



UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL

Carina Malinowsky

**AVALIAÇÃO DA DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES DE RESÍDUOS
ALIMENTARES EM ESCALA PILOTO**

Florianópolis
2021

Carina Malinowsky

**AVALIAÇÃO DA DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES DE RESÍDUOS
ALIMENTARES EM ESCALA PILOTO**

Tese submetida ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina para a obtenção do título de Doutora em Engenharia Ambiental

Orientador: Prof. Armando Borges de Castilhos Junior, Dr.

Florianópolis

2021

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor,
através do Programa de Geração Automática da Biblioteca Universitária da UFSC.

Malinowsky, Carina
AVALIAÇÃO DA DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES DE
RESÍDUOS ALIMENTARES EM ESCALA PILOTO / Carina Malinowsky
; orientador, Armando Borges de Castilhos Junior, 2021.
138 p.

Tese (doutorado) - Universidade Federal de Santa
Catarina, Centro Tecnológico, Programa de Pós-Graduação em
Engenharia Ambiental, Florianópolis, 2021.

Inclui referências.

1. Engenharia Ambiental. 2. Digestão anaeróbia em duas
fases. 3. Biogás. 4. Resíduos Alimentares. I. Borges de
Castilhos Junior, Armando. II. Universidade Federal de
Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia
Ambiental. III. Título.

Carina Malinowsky
AVALIAÇÃO DA DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES DE RESÍDUOS
ALIMENTARES EM ESCALA PILOTO

O presente trabalho em nível de doutorado foi avaliado e aprovado por banca
examinadora composta pelos seguintes membros:

Prof. Paulo Belli Filho, Dr.
Universidade Federal de Santa Catarina

Prof. Wanderli Rogério Moreira Leite, Dr.
Universidade Federal de Pernambuco

Prof. Fernando Fernandes, Dr.
Universidade Estadual de Londrina

Certificamos que esta é a versão original e final do trabalho de conclusão que foi
julgado adequado para obtenção do título de doutor em Engenharia Ambiental

Prof. Leonardo Hoinaski, Dr.
Coordenação do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental

Prof. Armando Borges de Castilhos Junior, Dr.
Orientador

Florianópolis, 2021.

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais Inês e Ricardo, pelo amor, pelos cuidados, conselhos, por me apoiarem em todos os momentos e escolhas.

Aos meus irmãos Mi, Xande e Duda por todo suporte, pela amizade, carinho, compreensão, bebedeiras. Agradeço poder contar com vocês para tudo.

Ao João, Gessica, Marcos, Side e a toda minha família, por sempre estarem presentes.

Ao professor Armando Borges de Castilhos Junior pela confiança depositada para desenvolver este projeto. Agradeço a paciência, o apoio, o encorajamento e todo o ensinamento ao longo desses anos. Agradeço também por todas as oportunidades proporcionadas ao longo do doutorado. Por abrir as portas da sua casa para os encontros do LARESO e pela companhia nas cervejinhas.

Ao professor Paulo Belli Filho, sempre presente para contribuir com o desenvolvimento da pesquisa, disponibilidade e atenção para tirar todas as dúvidas que surgiram.

Aos professores do INSA Rémy Bayard, Remi Gourdon, Pierre Buffière pelo aprendizado e auxílio no tratamento dos dados da pesquisa.

Agradeço aos professores Paulo Belli Filho, e Fernando Fernandes e Wanderli Rogério Moreira Leite que aceitaram o convite para avaliação do trabalho.

Agradeço a todos os professores, técnicos, servidores e colegas do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da UFSC.

Aos técnicos do LIMA, em especial a Aline pelas diversas vezes em que auxiliou e realizou as análises da pesquisa.

Aos técnicos do Núcleo de Manutenção da UFSC, pelas diversas vezes em que prontamente realizaram manutenções e consertos dos equipamentos da pesquisa.

Ao Restaurante Universitário e toda a equipe sempre disposta a contribuir com informações e solícita durante as coletas de resíduos.

A todos os bolsistas de iniciação científica e voluntários que passaram pelo Lareso nesse período: Lorena, Jonathan, Francisco, Luíza, Elisa, Fernanda, Igor, Emanuel, Graziela e Gabriel que encararam a longa rotina de análises laboratoriais, coletas de resíduos e operação do reator.

A Letícia um agradecimento mais que especial pela aventura de criar essas duas crianças chamadas reatores anaeróbios. Pela amizade, pela troca de conhecimento, ideias, dúvidas e desespero. Por ser quase uma mãe para mim, pela companhia nos dias e dias de análises, nos almoços, cafezinhos e a melhor guia de viagens.

Aos colegas do Lareso, ao José por sempre me ouvir e tirar minhas dúvidas, Flora por toda a ajuda com o monitoramento dos reatores, as Laresets pelas conversas, risadas e sempre prestativas umas com as outras. Agradeço a todos pela troca de experiências com as pesquisas, amizade, conversas, os cafés e os happy hours.

A Naiara por ser a nossa organizadora oficial das confraternizações do LARESO. Por me receber na França, com braços abertos e me ajudar sempre que precisei.

A todas as amizades que fiz na França, que levarei para a vida, Deizi, Bruno, Allini, Aline, Liza, Sol, Guilherme e Helen. Em especial a Mariana, que foi a minha colega de sala, professora de francês, vizinha de apartamento, companhia de almoço, café, mercado, lavanderia. Parceira de viagem, de bar, voltas pelo Rhône e de caminhadas durante o confinamento. No Brasil, mesmo distante, continua sendo uma grande amiga com muitas trocas de conhecimento e experiências do doutorado.

Por fim, ao CNPq agradeço pela bolsa cedida durante esse período do doutorado e a CAPES pela bolsa de doutorado-sanduiche pelo programa CAPES-COFECUB.

Não me interessa o que você faz como profissão.

Quero saber o que você deseja,

e se você ousa sonhar ir de

encontro com o desejo

do seu coração.

Não me interessa quantos anos você tem.

Eu quero saber se você arriscará

ser visto como um tolo

– pelos seus sonhos –

pela aventura de se

sentir vivo.

(Orah Mountain Dreamer)

RESUMO

O tratamento e disposição final dos resíduos sólidos urbanos (RSU) é um problema preocupante tanto do ponto de vista ambiental quanto do social. Na busca por tecnologias de tratamento do RSU a digestão anaeróbia desponta como uma tecnologia estratégica de tratamento e conversão do resíduo sólido orgânico em energia. Sistemas anaeróbios convencionais, de uma fase, colocam dois grupos de microrganismos (acidogênicos e metanogênico) com constantes cinéticas, restrições termodinâmicas e ambientais bastante distintas em um mesmo ambiente, quando aplicadas altas cargas de material orgânico, pode ocorrer desequilíbrio no meio. Deste modo, a digestão anaeróbia em duas fases (DADF) vem a ser uma alternativa para a DA de resíduos alimentares. Nestes contextos, esta pesquisa tem como ponto de partida a busca por alternativas de tratamento do resíduo alimentar e a produção de energia renovável utilizando a tecnologia de DADF. Com o objetivo de avaliar a conversão de resíduo alimentar em biogás e a relação com a comunidade microbiana em cada fase, foi realizado o tratamento anaeróbio dos resíduos alimentares do restaurante universitário da UFSC utilizando a co-digestão com resíduos de poda e jardinagem (RPJ), alimentação semi-contínua, temperatura mesofílica (35°C) e aumento gradativo das cargas orgânicas. Foram avaliados 2 TDH e 4 COA. No TDH de 2 dias foram estudadas as COA de 4, 6 e 8 KgSTV.m⁻³.d⁻¹, para o TDH de 3 dias foram estudadas as COA de 4, 6 e 10 KgSTV.m⁻³.d⁻¹. No reator acidogênico, em todas as COA aplicadas o ácido acético predominou em relação aos demais AGV no TDH de 2 dias. No TDH de 3 dias houve predomínio do ácido valérico. No reator metanogênico os ácidos butírico e acético se sobressairam ao demais no TDH de 2 dias. No TDH de 3 dias houve o predomínio do ácido valérico. O resultado mais expressivo do sistema de DADF encontrado foi para o TDH de 2 dias e COA de 6 KgSTV.m⁻³.d⁻¹, no qual foi observado uma remoção de 76% de STV e 69% da DQO, foi o ensaio que apresentou maior produção e consumo de ácido acético e apresentou produção específica de metano de 228 Lmetano/kgSTVadicionado. A CCA mostrou que os AGVs e o pH são os principais parâmetros ambientais correlacionados a comunidade bacteriana e arquea de sistemas anaeróbios.

Palavras-chave: digestão anaeróbia, separação de fases, resíduo alimentar, comunidade microbiana, biogás, correlação canônica.

ABSTRACT

The treatment and final disposal of municipal solid waste (MSW) is a worrying problem both from an environmental and social point of view. In the search for MSW treatment technologies, anaerobic digestion emerges as a strategic technology for treating and converting solid organic waste into energy. Conventional, single-phase anaerobic systems place two microorganisms groups (acidogenic and methanogenic) with very different kinetic constants, thermodynamic and environmental restrictions in the same environment, when high loads of organic material are applied, an imbalance in the environment can occur. Thus, the two-phase anaerobic digestion (TPAD) becomes an alternative for food waste AD. In these contexts, this research has as its starting point the search for food waste alternative treatment and the renewable energy production using TPAD technology. In order to evaluate the conversion of food waste into biogas and the relationship with the microbial community at each stage, the food waste anaerobic treatment from the university restaurant at UFSC was carried out using co-digestion with gardening waste (GW), semi-continuous feeding, mesophilic temperature (35°C) and gradual increase of organic loads. Two HRT and four OLR were evaluated. In the 2-day HRT, the OLR of 4, 6 and 8 KgSTV.m⁻³.d⁻¹ were studied, for the 3-day HRT the OLR of 4, 6 and 10 KgSTV.m⁻³.d⁻¹ were studied. In the acidogenic reactor, in all the OLR, acetic acid predominated in relation to the other VFAs in the 2-day HRT. In the 3-day HRT there was a predominance of valeric acid. In the methanogenic reactor, butyric and acetic acids stood out over the others in the 2-day HRT. In the 3-day HRT there was a predominance of valeric acid. The most expressive result of the TPAD system found was for HRT of 2 days and OLR of 6 KgSTV.m⁻³.d⁻¹, in which a removal of 76% of VS and 69% of COD was observed, was the test which presented higher production and consumption of acetic acid and presented specific methane production of 228 Lmethane/kgSTVadded. CCA showed that VFAs and pH are the main environmental parameters correlated with bacterial and archaeal communities in anaerobic systems.

Keywords: anaerobic digestion, phase separation, food waste, microbial community, biogas, canonical correlation.

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|----|
| Figura 1. Matriz energética brasileira e matriz elétrica brasileira de 2016. | 20 |
| Figura 2. Fases da Digestão Anaeróbia. | 24 |
| Figura 3. Catabolismo de carboidratos no processo de digestão anaeróbia. | 26 |
| Figura 4. Taxa de crescimento relativa dos microrganismos nas diferentes gamas de temperatura | 35 |
| Figura 5. Fluxograma das atividades desenvolvidas no estudo..... | 43 |
| Figura 6. (A), (B) e (C) coleta do resíduo alimentar no RU; (D) Coleta dejetos bovinos..... | 44 |
| Figura 7. Triturador de resíduos orgânicos..... | 44 |
| Figura 8. Sistema AMPTS..... | 45 |
| Figura 9. Adaptação do equipamento AMPTS II. 1) Seringa conectada ao frasco para realização de coleta de amostras e alimentação; 2) Frasco de vidro funcionando como reator de bancada agitado e aquecido; 3) Unidade de fixação do CO ₂ ; 4) Medidor de CH ₄ ; 5) Grampos de bloqueio das mangueiras de alimentação e biogás..... | 45 |
| Figura 10. Liquidificador industrial utilizado para o preparo dos resíduos utilizados no ensaio de caracterização da fase acidogênica. | 46 |
| Figura 11. Reator acidogênico..... | 47 |
| Figura 12. Medidor de biogás..... | 48 |
| Figura 13. Reator metanogênico..... | 49 |
| Figura 14. Gasômetro Ritter TG05..... | 49 |
| Figura 15. A representação esquemática do sistema de metanização | 50 |
| Figura 16: Equipamento utilizado para determinação de AGV – Cromatógrafo a gás (HP 5890 Series II). | 55 |
| Figura 17. Analisador de gases GEM 2000..... | 56 |
| Figura 18: Amostras da mistura de substrato e co-substrato utilizadas na alimentação do reator acidogênico..... | 59 |
| Figura 19- Resultados de NTK obtidos nos sistemas de duas fases..... | 62 |
| Figura 20- Produção de metano no reator metanogênico para os ensaios em duas fases..... | 63 |
| Figura 21 Produção de AGVs no reator acidogênico do sistema de duas fases..... | 64 |
| Figura 22– Produção de AGV nos reatores metanogênicos do sistema de duas fases..... | 66 |
| Figura 23 Proporção de espécies bactérias e de archaea encontradas em reatores metanogênicos. | 69 |
| Figura 24 Proporção dos gêneros de archaea encontrados em reatores metanogênicos. | 70 |
| Figura 25- Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator acidogênico com TDH de 2 dias..... | 75 |
| Figura 26 Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator acidogênico com TDH de 3 dias..... | 75 |
| Figura 27 Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator metanogênico com TDH de 2 dias..... | 76 |
| Figura 28 Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator metanogênico com TDH de 3 dias..... | 77 |
| Figura 29 Produção de AGV reator acidogênico TDH 2 dias..... | 78 |
| Figura 30 Produção de AGV reator metanogênico TDH 2 dias..... | 79 |
| Figura 31 Produção de AGV no reator acidogênico com TDH 3 dias..... | 81 |
| Figura 32 Produção de AGV no reator metanogênico com TDH 3 dias..... | 81 |
| Figura 33 Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator acidogênico com TDH de 2 dias | 83 |
| Figura 34 Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator metanogênico com TDH de 2 dias | 84 |

| | |
|---|-----|
| Figura 35 Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator acidogênico com TDH de 3 dias..... | 85 |
| Figura 36 Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator metanogênico com TDH de 3 dias..... | 86 |
| Figura 37 Média da produção diária de biogás e metano e produção específica e biogás e metano no sistema DADF e no reator metanogênico, | 90 |
| Figura 38 Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S2D6KG. | 91 |
| Figura 39 Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S2D10KG | 91 |
| Figura 40 Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S3D4KG. | 92 |
| Figura 41 Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S3D6KG. | 92 |
| Figura 42 Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S3D8KG. | 93 |
| Figura 43 Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade no nível Filo no digestor de acidogenico | 96 |
| Figura 44 Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade bacteriana no digestor de acidogênico | 97 |
| Figura 45 Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade no nível Filo no reator metanogênico..... | 97 |
| Figura 46 Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho características do biogás com a estrutura da comunidade archea no digestor de metanogênico | 98 |
| Figura 47 Identificação dos filos presentes no reator acidogênico | 100 |
| Figura 48 Identificação das espécies presentes no reator acidogênico | 101 |
| Figura 49 Identificação dos gêneros de Arqueas presentes no reator metanogênico..... | 102 |
| Figura 50 Identificação das espécies presentes no reator metanogênico | 103 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|---|----|
| Tabela 1. Composição típica do biogás | 22 |
| Tabela 2. Comparação energética de reações na digestão anaeróbia. | 25 |
| Tabela 3. Dados da literatura sobre co-digestão | 29 |
| Tabela 4. Características de crescimento das espécies bacterianas em função da temperatura | 35 |
| Tabela 5 Parâmetros operacionais de sistemas DADF de RA..... | 37 |
| Tabela 6. Parâmetros operacionais de sistemas DADF de RA..... | 38 |
| Tabela 7. Principais vias da fermentação em digestores anaeróbios. | 40 |
| Tabela 8. Resumo das COA e TDH aplicados no ensaio de bancada. | 46 |
| Tabela 9. Resumo das características físicas e parâmetros operacionais do sistema metanogênico de duas fases..... | 51 |
| Tabela 10 Parâmetros operacionais aplicados aos reatores piloto..... | 51 |
| Tabela 11. Métodos analíticos e frequência das análises | 53 |
| Tabela 12. Programação de temperatura utilizada para análise de AGV. | 55 |
| Tabela 13 - Massa dos resíduos alimentares gerados no RU. | 58 |
| Tabela 14. Resumo das refeições diária servidas e estimativa de resíduo alimentar gerados no Restaurante Universitário da UFSC (Trindade). | 58 |
| Tabela 15 Caracterização físico-química do inóculo. | 59 |
| Tabela 16: Caracterização físico-química da mistura (RA e RPJ) utilizada na alimentação do sistema. 59 | |
| Tabela 17 - Resultados de STV dos sistemas de duas fases em bancada para TDH 2 e 3 dias. | 61 |
| Tabela 18- Resultados de DQO dos sistemas de duas fases em bancada para TDH 2 e 3 dias. | 61 |
| Tabela 19- Testes de qui-quadrado com raízes sucessivas removidas. | 66 |
| Tabela 20- Variância extraída e a redundância obtidas para a função canônica 1. | 67 |
| Tabela 21- Cargas e pesos canônicos da função canônica 1. | 67 |
| Tabela 22 Concentração médias de Carbono avaliados no reator acidogênico e metanogênico | 71 |
| Tabela 23 Concentração médias de NTK e Amônia avaliados no reator acidogênico e metanogênico em TDH de 2 e 3 dias..... | 73 |
| Tabela 24 Concentração médias de Fósforo avaliados no reator acidogênico e metanogênico em TDH 2 e 3 dias..... | 73 |
| Tabela 25 Concentração de AGV no reator acidogênico | 80 |
| Tabela 26 Concentração de AGV no reator metanogênico | 80 |
| Tabela 27 Média a remoção de ST e STV avaliados no reator acidogênico e metanogênico em TDH 2 e 3 dias..... | 88 |
| Tabela 28 Média a remoção de DQO avaliados no reator acidogênico e metanogênico em TDH 2 e 3 dias..... | 89 |
| Tabela 29 Balanço de massa do reator metanogênico (mg/L DQO)..... | 95 |
| Tabela 30 Balanço de massa do reator sistema (g/L DQO) | 95 |

