano durante os testes cromatográficos. A ausência de metano no biogás do reator USMB levantou duas hipóteses. A primeira hipótese é que houve uma inibição no crescimento das arqueias metanogênicas afetando a atividade metanogênica do lodo, portanto os AGV não estariam sendo convertidos em metano, acumulando-se no reator USMB. Mas, visto o exposto, tal hipótese pode ser anulada com bases nos resultados da Tabela 3 que indicaram que os AGVs

não estavam sendo acumulados no reator USMB registrando baixas concentrações no efluente, e também com base nos resultados encontrados nas figuras 6 e 7 que comprovam a presença de arqueias metanogênicas e atividade metanogênica no lodo do reator USMB.

A segunda hipótese seria a diluição do metano por outros gases, visto que a microaeração estava sendo feita com ar atmosférico com aproximadamente 78% de  $N_2$  e 21% de  $O_2$ . Para comprovar essa hipótese, as concentrações de  $N_2$  e  $O_2$  no biogás foram monitoradas (Figura 5b) e comprovou-se que a não detecção de  $CH_4$  pelo cromatógrafo foi devido a diluição provocada pelo  $N_2$  e  $O_2$  do ar que se acumulavam no separador trifásico do R2, onde a amostra de biogás era coletada. Outro fato a se considerar é a amostra coletada possuir um volume pequeno (1 mL), pois, o  $N_2$  e o  $O_2$  estando presentes em altas concentrações, o metano presente na amostra esteve abaixo do limite de detecção do cromatógrafo. Portanto, não pode ser dito que o reator USMB não produziu metano, como fica evidenciado com análise nas figuras 6 e 7, mas sim que o biogás produzido não tem valor energético, devido grande presença de Ar ( $N_2$  e  $O_2$ ) em sua composição que diluiu o metano.

O controle do processo de microaeração é criticamente importante a depender do objetivo almejado. Se a hidrólise for o principal objetivo do processo, o ar poderá ser utilizado para a microaeração. Além disso, problemas relacionados a diluição do biogás por nitrogênio, ao se utilizar ar na microaeração, podem ser evitados com um controle mais rígido do processo ou através da injeção de oxigênio puro. Porém a utilização de cilindros de oxigênio puro é uma alternativa menos viável economicamente (NGUYEN; KHANAL, 2018). Além disso, estudos que avaliem outras doses de microaeração, utilizando ar atmosférico, que possibilitem a hidrólise da matéria orgânica, mas sem a diluição do metano precisam ser realizados, visto que esse conhecimento ainda é inexistente para o tratamento da ARS.

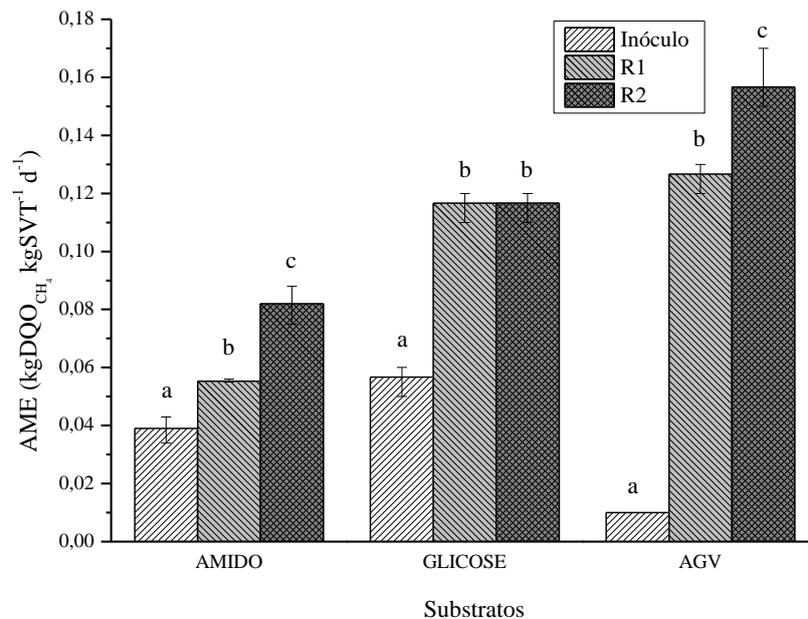
### **3.3.3 Caracterização e composição da biomassa**

#### ***3.3.3.1 Atividades biológicas dos lodos de inóculo, anaeróbio e microaerado***

Analisando os frascos do controle endógeno foi constatado que a concentração de metano estava abaixo do limite de quantificação do método utilizado, portanto não houve produção significativa de metano no controle endógeno, indicando que as produções encontradas nos biorreatores (Figura 6) foram referentes as conversões apenas de cada substrato. A ANOVA realizada comparando cada lodo para o mesmo substrato indicou que

havia diferenças estatísticas significativas entre os lodos. Para identificar essas diferenças foi utilizado o teste de Tukey a 5% de probabilidade para comparação dos valores de AME dos lodos considerando o mesmo substrato (Figura 6).

**Figura 6** – Atividades específicas (hidrolítica, acidogênica, acetogênica/metanogênica) dos lodos (Inóculo, R1, R2).



Fonte: elaborada pelo autor.

A comparação estatística pelo teste de Tukey a 5% de significância dentro do mesmo substrato (que representa a atividade biológica de um grupo de microrganismos) mostrada na Figura 6 permitiu inferir se a adaptação as condições anaeróbias e microaeradas modificaram a atividade biológica do lodo (ao comparar a AME do inóculo com as AMEs dos lodos do R1 e R2) e se a microaeração influenciou na atividade biológica de algum grupo de microrganismos (ao comparar os resultados da AME do lodo do R2 com a AME do lodo do R1 que funcionou como controle estatístico do experimento).

Analisando os resultados obtidos com o teste de AME feito com o substrato amido para expressar a atividade hidrolítica do lodo (Figura 6) é possível perceber que as AMEs dos lodos do inóculo, do R1 e do R2 diferem entre si pelo teste de Tukey a 5% ( $p \leq 0,05$ ) indicando que a atividade hidrolítica aumento após os 95 de aclimação dos lodos tanto na condição anaeróbia (R1) quanto na condição de microaeração (R2). Como a AME do lodo do R2 é maior numericamente que a AME do lodo do R1 pode-se afirmar que a microaeração estimula o aumento atividade hidrolítica do lodo em relação a anaerobiose. O lodo microaerado teve uma atividade hidrolítica 110 % maior em comparação com o lodo inoculo e 48% maior que a do

lodo anaeróbio (Figura 6). Mais especificamente, após 95 dias de experimento a atividade hidrolítica aumentou em média de 0,04 para 0,05 (R1) e 0,08  $\text{gDQO}_{\text{CH}_4} \text{gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$  (R2). A diferença significativa entre a atividade de hidrólise do lodo microaerado em relação aos outros se deve provavelmente a maior produção de bactérias hidrolíticas no ambiente com microaeração (FU *et al.*, 2016; LIM, JUN WEI; WANG, 2013).

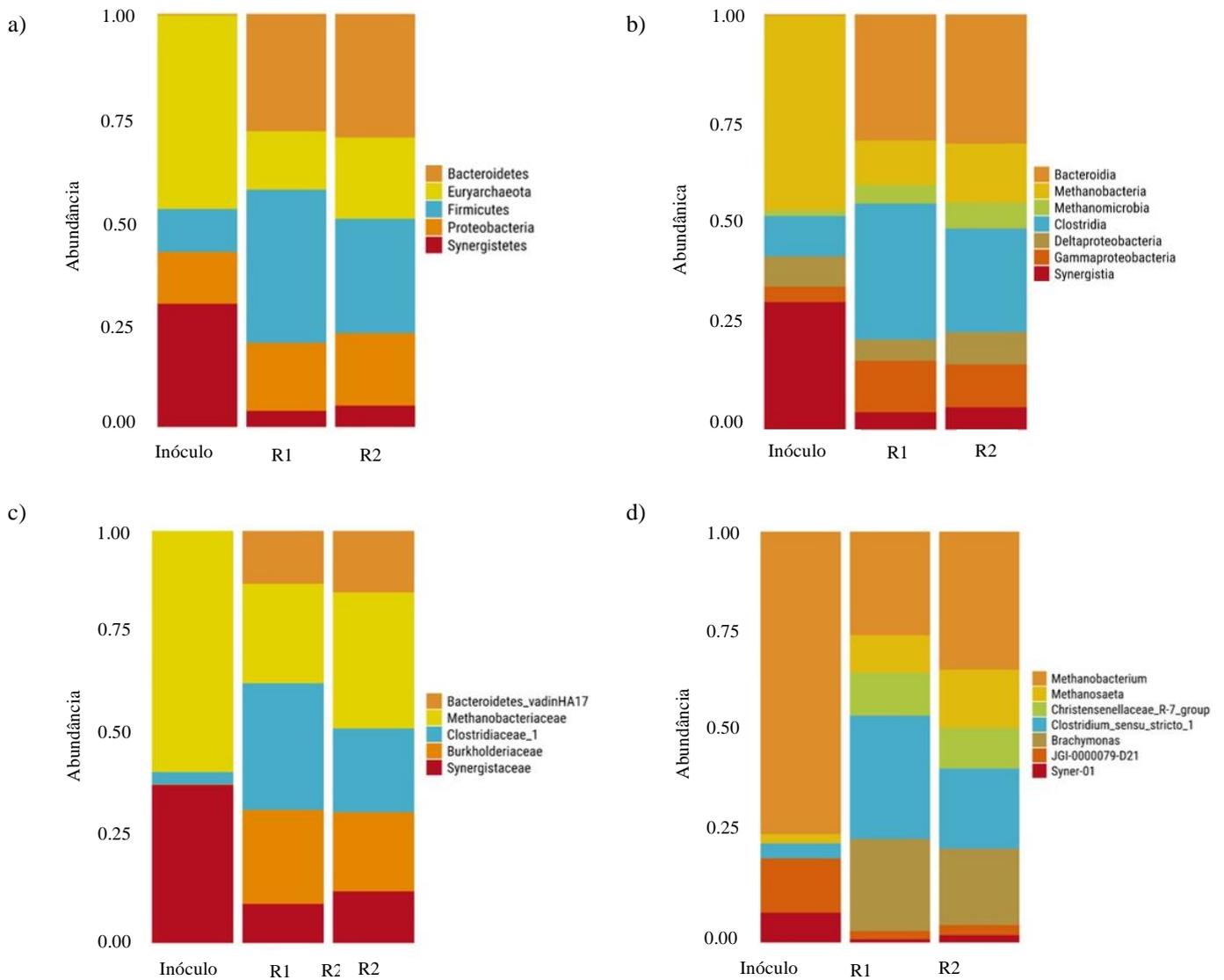
Analisando os resultados obtidos com o teste de AME feito com o substrato glicose para expressar a atividade acidogênica do lodo (Figura 6) é possível perceber que a AME do lodo do inóculo difere estatisticamente pelo teste de Tukey a 5% ( $p \leq 0,05$ ) das AMEs dos lodos do R1 e do R2 comprovando que após os 95 dias de operação, houve um aumento na atividade acidogênica tanto do lodo adaptado a condição anaeróbia (R1) quanto do lodo adaptado condição de microaeração (R2). Todavia, ainda para o mesmo substrato, a AME do lodo do R1 não difere estatisticamente da AME do lodo do R2 pelo teste de Tukey a 5% ( $p > 0,05$ ) indicando que a microaeração não influenciou na modificação da atividade acidogênica do lodo, sendo os resultados equivalentes aos observados para as condições anaeróbias (controle estatístico).

Analisando os resultados obtidos com o teste de AME feito com o substrato mistura de AGVs para expressar a atividade acetogênica/metanogênica do lodo (Figura 6) é possível perceber que as AMEs dos lodos do inóculo, do R1 e do R2 diferem entre si pelo teste de Tukey a 5% ( $p \leq 0,05$ ) indicando que a atividade acetogênica/metanogênica aumentou tanto para o lodo na condição anaeróbia (R1) quanto na condição de microaeração (R2), após os 95 dias de operação. Como a AME do lodo do R2 é maior numericamente que a AME do lodo do R1 pode-se afirmar que a microaeração estimulou o aumento atividade acetogênica/metanogênica do lodo em relação a condição de anaerobiose. A atividade acetogênica/metanogênica aumentou em média drasticamente de 0,01(inóculo) para 0,13 (lodo do R1) e 0,16  $\text{gDQO}_{\text{CH}_4} \text{gSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$  (lodo do R2). O aumento da AME do lodo do R1 e do R2 quando comparado ao lodo do inóculo pode ser atribuído primeiramente ao crescimento da biomassa o que promoveu o aumento na concentração de SVT registrado na evolução do perfil do lodo no R1 e no R2 (Figura 4). Geralmente, o aumento na AME é devido a um aumento na concentração de biomassa ou à sua adaptação a tipos específicos de águas residuais (NAJAFPOUR *et al.*, 2006). Quanto a AME do lodo do R2 ter sido superior a AME do lodo do R1 pode ser justificado pela maior concentração de *archeas* metanogênicas no lodo do R2, a formação de acetato ser favorecida no ambiente microaerobio, e meio microaerobio favorecer vias acetoclásticas e hidrogenotróficas (NGUYEN; KHANAL, 2018).

### 3.3.4 Diversidade das comunidades microbiológicas

As abundâncias relativas de bactérias e arqueias nos níveis de filo, classe, família e gênero no lodo inóculo e nos lodos do R1 e do R2 ao fim do experimento são mostrados na Figura 7. Os índices de profundidade de sequenciamento das três amostras foram todos superiores a 0,95, indicando que as amostras efetivamente caracterizaram as comunidades microbianas.

**Figura 7** – Diversidade da microbiota dos lodos a nível de filo (a), classe (b), família (c) e gênero (d).



Fonte: elaborada pelo autor.

### 3.3.4.1 Estrutura da comunidade bacteriana

Ao nível do filo, Figura 7<sup>a</sup>, no lodo inóculo foram predominantes as *Synergistetes*, *Proteobacteria* e *Firmicutes* (representando, respectivamente, 28,9; 12,2 e 10,1 % das sequências de genes bacterianos), filios que possuem, principalmente espécies fermentativas de ácidos orgânicos, proteínas, peptídeos; em alguns casos ocorrendo a formação de acetato; e sendo comumente encontradas em estações de tratamento de esgoto (ETEs), principalmente, por conta do afluente das estações (MAUNE; TANNER, 2012; SAUNDERS *et al.*, 2016; SIMANKOVA; KOTSYURBENKO, 2015). No R1 houve diminuição brusca da presença de *Synergistetes*, acompanhado por um aumento no número de *Firmicutes*, *Bacteroidetes* e *Proteobacteria* (34,0, 26,1 e 15,1 %, respectivamente), que são as principais fermentativas acidogênicas em um sistema de digestão anaeróbia que trata ARS (LI, RUIRUI *et al.*, 2017; ZHANG *et al.*, 2016). *Bacteroidetes*, *Firmicutes* e *Proteobacteria* foram os mais abundantes encontrados em R2 com 27,5; 25,4 e 16,1%, respectivamente. *Bacteroidetes*, *Firmicutes* e *Proteobacteria* são filios reconhecidamente importantes para hidrólise anaeróbia e degradar substratos complexos como esterco de porco (FITAMO *et al.*, 2017; RUAN *et al.*, 2019).

No nível de classe, Figura 7b, *Synergistia* apresentaram abundância relativa de 29,4 % no inóculo. No lodo de R1 há predominância de *Clostridia*, *Bacteroidia* e *Gammaproteobacteria* com 28,8, 26,7 e 10,9 % das espécies. Essas classe estão relacionadas a uma variedade de bactérias fermentativas que metabolizam ácidos de cadeia curta, açúcares e proteínas, com formação de ácido acéticos; além de bactérias redutoras de sulfato (HAHNKE *et al.*, 2016; KAKSONEN *et al.*, 2007). Para R2 as classes *Bacteroidia* e *Clostridia* foram, respectivamente, as mais abundantes com 28,2 e 22,5%. Dentre seus representantes, há microrganismos fermentadores de açúcares e proteínas, dos quais muitos são anaeróbios facultativos (CAO *et al.*, 2010; HYUN *et al.*, 2014).

No inóculo, a nível familiar (Figura 7c) *Synergistaceae* apresentou a maior abundância com 30,8%. Para o R1, *Clostridiaceae* 1 foi a mais observada no reator (13,4%). Esta família possui bactérias que podem metabolizar vários compostos, como carboidratos, aminoácidos, álcoois e purinas (ALOU *et al.*, 2018). O ácido butírico é um produto da fermentação de uma de suas espécies. Também são formadas concentrações variáveis de ácido acético, ácido láctico e/ou etanol, propanol ou butanol como produtos de fermentação (MAUNE; TANNER, 2012). Já no R2 *Clostridiaceae* 1 e *Burkholderiaceae* apresentaram-se como as mais abundantes com 8,8 e 8,3%, respectivamente. Alguns representantes desse grupo taxonômico

metabolizam ácidos graxos de cadeia curta, açúcares e proteínas, com representantes aeróbios e restritos a ambientes com concentrações de nutrientes orgânicos facilmente degradáveis (SPRING, 2006).

A nível de gênero, Figura 7d, *JGI-0000079-D21* e *Syner-01* demonstram vantagem no lodo inóculo, respondendo, respectivamente, por 11,0 e 6,0% das sequências de genes bacterianos. Para o lodo de R1, as espécies pertencentes a *Clostridium sensu stricto 1* (ordem *Clostridiales*) foram as mais abundantes, representando 18,7% das sequências. Os membros do gênero *Clostridium sensu stricto 1* podem converter sacarídeos (como glicose) como fontes de energia em acetato, butirato, lactato, etanol, H<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> (BAUCHART-THEVRET *et al.*, 2009). Outro gênero dominante (13,9 %) foi o de *Brachymonas* (ordem *Betaproteobacteriales*), gênero que os carboidratos não são utilizados como fontes de carbono ou energia, com bactérias mesofílicas, neutrofílicas e não-halofílicas; com bom crescimento em presença de sais de ácidos orgânicos e aminoácidos. Não realizam hidrólise de polissacarídeos, proteínas ou lipídios. O gênero inclui uma espécie presente em condições anaeróbias: a *B. denitrificans* tem crescimento anaeróbico com o nitrato como aceptor final de elétrons (HIRAISHI, 2015). Para R2, observou-se como gêneros mais abundantes os mesmos encontrados em R1, com 11,9 e 11,3%, respectivamente, de abundância para este reator.

#### 3.3.4.2 Estrutura da comunidade de Archeas

A nível de filo, Figura 7<sup>a</sup>, 100% das arqueias de R1, R2 e do inóculo eram de *Euryarchaeota*, microrganismos conhecidos na produção de biogás (YANG *et al.*, 2019). Já em relação a comunidade microbiológica como um todo, no lodo inóculo esse filo representava 63,0% de toda a comunidade microbiológica, já nos reatores R1 e R2, o filo *Euryarchaeota* representou apenas 21,4 e 29,1% da microbiota. Perdendo muito espaço para bactérias fermentativas. Isso por conta da ARS ter boa parte da matéria orgânica na forma particulada, justificando as baixas taxa de hidrólise e produção de metano no início do experimento.

A distribuição das arqueias no nível de gêneros (Figura 7b) mostrou que as espécies dominantes foram *Methanobacterium* (mais de 95,0% das arqueas para as três amostras) e *Methanosaeta* nas duas amostras. No inóculo, as *Methanobacterium* representavam 61,1% da totalidade dos diferentes gêneros presentes no lodo, enquanto que nos reatores R1 e R2 elas eram responsáveis por 15,7 e 20,5% da microbiota. As espécies pertencentes ao gênero *Methanobacterium* são metanogênicas hidrogenotróficas, que utilizam H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> e às vezes

formato e álcoois como substratos para crescimento e produção de metano. O crescimento ocorre sob condições estritamente anaeróbicas e a maioria das espécies é capaz de crescer autotroficamente (KERN; LINGE; ROTHER, 2015; SHCHERBAKOVA *et al.*, 2011). Já as *Methanosaeta* são metanogênicas acetoclásticas. O crescimento ocorre sob condições estritamente anaeróbicas, com o acetato como única fonte de energia. O metano e o CO<sub>2</sub> são produzidos como produtos finais da assimilação do acetato (MA; LIU; DONG, 2006; MONTERO *et al.*, 2009).

### 3.4 CONCLUSÕES

O reator UMSB tratando água residuária da suinocultura obteve melhor desempenho na remoção de matéria orgânica do que o reator UASB, principalmente do ponto de vista hidrolítico. No estado estacionário, o reator removeu em média  $74,5 \pm 3,2$  % da DQO<sub>T</sub>, uma eficiência de remoção equivalente a estudos que operaram sob COV inferior. O principal advento do reator foi sua remoção de matéria orgânica particulada ( $79,4 \pm 4,6$  %) em decorrência da alta remoção de SSV graças a maior taxa de hidrólise proporcionada. Obtendo-se um efluente com maior concentração de matéria orgânica solúvel o que contribuirá com o pós-tratamento. Vale ressaltar que, apesar do curto TDH (12 h), não houve perda de biomassa em ambos os reatores.

Nos testes de AME o lodo microaerobio (R2) apresentou atividade hidrolíticas e acetogênicas/metanogênicas superiores ao lodo inóculo e lodo anaeróbio (R1) demonstrando que a microaeração é eficiente em hidrolisar material orgânico particulado e pode aumentar a produção de metano em reatores utilizados para tratar ARS. Entretanto, ao utilizar o ar atmosférico como fonte de oxigênio é necessário o estudo de uma dose de microaeração que não propicie a diluição do metano pelo o N<sub>2</sub> e O<sub>2</sub> atmosféricos.

A avaliação microbiológica de R2 revelou a presença de importantes grupos de microrganismos fermentativos de açúcares e proteínas, além de espécies facultativas. Dentre os gêneros mais representativos, estão o *Clostridium sensu stricto* 1 e o *Brachymonas*, importantes constituintes da microbiota responsável pela digestão anaeróbia de substratos complexos (hidrolíticos).

Os resultados obtidos nesse trabalho abrem espaço para novas aplicações tecnológicas principalmente nas estações de tratamento de ARS que utilizam reatores anaeróbios em dois estágios operando em série sendo o primeiro utilizado com o foco na

hidrolise/acidogenese e o segundo utilizado para acetogenese/metanificação. Os autores envolvidos nessa pesquisa destacam a possibilidade de sucesso nesse tipo de sistema caso a microaeração seja utilizada no primeiro estágio melhorando a atividade hidrolítica já no primeiro reator.

## **4. INFLUÊNCIA DAS DOSES DE MICROAERAÇÃO NA REMOÇÃO DE MATÉRIA ORGÂNICA E PRODUÇÃO VOLUMÉTRICA DE METANO DURANTE O TRATAMENTO DA ÁGUA RESIDUÁRIA DE SUINOCULTURA EM REATORES DE ALTA TAXA**

### **4.1 INTRODUÇÃO**

No atual cenário mundial de crescimento demográfico há um incremento no consumo de carne pela população mundial. Segundo dados da Organização das Nações Unidas para Alimentação e Agricultura (FAO), a carne suína é a carne mais consumida no mundo, correspondendo a 32% de consumo mundial de proteína animal no ano de 2019 e com uma produção mundial de  $109 \times 10^6$  toneladas no mesmo ano (FAO, 2020). Já no cenário brasileiro, de acordo com o relatório anual de 2020 da Associação Brasileira de Proteína Animal (ABPA), o Brasil teve uma produção de 3,98 milhões toneladas de carne suína em 2019 (ABPA, 2020).

A maior demanda por carne suína reflete no crescimento da geração de dejetos promovendo o aumento na produção da água residuária de suinocultura (ARS) resultante da lavagem das baias de confinamento dos animais para a retirada de fezes, urina e restos de comida. Como consequência, a ARS é rica em matéria orgânica suspensa e dissolvida além de nutrientes como nitrogênio, fósforo e potássio, sendo assim uma ameaça potencial à segurança ambiental se não for tratada de maneira adequada (CHEN, CHUN-YEN *et al.*, 2020; CHENG, D. L.; NGO; GUO; CHANG; *et al.*, 2018).

O processo de tratamento anaeróbio é uma das tecnologias mais utilizadas para o tratamento da ARS. Isso porque não necessita de aeração para remover a matéria orgânica, gera biogás rico em metano, além de produzir menores quantidades de lodo (CHENG, DONGLE *et al.*, 2020). Os reatores anaeróbios de manta de lodo com fluxo ascendente (UASB) são largamente utilizados para o tratamento de águas residuárias agroindustriais. No entanto, o reator UASB tem menor desempenho ao tratar efluentes com elevadas concentrações de sólidos suspensos voláteis (SSV), como é o caso da ARS (ABBASI; ABBASI, 2012; YANG *et al.*, 2019). Muitas vezes, para uma melhor remoção da matéria orgânica são aplicados processos anaeróbios de dois estágios, o primeiro estágio hidrolítico/acidogênico e o segundo para acetogênico/metanogênico. Isso porque o aprimoramento da hidrólise é fundamental para solubilizar esses substratos complexos em substratos orgânicos simples para posterior

conversão a jusante (MATHEWS; PAWLAK; GRUNDEN, 2015; RAJENDRAN; MAHAPATRA; VENKATESH, 2020; SHRESTHA *et al.*, 2017b).

A microaeração, tecnologia consolidada na dessulfurização do biogás produzido durante a anaerobiose (JENÍČEK *et al.*, 2017), também tem sido utilizada com o foco de aumentar a taxa da hidrólise no processo de digestão de substratos mais complexos ou com alto teor de sólidos, como resíduos alimentares (Xu *et al.*, 2014). A depender do objetivo e do substrato a ser digerido, são necessárias diferentes doses de microaeração (CHEN, QING *et al.*, 2020; NGUYEN; KHANAL, 2018). Uma taxa variável de oxigênio é necessária em diferentes casos, dependendo dos alvos, como aumentar a hidrólise, aumentar a produção de AGV, prevenir o acúmulo de AGV, remover o sulfeto de hidrogênio, melhorar o rendimento de metano e estabilizar o sistema (NGUYEN; KHANAL, 2018) Uma dose apropriada de microaeração, pode tanto promover o aumento da hidrólise quanto aumentar a concentração de metano no biogás. Por isso, o controle da dose de microaeração é um parâmetro chave para um processo microaeróbio bem sucedido (JENÍČEK *et al.*, 2017).

Até o momento, não foram encontrados estudos avaliando os efeitos de diferentes doses de microaeração aplicadas na base de reatores operando em alta taxa no tratamento de águas residuais de suinocultura, podendo ser apontada como desvantagem do uso desta tecnologia em escala real. Visto o exposto, o presente trabalho objetivou avaliar o efeito aumento progressivo das doses de microaeração na remoção de matéria orgânica, atividade metanogênica do lodo e na composição do biogás produzido durante o tratamento da ARS.

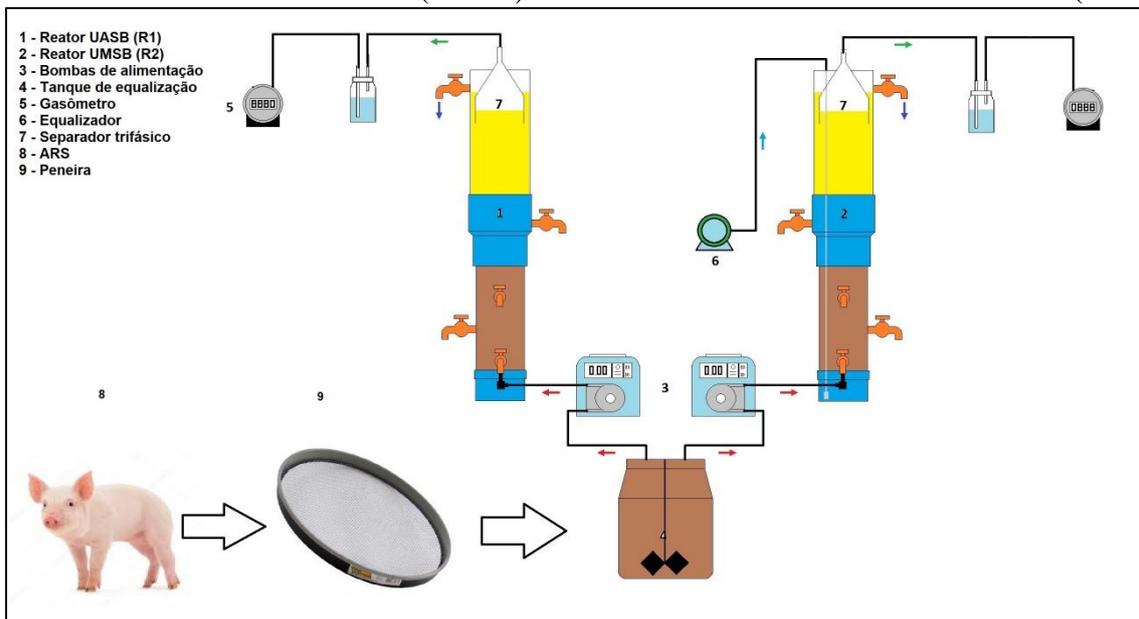
## **4.2. MATERIAIS E MÉTODOS**

### **4.2.1. Aparato experimental**

A ARS *in natura* utilizada ao longo de todo o experimento foi proveniente da higienização das baias de suínos de diversas fases de desenvolvimentos confinados em instalações com lâmina d'água para coleta e transporte dos dejetos. Os suínos foram alimentados com ração à base de milho e soja com complemento vitamínico e mineral ao longo de todo o experimento sendo todo o controle zootécnico realizado pela suinocultura do Departamento de Zootecnia (DZO) da Universidade Federal do Ceará (UFC) em Fortaleza, Brasil. O processo de produção utilizado na suinocultura era o de ciclo completo, onde o produto final era o suíno adulto, o processo também é caracterizado pela grande quantidade de

água para a limpeza das baias, solubilizando o efluente. Em seguida a ARS *in natura* passava por tratamento preliminar em peneira com malha quadrada de abertura de 2 mm para a separação dos sólidos grosseiros simulando uma condição encontrada em estações de tratamento operadas em escala real. Após o tratamento preliminar a ARS foi encaminhada para o Laboratório de Saneamento Ambiental (LABOSAN) também na UFC, onde estava localizado o sistema de tratamento (Figura 8) construído em escala laboratorial.