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABNT - Associação Brasileira de Normas Técnicas
ABRELPE - Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais
AME - Atividade Metanogênica Específica
AMPTS - Automatic Methane Potential Test System
AGV - Ácidos graxos voláteis
APHA - American Public Health Association
ATM - Atmosfera
C - Carbono
CaCO₃ - Carbonato de cálcio
CCA- Análise de Correlação Canônica
CI - Carbono Inorgânico
C/N - Carbono/Nitrogênio
CO₂ - Dióxido de Carbono
COA - Carga Orgânica Aplicada
COT - Carbono Orgânico Total
CH₄ - Metano
DA - Digestão Anaeróbia
DADF - Digestão Anaeróbia em Duas Fases
DQO - Demanda Química de Oxigênio
ETE - Estação de Tratamento de Esgoto
GEE - Gases de Efeito Estufa
H₂ - Hidrogênio
H₂S - Sulfeto de Hidrogênio
IPEA - Instituto de Pesquisa Econômica Aplicada
LARESO - Laboratório de Pesquisa em Resíduos Sólidos
LIMA - Laboratório Integrado do Meio Ambiente
N - Nitrogênio
N₂ - Dinitrogênio
NH₃ - Amônia
NTK - Nitrogênio Total Kjeldahl
P - Fósforo
pH - Potencial Hidrogeniônico
PPM - Partes por milhão
PPMV - Partes por milhão em volume
RA - Resíduos Alimentares
RPM - Rotações por minuto
RPJ - Resíduo de poda e jardinagem
RSO - Resíduo sólido orgânico
RSU - Resíduo sólido urbano
SNIS - Sistema Nacional de Informações sobre Saneamento
ST - Sólidos Totais
STF - Sólidos Totais Fixos
STV - Sólidos Totais Voláteis
TDH - Tempo de Detenção Hidráulica
UFSC - Universidade Federal de Santa Catarina

SUMÁRIO

| | |
|--|-----------|
| 1. INTRODUÇÃO..... | 17 |
| 1.1. HIPÓTESES DE PESQUISA..... | 18 |
| 1.2. OBJETIVOS..... | 19 |
| 1.2.1. <i>Objetivo Geral</i> | 19 |
| 1.2.2. <i>Objetivos Específicos</i> | 19 |
| 2. REFERENCIAL TEÓRICO | 20 |
| 2.1. MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA | 20 |
| 2.2. BIOGÁS COMO FONTE DE ENERGIA RENOVÁVEL..... | 21 |
| 2.3. PANORAMA DA GERAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANO NO BRASIL..... | 23 |
| 2.4. 4 FUNDAMENTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA | 24 |
| 2.5. DIGESTÃO ANAERÓBIA DE RESÍDUO ORGÂNICO | 27 |
| 2.5.1. <i>Co-digestão com resíduos alimentares</i> | 29 |
| 2.5.2. <i>Digestão de resíduos alimentares em duas fases</i> | 30 |
| 2.6. pH E ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS | 32 |
| 2.7. COA E TDH..... | 33 |
| 2.8. TEMPERATURA | 35 |
| 2.9. NUTRIENTES | 39 |
| 2.10. AGITAÇÃO..... | 39 |
| 2.11. MICROBIOLOGIA | 39 |
| 2.12. BALANÇO DE MASSA | 42 |
| 2.13. CORRELAÇÃO CANÔNICA..... | 42 |
| 3. METODOLOGIA..... | 43 |
| 3.1. COLETA E PREPARO DO INÓCULO E DOS SUBSTRATOS | 43 |
| 3.2. DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES, - ESCALA DE BANCADA | 45 |
| 3.3. SISTEMA DE DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES | 47 |
| 3.3.1. <i>Configuração reator acidogênico</i> | 47 |
| 3.3.2. <i>Configuração reator metanogênico</i> | 48 |
| 3.4. PARTIDA E OPERAÇÃO SISTEMA DADF | 51 |
| 3.5. PARÂMETROS E MÉTODOS ANALÍTICOS | 52 |
| 3.6. ANÁLISES MICROBIOLÓGICAS..... | 56 |
| 3.7. ANÁLISES BIOGÁS | 56 |
| 3.8. ANÁLISES DOS DADOS | 56 |
| 3.9. LEVANTAMENTO DA GERAÇÃO DE RESÍDUOS ORGÂNICOS DO RU UFSC..... | 56 |
| 4. RESULTADOS | 59 |
| 4.1. CARACTERIZAÇÃO DO INÓCULO E SUBSTRATO AFLUENTE | 59 |
| 4.2. ENSAIO DE BANCADA – DEFINIÇÕES DE PARTIDA PARA O SISTEMA PILOTO | 60 |
| 4.2.1. <i>Eficiência na remoção de nutrientes</i> | 60 |
| 4.2.2. <i>Produção de Biogás</i> | 62 |
| 4.2.3. <i>Produção de AGVs</i> | 64 |
| 4.2.4. <i>Análise de correlações canônicas</i> | 66 |
| 4.2.5. <i>Análise microbiológica</i> | 68 |
| 4.3. SISTEMA DE DIGESTÃO ANAERÓBIO EM DUAS FASES | 70 |
| 4.3.1. <i>Avaliação das condições ambientais</i> | 70 |
| 4.3.1.1. Nutrientes: Carbono, Nitrogênio e Fósforo | 70 |

| | |
|---|------------|
| 4.3.1.2. pH, Acidez e Alcalinidade | 74 |
| 4.3.1.3. Produção de AGV | 77 |
| 4.3.2. <i>Eficiência da Fase Acidogênica – Metanogênico</i> | 82 |
| 4.3.2.1. 4.3.2.1 Eficiência remoção STV e DQO | 82 |
| 4.3.2.2. Eficiência produção de biogás..... | 90 |
| 4.3.3. <i>Balanço de massa</i> | 93 |
| 4.3.4. <i>Análise multicritério - Correlação Canônica</i> | 96 |
| 4.3.5. <i>Avaliação da Comunidade Microbiológica</i> | 99 |
| 5. CONCLUSÃO | 105 |
| 6. RECOMENDAÇÕES | 106 |
| 7. BIBLIOGRAFIA | 107 |
| 8. ANEXOS | 121 |

1. INTRODUÇÃO

O Brasil tem demonstrado um lento progresso no setor do saneamento, além da falta de planejamento urbano, o país também sofre com os entraves políticos e econômicos. O tratamento e destinação dos resíduos sólidos urbanos (RSU) é preocupante tanto do ponto de vista ambiental quanto do social. No Brasil, em 2019, a geração total de RSU foi de 79 milhões de toneladas (ABRELPE, 2019), desse valor, aproximadamente 50% é material orgânico, o resíduo sólido orgânico (RSO) (IPEA, 2012).

Para reduzir o impacto ambiental causado pela geração desses resíduos sólidos foi sancionada a Lei n. 12.305 de 02 de agosto de 2010, que instituiu a Política Nacional de Resíduos Sólidos, a qual define a destinação final ambientalmente adequada dos resíduos produzidos no país.

Neste sentido, os municípios passam a ter a obrigação de dispor no aterro sanitário somente os resíduos que não apresentam nenhuma possibilidade de tratamento ou recuperação – os rejeitos, devendo estabelecer metas de redução, reutilização, coleta seletiva e reciclagem, com o objetivo de reduzir a quantidade de rejeitos encaminhados para a disposição final ambientalmente adequada e criar alternativas para o tratamento e aproveitamento dos resíduos e do potencial energético desses resíduos. Uma gestão eficiente de resíduos contribui para mitigar a poluição e as emissões de gases de efeito estufa.

Sob esse panorama, o uso de resíduos alimentares (RA), que é uma fração dos RSO, como fonte de energia renovável tem sido considerado fundamental no país, por integrar o adequado tratamento da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos com a mitigação dos efeitos dos Gases de Efeito Estufa e a diversificação da matriz energética. No Brasil, 68% da energia elétrica gerada é derivada de recursos hídricos e 24% é gerada a partir da queima de combustíveis em termoeletricas (EPE, 2013).

Dessa maneira, a digestão anaeróbia (DA) desponta como uma tecnologia estratégica de conversão do resíduo alimentar em energia. O biogás (hidrogênio e o metano) é uma fonte limpa de energia que pode ser obtido a partir de matérias primas renováveis ou potencialmente renováveis, como resíduos orgânicos, subprodutos agrícolas, resíduos provenientes das atividades agroindustriais, lodo de esgoto (SHOW et al., 2012). A tecnologia de DA é um processo bioquímico anaeróbio (ausência de oxigênio) com a capacidade de converter resíduo de alta carga orgânica, através da ação de micro-organismos, em produtos com maior valor agregado, o biocomposto e o biogás (APPELS et al., 2011; DINCER, 2012).

A DA de resíduo alimentar ocorre de forma controlada em reatores de alta carga com ajustes de temperatura, agitação e pH, buscando a máxima produção do metano. Entretanto, a alta carga de material orgânico pode causar desequilíbrio entre a produção e consumo de ácidos graxos voláteis (AGV), o que interfere negativamente na atividade das arqueas metanogênicas e produção do metano (MALINOWSKY, 2016).

Deste modo, entre as tecnologias existentes de DA de resíduo alimentar destaca-se a DA em duas fases (DADF), que consiste em separar as fases do processo. A configuração do sistema ocorre em dois reatores, um primeiro reator opera em condições de pH ácido para favorecer a hidrólise e a ação dos microrganismos acidogênicos. Um segundo reator opera em condições de pH próximo a 7 para favorecer o desenvolvimento das arqueas metanogênicas. Assim, os subprodutos formados na primeira fase servem de matéria prima para o segundo reator e ali são metabolizados por estes micro-organismos e convertidos em metano (UENO et al., 2007; ZHAO, 2009).

Os sistemas que operam em duas fases fisicamente separadas propiciam maior estabilidade ao processo, pois permitem maior controle das condições ótimas de pH necessárias para o desenvolvimento de cada grupo de micro-organismos envolvidos (LIU et al., 2006; ARIUNBAATAR et al., 2014). Os benefícios da DADF incluem utilização de um

reator de menor tamanho, possibilidade de operação com alta carga orgânica e e a redução global do tempo de detenção hidráulica (TDH), aumento da produção de metano além da geração de um subproduto rico em nutrientes que pode ser utilizado como fertilizante em atividades agropecuárias (FOSTER-CARNEIRO et al., 2004; TAMBONE et al., 2009; ASLANZADEH et al. 2014).

O desenvolvimento deste trabalho foi motivado tendo como base os pilares que deixam claros a necessidade do investimento público: como os argumentos sociais, ambientais, legais e científicos. Do ponto de vista social consideram-se as questões de saúde pública. Na esfera ambiental está a importância do aproveitamento e tratamento adequado do RESÍDUO ALIMENTAR, mitigando os impactos que esse material pode causar ao ambiente e a sociedade. Legais, na busca da adequação dentro da Lei n. 12.305 de 02 de agosto de 2010, que deixa claro o dever de cada cidadão e do poder público na redução e reutilização dos resíduos. E por fim o científico que tem o dever de encontrar respostas para os problemas enfrentados por nossa sociedade.

Nesse contexto, esta pesquisa teve como ponto de partida a busca por alternativas de tratamento de resíduo alimentar e a produção de energia renovável utilizando a tecnologia de DA em sistemas em duas fases. Partindo de estudos prévios realizados pelo grupo de pesquisa do LARESO-UFSC, com base na literatura e juntamente com duas pesquisas de mestrado, este estudo levanta a seguinte hipótese:

- ✓ O aumento na produção de metano e transformação de nutrientes em reatores anaeróbios em duas fases está intimamente ligado à seleção das comunidades microbianas resultantes das condições operacionais aplicadas ao sistema.

1.1.HIPÓTESES DE PESQUISA

- 1) Qual a carga máxima de resíduo alimentar que um sistema de duas fases suporta mantendo a máxima qualidade e quantidade de biogás produzido?
- 2) Qual é a máxima produção específica de metano em sistema DADF tratando resíduo alimentar?
- 3) Quais são os AGVs predominantes em cada reator do sistema DADF?
- 4) Como a variação na configuração dos parâmetros operacionais interfere na comunidade microbiana, na transformação de nutrientes e produção do biogás?
- 5) A seleção dos micro-organismos na separação de fases da DA beneficia a produção do metano?

1.2.OBJETIVOS

1.2.1. Objetivo Geral

Avaliar a conversão de resíduos alimentares em biogás por meio da digestão anaeróbia em duas fases (acidogênica e metanogênica) e a relação com a comunidade microbiana em cada fase.

1.2.2. Objetivos Específicos

- Determinar os parâmetros de partida para reatores anaeróbios em duas fases tratando resíduo alimentar,
- Analisar a relação dos parâmetros operacionais do sistema DADF com a remoção de nutrientes e o aumento da produção de biogás no sistema alimentado com resíduo alimentares;
- Identificar as comunidades microbianas predominantes em cada fase e em cada condição operacional, bem como a relação com a produção de AGV e biogás;
- Realizar análise multivariada correlacionando os parâmetros aplicados no reator e os parâmetros ambientais com os resultados do sistema DADF.

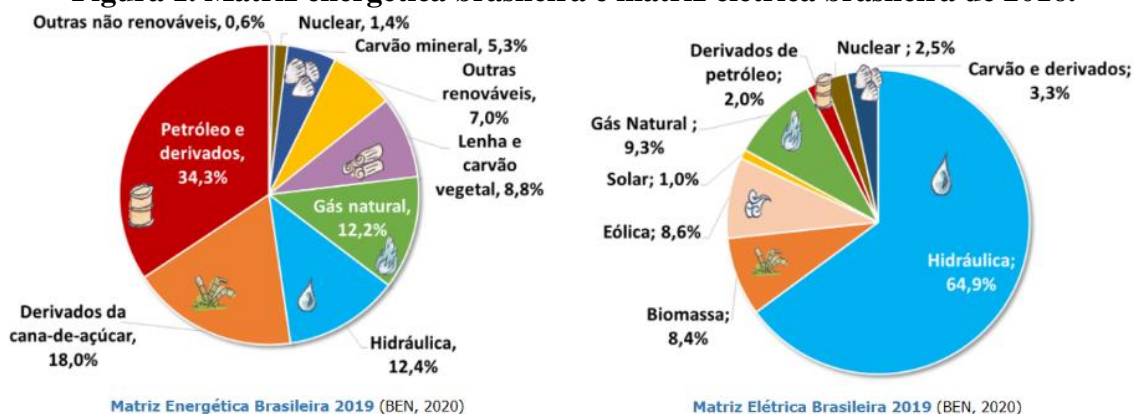
2. REFERENCIAL TEÓRICO

2.1. MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA

O consumo expressivo de energia no Brasil começou após a II Guerra Mundial, com o aumento da industrialização, urbanização e desenvolvimento econômico do país. Contudo, o consumo *per capita* de energia sempre foi muito baixo. O crescimento da renda nacional e sua redistribuição deverão fazer com que esse consumo aumente. O cenário traçado para 2030 estima um consumo de energia primária de cerca de 560 milhões de tep para uma população de mais de 238 milhões de habitantes. Nessas condições, a demanda *per capita* aumentaria de 1.190 para 2.345 tep/10³ hab. Estima-se que a oferta interna de energia aumente 3,6% e 3,4% ao ano nos períodos 2010-20 e 2020-30, respectivamente (TOLMASQUIM et al., 2007; EPE, 2016).

Assim é de esperar um grande aumento da demanda de energia. Nesse sentido, a estratégia de expansão da oferta de energia deve considerar iniciativas que promovam o uso mais eficiente das fontes. Atualmente na matriz energética brasileira apenas 4 setores energéticos correspondem a 77% consumo de consumo de energia (Figura 1), com destaque ao petróleo e ao gás natural, que são combustíveis não renováveis e correspondem a praticamente 50% da energia consumida.

Figura 1. Matriz energética brasileira e matriz elétrica brasileira de 2016.



Fonte: EPE, 2020.

Segundo dados de relatório do Balanço Energético Nacional (BEN, 2020) cerca de 46,1% da Matriz Energética do Brasil é renovável, frente a oferta energética mundial de 13,9%. No entanto, 64,9% da energia elétrica do país é gerada em grandes usinas hidrelétricas, porém a necessidade de alagamentos dessas áreas provoca a perda da diversidade e significativos impactos ambientais.

No relatório intitulado “Logistics Bottlenecks”, a WEC fez uma projeção do consumo e da demanda energética para 2020 e 2050 que corrobora que haverá um aumento em energia primária até 2020, e calcula a duplicação da demanda de energia no planeta, até 2050 (WEC, 2010). Porém, o Conselho afirma que os combustíveis fósseis ainda serão o principal componente da matriz energética por mais uma geração. No entanto, a biomassa, energia eólica, a geotermia e o aproveitamento energético de resíduos são tecnologias promissoras para o futuro (WEC, 2010a).

Petróleo e derivados – Devido a continuidade de política e investimento em exploração e produção de petróleo, a produção atingiu 2,8 milhões de barris por dia no Brasil em 2020. A mesma trajetória crescente segue o consumo do petróleo, acompanhando as condicionantes do cenário macroeconômico e industriais. Mesmo assim, espera-se que até 2030 haja superávit

no balanço de produção e consumo de petróleo. Já a produção de derivados de petróleo para 2030 é estimada em 3,7 milhões de barris por dia, na necessidade de atender à demanda doméstica, capacidade de refino também seguirá em intensa expansão (EPE, 2020).

Gás natural – segundo EPE (2020), a média diária de produção no ano de 2019 foi de 122,5 milhões de m³/dia e o volume de gás natural importado foi de 26,9 milhões de m³.d⁻¹. O gás natural participa com 12,2 % na matriz energética nacional. A demanda de gás natural recuou -0,8% em relação ao ano anterior, devido principalmente a queda do consumo industrial que recuou 10,0%. A participação do gás natural para geração de energia elétrica foi de 37,4%.

Biomassa - O uso de biomassa tem como vantagem as suas técnicas de utilização. Existem vários tipos de fontes possíveis de se obter biomassa para energia. Toda a energia contida na biomassa é classificada como Bioenergia. Portanto, é uma energia de baixa entropia oriunda dos mais embrionários processos de fotossíntese e quimiossíntese, dilatada e acumulada ao longo das cadeias ecológicas (EPE, 2020).

No Brasil, a cana de açúcar desponta como a principal biomassa. Em um cenário macroeconômico de aproveitamento das potencialidades nacionais em meio a um ambiente externo favorável, a competitividade da cana-de-açúcar para fins energéticos é o principal fator da expressiva expansão da produção de etanol, inclusive com excedentes exportáveis. Nesse contexto, pode-se prever um aumento da produção dos demais derivados da cana-de-açúcar, em especial a biomassa destinada à geração de energia elétrica. A produção de cana-de-açúcar no ano de 2019 alcançou 639,0 milhões de toneladas. A fabricação de etanol atingindo um montante de 35.156 mil m³. Deste total, 24.548 mil referem-se ao etanol hidratado e 10.608 mil m³ é de etanol anidro, que é misturado à gasolina para formar a gasolina C (EPE, 2020).

Eletricidade - De acordo com o cenário macroeconômico de referência, estima-se que em 2030 o consumo de energia elétrica no Brasil supere o patamar de 1.080 TWh, perfazendo uma expansão média de 4% ao ano no período considerado. Entretanto, aproximadamente 60% do potencial de produção a se aproveitar no Brasil encontra-se na bacia Amazônica, em sua maioria ocupada por reservas florestais, parques nacionais e terras indígenas. Os impactos ambientais e a perda da diversidade nas áreas alagadas demandam estudo acerca da sustentabilidade ambiental tornando limitada a expansão dessa energia (EPE, 2016). A geração de energia elétrica em centrais de serviço público e autoprodutores atingiu 626,3 TWh em 2019. O Brasil dispõe de uma matriz elétrica de origem predominantemente renovável, com destaque para a fonte hídrica que responde por 64,9% da oferta interna. As fontes renováveis representam 83,0% da oferta interna de eletricidade no Brasil (EPE, 2020).

Para existir um eficaz planejamento energético nacional atrelado ao viés do desenvolvimento sustentável, faz-se importante o uso de fontes alternativas renováveis de energia como complementação às fontes tradicionais, tendo em vista que apenas as fontes tradicionais (fósseis) não possuem os requisitos necessários para se enquadrarem na definição de desenvolvimento sustentável. Para Brackmann (2009), as energias alternativas ou renováveis são quaisquer formas de energia cuja taxa de utilização seja inferior a taxa de renovação.

2.2.BIOGÁS COMO FONTE DE ENERGIA RENOVÁVEL

A sociedade humana, analisando aspectos de desenvolvimento científico, industrial, econômico e de qualidade de vida, está diretamente ligada as diferentes formas de energia ao longo dos anos. A descoberta de novas fontes de energia seguiu-se de períodos de prosperidade econômica e difusão de produtos que utilizam dessa energia. E, quando se

descobre outra nova fonte de energia, há os períodos de transição, onde se esgota o dinamismo da energia antiga e se desenvolvem novos produtos (TIGRE, 1993).

No século XXI as duas principais fontes de energia são a eletricidade e os combustíveis fósseis, entretanto, a primeira tem inúmeras fontes renováveis, enquanto a segunda, não. O uso de outras fontes de energias renováveis (eólica, solar, biogás de RSO) pode ajudar a suprir a demanda desses dois energéticos e evitar que novas crises energéticas aconteçam, a exemplo das crises de petróleo em 1973 e 1979 (KLASS, 2004; ZANETTE, 2009) e a crise energética Brasileira nos anos 2000 (ALVES FILHO, 2003).

Partindo dessa premissa, o biogás de DA de resíduo alimentar desponta como uma energia renovável e contribui para a redução do aquecimento global. Segundo a EPE (2020), a intensidade do carbono no ciclo de vida do diesel e energia elétrica é de aproximadamente 100 e 50 gCO₂eq./MJ, respectivamente, enquanto para o biogás de resíduo esse valor é negativo, -30 gCO₂eq.MJ⁻¹, comprovando ser uma energia limpa e com grande potencial para o futuro.

Na matriz energética brasileira o biogás representa uma pouco mais de 0,05% da energia produzida, com 137 mil tep no ano de 2016. O valor ainda é muito baixo, mas o cenário é promissor, visto que, de 2010 (0,01%) a 2016 (0,05%) a produção dessa energia teve crescimento de 500% e o valor da capacidade instalada de biogás para produção elétrica passou de 20 MW em 2007 para 119MW em 2016 (EPE, 2016).

Um fator importante que destaca a energia do biogás de RSO em relação às demais é que ela pode ser obtida a partir de resíduos de outros segmentos industriais e urbanos, e que não necessariamente são dependentes das condições climáticas, como as energias solar, eólica e hidroelétrica. Resíduos orgânicos são gerados a todos os momentos em ambientes urbanos, além de se apresentarem como problema ambiental e desafio para os gestores públicos.

O biogás, gás produzido durante o processo de DA, é constituído por uma mistura de gases como o metano (CH₄) e gás carbônico (CO₂), seguido em menores concentrações por hidrogênio (H₂), nitrogênio (N₂) e gás sulfídrico (H₂S), entre outros. Geralmente, à saída do digestor, o biogás apresenta-se saturado em vapor de água. A composição do biogás depende da natureza do resíduo digerido e das condições em que a DA se processa (MONTE, 2010). A Tabela 1 apresenta as características do biogás de acordo com a fonte geradora.

Tabela 1. Composição típica do biogás

| Parâmetro | Unidade | Composição volumétrica típica | |
|--|---------|-------------------------------|----------------------------|
| | | Biogás de reatores anaeróbios | Biogás de aterro Sanitário |
| Metano – CH ₄ | % | 50 a 80 | 50 a 80 |
| Gás carbônico – CO ₂ | % | 30 a 50 | 20 a 50 |
| Monóxido de carbono – CO | % | 0 a 0,1 | 0 a 0,1 |
| Nitrogênio – N ₂ % | % | 10 a 25 | 0 a 15 |
| Hidrogênio – H ₂ | % | 0 a 2 | 0 a 5 |
| Sulfeto de hidrogênio – H ₂ S | % | 0 a 0,7 | 0 a 0,1 |
| Oxigênio – O ₂ | % | 0 a 1 | 0 a 1 |
| Amônia NH ₃ | % | Traços | Traços |
| Siloxanos | % | Traços | Traços |
| Água H ₂ O | % | Saturação | Traços |

Fonte: adaptado de Chen et al. (2015)

O biometano apresenta um elevado poder calorífico, podendo ser utilizado como qualquer outro gás combustível, na geração de energia elétrica, mecânica e térmica,

possibilitando uma redução nos custos de produção. O biogás pode ser recuperado para diversos fins, como: (i) combustível em caldeiras, fornos e estufas em substituição aos outros tipos de combustíveis; (ii) geração de eletricidade para uso local ou venda para a rede da concessionária de energia; (iii) co-geração de eletricidade e calor e (iv) combustível alternativo visando à injeção na linha de gás natural ou o aproveitamento como combustível veicular (LOBATO, 2011).

Segundo Comastri Filho (1981) 1m³ de biogás equivale a 0,55 L de óleo diesel, 0,45 L de gás de cozinha, 1,43 kWh de eletricidade e 1,5 kg de lenha. Silva (2009) determinou o poder calorífico do biogás, variando de 5.000 a 7.000 kcal/m³ em função da porcentagem de metano na sua composição, sendo que esse valor pode chegar a 12.000 kcal/m³ se o CO₂ e outros contaminantes forem eliminados da mistura. Em seu trabalho Gorgati (1996) constatou o potencial do RSU na produção de biogás, com a produção de 0,1323 a 0,1395 m³ de biogás por kg de lixo “in natura”. Vogt et al. (2002), Forster-Carneiro et al. (2008) e Walker et al. (2009), obtiveram, respectivamente, rendimento de metano de 360, 530 e 200 L/kg de STV para o RSU e Zhang et al. (2011) avaliando restos de alimento obteve 396 L_{metano}/g STV_{adicionado}. Segundo Malina e Pohland (1992) e Metcalf e Eddy (2003) a produção de CH₄ por quantidade de DQO removido é de 0,35 m³_{metano}/ kg DQO_{removida}.

As propriedades energéticas do biogás derivam do seu principal constituinte, o CH₄. O CH₄ é um gás incolor, inodoro e inflamável, e um dos gases responsáveis pelo aquecimento global (MONTE, 2010). Também é importante conhecer as propriedades do biogás e como estas podem influenciar no seu rendimento. Os principais parâmetros de avaliação do biogás são (MONTE, 2010):

- Poder Calorífico Inferior (PCI): corresponde à energia liberada, de uma massa combustível, na forma de calor, a energia despendida na vaporização da água presente no combustível não está inclusa. Este parâmetro permite estimar o valor do conteúdo energético útil do combustível. A concentração do metano no biogás define o seu poder calorífico;
- Limites de inflamabilidade: correspondem aos percentuais mínimos e máximos de um combustível na mistura ar/combustível para as quais essa mistura se inflama. É um parâmetro crucial na avaliação da qualidade e combustão do biogás, devido a unidade presente e a diluição do CH₄ com CO₂.

2.3.PANORAMA DA GERAÇÃO DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANO NO BRASIL

O diagnóstico do manejo de Resíduos Sólidos Urbanos – 2019 (SNIS, 2019) indica um índice de massa coletada per capita para a população urbana de 0,99 kg.hab.dia⁻¹, desse valor apenas a 7,5 kg.hab.ano⁻¹ é recuperada através da coleta seletiva de recicláveis secos. Os valores apresentados para a coleta de RSU diária é de 178,4 mil toneladas, com principais destinos os lixões a céu aberto (12,9%), aterros controlados (12%) e aterros sanitários (75,1%).

De acordo com o Panorama dos Resíduos Sólidos do Brasil (ABRELPE, 2019) a geração total de RSU no Brasil em 2018 foi de 79 milhões de toneladas, 215 toneladas por dia. Desse valor 92% ou 72 milhões de toneladas foram coletados, isso nos leva a constatação de que 7 milhões de toneladas não foi coletada e teve uma destinação inapropriada. O comunicado 145 do IPEA (2012) relatou que 51,4% do RSU coletado é material orgânico e 31,9% é material reciclável.

Resíduo orgânico é definido como a fração biodegradável do RSU com um teor de umidade entre 85 e 90%, entretanto a definição de RSO é algo impreciso devido à variação da composição e características desse material (MATA-ALVAREZ et al. 2000). Para Silva (2009) RSO são a parte putrescível e não putrescível dos RSU, dos resíduos sólidos rurais ou agrícolas, resíduos gerados de indústrias de alimentos e resíduos gerados de atividades

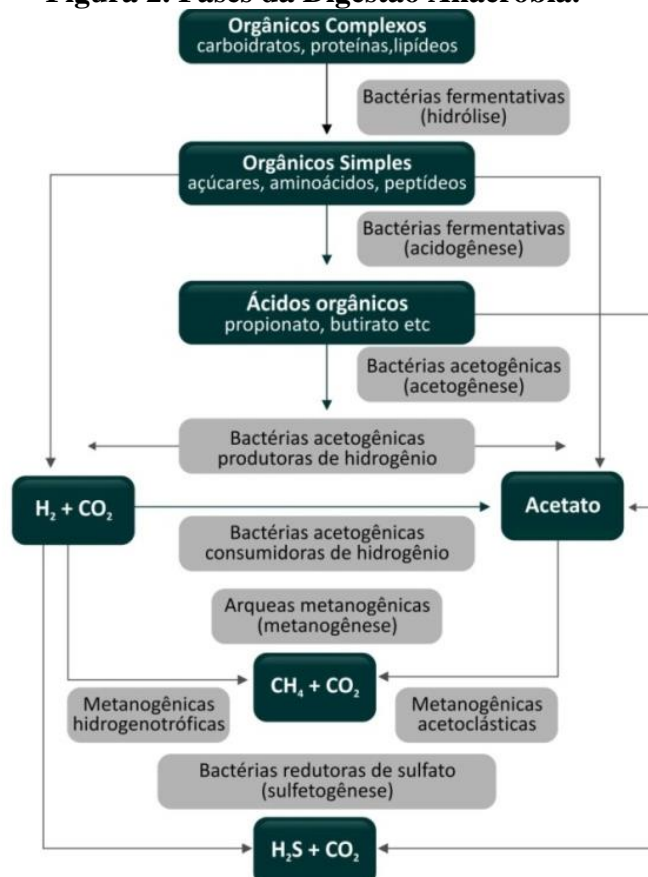
agrícolas, como ração, adubos, restos de colheita, entre outros e de determinados tipos de resíduos indústrias e resíduos provenientes de estações de tratamento de água (ETAs) e esgoto doméstico (ETEs).

Dados em nível nacional apontam o RSO com porcentual de umidade média da matéria orgânica superior a 50%, características ligeiramente ácidas, com valores de pH em torno de 5,0, a relação a relação carbono/nitrogênio(C/N) e a porcentagem de sólidos totais entre 20 e 30 (PROSAB, 2003). Dentre os resíduos orgânicos, os principais tipos são os dejetos de criações de animais, lodos de tratamento de efluentes, resíduos de processos industriais (especialmente da indústria alimentícia), resíduos alimentares de restaurantes e resíduos orgânicos domésticos (principalmente restos de alimentos) (AL SEADI et al., 2008).

2.4.4 FUNDAMENTOS DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

A DA é o processo de decomposição e redução da matéria orgânica sólida, realizada por micro-organismos anaeróbios, em ambiente isento de oxigênio. A DA pode ser dividida em quatro fases: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, conforme a Figura 2. Os micro-organismos responsáveis pela digestão são divididos em três grupos, bactérias fermentativas, responsáveis pela hidrólise e acidogênese, bactérias acetogênicas, que respondem pela acetogênese e bactérias metanogênicas, atuantes na metanogênese, a fase final do processo de DA. Cada grupo de bactérias tem sua função dentro do complexo processo de digestão, a concretização de todas as fases é determinante para a metanogênese e consequente produção do biogás (CHERNICHARO, 2007, ALVES et al., 2013, LAUWERS et al., 2013).

Figura 2. Fases da Digestão Anaeróbia.



Fonte: Adaptado de Chernicharo, 2007.

Hidrólise

Nesta primeira fase da DA, os compostos orgânicos complexos são quebrados em moléculas mais simples, ou seja, proteínas, carboidratos e lipídios são digeridos por exoenzimas excretadas por bactérias fermentativas e convertidos em monômeros, podendo então passar pela membrana celular das bactérias fermentativas. Durante o processo, proteínas são convertidas a aminoácidos, carboidratos se transformam em açúcares solúveis e lipídios em ácidos graxos de longa cadeia e glicerina (LETTINGA et.al., 1996, APPELS et al., 2008).

A velocidade da hidrólise pode ser influenciada pela temperatura interna do reator, pelo pH, período de permanência do substrato no reator entre outros fatores. A velocidade da hidrólise é correspondente ao tipo de substrato. A hidrólise de carboidratos ocorre em algumas horas, já para proteínas e lipídios leva alguns dias (CHAMPAGNE e LI, 2009; RAINES e BINDER, 2010). Segundo Harris (2005), a hidrólise é a reação de um íon (M⁺ ou L⁻) com água, formando uma substância associada, resultando na liberação de íons H⁺ (eq. 1) ou OH⁻ (eq. 2) conforme apresentam as equações:



Acidogênese

Nessa etapa as bactérias fermentativas metabolizam os produtos solúveis da hidrólise, resultando em ácidos orgânicos de cadeia curta (ácido butírico, ácido propiônico, acetato, ácido acético), álcoois, hidrogênio e CO₂. A produção de ácido acético é essencial para a formação de metano, já os demais ácidos participam na formação de outros gases, entre eles o ácido sulfúrico, composto tóxico e corrosivo, indesejável em biodigestores (NGHIEM et al., 2014).

A acidogênese pode ser a etapa limitante para a DA caso o material a ser degradado não seja facilmente hidrolisado. Também pode ser limitante devido ao acúmulo de AGV no reator, já que as bactérias acidogênicas possuem baixo tempo de geração (aproximadamente 30 minutos) e as mais elevadas taxas de crescimento do consórcio microbiano. Isto ocorre devido ao fato de serem os micro-organismos que mais se beneficiam energeticamente no processo de DA, conforme pode ser observado na Tabela 2 (AQUINO e CHERNICHARO, 2005)

Tabela 2. Comparação energética de reações na digestão anaeróbia.