**Figura 8** – Fluxograma do sistema de tratamento da água residuária de suinocultura em reator anaeróbio com manta de lodo (UASB) e reator microaeróbio com manta de lodo (UMSB).



Fonte: elaborada pelo autor.

Após o tratamento preliminar a ARS foi colocada em um tanque de equalização (TE) com agitação mecânica provendo a homogeneização constante do afluente e mantido sob refrigeração a 4 °C para evitar a decantação de sólidos e modificação da perda de carga na linha de sucção e recalque, e também para que não ocorresse a biodegradação natural da matéria orgânica e mudanças significativas da tipologia da ARS que alimentava o reator UASB. No TE foram acopladas duas bombas peristálticas ColeParmer MasterFlex L/S 7522-30 com visor programável para controle da vazão desejada, calibradas diariamente e mantidas constante durante os 95 dias do experimento. As duas bombas peristálticas trabalharam afogadas succionando a ARS do TE e recalcando para os UASB e UMSB numa vazão de bombeamento de 4,5 mL min<sup>-1</sup>.

Ambos os reatores (UASB e UMSB) foram construídos de forma idêntica em Policloreto de Vinila (PVC), com formato cilíndrico e volume útil de 3,25 L. O compartimento

de digestão do R1 e R2 tinha volume útil 0,58 L com área seccional de 19,63 cm<sup>2</sup> e altura de 29,55 cm onde foram alocados 4 amostradores de lodo equidistantes nas alturas 9, 17, 26, 34 cm da base. O compartimento de decantação do UASB e UMSB tinha volume útil 2,67 L com área seccional de 78,54 cm<sup>2</sup> e altura de 34,0 cm sendo a tubulação de saída do efluente inserida no topo deste compartimento. Essas dimensões frente a vazão de bombeamento mencionada promoviam velocidades ascensionais ( $V_A$ ) de 0,14 m h<sup>-1</sup> e 0,03 m h<sup>-1</sup> nos compartimentos de digestão e decantação, respectivamente no UASB e UMSB. Na altura 17,00 cm do compartimento de decantação foi inserido um separador trifásico para acúmulo do biogás produzido, sendo que a altura do biogás dentro do separador trifásico foi controlada pela altura da lâmina de água existente no equalizador de pressão que estava interligado ao separador trifásico. Para quantificação do biogás que era produzido no UASB e UMSB foram utilizados um gasômetro acoplado ao equalizador de pressão de cada reator que quantificava a produção volumétrica diária de biogás (Figura 1).

O reator 1 (R1) era um reator totalmente anaeróbio, ou seja, o reator UASB tradicional, que funcionou como testemunha estatística (controle) em condições isentas de microaeração possibilitando uma análise comparativa para estudo do efeito da microaeração. O reator 2 (R2) foi construído com as mesmas dimensões e material do R1, todavia neste foi inserido um difusor de ar com pedra porosa na sua extremidade na base do reator, permitindo que o mesmo trabalhasse microaerado, portanto um reator microaerobio com manta de lodo e fluxo ascendente (UMSB). Este operou sob aumento progressivo de doses de microaeração (Tabela 6) tomando como base o intervalo sugerido por NGUYEN e KHANAL (2018) quando se deseja proporcionar um aumento na produção de metano no biogás sem que o mesmo seja diluído por nitrogênio atmosférico.

**Tabela 6** – Doses de microaeração utilizadas durante o experimento.

<b>Etapa</b>	<b>I</b>	<b>II</b>	<b>III</b>
Duração (d)	77	89	80
Microaeração (mLAr min <sup>-1</sup> )	2	3,8	5,6
Dose de oxigênio (LO <sub>2</sub> L <sub>alimentação</sub> <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup> )	0,09	0,17	0,25

Fonte: elaborada pelo autor.

#### 4.2.2 Partida e operação dos reatores

A inoculação e partida dos R1 e R2 estão descritas no item 3.2.2 do Capítulo 1. Em seguida ambos operaram por 95 dias sendo alimentados por ARS, levando assim a finalização dos estudos descritos no Capítulo 1. Nesta mesma linha temporal, 100 dias após a partida foi realizado um novo perfil de lodo nos reatores (Figura 10) e o volume de lodo foi nivelado no amostrador 4 (33 cm da base) para conhecimento do volume inicial de lodo neste novo estudo, este dia foi considerado como dia 0 do Capítulo 2 e a partir daí, iniciado uma nova contagem de tempo. Vale lembrar que ambos os lodos já estavam adaptados ao substrato (ARS) e o lodo do UMSB já estava adaptado as condições microaeróbias, o que permitiu estudos sobre a resposta desse lodo adaptado em função do aumento das doses de microaeração.

O experimento durou 246 dias e durante todo esse tempo o R1 e R2 foram alimentados com ARS com DQO afluyente média de  $5 \text{ g L}^{-1}$  e a uma vazão (Q) de  $4,5 \text{ mL min}^{-1}$ , resultando em uma Carga Orgânica Volumétrica (COV) de  $10,4 \pm 0,9 \text{ kgDQO m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ ; uma Carga Hidráulica Volumétrica (CHV) de  $2 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ , um TDH de 12 h para ambos os reatores. O desempenho dos R1 e R2 foi analisado coletando amostras do afluyente e efluyente dos reatores, duas vezes na semana, para quantificação dos parâmetros apresentados na Tabela 7.

**Tabela 7** – Parâmetros e métodos analíticos utilizados para caracterização do afluyente e efluyente do R1 e R2 durante o experimento.

Exames e Determinações	Procedimentos	Referência Bibliográfica
pH	4500-H <sup>+</sup> B	APHA (2005)
Alcalinidades total (AT) e Ácidos Graxos Voláteis (AGV).	Titulação Potenciométrica	Kapp (1984) <i>apud</i> Buchauer (1998)
Demanda Química de Oxigênio: total (DQO <sub>T</sub> ), particulada (DQO <sub>P</sub> ) e solúvel (DQO <sub>S</sub> ).	5220 D: Método Colorimétrico com digestão em refluxo fechado.	APHA (2012)
Demanda Bioquímica de Oxigênio: total (DBO <sub>5</sub> <sup>20°C</sup> <sub>T</sub> ), particulada (DBO <sub>5</sub> <sup>20°C</sup> <sub>P</sub> ) e solúvel (DBO <sub>5</sub> <sup>20°C</sup> <sub>S</sub> ).	Incubação: 5210 B; Oxigênio Dissolvido: 4500 -O B.; 4500-O C.	APHA (2012)
Sólidos Totais (ST) Fixos (SFT), Suspensos (SST) e Voláteis (SVT, SSV)	2540 B; 2540 D; 2540 E	APHA (2012)
Nitrogênio Amoniacal (N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> )	4500-NH <sub>3</sub> C: Método Titulométrico	APHA (2012)
Nitrogênio Total de Kjeldahl (NTK) e Nitrogênio Orgânico (N-org)	4500-Norg B.: Método MicroKjeldahl	APHA (2012)

Fósforo Total (P <sub>T</sub> )	4500 – PC	APHA (2012)
Íons (PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> , SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> , Na <sup>+</sup> , NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> , K <sup>+</sup> , Mg <sup>2+</sup> , Ca <sup>2+</sup> )	4110 C.: Cromatografia de íons	APHA (2012)
Sulfeto dissolvido (S <sup>2-</sup> )	4500 S <sup>2-</sup>	APHA (2012)
Óleos e Graxas (O&G)	1664: material extraível em n-hexano	EPA (2010)

Fonte: elaborada pelo autor.

Durante o tempo de operação, a temperatura média de operação foi de  $28^{\circ} \pm 6^{\circ} \text{C}$  (Temperatura ambiente). Duas vezes na semana foram coletados diretamente do equalizador de pressão do R1 e R2 1 mL de biogás para quantificação dos gases CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S por cromatografia gasosa com detecção por ionização por descarga de barreira dielétrica (GC-BID, gas chromatography-barrier ionization discharge) (GC BID-2010 Plus, Shimadzu Corporation, Japão), equipado com coluna GS- GASPRO (60 m x 0,32 mm) (Agilent Technologies Inc., EUA). Utilizou-se gás de arraste Hélio (White Martins LTDA, Brasil) a uma vazão de 2 mL min<sup>-1</sup>, com tempo de corrida de 9 minutos. As temperaturas do forno, do injetor e do detector foram de 50, 100 e 250 °C, respectivamente. O<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> foram quantificados por cromatografia gasosa com detecção de condutividade térmica (GC-TCD) (GC-17A, Shimadzu Corporation, Japão). A amostra de biogás (1,0 mL) foi injetada no modo splitless e a separação cromatográfica foi realizada em uma coluna Mol Sieve 5A PLOT (30 m, 0,32 mm I.D.) (Restek Corporation, EUA). As temperaturas do injetor, forno e detector eram 40, 35 e 230 ° C, respectivamente. Hélio (White Martins, Brasil) foi usado como gás de arraste em um fluxo de 7 mL min<sup>-1</sup> e o tempo de execução foi de 5 min.

A eficiência de remoção de matéria orgânica (DQO, DBO<sub>5</sub><sup>20°C</sup> e ou SSV) foi calculada utilizando a Equação 2.

$$E(\%) = \left( \frac{C_{AF} - C_{EF}}{C_{AF}} \right) \times 100 \quad (2)$$

Em que:

C<sub>AF</sub>: Valor/concentração do indicador de matéria orgânica (DQO, DBO<sub>5</sub><sup>20°C</sup>, SSV) quantificado no afluente (mg L<sup>-1</sup>).

C<sub>EF</sub>: Valor/concentração do indicador de matéria orgânica (DQO, DBO<sub>5</sub><sup>20°C</sup>, SSV) quantificado no efluente (mg L<sup>-1</sup>).

E: Eficiência de remoção do parâmetro em questão (DQO, DBO<sub>5</sub><sup>20°C</sup>, SSV) utilizado no cálculo da eficiência.

Os dados obtidos no monitoramento dos parâmetros (Tabela 7) para o afluente e efluente dos reatores ao longo das Etapas I, II e III foram trabalhados com estatística descritiva utilizando Microsoft Excel, gerando os resultados das tabelas 8, 9 e 10.

Para os valores de  $DQO_T$ ,  $DQO_P$ ,  $DBO_5^{20^\circ C_T}$ ,  $DBO_5^{20^\circ C_P}$  e  $SSV$  obtidos, foram aplicada a Equação 2 para calcular as eficiências de remoção de matéria orgânica na forma complexa ( $DQO_P$ ,  $DBO_5^{20^\circ C_P}$  e  $SSV$ ) e total ( $DQO_T$  e  $DBO_5^{20^\circ C_T}$ ) no R1 e R2. Após calcular essas eficiências para ambos os reatores notou-se que para o R1 as mesmas se mantinham dentro das condições de estado estacionário estabelecida no capítulo 1, visto que os parâmetros operacionais aplicados ao R1 foram constantes. Já para o R2, como no começo de cada etapa ocorria à mudança da dose de microaeração, os dados de eficiência de remoção de DQO oscilavam com variações acima de 5% até os 40 primeiros dias e após essa data as variações diminuíram para 5% ou menos, neste momento considerávamos que o R2 atingiu o estado estacionário dentro da etapa analisada. Para cada etapa que o R2 atingia essa condição, a frequência de análise seguia até se coletar 10 dados (repetições) para caracterização do estado estacionário, em seguida a dose de aeração era modificada e assim seguiu até o fim do experimento, tendo como duração de cada etapa o tempo apresentado na Tabela 1. Na mesma faixa temporal da coleta dos 10 dados no R2, o mesmo foi feito no R1, totalizando 30 dados (10 para cada etapa avaliada no R2).

Para avaliar o efeito da dose de microaeração nas eficiências de remoção de  $DQO_P$ ,  $DBO_5^{20^\circ C_P}$ ,  $SSV$ ,  $DQO_T$ ,  $DBO_5^{20^\circ C_T}$  e produção de metano os dados coletados no estado estacionário foram organizados na forma de um Delineamento Inteiramente Casualizado (DIC) não balanceado, procedendo com a organização dos dados e análise de variância (ANOVA) segundo as diretrizes descritas em Padovani (2014). O DIC foi constituído de 4 tratamentos denominados Dose 0 (resultados do R1- anaeróbio), Dose 1 (resultados do R2 obtidos na Etapa I), Dose 2 (resultados do R2 obtidos na Etapa II), Dose 3 (resultados do R2 obtidos na Etapa III).

Os dados foram submetidos a análise de normalidade dos resíduos pelo teste de Shapiro-Wilk a 5% de probabilidade (ROYSTON, 1995) e homocedasticidade pelo teste de Levene a 5% de probabilidade (GASTWIRTH; GEL; MIAO, 2009). As análises acusaram normalidade dos resíduos e homogeneidade de variâncias, e por isso as comparações de médias foram realizadas pelo teste paramétrico de Tukey ao nível de significância de 5%. Os resultados foram expressos com letras minúsculas junto as médias sendo que letras diferentes indicam que existe diferença estatística significativa com intervalo de confiança de 95% ( $p \leq 0,05$ ), já letras

iguais indicam que a diferença estatística não foi significativa ( $p > 0,05$ ). Toda a análise estatística foi realizada utilizando software SISVAR.

#### 4.2.3 Monitoramento do lodo no R1 e R2

O monitoramento do lodo presente nos reatores foi realizado nos dias 0, 77, 166, 246, coletando 40 mL de lodo em cada amostrador instalados nos reatores. Parte da amostra (20 mL de cada amostrador) foi utilizada para avaliar o perfil de lodo que descreve a concentração de SVT ao longo da altura dos reatores, permitindo, assim, a discriminação entre a manta e o leito que estavam sendo formados. O restante do lodo coletado (20 mL de cada amostrador) foi homogeneizado e utilizado nos testes de Atividade Metanogênica Específica (AME) realizados para acompanhar a atividade biológica do lodo adaptado a condições anaeróbias (lodo do R1) e a condições microaeróbias (lodo do R2).

No ensaio de AME foram avaliados dois substratos (glicose e mistura de AGV) individualmente, para cada tipo de lodo coletados no R2 no final das etapas I, II e III e no R1 no mesmo dia que se fazia as coletas no R2. Para a realização do ensaio de AME, foram utilizados 80 mL de lodo dos reatores, sendo 20 mL proveniente de cada amostrador e em seguida homogeneizados.

A glicose foi utilizada como substrato intermediário permitindo a atividade metabólica de microrganismos fermentativos (acidogênicos), sintróficos (acetogênicos) e produtores de metano (metanogênicos). A mistura de ácidos graxos voláteis (AGVs) utilizada foi elaborada com ácidos acético (C2), propiônico (C3) e butírico (C4) com grau de pureza de cromatografia gasosa na proporção de 100: 100: 100 g/L, respectivamente. A DQO resultante da mistura de AGVs tinha uma proporção de 24,3: 34,4: 41,3 % em termos C2, C3 e C4, respectivamente. Essa mistura de AGV foi utilizada com a finalidade de avaliar não só a atividade das arqueias metanogênicas, mas também a capacidade sintrófica do sistema, ou seja, a atividade dos microrganismos que convertem propionato e butirato em acetato (acetogênese) para posterior produção de metano.

Os ensaios e os cálculos de AME foram realizados obedecendo a metodologia descrita por Angelidaki *et al.* (2009). Sendo esse ensaio reproduzido em biorreatores batelada (frascos de borossilicato) com volume interno de 110 mL, sendo 50 mL de volume reacional e 60 mL de *headspace*, adotando para o teste uma relação substrato/microrganismo de 0,5g DQO gSVT<sup>-1</sup> obtida utilizando o substrato (glicose ou mistura de AGV) em solução com DQO de 2,5

g L<sup>-1</sup> e lodo na concentração de 5,0 gSVT L<sup>-1</sup>. Junto ao substrato foram adicionados macro e micronutrientes, bem como bicarbonato de sódio (1 g L<sup>-1</sup>) para compor o meio basal. O preparo das soluções de macro e micronutrientes para composição do meio basal foi realizado seguindo as orientações metodológicas de Angelidaki *et al.* (2009). Cada lodo foi testado separadamente para cada substrato (glicose e mistura de AGV) sendo realizados três repetições para cada lodo com cada substrato. Além disso, foi realizada uma triplicata para o controle endógeno (com lodo e meio basal, sem fonte de carbono) para cada lodo. Todos biorreatores foram selados com rolhas de borracha butílica e purgados com nitrogênio (N<sub>2</sub>) por aproximadamente 1 min para estabelecer uma atmosfera anaeróbia dentro dos frascos. Em seguida, foram colocados em incubadora tipo shaker (MA420, Marconi LTDA, Brasil) sob agitação orbital de 150 rpm e temperatura de 35 ± 0,3 ° C por 28 dias, período necessário para observar a estabilização na produção de biogás.

O monitoramento da produção volumétrica de biogás nos biorreatores foi realizado através das pressões no *headspace* utilizando um transmissor de pressão manométrico (Warne LTDA, Brasil), a pressão máxima detectada pelo medidor era de 999 mbar. As pressões foram verificadas nos dias 1, 2, 4, 7, 14, 21 e 28 e esses valores convertidos em produção volumétrica de biogás (em mL). Ao se verificar pressões maiores que 900 mbar nos frascos, amostras do biogás produzidas nos frascos eram coletadas e analisadas, e os frascos eram totalmente despressurizados. Ao fim do teste o biogás produzido dentro dos frascos também à análise de cromatografia gasosa para quantificação dos gases CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S pelo método descrito no item 4.2.2.

Uma Análise de Variância (ANOVA) seguida de um teste estatístico para comparação de médias (Teste de Tukey) ao nível de significância de 5%, sendo o cálculo da AME média do lodo foi feito com as três repetições realizado para cada lodo dentro do mesmo substrato. Os resultados foram expressos com letras maiúsculas e letras minúsculas. As letras maiúsculas refletem a comparação dos resultados obtidos entre os reatores (R1 e R2) dentro da mesma etapa (Etapa I ou Etapa II ou Etapa III) considerando o mesmo substrato. As letras minúsculas refletem a comparação dos resultados obtidos entre as etapas I, II e III para o mesmo reator (R1 ou R2) considerando o mesmo substrato. Para ambas as condições (letras maiúsculas ou minúsculas) as letras diferentes indicam que existe diferença estatística significativa com intervalo de confiança de 95% ( $p \leq 0,05$ ), já letras iguais indicam que a diferença estatística não foi significativa ( $p > 0,05$ ). A ANOVA e o Teste de Tukey foram realizados utilizando software AgroEstat.

### 4.3. RESULTADOS E DISCUSSÕES

#### 4.3.1. Desempenho operacional nas etapas I, II e III

A Tabela 8 apresenta a caracterização físico-química da ARS presente no TE1 (afluente aos reatores) durante o experimento, sendo importante destacar que não houve suplementação nem com alcalinizantes, nem com nutrientes, considerando-se apenas a composição natural.

**Tabela 8** – Valores médios e desvio padrão dos parâmetros utilizados para a caracterização da ARS afluente aos reatores UASB e UMSB nas etapas I, II e III.

Parâmetros	Média aritmética ± Desvio Padrão		
	Etapa I	Etapa II	Etapa III
DQO <sub>T</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	4996 ± 198	5369 ± 92	5133 ± 423
DQO <sub>P</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	3442 ± 298	4283 ± 503	4371 ± 434
DQO <sub>S</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	1554 ± 277	1086 ± 510	762 ± 196
DBO <sub>T</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	2777 ± 301	1923 ± 196	1689 ± 78
DBO <sub>P</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	1825 ± 501	1600 ± 139	1353 ± 94
DBO <sub>S</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	1254 ± 229	323 ± 153	337 ± 16
ST (mg L <sup>-1</sup> )	3936 ± 564	3788 ± 622	5129 ± 219
SST (mg L <sup>-1</sup> )	2519 ± 527	2575 ± 492	3604 ± 199
SSV (mg L <sup>-1</sup> )	1920 ± 535	1856 ± 392	2146 ± 401
NTK (mg L <sup>-1</sup> )	212,9 ± 45,5	205,8 ± 49,0	229,6 ± 47,5
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	98,3 ± 33,1	49,6 ± 22,5	45,0 ± 8,0
P <sub>T</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	140,2 ± 50,3	432,0 ± 111,8	93,7 ± 35,1
pH	6,43 ± 0,5	7,33 ± 0,4	7,32 ± 0,3
Alcalinidade (mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	422,0 ± 123,7	606,4 ± 34,4	721,5 ± 71,5
AGV (mgCH <sub>3</sub> COOH L <sup>-1</sup> )	792 ± 152,2	561,2 ± 79,4	512,3 ± 89,4
O&G (mg L <sup>-1</sup> )	1390,8 ± 503,4	897,4 ± 391,3	1830,0 ± 570,0
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	26,9 ± 11,8	9,4 ± 5,4	16,4 ± 5,5

Fonte: elaborada pelo autor.

As razões DQO<sub>P</sub>/DQO<sub>T</sub> na ARS foram 0,7 ± 0,1, 0,8 ± 0,1, 0,9 ± 0,0 nas etapas I, II e III, respectivamente. A alta concentração de matéria orgânica na forma de DQO<sub>P</sub> é em decorrência da alta concentração de SSV e é uma das principais características da matéria orgânica encontrada nas ARS, como já observado em outros estudos (JIANG, MENGMENG *et al.*, 2019; RAMIRES; OLIVEIRA, 2014). A razão DBO<sub>T</sub>/DQO<sub>T</sub>, que diz respeito a biodegradabilidade da ARS, foi de 0,7; 0,4; 0,3; modificações na biodegradabilidade ao longo dos meses que ocorriam o experimento. Essa variação na biodegradabilidade coincide com o

aumento na concentração de ST, em decorrência de mudanças nas instalações e alimentação dos animais, como também observado no estudo de URBINATI & OLIVEIRA (2014).

A qualidade do biogás gerado durante o processo de digestão anaeróbia, bem como a eficiência do processo é influenciada pela relação ótima entre matéria orgânica (C) e nitrogênio (N). A relação C/N do afluente foi em média  $24,4 \pm 6,3$ ;  $26,3 \pm 2,4$ ;  $22,4 \pm 1,8$  para as etapas I, II e III, respectivamente. Na literatura é reportado um intervalo ótimo de relação C/N entre 20 – 35:1 para a digestão anaeróbia e produção de metano (KAINTHOLA; KALAMDHAD; GOUD, 2019; KOTHARI *et al.*, 2014; PANG *et al.*, 2017). Uma alta relação C/N pode levar ao acúmulo de ácidos orgânicos (AGV) e consequente diminuição excessiva do pH, com azedamento do reator anaeróbio tornando o ambiente impróprio para as arqueias metanogênicas. Já a baixa relação C/N, estimula a amonificação do nitrogênio organicamente ligado e sua acumulação no meio na forma de  $N-NH_4^+/NH_3$ , aumentando o pH do efluente e exercendo efeito tóxico aos microrganismos metanogênicos. (WANG *et al.*, 2012). Como pode ser observado nas tabelas 4 e 5, o fato da relação C/N ter ficado dentro do intervalo ótimo não propiciou azedamento como pode ser comprovado na Tabela 5 através dos valores de pH e AGV do efluente de cada etapa, e nem o acúmulo de  $N-NH_4^+/NH_3$  como pode ser observado na Tabela 4, com base nas concentrações de  $N-NH_4^+$  no efluente do R1 e R2 em cada etapa. Portanto o substrato ofereceu boas condições para a anaerobiose e produção de metano durante todo o experimento.

A ARS alimentada continha, em média,  $1390,8 \pm 503,4$ ,  $897,4 \pm 391,3$  e  $1830,0 \pm 570,0$  de O&G nas etapas I, II e III, respectivamente. De acordo com Motteran (2013) altas concentrações de óleos e graxas (O&G) podem prejudicar a granulação do lodo em reatores anaeróbios pois estes compostos evoluem o grão reduzindo sua densidade com consequentemente flotação e lavagem com o efluente. Concentrações de O&G superiores a  $65 \text{ mg L}^{-1}$  podem causar problemas operacionais nas estações de tratamento, principalmente no tratamento primário e secundário (KICH; BÖCKEL, 2017).

Outro parâmetro a ser analisado no afluente é a relação entre DQO e  $SO_4^{2-}$ . O  $SO_4^{2-}$  encontrado na ARS é proveniente em sua maioria da degradação das proteínas utilizadas na ração animal, sendo que nesse trabalho a fonte proteica majoritária era farelo de soja utilizado na ração dos suínos. Esse  $SO_4^{2-}$  durante a DA pode ser reduzido a sulfeto dissolvido ( $S^{2-}$ ) em seguida reduzido a sulfeto de hidrogênio ( $H_2S$ ) pelas bactérias redutoras de sulfato (BRS) através do processo de sulfetogênese que é um processo competidor da metanogênese que pode levar a acidificação do reator (LI, YUE; CHEN; WU, 2019). De acordo com CRUZ-

SALOMÓN *et al.* (2017), o processo de sulfetogênese se sobressai a metanogênese com afluentes que possuam razões DQO/SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> menores que 10. A ARS possuiu razão DQO/SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> média acima de 200 durante todo o experimento o que impossibilitou a sulfetogênese não causando prejuízos a qualidade do biogás. Além disso, as análises de sulfeto dissolvido (S<sup>2-</sup>) no efluente dos reatores UASB e UMSB coletados ao longo do experimento nas etapas I, II e III indicaram a ausência desse composto na ARS. Portanto, a ARS utilizada não fornece condições para inibição da metanogênese em decorrência da redução de sulfato.

Os nutrientes presentes no efluente dos reatores UASB (R1) e UMSB (R2) foram quantificados durante o experimento (Tabela 9) para avaliar como influenciaram no desempenho e estabilidade do reator, na remoção de matéria orgânica e produção de metano.

**Tabela 9** – Valores médios e desvio padrão das concentrações de nutrientes no efluente dos reatores R1 e R2 durante as três etapas.

Nutriente	Etapa I		Etapa II		Etapa III	
	R1	R2	R1	R2	R1	R2
P <sub>T</sub> (mg L <sup>-1</sup> )	46,1 ± 20,9	51,4 ± 20,7	87,1 ± 31,0	67,4 ± 15,5	42,6 ± 18,7	39,2 ± 16,4
NTK (mg L <sup>-1</sup> )	201,6 ± 23,7	187,5 ± 21,0	117,6 ± 11,2	92,4 ± 36,4	67,2 ± 25,5	95,2 ± 39,7
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	156,9 ± 31,8	140,2 ± 26,0	63,1 ± 25,0	76,4 ± 29,2	78,1 ± 16,2	76,3 ± 12,0
SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> (mg L <sup>-1</sup> )	25,4 ± 8,0	24,7 ± 8,4	10,5 ± 4,3	10,6 ± 3,2	6,59 ± 1,4	10,43 ± 4,2

Fonte: elaborada pelo autor

As eficiências de P<sub>T</sub> para o R1 foram de 63,9 ± 18,7, 76,8 ± 6,8 e 54,5 ± 6,1 % para as etapas I, II e III, respectivamente. Para o R2, as remoções foram de 58,1 ± 24,1, 79,9 ± 6,2 e 58,1 ± 5,9 %, para as etapas I, II e III, respectivamente. Segundo Stazi e Tomei (2018) esses valores são considerados altos para um processo anaeróbio, sendo que essas remoções de P<sub>T</sub> estão atreladas principalmente a remoção de sólidos suspensos (Tabela 5), indicando que a remoção física foi o processo mais importante para redução das concentrações de P<sub>T</sub>, como também ocorreu no estudo de Urbinati e Oliveira (2014).

Diferentemente do que ocorreu com o P<sub>T</sub>, não houve variações significativas nas formas de nitrogênio presentes na ARS e no efluente dos R1 e R2. Apesar da amonificação nos dois reatores, as concentrações média de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup> tanto no R1, como no R2, nas três etapas, ficaram abaixo de 1700 mg L<sup>-1</sup>, limite para que não haja inibição da metanogênese (CHEN, YE; CHENG; CREAMER, 2008).

As concentrações de SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> nos efluentes dos R1 e R2 para cada etapa (Tabela 9) estão dentro da mesma faixa de concentração encontrada no afluente (Tabela 8) da respectiva

etapa, indicando que não houve conversão do  $\text{SO}_4^{2-}$  (sulfetogênese) durante a DA da ARS. Isso pode ser corroborado com as análises de sulfeto dissolvido ( $\text{S}^{2-}$ ) indicaram a ausência desse composto no efluente dos reatores, ao longo do experimento e pelas análises de cromatografia gasosa que detectaram  $\text{H}_2\text{S}$  no biogás, produzido pelos reatores durante as três etapas, mas com concentrações abaixo do limite de quantificação do método cromatográfico utilizado, sendo assim desconsideradas.

As médias e desvios padrões encontrados para os parâmetros relacionados a matéria orgânica e tamponamento nas três etapas para o R1 e R2 estão apresentados na Tabela 10.

**Tabela 10** – Valores médios e desvio padrão dos parâmetros analisados no efluente do R1 e do R2 ao longo de toda a etapa I, II e III.