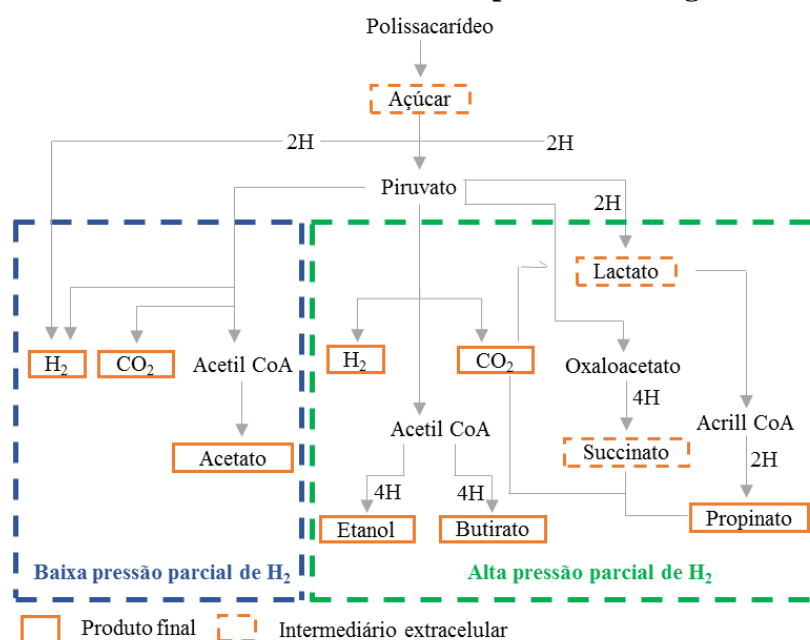
| Etapa | Reação | ΔG_0 (kJ.mol ⁻¹) |
|--------------|--|---|
| Acidogênese | $C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + 2CO_2 + 2H^+ + 4H_2$ glicose acetato | - 206,0 |
| | $C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COO^- + 2H_2O + 2H^+$ glicose propionato | - 358,0 |
| | $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CH_2CH_2COO^- + 2CO_2 + H^+ + 2H_2$ glicose butirato | - 255,0 |
| Acetogênese | $CH_3CH_2COO^- + 3H_2O \rightarrow CH_3COO^- + HCO_3^- + H^+ + 3H_2$ propionato acetato | + 76,1 |
| | $CH_3CH_2CH_2COO^- + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$ butirato acetato | + 48,1 |
| | $CH_3CH_2OH + H_2O \rightarrow CH_3COO^- + H^+ + 2H_2$ etanol acetato | + 9,6 |
| | $2HCO_3^- + 4H_2 + H^+ \rightarrow CH_3COO^- + 4H_2O$ hidrogênio acetato | - 104,6 |
| Metanogênese | $CH_3COO^- + H_2O \rightarrow CH_4 + HCO_3^-$ | - 31,0 |

| | | |
|--------------------|--|--------|
| | acetato metano | |
| | $H_2 + \frac{1}{4}HCO_3^- + \frac{1}{4}H^+ \rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{3}{4}H_2O$ | - 33,9 |
| | hidrogênio metano | |
| | $HCOO^- + \frac{1}{4}H_2O + \frac{1}{4}H^+ \rightarrow \frac{1}{4}CH_4 + \frac{3}{4}HCO_3^-$ | - 32,6 |
| | formiato metano | |
| Formação do metano | $CH_3CH_2COO^- + 1,75H_2O \rightarrow 1,75CH_4 + 1,25HCO_3^- + 0,25H^+$ | - 56,6 |
| | Propionato metano | |

Fonte: Aquino e Chernicharo (2005).

Durante a acidogênese o propionato e o butirato são as duas substâncias intermediárias mais encontradas seguidas do lactato e etanol, efetivos para a formação do acetato, entretanto a pressão parcial de hidrogênio do reator acidogênico deve ser mantida baixa para favorecer as condições termodinâmicas de conversão de ácidos voláteis e álcoois em acetato, caso contrário haverá acúmulo de ácidos propiônico e butírico. Isso porque, a pressão parcial de hidrogênio é determinante para a formação dos produtos, em condição de baixa pressão parcial de H_2 , a rota de degradação do piruvato a acetato é beneficiada, entretanto, com o aumento da pressão parcial de H_2 , a tendência é que o piruvato seja convertido a produtos mais reduzidos, como propionato e butirato (Figura 3) (DILLENBURG, 2006).

Figura 3. Catabolismo de carboidratos no processo de digestão anaeróbia.



Fonte: Adaptado de McInerney; Bryant apud Baldochi (1990).

Acetogênese

O acetato pode ser produzido pela fermentação de compostos orgânicos, mas também pela acetogênese. Na acetogênese ocorre um fenômeno chamando de transferência interespecífica de hidrogênio, que é a simbiose entre os dois grupos de micro-organismos, as bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio e as bactérias metanogênicas consumidoras de hidrogênio (CHERNICHARO, 2007).

Bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio metabolizam etanol, compostos aromáticos, propionato, butirato, etc, em acetato, H_2 e CO_2 . Por sua vez, bactérias metanogênicas consumidoras de hidrogênio consomem o hidrogênio e evitam que o pH no

meio diminua e anule a atividade metabólica de outros microrganismos. As bactérias consumidoras de hidrogênio eliminam o hidrogênio, e isso mantém a pressão parcial de hidrogênio baixa. Gerando um ambiente favorável para que as bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio degradem os derivados da acidogênese em acetato, H_2 e CO_2 (LETTINGA et al., 1996; KHANAL, 2008.). Exemplos de degradação de alguns substratos na fase acetogênicas são apresentados na Tabela 2.

Metanogênese

É a etapa final no processo de degradação anaeróbia de compostos orgânicos em CH_4 e CO_2 . As bactérias metanogênicas do grupo arqueas formam CH_4 a partir de ácido acético, hidrogênio, CO_2 , ácido fórmico, metanol, metilaminas e monóxido de carbono. Essas bactérias são divididas em dois grupos: as bactérias metanogênicas hidrogenotróficas, que utilizam o hidrogênio e dióxido de carbono para produzir o metano, e as bactérias metanogênicas acetoclásticas que produzem o CH_4 a partir do ácido acético ou metanol, estas geralmente limitam a velocidade de transformação do material orgânico complexo e, normalmente, são predominantes na DA. Do total de metano produzido, 70% são resultantes da oxidação do ácido acético (CHERNICHARO, 2007, FORESTI et al., 1999). As reações de produção de metano são apresentadas na Tabela 2.

2.5.DIGESTÃO ANAERÓBIA DE RESÍDUO ORGÂNICO

O primeiro relato sobre o processo de DA foi em 1776 pelo físico Alessandro Volta. Anos após (em 1867), Shirley descreveu o que chamou de “gás dos pântanos”. Em 1868 Bechamp concluiu que micro-organismos eram os responsáveis pela produção do gás metano. Em 1883, a primeira fermentação anaeróbia foi realizada por Ulysse Gayon.

Na cidade de Exeter, Reino Unido, um dos primeiros biodigestores anaeróbios foi construído no ano de 1895 e o gás produzido era usado na iluminação das ruas da cidade. Em 1914, Thum e Reichle concluíram que o processo de formação do metano se dava em duas fases: ácida e metanogênica.

No ano de 1967, um importante trabalho foi publicado por Briant, afirmando a existência de duas espécies de bactérias que convertem matéria orgânica em metano, uma a partir da utilização o acetato e a outra do hidrogênio, reduzindo o CO_2 .

Estudos se seguiram e a DA se mostrou uma alternativa ao tratamento de resíduos sólidos orgânicos e vem crescendo nos últimos anos. A conversão desses resíduos em metano oferece alternativa energética e benefícios ao meio ambiente (CUETOS, 2008, BOUALLAGUI et al., 2003).

Em 2005, Hartmann e Ahring executaram uma pesquisa para verificar a influência da co-digestão da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos com estrume, para tal, foi utilizado dois sistemas termófilos, com tempo de retenção hidráulica (TRH) de 14-18 dias e carga orgânica aplicada (COA) de 3,3-4,0 g-VS/L/d. No reator R1 foi estabelecido uma proporção de 50% de RSU:estrume durante seis semanas, já o R2 iniciou com a mesma proporção sendo aumentado gradativamente a quantidade de RSU até chegar em 100%. A produção de biogás ficou em 0,63-0,71 L/g-VS em ambos os sistemas e obteve redução de 69-74% dos SVT no tratamento com 100% RSU.

Em análise realizada por Flor (2006), no contexto da redução da deposição de resíduos orgânicos em aterro e destinação para lamas secundárias, avaliou o tratamento conjunto desses dois substratos. Usando dois reatores anaeróbios continuamente agitados para tratar a mistura, um reator alimentado de forma contínua e o outro reator alimentado de forma semi-contínua. Não foram encontradas diferenças significativas entre os seus desempenhos, tendo sido atingidas cargas orgânicas de 19 Kg DQO.m³.d⁻¹ e reduções de sólidos totais voláteis

(STV) e demanda química de oxigênio (DQO), superiores a 50%, sem que se verificassem efeitos inibitórios.

Os RSO foram utilizados por Zhang et al. (2007) em reator anaeróbico com TDH de 28 dias e COA de $10,5\text{gSV.L}^{-1}$. A produção de metano foi de $0,435\text{ L/gSV}$, sendo 73% de metano no biogás.

Silva (2009) com a proposta de tratar resíduos de fruta e verduras e águas residuárias doméstica, propôs o tratamento anaeróbico desse material, com diferentes concentrações de SVT, visando à máxima produção metano no biogás e a estabilização do material orgânico. Em seus resultados a máxima porcentagem de metano contido no biogás foi de 61,5%. Os maiores percentuais de transformação nutrientes e de DQO para STF aumentaram com a redução da concentração de ST aplicados ao reator.

Ao avaliar a tratabilidade de RSO provenientes da cozinha de um restaurante universitário, Reis (2012) utilizou um biodigestor anaeróbico para avaliar a eficiência do processo de remoção de matéria orgânica e produção de biogás. O sistema apresentou eficiência média de remoção de 70 % para DQO e de 82 % para STV.

Com objetivo de estudar a produção de biogás a partir de resíduos alimentares domésticos, Gonçalves (2013) realizou ensaios experimentais com diferentes tipos de resíduos alimentares, diferentes composições de resíduos alimentares e dois formatos de reatores diferentes. Verificou-se que durante a primeira fase de produção de biogás são consumidos 57% dos RA, sendo apenas 35% de resíduo alimentar consumidos na fase de anaerobiose com produção de CH_4 e CO_2 .

Com o objetivo de determinar as condições operacionais adequadas para a obtenção do melhor rendimento na produção de biogás, Schulz (2015) utilizou como substrato a fração orgânica rejeitada pela operação da central de triagem do aterro sanitário município de São Leopoldo – RS. Como resultado tem-se que a fração orgânica de RSU demonstrou possuir um elevado potencial de degradação e produção de biogás (mínimo de $6,71$ e máximo de $22,45\text{ m}^3.\text{ton}^{-1}$ RSU). Os teores de CH_4 ficaram entre 70% e 80% ao final das bateladas, mesmo com pH ácidos (5,5 - 5,6).

Em 2015, Santos avaliou a produção de biogás e eficiência no tratamento de resíduo alimentar a partir de inoculação com dejetos bovinos de um reator de alta densidade de 200L operado com TDH de 75 dias, em regime psicrófilico. A digestão de resíduo alimentar se mostrou eficiente, com bons percentuais de remoção de STV (94%), COT (77%) e DQO (84%). A qualidade do biogás se mostrou dentro dos valores médios especificados pela literatura, ao longo de todo o período, com produção de 50,7% de CH_4 e 48,9% de CO_2 , com baixa ocorrência de ácido sulfídrico.

Malinowsky (2016) avaliou a DA de RSO do restaurante universitário (RU) da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) em co-digestão com resíduos de jardinagem operando em uma fase e aumento gradativo da COA (1,0, 2,0 e $4,0\text{ Kg de STV.m}^3.\text{d}^{-1}$). Devido à produção excessiva de ácidos durante as primeiras fases da DA, o pH no interior do reator diminuiu, tornando-o ácido, o que gerou predomínio de CO_2 no biogás produzido. A fim de evitar os problemas de acidificação, uma das recomendações para o tratamento de RSO foi a utilização de DA em duas fases.

De Gianninis et al., (2017) comparou a DA de um e dois estágios de resíduos alimentares com o objetivo de recuperar o CH_4 e hidrogênio e metano ($\text{H}_2 + \text{CH}_4$). Os resultados mostraram que o processo de dois estágios atingiu um rendimento de recuperação de energia 20% comparativamente maior que a DA em uma fase.

Em sua revisão, Srisowmeya et al. (2020) destacou que para o tratamento de resíduos alimentares a DA em dois estágios se mostrou mais promissora, pois o sistema anaeróbico de dois estágios fornece estabilidade ideal do processo, maior eficácia energética e melhor

controle sobre os parâmetros cruciais que regem o desempenho garantido e a recuperação de energia.

2.5.1. Co-digestão com resíduos alimentares

A DA é uma realidade para o tratamento de resíduos orgânicos, porém as características de alguns materiais dificultam o bom funcionamento do biodigestor, para tal, a co-digestão é uma opção para ultrapassar os inconvenientes da digestão e para melhorar a viabilidade econômica do reator (MATA-ALVAREZ et al., 2014).

A co-digestão é um método utilizado para melhorar o rendimento da DA de resíduos sólidos através da mistura de diferentes co-substratos estabelecendo um equilíbrio nutricional. A co-digestão pode se dar pela diluição do RA, a mistura com outro substrato ou ambos (MATA-ALVAREZ et al., 2000). A determinação da proporção ideal entre os co-substratos beneficia as características de funcionamento do biodigestor (BROW e LI, 2013), melhora a relação C/N e rendimento de metano e diminui a concentração de nitrogênio (CUETOS et al., 2008)

Diversos estudos (Tabela 3) têm demonstrado o aumento na digestibilidade de material orgânico e na produção de biogás com a co-digestão. Sosnowski et al. (2003) verificaram o aumento da produção de biogás ao adicionar RSO em reatores com lodo de esgoto. Igualmente, uma maior produção de biogás foi verificada por Hartmann e Ahring (2005) na co-digestão de RSO com estrume.

Tabela 3. Parâmetros operacionais para co-digestão de resíduos alimentares e respectivo rendimento de biogás conforme relatado na literatura

| Co-substrato | Subs. %* | Temp. °C** | COA gSTV.L ⁻¹ .d ⁻¹ *** | Biogás L/gSTV | Autor |
|---------------------------|----------|------------|---|---------------|-------------------------------|
| Lodo de esgoto | 75 | 56 | 3,1 | 0,23 | SOSNOWSKI et al. (2003) |
| Estrume | 50 | 55 | 3,5 | 0,4 | HARTMANN e AHRING (2005) |
| Resíduos de abatedouro | 15 | 34 | 3,7 | 0,8 | CUETOS et al. (2008) |
| Gordura de lodo de esgoto | 15 | 37 | 4,5 | 0,55 | MARTÍN-GONZÁLEZ et al. (2010) |
| Óleo vegetal | 20 | 37 | - | 0,7 | PONSÁ et al. (2011) |
| Gordura animal | 20 | 37 | - | 0,6 | |
| Celulose | 20 | 37 | - | 0,26 | |
| Proteína | 20 | 37 | - | 0,29 | |
| Resíduos de melão | 30 | 38 | 3,37 | - | ANJUM et al. (2012) |
| Resíduos de jardinagem | 80 | 36 | - | 0,12 | BROW e LI (2013) |
| Resíduos de jardinagem | 20 | 38 | 0,54 | 0,47 | PERIN et al. (2020) |

* Co-subs. (%): % de co-substrato utilizada na co-digestão com RSO;

** Temp. °C: temperatura de funcionamento do reator anaeróbio;

*** COA: Carga Orgânica Aplicada.

A produção de biogás aumentou com a mistura de RSO e resíduos de abatedouros (CUETOS et al., 2008), com gordura, óleo e graxa do lodo de tratamento de esgoto (MARTÍN-GONZÁLEZ et al., 2010), óleo vegetal, gorduras animais, celulose e proteínas (PONSÁ et al., 2011) e com resíduos de melão (ANJUM et al., 2012). Brow e Li (2013) mostraram o benefício da co-digestão de resíduo alimentar e resíduos de jardinagem. A co-digestão de resíduo alimentar e estrume de gado foi estudada por Zhang et al (2013), em reator em batelada e semi-sequencial, obtendo, respectivamente, rendimento de metano de 388 mL/gVS e 317 mL/gVS.

Ao revisar os diversos trabalhos publicados na área de tratamento anaeróbio de RSO, Esposito (2012) chegou à conclusão de que a co-digestão resulta no aumento do potencial de produção metano quando a mistura é preparada com percentagens adequadas dos diferentes substratos orgânicos a ser digerido. O efeito benéfico do co-digestão é devido, principalmente, ao equilíbrio de C/N.

Barua et al. (2019) avaliou o desempenho de um novo digestor anaeróbico em modo contínuo, utilizando o aguapé como matéria-prima. Inicialmente, a planta inteira do aguapé não tratada foi alimentada no digestor, seguida do aguapé pré-tratado com ar quente e do aguapé co-digerido com resíduos alimentares. Observou-se que o OLR ideal para DA do aguapé foi de 3,75 kg_{COD}.m³.d⁻¹, enquanto para o aguapé co-digerido com resíduo alimentar o OLR ideal era de 6,7 kg_{COD}.m³.d⁻¹, com remoção média de DQO de 72,5%, 82% e 77% para o aguapé não tratado, pré-tratado e co-digerido, respectivamente.

Perin et al, (2020) avaliaram a influência da adição resíduos de jardim no desempenho da co-digestão anaeróbia de resíduos alimentares. Trabalhando com taxa de 20% do co-substrato, com COA máxima de 0,54 kgSTV.m⁻³.d⁻¹, chegaram a 83% e conversão dos STV e produção específica de metano (PEM) de 470 mL_{metano}/gSTV.