Parâmetros	Etapa I		Etapa II		Etapa III	
	R1	R2	R1	R2	R1	R2
pH	7,8 ± 0,2	7,6 ± 0,2	7,7 ± 0,2	7,8 ± 0,2	7,7 ± 0,2	7,8 ± 0,2
AT (mgCaCO <sub>3</sub> L <sup>-1</sup> )	862,5 ± 129,0	822,8 ± 97,1	643,9 ± 63,7	589,1 ± 76,7	687,9 ± 61,5	706,4 ± 42,7
AGV (mgCH <sub>3</sub> COOH L <sup>-1</sup> )	259,5 ± 53,5	270,3 ± 37,2	151,6 ± 36,3	130,8 ± 56,7	122,5 ± 11,1	153,1 ± 25,6
DQO <sub>T</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	1223 ± 230	1307 ± 475	1098 ± 337	858 ± 207	1004 ± 300	1379 ± 680
DQO <sub>P</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	962 ± 252	977 ± 446	761 ± 299	546 ± 213	638 ± 285	1009 ± 693
DQO <sub>S</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	262 ± 37	367 ± 169	336 ± 74	312 ± 57	366 ± 116	280 ± 59
DBO <sub>T</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	774 ± 168	908 ± 238	251 ± 91	290 ± 149	428 ± 44	526 ± 73
DBO <sub>P</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	634 ± 163	679 ± 264	144 ± 66	139 ± 80	314 ± 37	435 ± 72
DBO <sub>S</sub> (mgO <sub>2</sub> L <sup>-1</sup> )	140 ± 29	230 ± 52	94 ± 20	87 ± 23	113 ± 18	91 ± 5
ST (mg L <sup>-1</sup> )	1903 ± 433	1966 ± 446	1592 ± 383	1398 ± 203	2408 ± 619	3494 ± 326
SST (mg L <sup>-1</sup> )	894 ± 434	969 ± 413	511 ± 200	447 ± 151	1130 ± 396	2135 ± 365
SSV (mg L <sup>-1</sup> )	624 ± 282	540 ± 268	313 ± 123	281 ± 99	466 ± 150	1124 ± 244

Fonte: elaborada pelo autor

Com base nos valores da Tabela 8, a ARS utilizada como afluente apresentou valores médios de AT abaixo do que os encontrados normalmente na literatura sobre tratamento de ARS. URBINATI e OLIVEIRA (2014) encontraram valores de AT entre 914 e 1091 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>, a ARS utilizada no estudo de LIM *et al.* (2016) apresentou valores médios de 9515,0 ± 805,5 mgCaCO<sub>3</sub> L<sup>-1</sup>. A AT afeta diretamente a manutenção do pH, parâmetro determinante para estabilidade da digestão anaeróbia. E apesar, da baixa alcalinidade em relação a outras ARS já pesquisadas e do pH da ARS afluente (Tabela 3) estar entre 6,3 e 7,8 ao longo das três etapas, o pH do efluente dos dois reatores (Tabela 5) aumentou, tornando-se

levemente alcalino (entre 7 e 8), com valores que não prejudicaram a digestão anaeróbia (PRAMANIK *et al.*, 2019).

Como pode ser observado na Tabela 8 e 10, ao se comparar as concentrações de AGV do afluente com as do efluente, durante as três etapas, é possível afirmar que houve um consumo de AGV no R1 e R2. Esse consumo de AGV também pode indicar uma alta taxa de metanogênese em relação à acidogênese (VRIEZE *et al.*, 2012). Apesar da degradação da matéria orgânica produzir AGVs que consomem a AT, a mesma é produzida novamente durante a etapa de metanogênese da digestão anaeróbia (MONTES *et al.*, 2019). Devido a isso, em processos de anaerobiose com alta eficiência, como no presente experimento, houve um aumento da AT.

Os valores de AT e AGV apresentados na Tabela 10 apresentam-se dentro da faixa encontrada em outros trabalhos que utilizaram reatores anaeróbios para tratamento de ARS que operaram com eficiências acima de 80% de remoção de matéria orgânica e com produção de metano (MOTTERAN; PEREIRA; CAMPOS, 2013; NEVES *et al.*, 2015; OLIVEIRA, JACINEUMI FALCÃO DE *et al.*, 2020). A manutenção do pH no efluente do R1 e R2, provavelmente ocorreu devido ao excesso da AT em relação a concentração de AGV no efluente dos reatores, com relações AGV/AT, na etapa I, de 0,3 e 0,4 para R1 e R2 respectivamente e nas etapas II e III, de 0,2 para ambos os reatores. Portanto, não foram observadas diferenças significativas no pH, AT e AGV entre os meios microaeróbios e anaeróbios, com também já foi observado por (NGHIEM *et al.*, 2014).

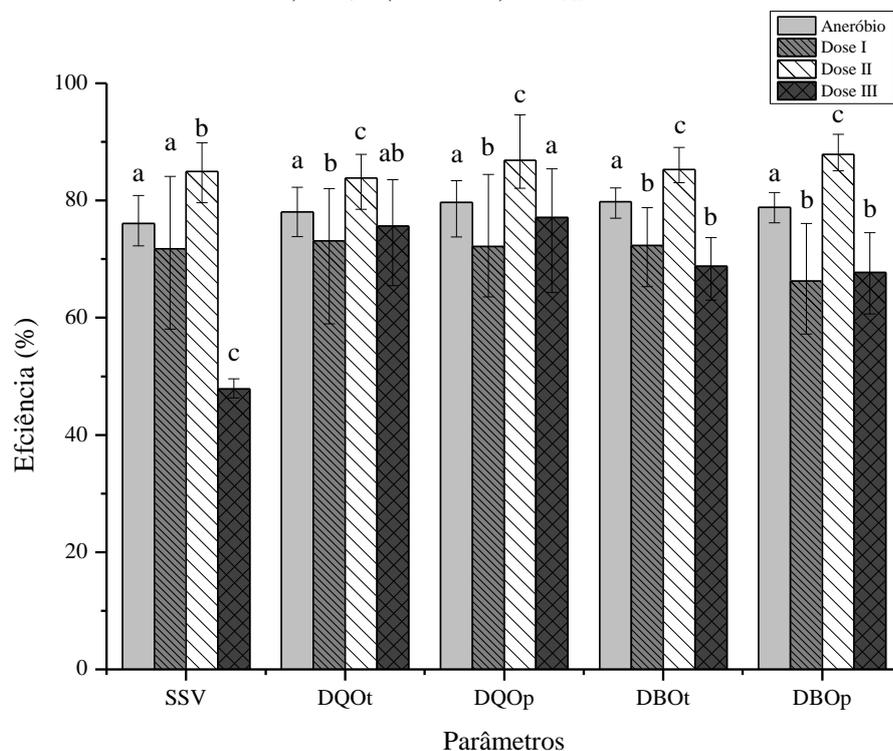
Analisando o desempenho geral de cada reator separadamente ao longo das etapas, nota-se que o R1 obteve as melhores eficiências de remoção de SSV, DBO<sub>T</sub> e DBO<sub>P</sub> na Etapa II, com eficiências de  $83,8 \pm 3,2 \%$ ,  $88,9 \pm 0,6 \%$  e  $92,7 \pm 0,9 \%$ , respectivamente e na Etapa III para as remoções de DQO<sub>T</sub> e DQO<sub>P</sub>, com eficiências de  $80,1 \pm 2,3 \%$  e  $85,4 \pm 3,6 \%$ , respectivamente. Já o R2 obteve, para todos os parâmetros, seu melhor desempenho na remoção de matéria orgânica na Etapa II, com remoções de SSV, DQO<sub>T</sub>, DQO<sub>P</sub>, DBO<sub>T</sub> e DBO<sub>P</sub> de  $85,0 \pm 3,5 \%$ ,  $83,2 \pm 2,7 \%$ ,  $86,9 \pm 3,7 \%$ ,  $85,3 \pm 1,9 \%$ ,  $87,8 \pm 1,9 \%$ .

Na Etapa III, o R1 obteve maior eficiência de remoção de todos os parâmetros analisados. A maior diferença foi na remoção de SSV, neste caso o R1 teve uma eficiência de remoção de  $77,53 \pm 9,7 \%$ , enquanto que o R2 teve apenas  $47,8 \pm 1,6 \%$ . A menor remoção de SSV no R2 coincide com as maiores concentrações de ST e SST em seu efluente, que pode ser em decorrência de um *washout* da biomassa do reator e/ou a maior concentração nas frações de sólidos presentes no afluente, acarretando em maiores concentrações das frações de DQO e

DBO no efluente do reator microaerado. Bem como, a microaeração, devido a presença de oxigênio, proporciona um ambiente mais energético e com maior crescimento microbiano que no meio anaeróbico (NGUYEN; KHANAL, 2018). O que corrobora para a alta presença de sólidos no efluente do R2 na Etapa III ter sido ocasionado por um *washout*.

Como já exposto, o principal desafio para a digestão anaeróbia da ARS é a alta concentração da matéria orgânica complexa na forma de DQO<sub>P</sub>, DBO<sub>P</sub> e SSV, que tornam a hidrólise uma etapa limitante para a eficiência do tratamento. A Figura 9 mostra o efeito da dose de microaeração na eficiência de remoção da matéria orgânica complexa (SSV, DQO<sub>P</sub> e DBO<sub>P</sub>) e total (DQO<sub>T</sub> e DBO<sub>T</sub>).

**Figura 9** – Análise comparativa entre as eficiências médias de remoção de matéria orgânica da ARS quando submetida a doses de microaeração: Dose 0 (anaeróbio) 2 (Dose I), 3,8 (Dose II) e 5,6 (Dose III) mL<sub>Ar</sub> min<sup>-1</sup>



Fonte: elaborada pelo autor.

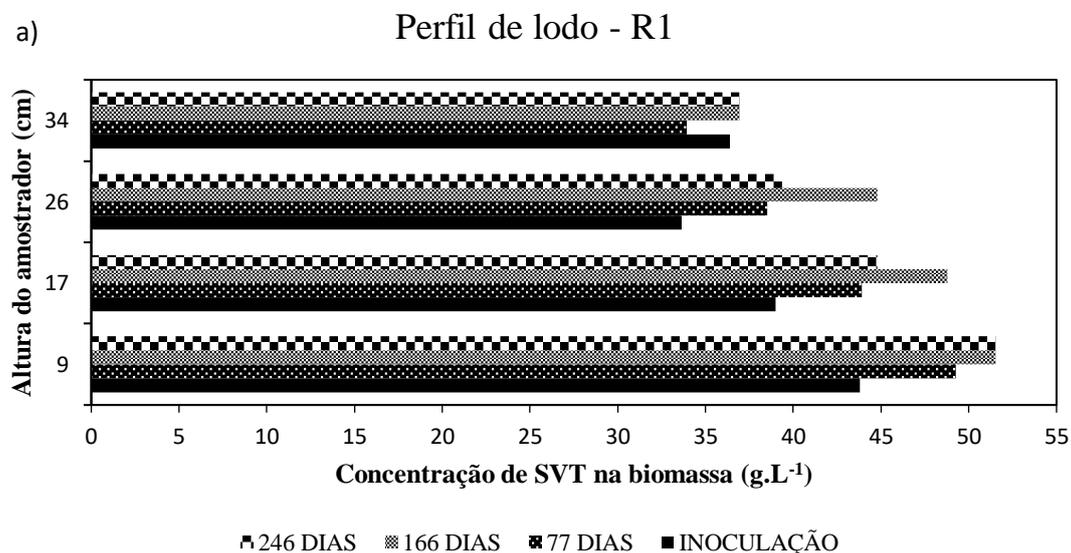
A Figura 9 comprova que as condições de anaerobiose podem remover de matéria orgânica com eficiência equivalente a de um processo de microaeração, pois ao comparar as condições anaeróbicas com outras doses de microaeração, utilizando o teste Tukey, observou-se que os resultados não se diferem estatisticamente a 5% ( $p > 0,05$ ) nos seguintes casos: anaeróbio em relação a Dose I para remoção de SSV e anaeróbio em relação a Dose III para remoção de DQO<sub>T</sub> e DQO<sub>P</sub>. Já para remoção de DBO<sub>T</sub> e DBO<sub>P</sub> observou-se que os resultados obtidos para

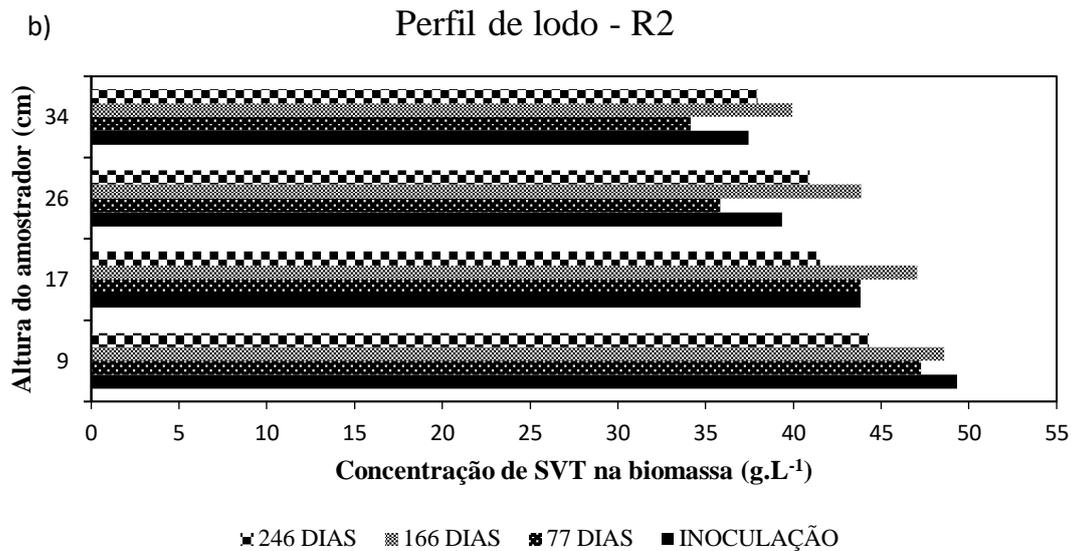
a condição anaeróbia se diferem estatisticamente a 5% ( $p < 0,05$ ) dos resultados obtidos para as doses I, II e III, sendo que para a remoção desses parâmetros a condição anaeróbia mostrou-se superior as condições de microaeração oferecidas pelas doses I e III. Ao analisar a Figura 9, nota-se que para as eficiências de remoção de SSV,  $DQO_T$ ,  $DQO_P$ ,  $DBO_T$ ,  $DBO_P$  a dose de microaeração de  $3,8 \text{ mL}_{Ar} \text{ min}^{-1}$  (Dose II), foram as maiores obtidas em todo o experimento, sugerindo que esta dose de microaeração pode otimizar a remoção da matéria orgânica complexa.

#### 4.3.2 Produção de lodo e metano

Para um entendimento da evolução no desempenho dos reatores é importante o estudo do desenvolvimento da biomassa. Para isso, um importante parâmetro foi a análise de perfil de lodo realizado no dia 0 (início da Etapa I),  $77^\circ$  (final da Etapa I),  $166^\circ$  (final da Etapa II),  $264^\circ$  (final da Etapa III) apresentada na Figura 10.

**Figura 10** – Evolução de perfil dos reatores R1 (a) e R2 (b) do início do experimento e ao longo das etapas do experimento.