Mu et al (2020) avaliou a co-digestão anaeróbica de resíduos alimentares e resíduos de jardim e obteve os melhores resultados de produção de biogás com 296 mL_{metano}/gSTV.na COA de 4 kgVS.m⁻³.d⁻¹ e proporção 1:3 resíduo de jardinagem para resíduo alimentar.

2.5.2. Digestão de resíduos alimentares em duas fases

Em sistemas anaeróbios convencionais, em uma fase, as reações de hidrólise, acetogênese e metanogênese ocorrem simultaneamente em um único reator. No entanto, o funcionamento de tais sistemas com elevadas COA e para resíduos com grande conteúdo biodegradável, a exemplo dos RA, torna-se difícil, pois este tipo de resíduos sofre uma rápida acidificação, resultando na inibição da metanogênese (MATA-ALVAREZ et al., 1992; BOUALLAGUI et al., 2009, JIANG, 2012).

Para Ghosh & Pohland (1971) os reatores de DA em uma fase coloca dois grupos de microrganismos (acidogênicos e metanogênicos) com constantes cinéticas, restrições termodinâmicas e ambientais bastante distintas em um mesmo ambiente, sendo que, as bactérias acidogênicas apresentam as maiores taxas de crescimento e de utilização do substrato e geralmente são mais resistentes às condições de estresse no ambiente, enquanto as metanogênicas têm menores taxas de crescimento e são mais sensíveis à variações de pH. Dessa forma, devido às limitações cinéticas e termodinâmicas, frequentemente ocorre o acúmulo dos produtos da acidogênese em reatores anaeróbios submetidos a choques de carga. Logo a diferença na velocidade de crescimento dos micro-organismos (30 min a 2 dias para acidogênicas e 2 a 10 dias para as metanogênicas) faz com que a operação do sistema seja totalmente dependente da cinética de crescimento das metanogênicas, devendo o TDH ser alto para que todas as fases da DA sejam beneficiadas. Diante desses problemas e com o objetivo de aperfeiçoar a DA, o sistema em duas fases foi proposto pela primeira vez em 1971 por Ghosh & Pohland.

O sistema de DADF consiste em dois reatores atuando em série, separados fisicamente, onde em cada um ocorre uma fase bioquímica, a acidogênica e a metanogênica, sendo possível aumentar a estabilidade e mitigar as limitações que levam ao acúmulo de AGV nos reatores anaeróbios. As condições ambientais do primeiro reator são controladas para promover o crescimento e proliferação de bactérias formadoras de ácidos, enquanto o segundo reator recebe o produto do primeiro e tem as condições ajustadas para serem ótimas às arqueas metanogênicas (Ghosh et al., 1975, Chanakya et al., 1992, Aquino & Chernicharo 2005, Fernández-Rodríguez et al., 2016).

A introdução da fase acidogênica melhora as condições requeridas para a conversão de compostos orgânicos complexos em AGV. Isto, por sua vez, reduz o risco de efeitos inibitórios e tóxicos destes compostos sobre os microrganismos envolvidos na metanogênese, que são de lento crescimento e predominam no segundo reator (KE et al., 2005; PARAWIRA et al., 2008). A separação desses dois grupos de microrganismos permite a identificação das etapas limitantes do processo e permite a obtenção de condições ótimas para a acidogênese e a metanogênese, o que resulta em melhoria da eficiência do tratamento em comparação a DA em reatores de estágio único (LOU et al., 2011; FU et al., 2017).

O tratamento em duas fases tem apresentado inúmeras vantagens tais como a tolerância a maiores cargas orgânica, maior estabilidade quando submetidos a choques de carga, menores TDH (FEZZANI & CHEIKH, 2010; SHEN et al., 2013, GANESH et al., 2014 ; PAUDEL et al., 2017), redução no acúmulo de ácido propiônico (XIAO et al., 2015; XIAO et al., 2016) melhora na remoção de STV e DQO e maior porcentagem de CH₄ no biogás (GHOSH et al., 1985; LUN et al., 1995, PARAWIRA et al., 2008; KOPSAHELIS et al., 2018).

O potencial energético das frações orgânica de resíduos agrícolas foi testado por Parawira et al. (2008). No estudo, foi testada a eficiência da co-digestão anaeróbica em duas fases investigado a metanização de resíduos sólidos de batata e folhas de beterraba. A separação das fases acidogênica e metanogênica foi alcançada, indicada pela alta produção de CO₂, alta concentração de AGV e baixo pH no reator acidogênico. O pH estável do efluente mostrou que os reatores metanogênico suportou as variações de carga e concentrações de AGV no processo de dois estágios.

Grimberg et al. (2015) compararam a DA de resíduo alimentar entre digestor em escala piloto de uma fase e de duas fases com diferentes COA. O sistema de duas fases teve uma produção de CH₄ 14,8% maior (0,446 vs. 0,380 m³_{metano}/kgSTV.), mas sem significância diferença no conteúdo de CH₄ no biogás produzido.

No estudo de Li et al. (2017) foi proposto um processo em duas fases para aumentar o rendimento, eficiência e a estabilidade da DA. O rendimento de biogás e a eficiência de remoção STV do processo de duas fases foi 83,25% e 57,30% superior ao da co-digestão em uma fase.

Para Baldi et al. (2019) a co-digestão de resíduo alimentar e lodo ativado foi avaliada em um sistema anaeróbio de dois estágios e comparada ao processo tradicional de um único estágio. Os resultados destacaram um aumento no biogás produção e degradação de sólidos voláteis de 26% e 9%, respectivamente, e o conteúdo médio de metano passou de 61,2% para 70,1% no sistema de duas fases.

Yan, et al. (2020) avaliaram a DA de resíduos alimentares provenientes de padaria , restaurante chinês, restaurante de estilo ocidental e mercado úmido com a reutilização de efluentes gasosos acidogênicos a fim de melhorar a disponibilidade de hidrogênio para o reator metanogênico. Os melhores resultados foram obtidos com os resíduos de restaurante de estilo ocidental, com remoção de sólidos voláteis (VS) (76,7%), A alta carga de DQO adicionada junto com a reutilização do gás residual acidogênico garantiu PEM de 0,42 m³_{metano}/kgSTV adicionado.

Ding et al. (2021) realizou a DA em duas fases de RA, na fase acidogênica foi realizada a digestão seca e na fase metanogênica foi utilizado apenas o lixiviado da primeira fase. Os resultados mostraram que a carga aplicada no sistema de dois estágios aumentou 33,3% em comparação com um estágio e o PEM de 393,0 m³_{metano}/kgSTV foi 18,2% superior quando comparado ao sistema de 1 estágio.

2.6. PH E ÁCIDOS GRAXOS VOLÁTEIS

O valor do potencial hidrogeniônico- pH é um parâmetro importante para o desenvolvimento microbiano. Cada microrganismo apresenta uma faixa de pH ótimo para o seu desenvolvimento e depende também do tipo de substrato. As bactérias produtoras de metano apresentam melhores valores de crescimento em valores de pH entre 6,0 e 8,0 (CHERNICHARO, 2007), enquanto os micro-organismos acidogênicos esse valor é entre 5 e 6 (KUMANOWSKA et al., 2017), desta forma o principal objetivo do controle do pH é selecionar e evitar a inibição dos micro-organismos (HORIUCHI et al., 2002).

Appels et al. (2008) destacam que o pH do sistema é controlado pela concentração do CO₂ na fase gasosa e pela alcalinidade do bicarbonato (HCO³⁻) na fase líquida. Se por um lado a concentração de nitrogênio e alcalinidade elevadas favorecem a estabilização de pH, por outro lado, elevado teor de nitrogênio poderá ser tóxico, principalmente para as bactérias metanogênicas (REIS et al., 2012). Para o processo funcionar corretamente a faixa de alcalinidade deve estar entre 1000 e 5000 mg/L (METCALF e EDDY, 2003) e assim manter a capacidade tamponante e evitar mudanças no pH (CHERNICHARO, 2007).

Os AGV são substâncias intermediárias metabolizadas por bactérias fermentativas acetogênicas, os principais são o ácido acético, ácido propiônico, ácido isobutírico, ácido butírico, ácido isovalérico, ácido valérico, ácido isocapróico e ácido capróico. O acúmulo deste pode causar desequilíbrio do sistema, redução do pH e paralisação das reações metabólicas em especial das bactérias metanogênicas, que são mais sensíveis ao pH que as bactérias produtoras de ácidos. Isso significa que em um reator anaeróbio a produção de ácidos pode continuar mesmo que a produção de CH₄ tenha sido inibida pelos baixos valores de pH (CHERNICHARO, 1997, WANG et al., 1999, KYMÄLÄINEN et al., 2011).

A distinção entre os micro-organismos da DA e as exigências de pH de cada grupo torna a DA de resíduo alimentar em reatores de uma fase extremamente difícil sendo possível apenas com baixas cargas orgânicas aplicada (COA), onde se evita o acúmulo de AGV. Assim a DA em duas fases, com reatores separados fisicamente, permite o controle das condições ambientais específicas para grupo. (INCE et al., 1995; APPELS et al., 2008, PAUDEL et al., 2017).

Na primeira fase da DA às recomendações indicam o pH entre 5 e 6, além de propiciar melhores condições de crescimento para as bactérias hidrolíticas, desestimula a ação das metanogênicas, o que permite aumento na concentração de ácido acético e da acidificação.

Zoetemeyer et al. (1982) estudaram a influência do pH na acidogênese almejando encontrar um substrato mais favorável para a metanogênese, para isso variaram o pH de 4,5 a 7,9 e encontraram a faixa de pH de 5,7 - 6,0 como sendo a que mais beneficia a produção de CH₄. Kumanowska et al. (2017) investigaram a influência da variação do pH (4,5, 5, 5,5 e 6) do reator acidogênico no rendimento de CH₄. No reator acidogênico, para valor de pH de 4,5, quase nenhuma acidificação e atividade microbiana foi observada. Em pH de 5 e 5,5, a produção de ácido butírico predominou e em pH de 6, o ácido acético foi o principal produto. No reator metanogênico a produção específica de CH₄ aumentou com o aumento o pH.

A influência do valor de pH (5,5 e 6,0) da acidogênese na estabilidade do processo, grau de degradação e produção de CH₄ na DADF foi investigado por Ravi et al. (2018). Em pH 6, foram registradas altas concentrações de ácidos orgânicos, enquanto alta quantidade de

hidrolisado foi produzida. A pH 5,5 a DQO no hidrolisado foi de 21,85% maior a pH 6. Enquanto o rendimento total específico do metano foi ligeiramente superior a pH 5,5.

Chanakya et al. (1992), estudaram a DADF de RSU e observaram a separação das fases quando a quantidade total de ácidos orgânicos dentro do reator acidogênico ficou entre 5 a 6 g/L e pH 5,0. Os mesmos autores sugerem que a eficiência dos digestores de duas fases pode ser calculada baseando-se na quantidade de ácidos orgânicos produzidos na fase ácida e na fase metanogênica. O AGV predominante acumulado foi ácido acético, seguido dos ácidos butírico, propiônico e n- butírico. A presença de AGV de cadeias mais longas foi notada quando os níveis totais de VFA excedeu 6 g.L⁻¹.

Chen et al. (2015) investigaram as vias de fermentação e a influência no rendimento de metano em reatores duas fases para resíduo alimentar e palha de arroz. Os resultados mostraram que o tipo de fermentação na fase acidogênica pode ser transformado pela mudança de pH e COA. A fermentação do tipo etanol ocorreu em pH < 4,5, a fermentação do tipo ácido butírico apareceu na condição de pH > 5,0 e COA maiores que 6 kgSTV.m³.d⁻¹. A fermentação do tipo butírico alcançou o maior grau de acidificação, rendimento de metano e biodegradabilidade.

Uma nova configuração de reatores em duas fases foi proposta por Xing et al. (2014), o reator acidogênico é composto por um rolo giratório e perfurado que se encontra na parte superior, na parte inferior um reservatório retangular recebe o material hidrolisado da parte superior configurando assim a fase metanogênica. O ácido acético constituiu dois terços do total de AGV. A concentração máxima de AGV na unidade metanogênica foi menor que 2,5 g/L. A diferença significativa nos AGV das duas unidades e a falta de acumulação de AGV indica uma separação de fases bem-sucedida e uma transferência de massa eficiente. A maior taxa de carregamento orgânico foi de 1,37 kgSTV.m³.d⁻¹, a eficiência de remoção de sólidos voláteis excedeu 85%, a produção de biogás foi de aproximadamente 760 L/kgSTV_{removida} com concentração de metano no biogás variando de 64,9% a 76,7%.

Xiao et al. (2013) verificaram o efeito inibitório do ácido acético sobre os microrganismos metanogênicos em um processo anaeróbio de duas fases. No reator metanogênico a inibição das metanogênicas ocorreu quando o pH ficou em 6 e a concentração de ácido acético foi maior que 1,6 g.L⁻¹.

Xiao et al. (2016) examinaram a tolerância das metanogênicas para altas concentrações de ácido acético. Verificaram que houve total degradação do ácido acético até a concentração 4,2 g.L⁻¹. No entanto, quando a carga atingiu 7,4 g.L⁻¹ houve diminuição da atividade metanogênica. A análise da comunidade microbiana destacou que aproximadamente 99% do total de arqueas era composta por bactérias hidrogenotróficas.

O ácido propiônico é outro importante substrato que contribuem para a formação de CH₄ no processo anaeróbico (GLISSMANN & CONRAD, 2000). Podendo chegar até 35% da produção de CH₄, mas quando em excesso pode causar a falha do sistema. (MAH et al., 1990). Xiao et al. (2015) verificou o potencial de degradação do ácido propiônico em reator metanogênico e constatou que até a concentração de 4,6 g.L⁻¹ na faixa de pH 6,40 - 7,30 ocorreu degradação sem inibição das metanogênicas.

Como conclusão de seu trabalho de revisão da DA de resíduo alimentar Bong et al. (2018) cita a DA em duas fases como um método promissor para superar a inibição da metanogênese. Um indicador comum do equilíbrio dentro do reator metanogênico é a relação AGV/alcalinidade, em que uma razão inferior a 0,3 e 0,4 indicando reator balanceado e uma razão maior que 0,6 indicando um reator estressado e sobrecarregado (LIU et al., 2009).

2.7.CO2 E TDH

Na DADF o TDH deve ser suficiente para que os grupos de microrganismos tenham tempo para degradar o substrato, assim como é necessário o equilíbrio entre a COA e o TDH, que devem ser determinados para otimizar a eficiência da digestão e o volume do reator (DEMIRER E CHEN, 2005). Altas cargas orgânicas e baixos TDH favorecem as bactérias acidogênicas produtoras de ácidos, já as bactérias metanogênicas, devido a cinética de crescimento, são favorecidas por TDH maiores e COA menores (GHOSH et al., 1985, ZHANG E NOIKE, 1991).

Lou et al. (2011) estudou a DA em dois estágios de resíduos orgânicos. O TDH do reator acidogênico e metanogênico foi de 3 e 12 dias, respectivamente. O processo de dois estágios se mostrou estável quando o COA foi aumentado para $4,5 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$, enquanto o processo de estágio único falhou. O estudo revelou ainda que, alterando a relação TDH acidogênico: TDH metanogênico do processo de dois estágios de 3:12 para 1:14, 6,7% mais energia poderia ser obtida.

A co-digestão de resíduos de frutas e vegetais e resíduo alimentar foi avaliada em diferentes COA no sistema de uma e duas fases por Shen et al. (2013). Os resultados mostraram que a fermentação do tipo etanol dominou ambos os processos de digestão quando a COA estava em níveis baixos (menor que $2,0 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$). O ácido propiônico foi rapidamente acumulado com o aumento da COA (maior que $2,0 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$), o que poderia causar instabilidade no processo de DA. No sistema de duas fases o teor de CO_2 no biogás aumentou quando a COA passou de 2,0 para $4,0 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$ ficando 7,0 e 15,8% maiores que o sistema de uma fase.

Fernández-Rodríguez et al. (2016) avaliaram o TDH (3 e 4 para a acidogênese e 6 e 10 para a metanogênese) da DADF. Os resultados mostraram que O TDH de 4 e 10 obtendo maior produtividade de metano (35-45%), remoção de matéria orgânica (6-19%) e maiores rendimentos de metano (26-60%) do que sistemas de estágio único.

Ganesh et al. (2014) compararam a partida, estabilidade e desempenho do reator em duas fases. O sistema foi operado com aumento gradual da COA e recirculação dos sólidos (após centrifugação apenas a fração líquida passou para a fase metanogênica) no reator acidogênico. A COA foi aumentada gradualmente de $5 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$ até $10 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$. Na COA de $10 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$ o pH do reator caiu para 4,5, foi observado que essa faixa de pH se tornou favorável à produção de intermediários como glicose, frutose, lactato e etanol em vez de AGV. A produção destes intermediários não é favorável para a metanogênese, em comparação aos ácidos acético e butírico. Já em COA $7 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$ a média de AGV no reator foi de $24 \pm 4 \text{ g.L}^{-1}$ e os ácidos acético e butírico predominaram, representando 47% e 26% do total de AGV.

Aslanzadeh et al. (2014) avaliaram os efeitos COA e TDH na produção de CH_4 em sistemas de uma e duas fases. Uma operação mais estável foi observada em menores COA ($2 \text{ kg STV.m}^3.\text{d}^{-1}$) e maiores TDH (10 dias) no reator metanogênico do sistema de duas fases. Os resultados mostraram que o volume dos reatores poderia ser 26% (acidogênico) e 65% (metanogênico) menores no sistema de dois estágios em comparação com o processo de estágio único. Já Paudel et al. (2017) encontrou como ótimo os TDH de 8 horas para a fase acidogênica e de 20 dias para fase metanogênico para a produção máxima de hidrogênio e metano tratando RSO.