Analisando a Figura 10a observa-se que após as etapas I e II no R1 foi observado um crescimento do lodo ao longo da altura do reator UASB, indicado pelo aumento da concentração de SVT nos amostradores. Já no final da Etapa III neste mesmo reator foi observado que as concentrações nos amostradores 1 e 4 se mantiveram equivalente e nos amostradores 2 e 3 se mantiveram menores as encontradas na Etapa II. Acredita-se que essa pouca estratificação do lodo na altura do reator tenha sido provocado pela varredura (*washout*) do lodo que ocorre naturalmente. O *washout* da biomassa ocorre quando a taxa de retenção de celular é menor que o taxa de se crescimento (VANWONTERGHEM *et al.*, 2015). Já para o R2 (Figura 10b) foram observadas redução na concentração de SVT do lodo tanto ao final da Etapa I quanto ao final da Etapa III, indicando que só durante a Etapa II houve acúmulo da biomassa.

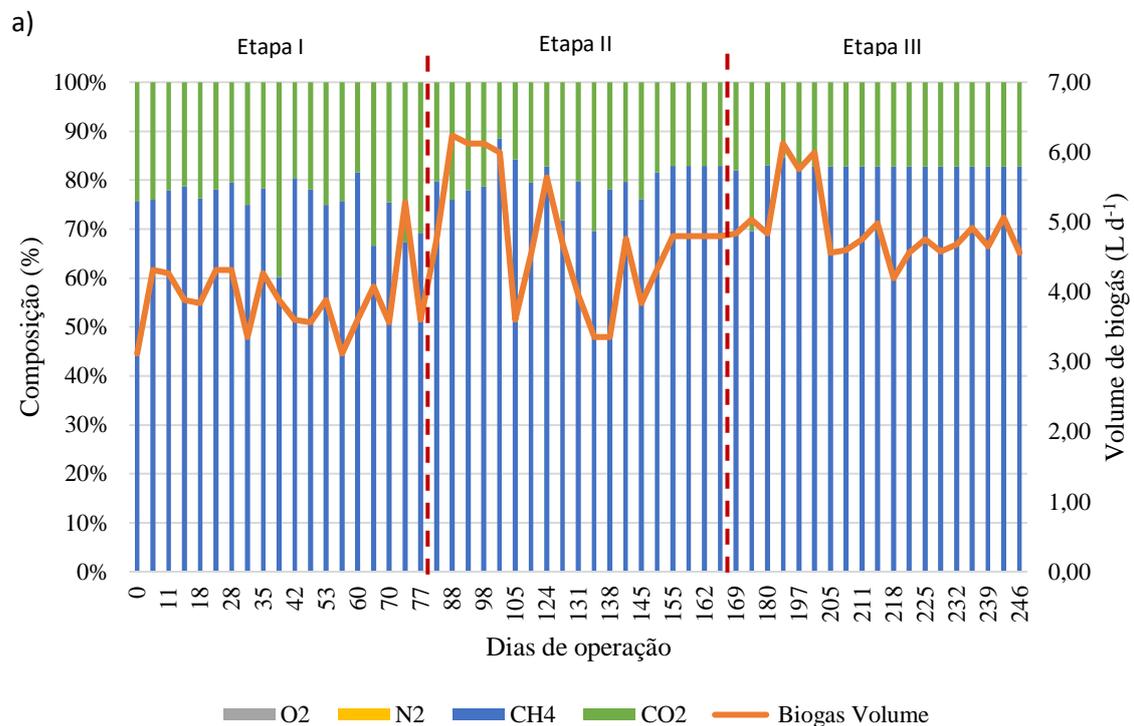
Após 166 dias de operação (final da Etapa II) do R1 e R2, foram observadas as maiores concentrações de SVT do lodo ao longo da altura dos reatores em todos os 4 amostradores, com destaque para as maiores concentrações de SVT na região do primeiro amostrador (9 cm da base) com concentração média do lodo de 5,3% v/v (Figura 10a) e 4,7% v/v (Figura 10b) em termo de SVT para o R1 e R2, respectivamente. O aumento da concentração de SVT na base indica a presença de um lodo mais denso nessa região, característica marcante dos grânulos formados em reatores UASB. Jijai *et al.* (2015) observaram grande influência da formação de grânulos no desempenho na remoção de matéria orgânica e produção de biogás em reator UASB tratando efluente sanitário, isso pode ajudar a

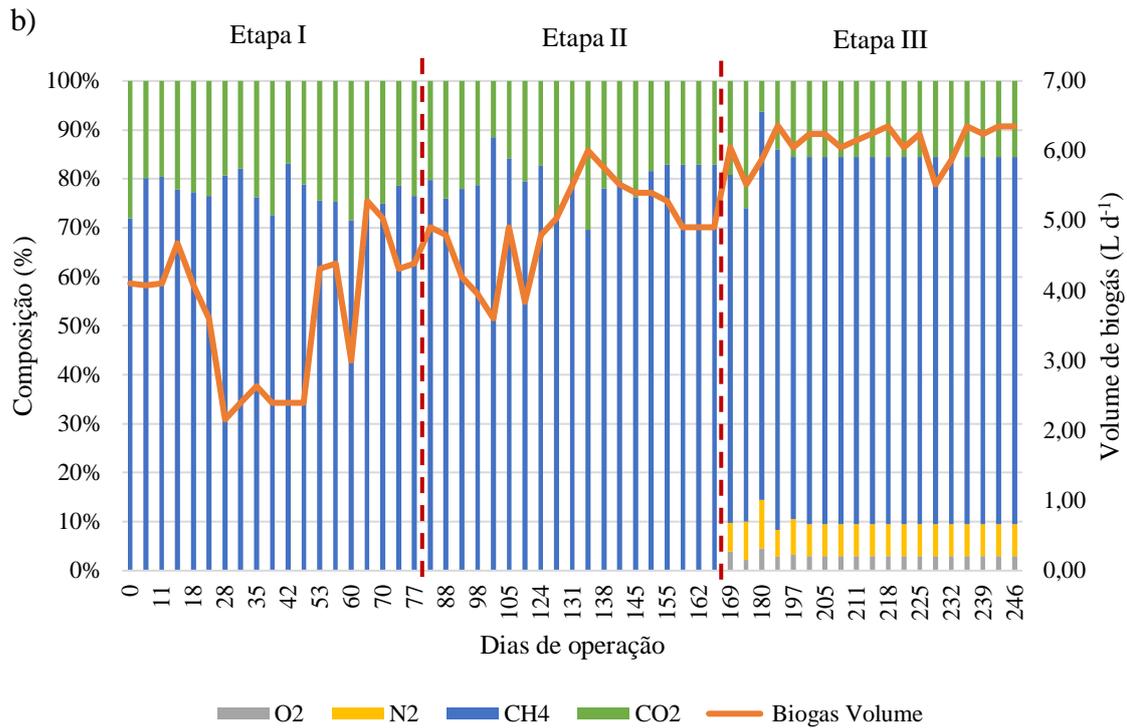
justificar também os melhores valores de eficiência de remoção encontrados para a Etapa II (Dose II) como mostrado na Tabela 7 e Figura 9.

Na Etapa III foi observada a diminuição de concentração de SVT ao longo de toda a altura do R2, principalmente nos dois amostradores mais próximos a base. Jiang *et al.* (2018), em um estudo de digestão de lodo em tanque microaerado, observaram uma produção de lodo dez vezes menor que a observada no R2. Há que se considerar também as diferentes características dos substratos analisados. Já em estudo realizado em escala real em digestores microaerobios na Europa Central, foram observadas pequenas deflações das razões SVT/ST do lodo microaerobio em relação ao aeróbio (JENÍČEK *et al.*, 2017). Os autores do estudo, do ponto de vista estatístico, não consideraram uma diferença significativa.

A Figura 11 mostra produção volumétrica de biogás e composição do mesmo ao longo das três etapas do reator UASB (Figura 10a) e reator UMSB (Figura 10b).

**Figura 11** – Composição e produção volumétrica do biogás produzido do R1 (a) e R2 (b) nas etapas I, II e III.





Fonte: elaborada pelo autor.

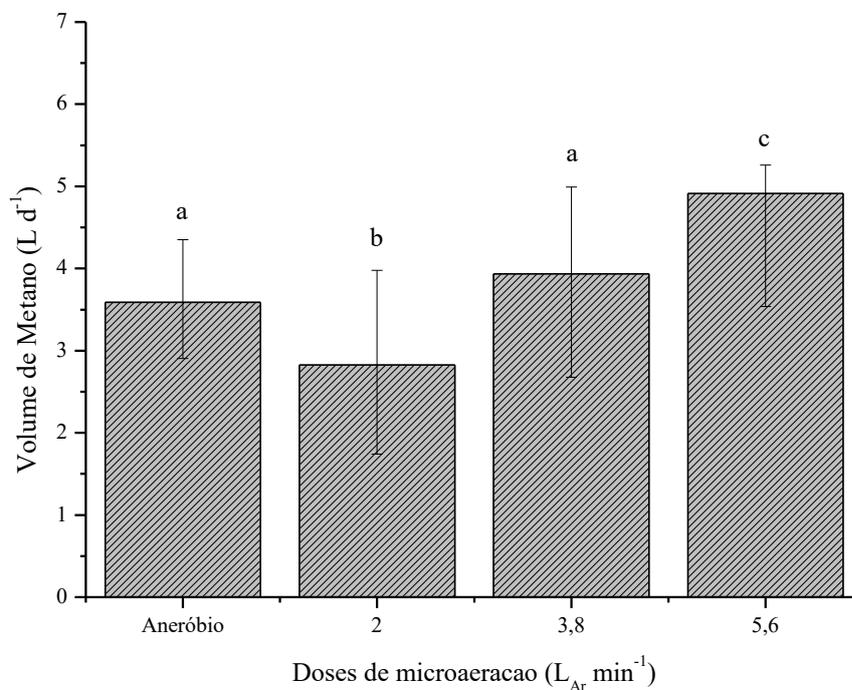
Apesar da queda de remoção de matéria orgânica em relação a Etapa II, a produção de metano foi maior, para ambos os reatores, na Etapa III. A maior alcalinidade e maior relação AT/AGV no afluente e o alto consumo de ácidos pelos reatores na última etapa pode ter proporcionado maior estabilidade para a metanogênese no sistema. Na Etapa III o R1 teve concentração média de 82 % de metano no biogás, com taxa de produção específica de  $178,5 \pm 28,4 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ Kg}_{\text{DQOremovida}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ . Já o R2 teve uma menor concentração média de metano, 80,3 %, devido a presença de O<sub>2</sub> e N<sub>2</sub> no biogás (Figura 4), em decorrência da maior dose de ar aplicada no reator. No entanto, o R2 obteve maior taxa de produção específica  $281,2 \pm 47,5 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ kg}_{\text{DQOremovida}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ . Ambos os reatores produziram biogás com alto valor energético, tendo em vista que um biogás com valor energético mínimo deve possuir 45% de metano em sua composição (CRUZ-SALOMÓN *et al.*, 2017).

Os valores de produção específica de metano do R1 e R2 foram similares aos encontrados na literatura sobre tratamento anaeróbico de ARS. Duda *et al.* (2015), em um experimento com reator anaeróbico horizontal operando sob COV de  $12 \text{ kg}_{\text{DQO}} \text{ m}^{-3} \text{ d}^{-1}$ , obtiveram uma produção específica de  $250 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ kg}_{\text{DQOremovida}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ . Song *et al.* (2010) trataram águas residuais de suínos em um reator UASB e obtiveram 280, 330, 310 e 290  $\text{L}_{\text{CH}_4} \text{ Kg}_{\text{DQOremovida}}^{-1} \text{ d}^{-1}$ , com TDHs mais elevados do que os usados neste estudo: 7,0, 6,4, 5,0 e 3,5 d, respectivamente.

Como já exposto, o reator UMSB teve maior produção de metano, em valores absolutos e relativos, que o reator UASB. Diversos estudos já utilizaram a microaeração como estratégia de aumento da produção de metano durante a DA. Lim e Wang (2013), em estudo dos efeitos da microaeração na co-digestão de água marrom e resíduos alimentares, obtiveram produções acumulada de metano de  $318 \pm 8 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ kgSV}_{\text{aplicado}}^{-1}$  e  $258 \pm 15 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ kgSV}_{\text{aplicado}}^{-1}$ , para o tratamento microaerábico e anaeróbico, respectivamente. Ruan *et al.* (2019), ao comparar o desempenho de dois reatores de tanque com agitação contínua, um com lodo anaeróbico e outro com lodo previamente microaerado, constatou que a microaeração não só aumentou a produção de biogás, mas também melhorou o conteúdo de metano no biogás até certo ponto.

A microaeração é usada durante toda a DA para melhorar a estabilidade e o desempenho do sistema AD e aumentar o crescimento de metanogêneses e o rendimento de metano (CHEN, QING *et al.*, 2020). A microaeração também afeta diretamente a etapa de produção de metano, modificando a via metanogênica dominante. Com a capacidade de aumentar a produção de metano via hidrogenotrófica (NGUYEN; KHANAL, 2018). A Figura 12 mostra o efeito da dose de microaeração na produção volumétrica do metano.

**Figura 12** – Efeito da anaerobiose e de diferentes doses de microaeração na produção volumétrica de metano.



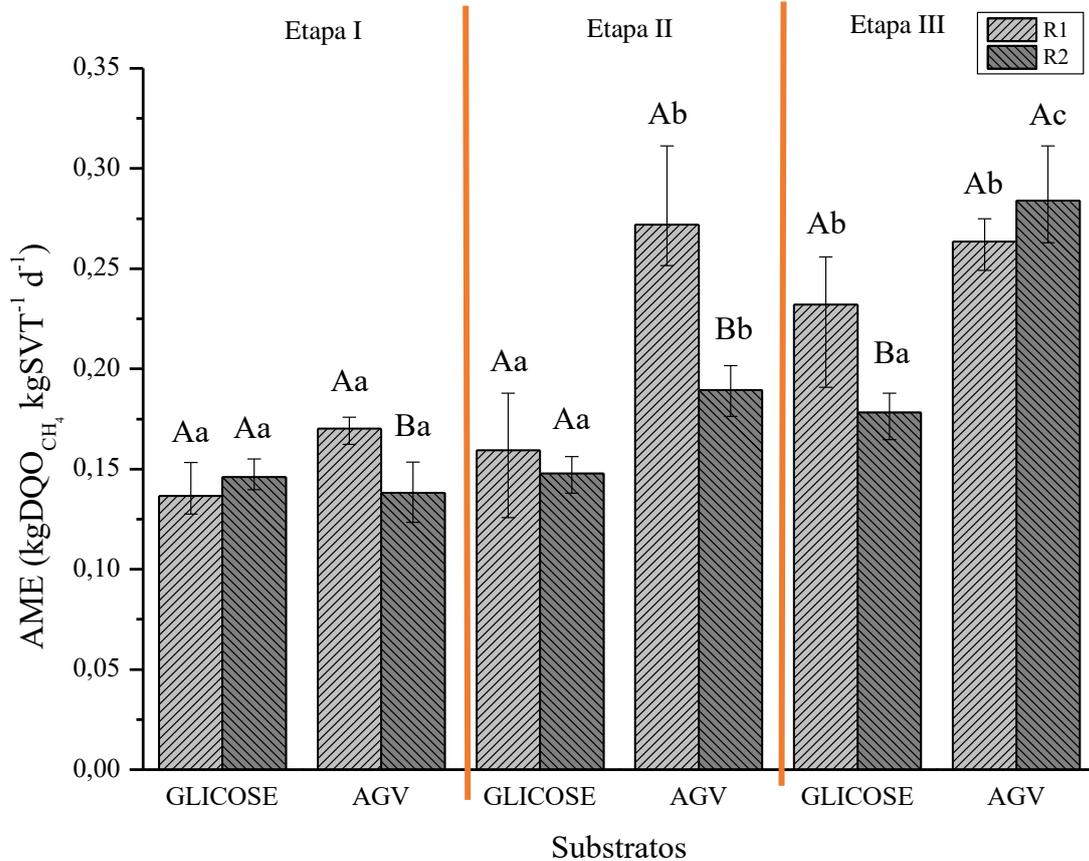
Fonte: elaborada pelo autor.