Para o tratamento de resíduos alimentares Voelklein et al. (2016) operaram um reator anaeróbico de duas fases, as COA foram aumentadas de 6 até $15 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$ no reator acidogênico e de 2 até $5 \text{ kgSTV.m}^3.\text{d}^{-1}$ no reator metanogênico. O TDH foi fixado em 4 dias (reator acidogênico) e 12 dias (reator metanogênico). Na COA máxima o sistema de duas fases aumentou a produção de metano em até 23% e percentual de metano no biogás passou de 14% para até 71% quando comparado ao sistema de uma fase.

Paudel et al. (2017) testou um sistema de DA de dois estágios, composto por dois reatores de tanque com agitação contínua (CSTRs) operando em condições mesofílica (37 °C). O resultado do estudo ilustrou a TDH ótima de 8h e 20 dias no estágio acidogênico e estágio metanogênico para máxima produção de hidrogênio e metano.

2.8. TEMPERATURA

Dos fatores físicos a temperatura durante o processo de DA pode apresentar efeitos significativos na comunidade microbiana, estabilidade e produção de biogás. A formação do CH₄ ocorre em uma ampla faixa de temperatura (0 a 97°C), ótimos níveis de produção de biogás são registrados na faixa mesófila (30 a 35 °C) e termófila (50 a 55°C).

A taxa de crescimento das bactérias termófilas é superior às demais, isso se dá pela maior disposição de energia nessa faixa de temperatura, ao tratar resíduos alimentares pode-se observar média de 41% e 144% a mais de taxa de produção de biogás do que em condições mesofílica e psicofílica (0 a 25°C), respectivamente (BOUALLAGUI et al., 2004). A Tabela 4 e Figura 4 mostram as características das espécies de bactérias em relação à temperatura.

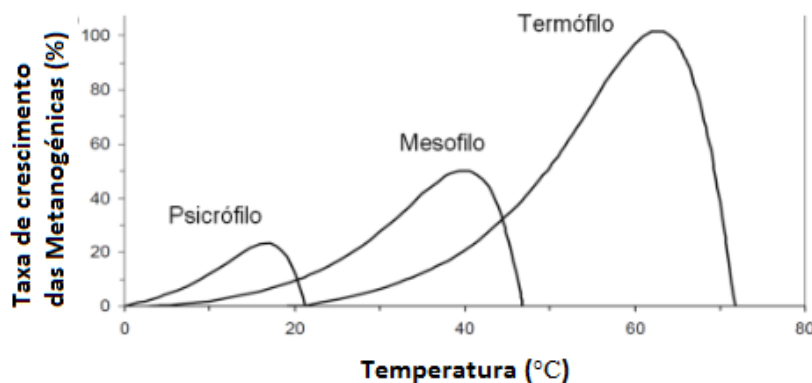
A menor velocidade de crescimento fica com as bactérias psicofílicas (Tabela 4). A zona psicofílica é, normalmente, utilizada em sistemas simplificados e pequenos biodigestores, na qual o rendimento na produção de biogás é baixo, pois geralmente existem dificuldades no funcionamento e baixa velocidade de degradação. Quando nos referimos ao uso comercial, o mais usual são os digestores mesofílicos. Nessa faixa de temperatura têm-se condições favoráveis de crescimento microbiano, estabilidade do processo e velocidade de degradação (PROBIOGÁS,2010).

Tabela 4. Características de crescimento das espécies bacterianas em função da temperatura

| Faixas de temperaturas | Intervalo | Valor ótimo | Taxa de duplicação |
|------------------------|-------------|-------------|--------------------|
| Psicofílica | 15°C - 25°C | 18°C | 10 - 40 dias |
| Mesofílica | 30°C - 40°C | 35°C | 2 - 10 dias |
| Termofílica | 50°C - 60°C | 55°C | 1 - 2 dias |

Fonte: Fernandes (2013).

Figura 4. Taxa de crescimento relativa dos microrganismos nas diferentes gamas de temperatura



Fonte: Adaptado: Chernicharo (2007)

Altas temperaturas (45 a 70°C) favorecem a produção de ácidos voláteis e amônia, diminuindo a atividade metanogênica e o rendimento na produção do biogás (FEZZANI;

CHEIKH, 2010). Acima de 65°C ocorre à desnaturação das enzimas (BRISKI et al., 2007; LÉVEN et al., 2012). No entanto, a faixa termófila apresenta algumas vantagens, tais como uma taxa mais rápida degradação resíduos orgânicos, menos viscosidade do efluente e maior taxa de destruição de patógeno (ZHU et al., 2009).

Em sistemas de metanização de resíduo alimentar a DA em fases de temperatura tem se mostrado eficiente. Geralmente, o reator acidogênico apresenta temperaturas mais altas, o que beneficia a hidrólise, enquanto no segundo reator as temperaturas são mais baixas, beneficiando a metanogênese (VERRIER & ALBAGNAC, 1987; LEE et al., 2009; LV et al., 2010; DOOMS, 2018).

Na fase acidogênica, para RSO, são apresentadas vantagens no uso de temperaturas termofílicas e TDH baixos. Fernandez-Rodriguez et al. (2016) tiveram resultados promissores no tratamento da fração orgânica de RSU, com um aumento de 35-45% na produtividade de metano com a fase acidogênica a 55°C e TDH de 4 dias seguido por um estágio mesofílico de 10 dias comparado a sistemas de reator único com tempo de retenção similar.

Para Wu et al. (2016) melhores resultados foram encontrados com TDH de 3 dias e temperatura termofílicas no primeiro reator, seguido por um TDH de 12 dias e 35°C no segundo reator. Yu et al. (2013) descobriram que a fase acidogênica de 4 dias a 45 °C seguido pela fase metanogênica mesofílica de 16 dias foi o mais eficiente entre as condições testadas (2 a 6 dias na acidogênese e 16 e 20 dias na metanogênese).

Dooms et al. (2018) avaliaram a DA de resíduos agrícolas (estrupe e silagem). A acidogênese teve TDH de 4 dias seguida pela metanogênese de 15 dias e duas configurações de temperatura 65 °C - 37 °C e 65 °C - 55 °C. No estudo eles verificaram que nos dois primeiros dias da acidogênese, o rendimento de hidrólise e o rendimento de acidificação foram muito maiores (22% e 13%, respectivamente) do que nos dois dias seguintes (2% e 2%, respectivamente) e que o TDH do metanogênese pode ser encurtado em 5 dias, com pouca perda na produção de metano. Nos reatores metanogênicos, a captação de AGV e a produção de metano foram maiores a 55 °C do que a 37 °C.

Borowski et al. (2015) investigou DA em fase de temperatura tratando a lodo de esgoto com a fração orgânica dos RSU, o TDH foi de 1 e 14 dias e temperatura 35 e 55°C para o primeiro e segundo reator, respectivamente. O sistema de duas fases alcançou a produção total de metano 40% maior que o reator em estágio único. No entanto, quando o TDH passou para 2 dias, a produção de CH₄ no reator metanogênico diminuiu significativamente. Concluiu-se, portanto, que a exposição prolongada da matéria-prima às temperaturas termofílicas pode levar a uma maior intensidade de degradação protéica. Consequentemente, maiores quantidades de amônia são liberadas para a fase líquida, o que resulta na inibição da metanogênese na etapa mesofílica subsequente. Além disso, a amônia afeta a liberação e distribuição de AGV, o que também influencia o desempenho de todo o sistema DADF.

Nas Tabelas 5 e 6 são apresentados resultados da digestão anaeróbia de resíduos orgânicos em duas fases.

Tabela 5. Parâmetros operacionais aplicados em sistemas DADF de resíduo alimentares conforme relatado na literatura.

| Autor | Reator* | Volume (L) Acidog./ Metanog. | Substrato | Inóculo | Temp. °C Acido g | Temp. °C Metanog |
|--------------|----------------|---|---|---------------------|-------------------------------------|---------------------------------|
| [1] | SC | 0,5/ 0,5 | RSU | dejeito bovino | | |
| [2] | SC | 0,25/ 0,25 | RSO | lodo reator RSO | | |
| [3] | B | 0,8/ 0,8 | Batatas | lodo ativado | 35 | 35 |
| [4] | SC | 18/ 18 | Resíduos de usina de azeite | lodo ETE | 37 | 37 |
| [5] | C | 1,2/ 4,5 | Resíduos orgânicos | lodo de digestor | 55 | 55 |
| [6] | B | 0,5/ 0,5 | Resíduos orgânicos | lodo UASB | 37 | 37 |
| [7] | C | 5/ 8 | Resíduos de frutas, vegetais e alimentares | lodo ETE | 35 | 35 |
| [8] | SC | 15/ 15 | Resíduos de frutas e vegetais | lodo reator UASB | 35 | 35 |
| [9] | C | 25/ 50 | Resíduos de frutas e verduras e palha de trigo | lodo granular | 35 | 35 |
| [10] | B | 25/ 50 | Trigo palha e resíduos de frutas e vegetais | lodo granular | 35 | 35 |
| [11] | C | 3/4 e 4/7 | Resíduos vegetais | lodo granular | 37 | 37 |
| [12] | SC | 5/ 5 | RSO | lodo ETE | 55 | 35 |
| [13] | SC | 2,5/ 2 | Resíduos orgânicos | | 37 | 37 |
| [14] | SC | 2/ 1 | Resíduos orgânicos | lodo UASB | 35 | 35 |
| [15] | | 0,25/0,25 | Vinhaça cerveja | lodo granular | 37 | 37 |
| [16] | B | 2/ 5 | Resíduos alimentares | lodo ETE | 39 | 39 |
| [17] | SC | 1/ 1 | Resíd. alimentares, hortícolas e dejeito avícola | lodo ETE | 35 | 35 |
| [18] | B | 1,2/ 4,1 | Resíduos alimentares e esgoto | | 35 | 35 |
| [19] | C | 10/ 35 | Resíduos alimentares | Esgoto | 37 | 37 |
| [20] | | | Resíduos agrícolas dejeito bovino | sem inoculo | 65 | 37 |
| [21] | B | 1 | RSO | lodo reator UASB | 35 | 35 |
| [22] | B | 0,25/ 0,25 | Resíduos alimentares, lodo de esgoto e glicerol bruto | lodo ETE | 35 | 35 |

[1] Chanakya et al.(1992; [2]; Chu et al..2008) [3] Xie, 2008 [4] Fezzani & Cheikh, 2010 ;[5] Lou et al, 2011; [6] Nathao et al., 2013; [7] Shen et al, 2013; [8] Ganesh et al, 2014; [9] Wang, 2014; [10] Xing, 2014; [11] Zuo et al., 2015; [12] Fernández-Rodríguez et al., 2016; [13] Majhi et al., 2016; [14] Wu et al., 2016; [15] Fu et al., 2017; [16] Gioannis et al., 2017; [17] Li W et al, 2017; [18] Li et al, 2017; [19] Paudel, 2017; [20] Dooms et al, 2018; [21] Lavagnolo et al, 2018; [22] Silva et al., 2018.

*Reator = Sistema de operação do reator: C = Contínuo; SC = Semi-contínuo; B = Batelada.

Tabela 6. Parâmetros operacionais de sistemas DADF de resíduos alimentares com respectivo rendimento de biogás conforme relatado na literatura

| | COA acidog. (Kg VS/ m ³ ·d ⁻¹) | COA metanog. (Kg VS/ m ³ ·d ⁻¹) | TDH acidog. (dias) | TDH Met. (dias) | pH Acid. | pH Met | PEM (LCH ₄ /kgVS) |
|------|---|---|--------------------------|-----------------------|-------------|-------------|-------------------------------------|
| [1] | 2,00 | 2,0-4,0 kg | 7 | 7 | 5,0 | 7,0- 8,0 | ***179 |
| [2] | 38;40 | 6,60 kg | 1,3 | 5 | 5,5 | 7,2 | 464,00 |
| [3] | | | 0,5 | 18, 24,36 | | | 157,9 |
| [4] | *5,54-14 kgDQO/ m ³ ·d ⁻¹ | 2,28 a 9,17 | 4 - 24 | | | | 346-534 |
| [5] | 3 | | 1-4- | 12- 14 | 6,0 | | 320-340 |
| [6] | 23- 75 - 95 | | 1,45 | | 6,0 | 7,0 | 82 |
| [7] | 2,0 - 10,0 | 1,0-5,00 | 10 | 10 | 7,0 | 7,0 | 351-455 |
| [8] | 5-10 kg | 1,2 - 1,4 | 1-3 | 20 | 6,2 | | 270 |
| [9] | 1.37 | | 10 | | 7,0 | 7,0 | ***760 |
| [10] | 0,6-1,37 | | 24-17-10 | 24- 17-10 | 7,2 | 7,3 | |
| [11] | 2.6 - 3.0 | | 14 | 14 | 6,8 | 7,8 | |
| [12] | 22,4 - 29,9 | | 3-4 | 6-10 | 7,0 | 7,6 | 150 |
| [13] | 0,86-0,889 | 1.1- 1,5 | 20 | 29 | 5,5 | 7,5 | 0,86-0,889 |
| [14] | 11 | 0,75-1,5 | 3 | 48, 42 | 4,0 | 6,5 | 244,20 |
| [15] | | | 4 | 45 | 5,5-7,2 | 7,0 | 274,00 |
| [16] | | | 0,83- 0,16 | 10,4 | 6,5 | 7,0 | 380.1 |
| [17] | 6-4-2 | | 30 | 30 | 7,6 | 7,6 | 113,4 |
| [18] | 0,5-0,8 | | 10-6 | 30-29 | 3,7 | 7,0 | 115-157 |
| [19] | 17,7- 34,8- 70,8-106 | 1,24 - 1,76 | 48-24-12- 8 | 15 -20 | 5,0-5,5 | 7;7, 5 | 728 676 |
| [20] | | | 4 | 15 | 4,50 | 7,0 | 235 |
| [21] | **5 gVS/L. | | 2 | 20 | 6,5-7- 9 | 8,5 | 544 |
| [22] | **10 gVS / L | | 1,5 | 40 | 5,50 | 7,0 | 342 |

[1] Chanakya et al, 1992; [2] Chu et al., 2008; [3] Xie, 2008; [4] Fezzani & Cheikh, 2010; [5] Lou et al, 2011; [6] Nathao et al., 2013; [7] Shen et al, 2013; [8] Ganesh et al, 2014; [9] Wang, 2014; [10] Xing, 2014; [11] Zuo et al., 2015; [12] Fernández-Rodríguez et al., 2016; [13] Majhi et al., 2016; [14] Wu et al., 2016; [15] Fu et al., 2017; [16] Gioannis et al., 2017; [17] Li W et al, 2017; [18] Li et al, 2017; [19] Paudel, 2017; [20] Dooms et al, 2018; [21] Lavagnolo et al, 2018; [22] Silva et al., 2018.

* Valores de COA apresentados em kg DQO/m³·d⁻¹. ** Valores apresentados em gVS/L. *** Resultado apresentados em PEB (produção específica de biogás) LCH₄/kgVS

2.9. NUTRIENTES

A disponibilidade de nutrientes é um fator relevante em sistema DADF, a relação C/N pode ser limitante para as reações, uma vez que o carbono é a base para o fornecimento de energia e o nitrogênio ao ser convertidos em NH_3 é assimilado para a síntese de novas células e micro-organismos (KHALID et al., 2011).

A relação C/N ótima situa-se entre 20 e 30, onde o principal fornecedor de carbono são os restos de culturas vegetais e de nitrogênio são os resíduos alimentares e de origem animal (GUEDES, 2007).

O nitrogênio e o fósforo são nutrientes indispensáveis para todos os processos biológicos, a quantidade desses nutrientes, em relação à matéria orgânica, influencia as reações de oxidação do substrato orgânico e a eficiência dos microrganismos para obter energia para síntese, assume-se como satisfatória a relação C:N:P de 130:5:1 (FORESTI et al., 1999, CHERNICHARO, 2007).

Outros elementos como enxofre, ferro, cobalto, níquel, molibdênio, selênio, riboflavina e vitamina B12 são essenciais para os microrganismos metanogênicos e o balanceamento desses nutrientes é limitante para as reações do processo, uma vez que, parte destes nutrientes é requerida pelas bactérias para formar o CH_4 a partir do acetato (CHERNICHARO, 1997, IGONI et al., 2008).

2.10. AGITAÇÃO

Em sistemas de metanização, a DA ocorre com todos os parâmetros operacionais controlados, quando tratando resíduo alimentar, é necessário que o substrato dentro do reator esteja homogêneo, evidenciando a necessidade de um sistema de agitação. O princípio da agitação é manter a temperatura, a uniformidade da mistura e a redução de espuma no interior de reatores anaeróbios. Também auxilia na saída do biogás (CHERNICHARO, 1997). Entretanto quando a intensidade e o tempo de agitação são demasiados, resulta em aumento da tensão de cisalhamento, o que pode reduzir e acabar com a formação de flocos e agregados microbianos e reduzir a produção de biogás (KIM et al., 2002; STROOT et al., 2001).

Efeito negativo na produção de biogás foi observado por Lindmark (2014) ao avaliar os efeitos do aumento na intensidade de mistura tratando resíduos orgânicos de RSU. A menor intensidade (25 RPM) obteve maior produção de biogás quando comparado à maior intensidade (150 RPM). Intensidade semelhante de agitação foi utilizada por Schulz (2015) e Rempel (2014) que optaram por 29 RPM em intervalos de 2 horas.

2.11. MICROBIOLOGIA

O ecossistema anaeróbio em um reator não se instala imediatamente após a inserção dos resíduos, por isso a importância da inoculação para reduzir o tempo de bioestabilização do reator. A inoculação consiste em inserir certa quantidade de determinada comunidade microbiana com atividade metanogênica conhecida em um reator a fim de acelerar o processo de digestão anaeróbia (CHERNICHARO, 2007).

O inóculo também tem a função de manter o equilíbrio do pH, acelerar a digestão e aumentar a produção de biogás (AGDAG e SPONZA, 2007; CARNEIRO, 2005; HARTMANN; AHRING, 2005). A proporção adequada de inóculo em relação ao substrato pode determinar o volume de biogás produzido, a remoção de DQO, nitrogênio e a degradação final do substrato (AMORIN, 2012, SANTOS, 2014).

A importância da análise da diversidade dos microrganismos envolvidos no processo de DA está em se obter informações acerca das propriedades metabólicas específica das espécies

responsáveis pela decomposição dos resíduos (KLAMMER et al., 2008). Para uma comunidade microbiológica anaeróbia se estabelecer e multiplicar é necessário tempo e condições físicas e químicas favoráveis. (LOPES et al., 2004, CARNEIRO, 2005). Parâmetros como pH, alcalinidade total, produção e consumo de ácidos graxos voláteis, remoção de DQO e produção de biogás são influenciados pelos micro-organismos presentes em cada fase (CHU et al, 2010; MAYER, 2013, CHO et al., 2017).

Em sistemas DADF, no reator acidogênico é onde as diferentes espécies de micro-organismos degradam matéria orgânica complexa em AGV, álcoois, cetonas, CO₂, H₂. Primeiramente, os sólidos degradáveis são hidrolisados em moléculas menores e solúveis, em seguida as bactérias produtoras de ácidos usam esses compostos intermediários como fonte de energia e para a multiplicação celular, resultando em biomassa celular e ácidos de cadeia curta (GHOSH et al., 1985, LETTINGA, 1994). As principais vias fermentativas, os produtos e gêneros de bactérias que realizam a fermentação no reator são mostrados na Tabela 7.

Tabela 7. Principais vias da fermentação em digestores anaeróbios.

| Via da fermentação | Produtos | Gêneros de bactérias |
|--------------------|--|--|
| Acetona-butanol | acetona, butanol, etanol | <i>Clostridium</i> |
| Butanediol | acetato, 2,3-butanediol, glicol butileno, etanol, dióxido de carbono, hidrogênio | <i>Aerobacter, Enterobacter, Erwinia,</i> |
| Butírica-butílica | acetato, butirato, etanol, isopropanol, dióxido de carbono, hidrogênio | <i>Clostridium</i> |
| Homolática | lactato | <i>Bacillus, Lactobacillus</i> |
| Heterolática | Heterolática acetato, etanol, formiato, lactato, succinato, dióxido de carbono, hidrogênio | <i>Escherichia, Proteus, Providencia, Salmonella, Shigella, Yersinia</i> |
| Propiônica | acetato, propionato, dióxido de carbono | <i>Propionobacterium</i> |

Fonte: Gerardi (2006).

Na metanogênese, a etapa final do processo de formação de CH₄, a diversidade microbiana é menor e é composta basicamente por dois grupos de bactérias, as bactérias utilizadoras de acetato (acetoclásticas) e as bactérias utilizadoras de hidrogênio (hidrogenotróficas). Dentre as principais contribuintes para a produção de CH₄ destacam-se as Methanosarcina, Methanosaeta, Methanobrevibacter, Methanobacterium e Methanospirillum (CHERNICHARO, 2007; CHARLES et al., 2009 e IKE et al, 2010).

Luo et al. (2010) estudaram o processo anaeróbio de duas fases com resíduo alimentar. No reator acidogênico termofílico foi verificado a presença de quatro filos (Proteobacteria, Actinobacteria, Unaffiliate, Firmicutes) e nove gêneros (Uncultured gamma proteobacterium, Uncultured Pseudomonas sp., Propionibacterium sp., Uncultured bacterium, Streptococcus thermophilus Uncultured bacterium, Clostridium sp., Thermoanaerobacterium thermosaccharolyticum, Thermoanaerobacterium thermosaccharolyticum, Clostridium thermocellum Thermoanaerobacterium sp.). O TDH foi um parâmetro importante na determinação da composição das comunidades, mas os gêneros predominantes em todos os tratamentos foram Thermoanaerobacterium e Thermosaccharolyticum. No reator metanogênico as espécies de bactéria dominantes foi Clostridium thermocellum e três gêneros de archaea foram identificadas Methanoculleus thermophilus, Methanosarcina acetivorans e Methanosarcina barkeri. Foi observado que as estruturas da comunidade de arqueas não foram

afetadas pelas mudanças de substratos e TDH, entretanto o aumento estimado da atividade metanogênica específica da metanogênese acetoclástica, poderia ter ocorrido devido ao aumento da biomassa e atividade acetoclástica nos reatores e não do tipo de arquea. As espécies de *Methanoculleus* são responsáveis pela metanogênese hidrogenotrófica. Por fim, as espécies *Methanosarcina* foram consideradas dominantes em alta concentração de acetato.

Wang et al. (2014) trataram resíduos de frutas e verduras e palha de trigo em reator de duas fases. Os resultados mostraram que os tipos de bactérias Bacteroidales, Clostridiales e Syntrophobacterales foram dominantes no reator. No reator metanogênico os gêneros identificados foram *Methanosaeta*, *Methanosarcina*, *Methanoculleus*, *Methanospirillum* e *Methanobacterium*. O gênero predominante foi o *Methanosaeta*, o que indicou da via de metanogênese pela metanogênese acetoclástica. A diferenciação da composição da comunidade metanogênica em duas fases, valores de pH e concentrações de AGV confirmaram a separação das fases.

Chu et al. (2010) avaliou um processo de duas fases com o objetivo de separar as bactérias produtoras de H₂ no reator acidogênico termofílico e as arqueas no reator metanogênico. No reator acidogênico as bactérias produtoras H₂ encontradas foram *Clostridium* sp. e *Thermoanaerobacterium thermosaccharolyticum*. No reator metanogênico as arqueas predominantes foram *Methanosaeta concilii* e *Methanosarcina siciliae*, ambas pertencentes à metanogênicas acetoclásticas e *Methanospirillum hungatei* representando as metanogênicas hidrogenotróficas.

Wu et al. (2016) verificaram que no reator acidogênico as bactérias produtoras de ácido láctico predominaram, as principais foram *Lactobacillus* e *Aeriscardovia*. No reator metanogênico predominou as hidrogenotróficas *Methanosaeta*, *Methanolinea*, *Methanospirillum* e *Methanobacterium*. Entre as metanogênicas acetoclásticas a *Methanosaeta* sobressaiu aos demais grupos.

Ao avaliarem a dinâmica da comunidade arqueas e bacteriana em DADF Gonzalez-Martinez et al. (2016) verificaram a correlações entre os valores elevados de ácidos voláteis e abundância de O₂ com *Methanobacterium*, *Methanobrevibacter smithii*, *Methanocorpusculum*, *Methanoculleus*, *Methanolinea* e *Methanosphaera stadtmanae*; Bactérias: *Crocinitomix*, *Defluviitoga*, *Syntrophomonas*. A produção de biogás e percentual de CH₄ foi correlacionada com a presença das Archaea: *Methanosaeta harundinacea*, *Methanospirillum*, *Nitrososphaera* e *Methanomassiliicoccaceae* e das Bactérias: *Cytophaga*, *Herbaspirillum* e *Symbiobacterium*.

As modificações na comunidade microbiana foram investigadas por Niu et al. (2015) ao testar digestores anaeróbicos em escala real e em escala de laboratório alimentados com diferentes resíduos sólidos orgânicos. A diversidade microbiana variou de acordo com os tipos de substrato e parâmetros operacionais. Metanogênicas acetoclásticas do gênero *Methanosaeta* predominaram em escala real e *Methanosarcina* predominou nos digestores em escala de laboratório, uma diferença significativa nas comunidades de arqueas foi encontrada. A análise de componentes principais indica claramente que as comunidades bacterianas e arqueas criam aglomerados independentes de acordo com os tipos de substrato. No entanto, a relação entre as bactérias acetogênicas e as metanogênicas acetoclásticas teve uma variação semelhante entre reatores de escala real e de laboratório. A análise de correlação canônica mostrou que as variações da comunidade bacteriana e de arqueas foram significativamente afetadas pelo substrato e pelas condições de operação.

Bellucci et al. (2019) avaliou a composição e a dinâmica das comunidades bacterianas e arqueas em um digestor anaeróbico de dois estágios em escala real alimentado com resíduo alimentar e esterco/cama de frango. Os resultados mostraram que baixo nível de acetato, butirato e propionato na fase de metanogênese indicou forte atividade de metanogênicas acetotróficas, a variação na alimentação do digestor e a razão C/N tiveram um papel

fundamental na montagem das comunidades bacteriana e arqueas. O alto nível de amônia favoreceu o crescimento de Caldicoprobacteraceae e Syntrophomonadaceae, enquanto as arqueas dominantes detectadas pertencem à família das Methanosarcinaceae.

Chen e Chang (2020) investigaram a relação entre a temperatura (35, 42 e 55 ° C) usada na DA em fases de temperatura e a comunidade microbiológica em cada fase. Os resultados mostraram que as temperaturas combinadas ideais para a produção de CH₄ foram 55 ° C na fase acidogênica e 35 ou 42 ° C durante a fase metanogênica.

2.12. BALANÇO DE MASSA

O balanço de massa é um importante cálculo realizado em sistemas de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos com a finalidade de verificar a eficiência do processo através da avaliação de conversão do substrato em biogás, em massa residual acumulada e a massa presente no efluente,

O balanço de massa tem como base a Lei da Conservação da Massa de Lavoisier, segundo a qual, em sistemas fechados, a massa dos reagentes é igual à massa dos produtos. O balanço de massa foi aplicado no reator metanogênico para verificar a eficiência de conversão do substrato em biogás, utilizando-se para isso a Equação 2.

$$MAP = MAc + M Ef + M AGV + M Biogás \quad (\text{Eq. 2})$$

Onde:

MAp = massa aplicada

MAc = massa acumulada

MEf = massa no efluente

M Biogás = massa convertida em biogás

M AGV = massa convertida em AGV

2.13. CORRELAÇÃO CANÔNICA

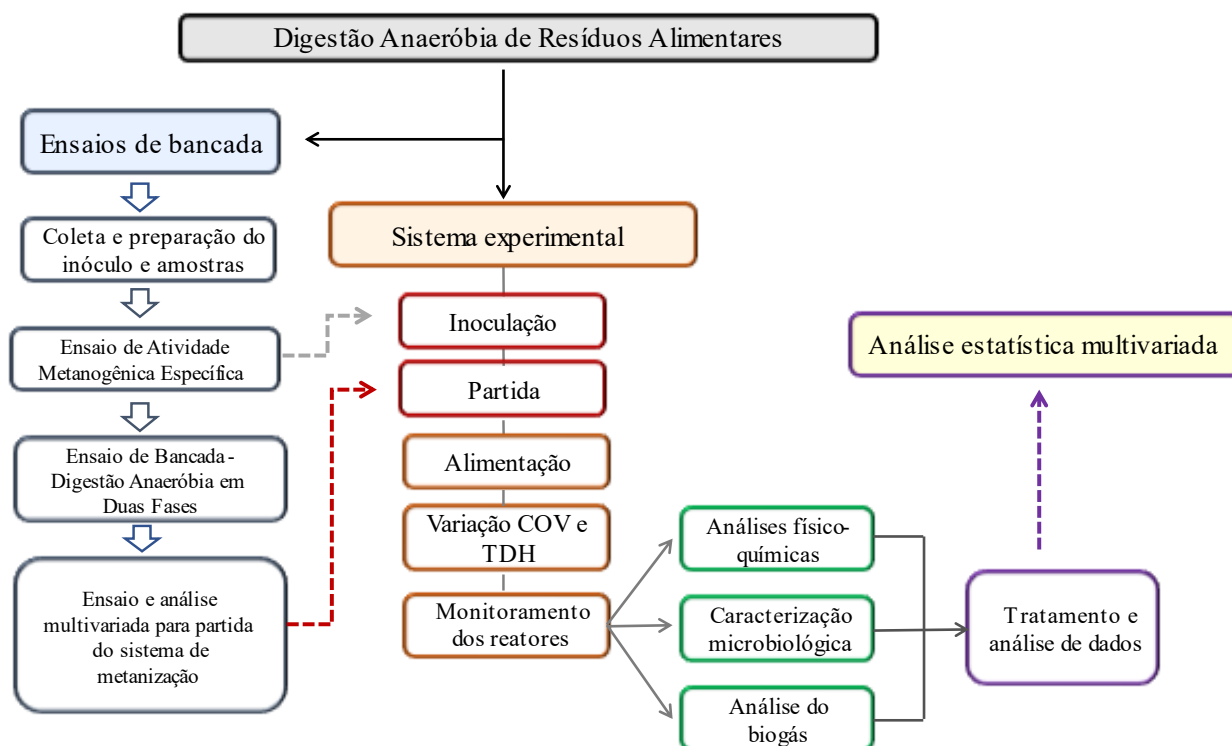
A análise de correlação canônica é um método estatístico ou análise canônica simples, proposto em 1936 por Hotelling, conhecido sobretudo pelas suas qualidades teóricas, pois ele engloba os outros métodos estatísticos. A técnica de análise canônica é uma técnica de análise multivariada, utilizada para resumir adequadamente estas informações. O método permite descrever as relações que existem entre dois grupos ou conjuntos de variáveis, maximizando a correlação entre os vetores de variáveis dependentes e independentes.

O objetivo da correlação canônica é determinar uma combinação linear para cada grupo de variáveis (dependentes e independentes) que maximize a correlação entre os dois grupos. O primeiro grupo de p variáveis é representado por $(p \times 1)$ vetor aleatório (1) X . O segundo grupo de variáveis é representado por $(q \times 1)$ vetor aleatório (2) X . Seja X um vetor de dimensão $(1) p q + \times$, o qual possui matriz de co-variância Σ e a matriz da média μ . Sejam os vetores (1) $X p(1) \times$ e (2) $X q(1) \times$ definidos como sendo originados de uma partição do vetor original X , representando um grupo com p variáveis e outro com q , respetivamente. Sem perda de generalidade é assumido que $p q \leq$. Pressupõe-se também que Σ possui elementos finitos e é definida positiva (HOTELLING, 1936 ; ANDERSON, 1958).

3. METODOLOGIA

A metodologia desta pesquisa está estruturada conforme a Figura 5. A primeira etapa é a coleta do inóculo, seguida da coleta, pré-tratamento, caracterização e armazenamento do substrato e do co-substrato. A etapa seguinte é a realização, de um ensaio, em escala de bancada, de simulação de reatores anaeróbios em duas fases e uma análise multivariada para encontrar a COA e TDH a ser utilizado na partida do reator piloto. Seguindo então para a partida, manutenção e avaliação do reator piloto. A caracterização microbiológica foi realizada a cada mudança dos parâmetros operacionais do sistema de DADF. Finalizando com a análise multivariada da digestão anaeróbia em duas fases.

Figura 5. Fluxograma das atividades desenvolvidas no estudo



3.1. COLETA E PREPARO DO INÓCULO E DOS SUBSTRATOS

Inóculo - Para o ensaio de bancada e a partida dos reatores acidogênico e metanogênico, procurou-se um inóculo com alta concentração de microorganismos. Como inóculo foi utilizado esterco bovino fresco, coletada na Fazenda Experimental de Ciências Agrícolas da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) (Figura 6 D), a qual foi diluída em água na proporção 1:3.

Substrato - O substrato utilizado nos ensaios é proveniente do Restaurante Universitário da UFSC - campus Trindade, composto basicamente por restos de alimentos (Figura 6 A, B, C). O resíduo foi coletado mensalmente em bombonas plásticas e transportado até o

Laboratório de Resíduos Sólidos (LARESO), do Departamento de Engenharia Ambiental (ENS) - UFSC.

O resíduo alimentar passou pelos pré-tratamentos de diluição (1:1 com água) e trituração por duas vezes em um triturador de resíduos orgânicos, da marca TRAPP, modelo TR200 (Figura 7). Este processo tem o objetivo de aumentar a área superficial específica e facilitar a ação microbiana.

Co-substrato - Como co-substrato foram utilizados resíduos de jardinagem e poda (RJP) dos canteiros da UFSC, coletados nos períodos de limpeza do campus, após coleta foram triturados por 5 vezes no triturador de resíduos orgânicos TRAPP, armazenados em sacos plásticos e congelados, para então serem misturados ao material orgânico.

As coletas do substrato e co-substrato não seguiram um cronograma fixo. Devido a limitação de espaço para o armazenamento, as coletas foram feitas de acordo com a demanda da alimentação, variando de 15 dias a 3 meses de intervalo entre uma coleta e outra.

Logo após a coleta, uma amostra de cada resíduo era reservada e realizadas as análises de pH, sólidos totais (ST) e sólidos totais voláteis (STV).

Definido o STV do substrato e do co-substrato, os dois resíduos eram misturados e homogeneizado de acordo com a relação resíduo de jardinagem: resíduo alimentar de 1:9, essa proporção foi definida em trabalhos realizados anteriormente pelo grupo de pesquisas com resíduos alimentares do ENS (Malinowsky, 2016). Da mistura eram então analisados o nitrogênio total Kjeldhal (NTK) e demanda química de oxigênio (DQO), carbono orgânico total (COT), fósforo e AGV.