Analisando a Figura 12 é possível perceber que os resultados da produção volumétrica de metano em condições anaeróbias não se diferem estatisticamente a 5% ( $p > 0,05$ ) da produção volumétrica de metano encontrada na Etapa II (dose de microaeração de  $3,8 L_{AR} L_{ARS} d^{-1}$ ). Os resultados de produções volumétricas de metano encontradas para as Doses I e III se diferem estatisticamente a 5% ( $p \leq 0,05$ ) entre si e dos resultados encontrado para a condição anaeróbia e Dose II. Com base na Figura 5 é possível afirmar que a Dose I diminuiu a produção volumétrica de metano quando comparada a condição anaeróbia e a condição microaeróbia oferecida pelas doses II e III. Já a Dose III propiciou produções volumétricas de metano superiores a da condição anaeróbia e microaeróbias encontradas nas doses I e II. Visto o exposto, a dose de microaeração de  $5,6 mL_{Ar} min^{-1}$  pode ser considerada a dose ótima para aumentar produção volumétrica de metano.

#### **4.3.5 Atividades biológicas dos lodos anaeróbio e microaerobio**

Analisando os frascos do controle endógeno foi constatado que a concentração de metano estava abaixo do limite de quantificação do método utilizado, portanto não houve produção significativa de metano no controle endógeno, indicando que as produções encontradas nos biorreatores (Figura 13) foram referentes as conversões apenas de cada substrato. A ANOVA realizada comparando cada lodo para o mesmo substrato indicou que havia diferenças estatísticas significativas entre os lodos. Para identificar essas diferenças foi utilizado o teste de Tukey a 5% de probabilidade para comparação dos valores de AME dos lodos considerando o mesmo substrato (Figura 13).

**Figura 13** – Resultados do ensaio de Atividade Metanogênica Específica dos lodos anaeróbio e microaeróbio coletados no final das etapas I, II e III.



Legenda: \*As letras maiúsculas (A, B, C) refletem a comparação dos resultados obtidos entre os reatores (R1 e R2) dentro da mesma etapa (Etapa I ou Etapa II ou Etapa III) considerando o mesmo substrato.\*\*As letras minúsculas (a, b, c) refletem a comparação dos resultados obtidos entre as etapas I, II e III para o mesmo reator (R1 ou R2) considerando o mesmo substrato.

Fonte: elaborada pelo autor.

Os resultados encontrados para a AME dos lodos coletados no R1 (Figura 12) são semelhantes ao experimento de Jiang *et al.* (2019), que analisaram os efeitos de diferentes temperaturas no tratamento de ARS em reatores anaeróbios de auto agitação, com valores de AME de 0,15, 0,20 e 0,49  $\text{kgDQO}_{\text{CH}_4} \text{kgSVT}^{-1} \text{d}^{-1}$  para temperaturas de 15, 20 e 25 °C.

Ao comparar a AME (Figura 12) do R1 com a do R2 (letras maiúsculas) dentro das etapas I e II para o substrato glicose, nota-se que os valores de AME não se diferem estatisticamente pelo teste de Tukey a 5% ( $p > 0,05$ ), sugerindo que a atividade microrganismos fermentativos (acidogênicos), sintróficos (acetogênicos) e arqueias metanogênicas do lodo anaeróbio é estatisticamente igual a de um lodo microaerado na doses de 2,0 ou 3,8  $\text{mL}_{\text{Ar}} \text{min}^{-1}$ . Todavia, ao realizar a mesma comparação (R1 com R2 para o substrato glicose) na Etapa III

observa-se que a atividade microrganismos fermentativos (acidogênicos), sintróficos (acetogênicos) e arqueias metanogênicas do lodo anaeróbio é estatisticamente diferente ( $p \leq 0,05$ ) e maior que a do lodo microaerado na doses de  $5,6 \text{ mL}_{Ar} \text{ min}^{-1}$ , indicando que essa dose foi prejudicial a atividade dos grupos de microrganismos supracitados.

Ao comparar a AME (Figura 12) do R1 com a do R2 (letras maiúsculas) dentro das etapas I e II para o substrato AGV, nota-se que os valores de AME se diferem estatisticamente pelo teste de Tukey a 5% ( $p \leq 0,05$ ), sugerindo que a atividade microrganismos acetogênicos e arqueias metanogênicas do lodo anaeróbio é maior que a do lodo microaerado na doses de 2 ou  $3,8 \text{ mL}_{Ar} \text{ min}^{-1}$ . Todavia, ao realizar a mesma comparação (R1 com R2 para o substrato AGV) na Etapa III observa-se que a atividade microrganismos acetogênicos e arqueias metanogênicas do lodo anaeróbio não se diferem estatisticamente pelo teste de Tukey a 5% ( $p > 0,05$ ), do lodo microaerado na dose de  $5,6 \text{ mL}_{Ar} \text{ min}^{-1}$ . Diferente do que foi observado para o substrato glicose a dose de  $5,6 \text{ mL}_{Ar} \text{ min}^{-1}$  não apresentou o valor da AME menor quando comparado ao lodo anaeróbio, isso indica que essa dose de microaeração afeta a atividade acidogênica e não a metanogênica. Essa inferência foi feita, considerando que para o carbono da glicose ser transformado em metano, primeiramente precisa ser convertida para AGVs (atividade acidogênica) em seguida para acetato e  $\text{H}_2$  pelos microrganismos sintróficos (acetogênicos) e só depois disso é convertido em metano pelas arqueias metanogênicas. Já o carbono presente no substrato AGVs não precisa passar pela atividade acidogênica, sendo convertido a metano sem prejuízos apresentando o mesmo valor de AME do lodo anaeróbio.

A comparação estatística dentro do mesmo substrato (que representa a atividade biológica de um grupo de microrganismos) mostrada na Figura 12 permitiu inferir que para o substrato glicose (letras minúsculas) os valores de AME para as doses de microaeração de 2,0, 3,8 e  $5,6 \text{ mL}_{AR} \text{ min}^{-1}$  não se diferem estatisticamente pelo teste de Tukey a 5% ( $p > 0,05$ ).

Entretanto, para o substrato AGV (letras minúsculas) os valores de AME para as doses de microaeração de 2; 3,8 e  $5,6 \text{ mL}_{AR} \text{ min}^{-1}$  apresentaram diferenças estatisticamente significativas pelo teste de Tukey a 5% ( $p \leq 0,05$ ), indicando a dose de  $5,6 \text{ mL}_{AR} \text{ min}^{-1}$  promoveu a maior atividade acetogênica/metanogênica dentre os lodos microaerados que receberam diretamente AGV. Nesse sentido acredita-se que a microaeração pode aumentar a capacidade da biomassa de usar acetato e hidrogênio para produzir metano e assim afetar diretamente a etapa de produção de metano. Isso mostra que a microaeração pode ser aplicada com sucesso tanto em reatores biológicos que recebem substrato complexo para hidrólise (como

foi mostrado no capítulo anterior) quanto em reatores metanogênicos que recebem substratos semelhantes aos AGVs, ou seja, já fermentados em reatores acidogênicos.

#### 4.4 CONCLUSÕES

O processo microaeróbio mostrou-se melhor do que o processo anaeróbio para remoção de matéria orgânica. Quando o primeiro é operado com dose de microaeração de  $3,8 \text{ mL}_{\text{AR}} \text{ min}^{-1}$  pode chegar a valores máximos de remoção de matéria orgânica em termos de SSV,  $\text{DQO}_{\text{T}}$ ,  $\text{DQO}_{\text{P}}$ ,  $\text{DBO}_{\text{T}}$  e  $\text{DBO}_{\text{P}}$  de  $85,0 \pm 3,5 \%$ ,  $83,2 \pm 2,7 \%$ ,  $86,9 \pm 3,7 \%$ ,  $85,3 \pm 1,9 \%$ ,  $87,8 \pm 1,9 \%$ , respectivamente.

A Dose de microaeração de  $5,6 \text{ mL}_{\text{AR}} \text{ min}^{-1}$  promoveu o *wash out* do lodo diminuindo a concentração de SVT no perfil do reator, todavia, propiciou mais energia ao sistema aumentando a produção volumétrica do metano que atingiu valores médios de  $5 \text{ L}_{\text{CH}_4} \text{ d}^{-1}$ , ou seja, valor 1,5 vezes maior encontrado para o reator anaeróbio (R1) operado com a mesma COV, TDH e substrato.

Considerando as três doses de microaeração testadas, a dose de  $5,6 \text{ mL}_{\text{AR}} \text{ min}^{-1}$  estimulou a atividade acetogênica/metanogênica frente ao uso de AGV como substrato, atingindo valor médio de  $0,28 \text{ gDQO}_{\text{CH}_4} \text{ gSVT}^{-1} \text{ d}^{-1}$ . Todavia essa mesma dose não afetou positivamente a atividade acidogênica do lodo microaeróbio quando comparado a do lodo anaeróbio, frente ao uso da glicose como substrato.

## 5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Em relação a pergunta de pesquisa que levou ao desenvolvimento do trabalho “Com o foco na remoção da matéria orgânica da água residuária de suinocultura, o reator microaeróbio pode substituir o reator anaeróbio já consolidado como tecnologia energética para ideal para converter a matéria orgânica em metano?”, acreditamos que a resposta seria sim! Isso porque a hipótese levantada para realização do trabalho foi aceita.

Os resultados indicaram que com a dose de microaeração correta é possível obter em um reator microaeróbio maiores taxas de hidrólise da matéria orgânica particulada, maior eficiência de remoção da matéria orgânica presente (DQO, DBO e SSV) e produção volumétrica de metano, quando comparado ao processo anaeróbio estrito. Nesse sentido, suinoculturas que utilizam o processo anaeróbio em um estágio pode substituí-lo por um reator microaeróbio com dose de microaeração de  $3,8 \text{ mL}_{\text{AR}} \text{ min}^{-1}$ , sem prejuízos ao desempenho operacional e produção de bioenergia.

Já para suinoculturas que utilizem o processo anaeróbio em dois estágios (dois reatores operando em série), os resultados obtidos ao longo desse estudo sugerem que o reator microaeróbio que opere com doses de microaeração de  $3,8 \text{ mL}_{\text{AR}} \text{ min}^{-1}$  e até de  $5,6 \text{ mL}_{\text{AR}} \text{ min}^{-1}$  pode maximizar a eficiência de um sistema de tratamento quando utilizado como primeiro estágio. Isso porque o reator microaeróbio no primeiro estágio com as doses de microaeração supracitadas proporcionaria maior hidrólise da matéria orgânica particulada, enquanto que no segundo reator haveria uma maior degradação completa da matéria orgânica e consequente maior produção de metano.

Ainda nesse contexto, embora os resultados desse trabalho sejam promissores e contribuam para a implementação da tecnologia de miceroaeração em escala piloto e/ou escala real em suinoculturas, ainda são necessários estudos referentes à demanda energética para manutenção do compressor que realiza a microaeração.

## REFERÊNCIAS

- ABBASI, Tasneem; ABBASI, S A. Formation and impact of granules in fostering clean energy production and wastewater treatment in upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactors. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, n. 3, p. 1696–1708, 2012.
- ABPA. **Relatório Anual 2020**. *Associação Brasileira de Proteína Animal*. [S.l: s.n.], 2020. Disponível em: <http://abpa-br.org/relatorios/>.
- ALOU, M. T. *et al.* Taxonogenomic description of four new *Clostridium* species isolated from human gut: ‘*Clostridium amazonitimonense*’, ‘*Clostridium merdae*’, ‘*Clostridium massilidielmoense*’ and ‘*Clostridium nigeriense*’. **New Microbes and New Infections**, v. 21, p. 128–139, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.nmni.2017.11.003>.
- ANGELIDAKI, I. *et al.* Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: A proposed protocol for batch assays. **Water Science and Technology**, v. 59, n. 5, p. 927–934, 2009.
- APHA. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 22. ed. Washington, DC, USA.: Amer Public Health Ass, 2012.
- BAUCHART-THEVRET, Caroline *et al.* Sulfur amino acid deficiency upregulates intestinal methionine cycle activity and suppresses epithelial growth in neonatal pigs. **American Journal of Physiology - Endocrinology and Metabolism**, v. 296, n. 6, p. 1239–1250, 2009.
- BUCHAUER, Konrad. A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to waste-water and sludge treatment processes. **Water SA**, v. 24, n. November, p. 49–56, 1998.
- CAO, Shu Juan *et al.* *Cloacibacterium rupense* sp. nov., isolated from freshwater lake sediment. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 60, n. 9, p. 2023–2026, 2010.
- CHEN, Chun-yen *et al.* Cultivating *Chlorella sorokiniana* AK-1 with swine wastewater for simultaneous wastewater treatment and algal biomass production. **Bioresource Technology**, v. 302, n. January, p. 122814, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122814>.
- CHEN, Qing *et al.* Review on microaeration-based anaerobic digestion : State of the art , challenges , and prospectives. **Science of the Total Environment**, v. 710, p. 136388, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.136388>.
- CHEN, Ye; CHENG, Jay J; CREAMER, Kurt S. Inhibition of anaerobic digestion process : A review. **Bioresource Technology**, v. 99, p. 4044–4064, 2008.
- CHENG, D. L.; NGO, H. H.; GUO, W. S.; LIU, Y. W.; *et al.* Bioprocessing for elimination antibiotics and hormones from swine wastewater. **Science of the Total Environment**, v. 621, p. 1664–1682, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.10.059>.

- CHENG, D. L.; NGO, H. H.; GUO, W. S.; CHANG, S. W.; *et al.* Problematic effects of antibiotics on anaerobic treatment of swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 263, n. May, p. 642–653, 2018.
- CHENG, D L; NGO, H H; GUO, W S. Microalgae biomass from swine wastewater and its conversion to bioenergy. **Bioresource Technology**, v. 275, n. December 2018, p. 109–122, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2018.12.019>.
- CHENG, Dongle *et al.* Removal process of antibiotics during anaerobic treatment of swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 300, n. November 2019, p. 122707, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122707>.
- CHENG, Hai Hsuan *et al.* Recent advancement on biological technologies and strategies for resource recovery from swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 303, n. 1, p. 122861, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.122861>.
- CRUZ-SALOMÓN, A. *et al.* Biogas production from a native beverage vinasse using a modified UASB bioreactor. **Fuel**, v. 198, p. 170–174, 2017.
- DI AK, James; ÖRMECI, Banu; KENNEDY, Kevin J. Effect of micro-aeration on anaerobic digestion of primary sludge under septic tank conditions. **Bioprocess and Biosystems Engineering**, v. 36, p. 417–424, 2013.
- DUDA, Rose Maria *et al.* A balanced microbiota efficiently produces methane in a novel high-rate horizontal anaerobic reactor for the treatment of swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 197, p. 152–160, 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2015.08.004>.
- FAO. Overview of global meat market developments in 2019. **Meat Market Review**, n. April, p. 1–11, 2020.
- FENG, Lu *et al.* Removal of antibiotics during the anaerobic digestion of pig manure. **Science of the Total Environment**, v. 603–604, p. 219–225, 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.05.280>.
- FITAMO, Temesgen *et al.* Microbial population dynamics in urban organic waste anaerobic co-digestion with mixed sludge during a change in feedstock composition and different hydraulic retention times. **Water Research**, v. 118, p. 261–271, 2017. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2017.04.012>.
- FU, Shan-fei *et al.* Impacts of microaeration on the anaerobic digestion of corn straw and the microbial community structure. **Chemical Engineering Journal**, v. 287, p. 523–528, 2016.
- GARCÍA, Dimas *et al.* Comparative evaluation of piggery wastewater treatment in algal-bacterial photobioreactors under indoor and outdoor conditions. **Bioresource Technology**, v. 245, n. July, p. 483–490, 2017. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.08.135>.
- HAHNKE, Sarah *et al.* Description of *Proteiniphilum saccharofermentans* sp. nov., *Petrimonas mucosa* sp. nov. and *Fermentimonas caenicola* gen. nov., sp. nov., isolated from mesophilic laboratory-scale biogas reactors, and emended description of the genus

Proteiniphilum. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 66, n. 3, p. 1466–1475, 2016.

HIRAIISHI, Akira. Brachymonas . **Bergey's Manual of Systematics of Archaea and Bacteria**, p. 1–4, 2015.

HYUN, Dong Wook *et al.* Cloacibacterium haliotis sp. nov., isolated from the gut of an abalone, Haliotis discus hannai. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 64, n. PART 1, p. 72–77, 2014.

JENÍČEK, P. *et al.* Simple biogas desulfurization by microaeration – Full scale experience. **Anaerobe**, v. 46, p. 41–45, 2017. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.anaerobe.2017.01.002>.

JIANG, Lu-man *et al.* Sludge reduction by a micro-aerobic hydrolysis process : A full-scale application and sludge reduction mechanisms. **Bioresource Technology**, v. 268, n. July, p. 684–691, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2018.08.070>.

JIANG, Mengmeng *et al.* Influence of operation conditions on methane production from swine wastewater treated by a self-agitation anaerobic reactor. **International Biodeterioration and Biodegradation**, v. 143, n. May, p. 104710, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ibiod.2019.05.027>.

JIJAI, Sunwanee *et al.* Effect of Granule Sizes on the Performance of Upflow Anaerobic Sludge Blanket ( UASB ) Reactors for Cassava Wastewater Treatment. **Energy Procedia**, v. 79, p. 90 – 97, 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.egypro.2015.11.482>.

KAINTHOLA, Jyoti; KALAMDHAD, Ajay S; GOUD, Vaibhav V. Optimization of methane production during anaerobic co-digestion of rice straw and hydrilla verticillata using response surface methodology. **Fuel**, v. 235, n. February 2018, p. 92–99, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.07.094>.

KAKSONEN, Anna H. *et al.* Desulfurispora thermophila gen. nov., sp. nov., a thermophilic, spore-forming sulfate-reducer isolated from a sulfidogenic fluidized-bed reactor. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 57, n. 5, p. 1089–1094, 2007.

KERN, Tobias; LINGE, Mary; ROTHER, Michael. Methanobacterium Aggregans sp. nov., a hydrogenotrophic methanogenic archaeon isolated from an anaerobic digester. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 65, n. 6, p. 1975–1980, 2015.

KICH, Marina; BÖCKEL, Wolmir José. Análise de óleos e graxas em efluentes por espectrofotometria. **Estação Científica**, v. 7, n. 3, p. 61–69, 2017.

KOTHARI, Richa *et al.* Different aspects of dry anaerobic digestion for bio-energy : An overview. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 39, p. 174–195, 2014. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.011>.

LI, Ruirui *et al.* Co-digestion of chicken manure and microalgae Chlorella 1067 grown in the recycled digestate: Nutrients reuse and biogas enhancement. **Waste Management**, v. 70, p.

247–254, 2017. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2017.09.016>.

LI, Yue; CHEN, Yinguang; WU, Jiang. Enhancement of methane production in anaerobic digestion process : A review. **Applied Energy**, v. 240, n. June 2018, p. 120–137, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.01.243>.

LIM, Jun Wei; CHIAM, Jun An; WANG, Jing-yuan. Microbial community structure reveals how microaeration improves fermentation during anaerobic co-digestion of brown water and food waste. **Bioresource Technology**, v. 171, p. 132–138, 2014. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.08.050>.

LIM, Jun Wei; WANG, Jing Yuan. Enhanced hydrolysis and methane yield by applying microaeration pretreatment to the anaerobic co-digestion of brown water and food waste. **Waste Management**, v. 33, n. 4, p. 813–819, 2013. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2012.11.013>.

LIM, Seung Joo *et al.* Enhanced treatment of swine wastewater by electron beam irradiation and ion-exchange biological reactor. **Separation and Purification Technology**, v. 157, p. 72–79, 2016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.seppur.2015.11.023>.

LIM, Seung Joo; KIM, Tak Hyun. Combined treatment of swine wastewater by electron beam irradiation and ion-exchange biological reactor system. **Separation and Purification Technology**, v. 146, p. 42–49, 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.seppur.2015.03.021>.

MA, Kai; LIU, Xiaoli; DONG, Xiuzhu. Methanosaeta harundinacea sp. nov., a novel acetate-scavenging methanogen isolated from a UASB reactor. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 56, n. 1, p. 127–131, 2006.

MATHEWS, Stephanie L; PAWLAK, Joel; GRUNDEN, Amy M. Bacterial biodegradation and bioconversion of industrial lignocellulosic streams. **Applied Microbiology and Biotechnology**, v. 99, n. 7, p. 2939–2954, 2015. Disponível em: <http://link.springer.com/10.1007/s00253-015-6471-y>.

MAUNE, Matthew W.; TANNER, Ralph S. Description of Anaerobaculum hydrogeniformans sp. nov., an anaerobe that produces hydrogen from glucose, and emended description of the genus Anaerobaculum. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 62, n. 4, p. 832–838, 2012.

MONTERO, B. *et al.* Analysis of methanogenic activity in a thermophilic-dry anaerobic reactor: Use of fluorescent in situ hybridization. **Waste Management**, v. 29, n. 3, p. 1144–1151, 2009. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2008.08.010>.

MONTES, Jesús A. *et al.* Biogas production from the liquid waste of distilled gin production: Optimization of UASB reactor performance with increasing organic loading rate for co-digestion with swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 274, n. November 2018, p. 43–47, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2018.11.060>.

MORAIS, Naassom Wagner Sales *et al.* Kinetic modeling of anaerobic carboxylic acid production from swine wastewater. **Bioresource Technology**, v. 297, n. September 2019, p.

122520, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122520>.

MOTTERAN, Fabrício; PEREIRA, Erlon Lopes; CAMPOS, Claudio Milton Montenegro. Characterization of an acidification and equalization tank (AET) operating as a primary treatment of swine liquid effluent. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 56, n. 3, p. 485–494, 2013.

NAGARAJAN, Dillirani *et al.* Current advances in biological swine wastewater treatment using microalgae-based processes. **Bioresource Technology**, v. 289, n. June, p. 121718, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.121718>.

NAJAFPOUR, G D *et al.* High-rate anaerobic digestion of palm oil mill effluent in an upflow anaerobic sludge-fixed film bioreactor. **Process Biochemistry**, v. 41, p. 370–379, 2006.

NGHIEM, Long D. *et al.* Oxidation reduction potential as a parameter to regulate micro-oxygen injection into anaerobic digester for reducing hydrogen sulphide concentration in biogas. **Bioresource Technology**, v. 173, p. 443–447, 2014. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.052>.

NGUYEN, Duc; KHANAL, Samir Kumar. A little breath of fresh air into an anaerobic system : How microaeration facilitates anaerobic digestion process. **Biotechnology Advances**, v. 36, n. 7, p. 1971–1983, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2018.08.007>.

OLIVEIRA, Jacineumo Falcão De *et al.* Principal component analysis as a criterion for monitoring variable organic load of swine wastewater in integrated biological reactors UASB, SABF and HSSF-CW. **Journal of Environmental Management**, v. 262, n. November 2019, p. 110386, 2020. Disponível em: <https://linkinghub.elsevier.com/retrieve/pii/S0301479720303212>.

PANG, Haoran *et al.* Effective biodegradation of organic matter and biogas reuse in a novel integrated modular anaerobic system for rural wastewater treatment: A pilot case study. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, v. 119, n. April, p. 131–139, 2017. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cep.2017.04.006>.

PECES, M. *et al.* Semi-aerobic fermentation as a novel pre-treatment to obtain VFA and increase methane yield from primary sludge. **Bioresource Technology**, v. 200, p. 631–638, 2016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2015.10.085>.

PRAMANIK, Sagor Kumar *et al.* The anaerobic digestion process of biogas production from food waste: Prospects and constraints. **Bioresource Technology Reports**, v. 8, n. July, p. 100310, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.100310>.

PROSEKOV, Alexander Y; IVANOVA, Svetlana A. Food security : The challenge of the present. **Geoforum**, v. 91, n. March, p. 73–77, 2018.

RAJENDRAN, Karthik; MAHAPATRA, Durgamadhab; VENKATESH, Arun. Advancing anaerobic digestion through two-stage processes : Current developments and future trends. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 123, n. January, p. 109746, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.109746>.

RAMIRES, Roseane Del'Arco; OLIVEIRA, Roberta Alves De. COD, TSS, nutrients and coliforms removals in UASB reactors in two stages treating swine wastewater. **Engenharia Agrícola**, v. 34, n. 6, p. 1256–1269, 2014. Disponível em: <http://www.scielo.br/pdf/eagri/v34n6/a20v34n6.pdf>.

RAMOS, I.; FDZ-POLANCO, M. The potential of oxygen to improve the stability of anaerobic reactors during unbalanced conditions: Results from a pilot-scale digester treating sewage sludge. **Bioresource Technology**, v. 140, p. 80–85, 2013. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.04.066>.

ROLLEMBERG, Silvio Luiz de Sousa *et al.* Effects of carbon source on the formation, stability, bioactivity and biodiversity of the aerobic granule sludge. **Bioresource Technology**, v. 278, n. November 2018, p. 195–204, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.01.071>.

RUAN, Danian *et al.* Enhancing methane production of anaerobic sludge digestion by microaeration: Enzyme activity stimulation, semi-continuous reactor validation and microbial community analysis. **Bioresource Technology**, v. 289, n. May, p. 121643, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.121643>.

SAUNDERS, Aaron M. *et al.* The activated sludge ecosystem contains a core community of abundant organisms. **ISME Journal**, v. 10, n. 1, p. 11–20, 2016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1038/ismej.2015.117>.

SHCHERBAKOVA, Viktoria *et al.* Methanobacterium arcticum sp. nov., a methanogenic archaeon from Holocene Arctic permafrost. **International Journal of Systematic and Evolutionary Microbiology**, v. 61, n. 1, p. 144–147, 2011.

SHRESTHA, Shilva *et al.* Biological strategies for enhanced hydrolysis of lignocellulosic biomass during anaerobic digestion: Current status and future perspectives. **Bioresource Technology**, v. 245, n. August, p. 1245–1257, 2017b. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.08.089>.

SIDDIQUE, Md Nurul Islam; WAHID, Zularisam Ab. Achievements and perspectives of anaerobic co-digestion: A review. **Journal of Cleaner Production**, v. 194, p. 359–371, 2018.

SIMANKOVA, Maria V.; KOTSYURBENKO, Oleg R. Acetobacterium. **Bergey's Manual of Systematics of Archaea and Bacteria**, p. 1–11, 2015.

SONG, Minkyung; SHIN, Seung Gu; HWANG, Seokhwan. 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 SUPPL., p. S23–S28, 2010. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2009.03.054>.

SPRING, Stefan. The Genera Leptothrix and Sphaerotilus. **The Prokaryotes**. New York, NY: Springer New York, 2006. p. 758–777. Disponível em: [http://link.springer.com/10.1007/0-387-30745-1\\_35](http://link.springer.com/10.1007/0-387-30745-1_35).

URBINATI, Estevão; OLIVEIRA, Roberto Alves De. Anaerobic-aerobic treatment of swine

wastewater in uasb and batch reactors in series. **Engenharia Agrícola**, v. 34, n. 1, p. 124–142, fev. 2014. Disponível em:  
[http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci\\_arttext&pid=S0100-69162014000100014&lng=en&tlng=en](http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-69162014000100014&lng=en&tlng=en).

VANWONTERGHEM, Inka *et al.* Temperature and solids retention time control microbial population dynamics and volatile fatty acid production in replicated anaerobic digesters. **Scientific Reports**, v. 5, p. 1–8, 2015.

VRIEZE, Jo De *et al.* Methanosarcina : The rediscovered methanogen for heavy duty biomethanation. **Bioresource Technology**, v. 112, p. 1–9, 2012. Disponível em:  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2012.02.079>.

WANG, Xiaojiao *et al.* Optimizing feeding composition and carbon-nitrogen ratios for improved methane yield during anaerobic co-digestion of dairy, chicken manure and wheat straw. **Bioresource Technology**, v. 120, p. 78–83, 2012. Disponível em:  
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2012.06.058>.

WU, Di *et al.* Anaerobic digestion: A review on process monitoring. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 103, n. December 2018, p. 1–12, 2019.

XU, Shaoe *et al.* Hydrogen and methane production by co-digesting liquid swine manure and brewery wastewater in a two-phase system. **Bioresource Technology**, v. 293, n. August, p. 122041, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122041>.

XU, Suyun; SELVAM, Ammaiyappan; WONG, Jonathan W.C. Optimization of micro-aeration intensity in acidogenic reactor of a two-phase anaerobic digester treating food waste. **Waste Management**, v. 34, n. 2, p. 363–369, 1 fev. 2014. Disponível em:  
<https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0956053X13005242?via%3Dihub>. Acesso em: 14 mar. 2020.

YANG, Hongnan *et al.* Comparison of three biomass-retaining reactors of the ASBR, the UBF and the USR treating swine wastewater for biogas production. **Renewable Energy**, v. 138, p. 521–530, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.01.124>.

ZHANG, Dailei *et al.* Gravity gradient data filtering using translation invariant wavelet. **ASEG Extended Abstracts**, v. 2016, n. 1, p. 1–5, 2016.

ZINARE, Tesfayesus; DUTTA, Abhishek; JABASINGH, S Anuradha. Start-up of a pilot scale anaerobic reactor for the biogas production from the pineapple processing industries of Belgium. **Renewable Energy**, v. 134, p. 241–246, 2019. Disponível em:  
<<https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.11.058>>.