Determinado o valor de STV da mistura, foram separadas porções individuais, de acordo com a COA aplicada ao sistema, colocadas em sacos plásticos e congeladas. Diariamente uma porção era retirada do freezer e mantida sob refrigeração (5°C) durante 24 horas para o descongelamento e posterior utilização na alimentação do reator piloto.

Figura 6. (A), (B) e (C) coleta do resíduo alimentar no RU; (D) Coleta dejetto bovino



Figura 7. Triturador de resíduos orgânicos



3.2.DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES , - ESCALA DE BANCADA

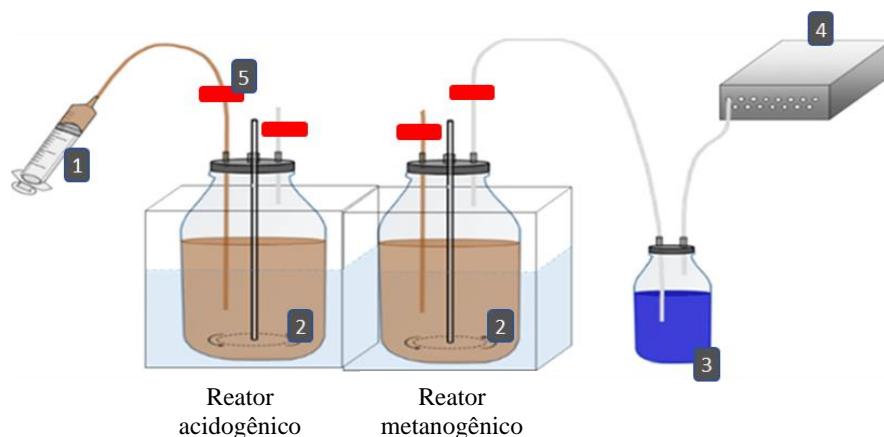
Foram realizados ensaios, em escala de bancada, da DADF com o objetivo de verificar a interação da COA, TDH, produção de AGV e remoção de DQO e STV. Através de análise multivariada do ensaio definir os parâmetros a serem replicados na partida do sistema DADF.

O sistema AMPTS II (Figura 8) foi utilizado, porém para este ensaio, a alimentação e coleta de amostras foi feita diariamente através de uma adaptação do sistema, uma seringa foi conectada à uma entrada (na parte superior do frasco de vidro) que possui sua extremidade interna “afogada” na amostra (Figura 9).

Figura 8. Sistema AMPTS



Figura 9. Adaptação do equipamento AMPTS II. 1) Seringa conectada ao frasco para realização de coleta de amostras e alimentação; 2) Frasco de vidro funcionando como reator de bancada agitado e aquecido; 3) Unidade de fixação do CO₂; 4) Medidor de CH₄; 5) Grampos de bloqueio das mangueiras de alimentação e biogás.



De forma a possibilitar a alimentação do reator via seringa, os resíduos alimentares utilizados nesse ensaio foram triturados em um liquidificador industrial com rotação de 3500 RPM da marca Colombo (Figura 10).

Figura 10. Liquidificador industrial utilizado para o preparo dos resíduos utilizados no ensaio de caracterização da fase acidogênica.



O teste foi realizado em um período de 15 dias. Os reatores possuíam volume total e útil de 500 mL e 400 mL, respectivamente. Para o reator acidogênico, foram avaliados dois tempos de detenção hidráulica (TDH) 2 e 3 dias e 4 cargas orgânicas (COA), enquanto para os reatores metanogênicos, a COA foi de 0,5 Kg.STV.m⁻³.d⁻¹, como mostrado na Tabela 8:

Tabela 8. Resumo das COA e TDH aplicados no ensaio de bancada.

| Sigla ¹ | Reator Acidogênico | | | Reator Metanogênico | | | |
|--------------------|---|---------------|------------------------------|---|---------------|------------------------------|-----------------------------|
| | COA KgSTV .m ⁻³ .d ⁻¹ | TDH (dias) | Taxa de Aplicação (mL) | COA KgSTV. m ⁻³ .d ⁻¹ | TDH (dias) | Taxa de Aplicação (mL) | Metano ² (mL) |
| 2D2KG | 2,0 | 2 | 200 | 0,5 | 8,8 | 45,03 | 243,8 |
| 2D3KG | 3,0 | 2 | 200 | 0,5 | 9,5 | 42,14 | 556 |
| 2D4KG | 4,0 | 2 | 200 | 0,5 | 10,2 | 39,32 | 713 |
| 2D5KG | 5,0 | 2 | 200 | 0,5 | 14,6 | 27,42 | 1125,7 |
| 3D2KG | 2,0 | 3 | 133 | 0,5 | 7,7 | 52,01 | 733,9 |
| 3D3KG | 3,0 | 3 | 133 | 0,5 | 9,9 | 40,43 | 937 |
| 3D4KG | 4,0 | 3 | 133 | 0,5 | 11,7 | 34,24 | 1245,6 |

2 – Volume acumulado de metano durante o período de 15 dias.

Diariamente, o volume predefinido de efluente (Tabela 8) era removido dos reatores. O substrato era adicionado com a ajuda de uma seringa no reator acidogênico e o efluente removido do reator acidogênico era adicionado ao reator metanogênico, de acordo com o volume correspondente de cada COA. O volume em excesso do reator acidogênico e o digestato do reator metanogênico era utilizados para realizar as análises. A metodologia de alimentação segue a seguinte ordem:

1. Bloqueio da mangueira do biogás
2. Inserção da seringa vazia na mangueira de alimentação do reator metanogênico
3. Abertura do grampo da mangueira de alimentação
4. Retirada do volume de digestato correspondente a vazão do reator metanogênico
5. Bloqueio da mangueira de alimentação do reator metanogênico

6. Inserção da seringa vazia na mangueira de alimentação do reator acidogênico
7. Abertura do grampo da mangueira de alimentação
8. Retirada do volume de digestato correspondente a vazão do reator acidogênico
9. Bloqueio da mangueira de alimentação do reator acidogênico
10. Inserção da seringa com o digestato do reator acidogênico na mangueira de alimentação do reator metanogênico
11. Abertura do grampo da mangueira de alimentação
12. Alimentação do reator metanogênico
13. Bloqueio da mangueira de alimentação do reator metanogênico
14. Abertura da mangueira do biogás.
15. Alimentação do reator acidogênico
16. Bloqueio da mangueira de alimentação do reator acidogênico.

3.3.SISTEMA DE DIGESTÃO ANAERÓBIA EM DUAS FASES

3.3.1. Configuração reator acidogênico

O reator piloto (acidogênico) foi construído em aço inoxidável e possui volume total de 85L. O piloto conta com um sistema de aquecimento, composto por uma resistência externa localizada na parte central do reator (Figura 11), o qual pode operar em temperatura mesofílica ou termofílica, e sistema de homogeneização mecânica, constituído de três pás giratórias e acionamento automático com frequência de 38 RPM, a agitação foi de 15 minutos por hora.

Figura 11. Reator acidogênico do sistema DADF



O reator possui 1 amostrador (DN 150 mm) localizado na parte inferior e 3 amostradores laterais (DN 75 mm) distribuídos em 3 alturas de forma a coletar amostras representativas da biomassa interna.

A medição do biogás é realizada por um medidor automático de gases. O biogás produzido é armazenado em um cilindro de 100 mL até atingir a pressão de 0,5 bar, o medidor registra a quantidade de gás produzida e envia remotamente a informação para controle do usuário. Em seguida o gás é liberado para que seja realizada nova medição (Figura 12).

Figura 12. Medidor de biogás utilizado na quantificação do biogás no reator acidogênico



3.3.2. Configuração reator metanogênico

O reator metanogênico (Figura 13) tem volume total e útil de 115L e 100L, respectivamente, construída em aço inoxidável, medindo 0,4 m de diâmetro e 1,0 m de altura. A unidade apresenta um sistema de aquecimento, composto por uma resistência elétrica tipo baioneta localizado na região central interna do digestor e ainda por um sistema de homogeneização mecânica, constituído por um agitador dotado de três hélices, acionado por moto-redutor que garante respectivamente, o aquecimento e a mistura substrato-biomassa dentro do digestor. Com mistura no interior do reator por 30 min a cada 3 horas com potência de 30 RPM.

O dispositivo de alimentação do resíduo orgânico está instalado na tampa do reator, parte superior, e imerso 0,3m no interior do piloto, o que garante a entrada afogada do afluente, evitando a entrada e oxigênio. Para a retirada do efluente o reator conta com 3 amostradores laterais inferiores e saída de fundo com DN 100mm.

Na parte superior externa estão instaladas as mangueiras ligando o piloto ao gasômetro e uma válvula de pressão para o alívio em casos de excessos na produção de biogás. Nesta mesma região um manômetro analógico mostra a pressão exercida pelo biogás na superfície interna do digestor.

Figura 13. Reator metanogênico do sistema DADF



O piloto ainda conta com um painel de controle elétrico provido de moto-reductor de velocidade variável com variador de frequência, temporizador para controle da agitação/mistura, relé, contadores e controlador de temperatura (TCM 45, marca Contemp) para o controle da temperatura interna do digestor. Para a medição do biogás foi utilizado um gasômetro Ritter® modelo TG05 (Figura 14).

Figura 14. Gasômetro Ritter TG05 utilizado na quantificação do biogás no reator metanogênico



O sistema DADF de resíduo alimentar está instalado na sala de pré-preparo (setor desativado) do Restaurante Universitário-UFSC, campus Trindade, Florianópolis, Santa Catarina. O regime de alimentação adotado para o sistema é o semi-contínuo (uma vez ao dia). A representação esquemática do sistema DADF pode ser visualizada na Figura 15. A Tabela 9 apresenta um resumo das características físicas do sistema e os principais parâmetros operacionais adotados.

Figura 15. A representação esquemática do sistema de metanização

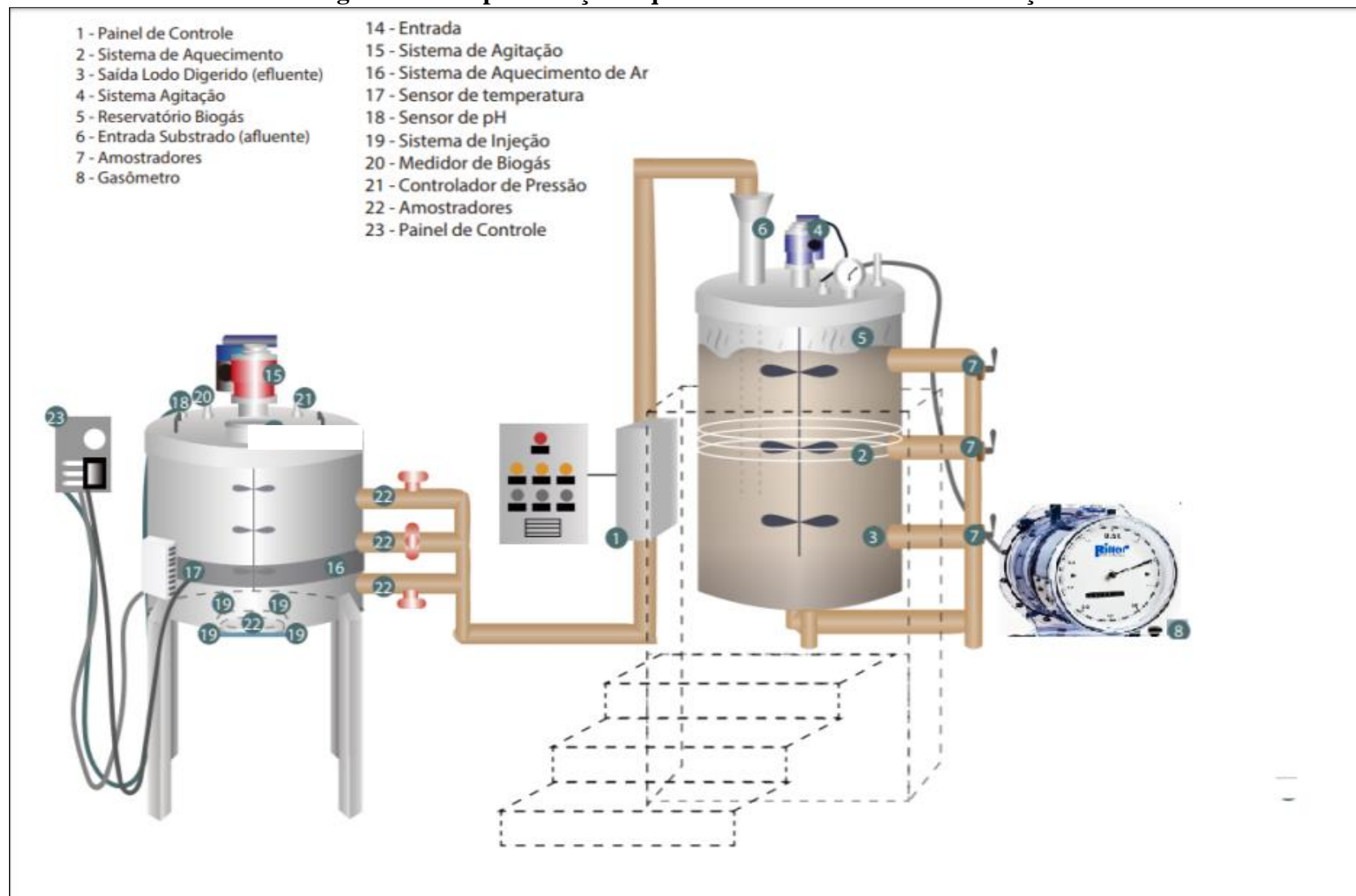


Tabela 9. Resumo das características físicas e parâmetros operacionais do sistema metanogênico de duas fases.

| Item | Acidogênico | Metanogênico |
|--|------------------------|--------------------------|
| Material | Aço inox | Aço inox |
| Altura | 0,40 m | 1.10m |
| Diâmetro | 0,52 m | 0,4 |
| Volume total/ volume útil | 85 L/ 38 L | 110/100 |
| Diâmetro entrada substrato (01 unid.) | 150 mm | 100 mm |
| Diâmetro mostrador inferior (01 unid.) | 150 mm | 100 mm |
| Diâmetro mostradores laterais (03 unid.) | 75 mm | 100 mm |
| Regime de alimentação | semi-contínuo | Semi-contínuo |
| Temperatura de operação | 35°C/55°C | 35°C |
| Homogeneização | 38 rpm por 15 min/hora | 30rpm por 30 min cada 3h |

3.4.PARTIDA E OPERAÇÃO SISTEMA DADF

Na partida do sistema DADF foi adotada a condições mesofílica de temperatura, ou seja, a 35°C. O volume útil dos reatores foi preenchido com inóculo e o início da alimentação e das análises foi realizada após a estabilização da produção de biogás do inóculo.

O processo de alimentação foi realizado respeitando a COA e a vazão definida. Definido a quantidade de substrato (COA em STV) a ser adicionado ao reator, um volume complementar de água era adicionado a esse substrato a fim de completar o volume da vazão.

Na tabela 10 são apresentados os parâmetros operacionais do sistema DADF, o TDH do sistema será o TDH aplicado no reator metanogênico, enquanto o reator acidogênico completa vários ciclos dentro do tempo do sistema de duas fases. Na iniciação do sistema o TDH é fixo e aumento gradativo da COA. Ao longo da pesquisa com o sistema DADF foram avaliadas as interações entre os parâmetros, mas sempre com o objetivo principal de atingir a maior conversão de material orgânico em metano.

Tabela 10. Parâmetros operacionais aplicados aos reatores piloto

| Sigla | Acidogênico | | | | Metanogênico | | | |
|---------|-------------|------------|--|-----------------------|--------------|--|------------|-----------------------|
| | Reator | TDH (dias) | COA KgSTV.m ⁻³ .d ⁻¹ | Taxa de Aplicação (L) | Reator | COA KgSTV.m ⁻³ .d ⁻¹ | TDH (dias) | Taxa de Aplicação (L) |
| S2D4KG | RAc1 | 2 | 4,0 | 20,0 | RM1 | 1,8 | 8 | 12,0 |
| S2D6KG | RAc2 | 2 | 6,0 | 20,0 | RM2 | 3,5 | 20 | 5,0 |
| S2D10KG | RAc3 | 2 | 10,0 | 20,0 | RM3 | 1,9 | 100 | 1,0 |
| S3D4KG | RAc4 | 3 | 4,0 | 13,3 | RM4 | 4,4 | 10 | 10,0 |
| S3D6KG | RAc5 | 3 | 6,0 | 13,3 | RM5 | 4,3 | 20 | 5,0 |
| S3D8KG | RAc6 | 3 | 8,0 | 13,3 | RM6 | 2,7 | 3,6 | 3,0 |

RAc: reator acidogênico

RM: reator metanogênico.

A metodologia de alimentação segue a seguinte ordem:

1. Bloqueio da mangueira de biogás do reator metanogênico
2. Retirada do volume de digestato correspondente a vazão do reator metanogênico
3. Armazenamento de uma amostra de 500mL do digestato do reator metanogênico
4. Descarte do excedente do digestato do metanogênico
5. Bloqueio da mangueira do biogás do reator acidogênico
6. Retirada do volume de digestato correspondente a vazão do reator acidogênico
7. Alimentação do reator metanogênico como o volume da vazão do reator metanogênico com o digestato retirado do reator acidogênico
8. Armazenamento de uma amostra de 500mL do digestato do reator acidogênico
9. Descarte do excedente do digestato do reator acidogênico
10. Desbloqueio da mangueira do biogás do reator metanogênico
11. Alimentação do reator acidogênico
12. Desbloqueio da mangueira do biogás do reator acidogênico.

O reator acidogênico ficou superdimensionado. Devido ao sistema de agitação e aquecimento, o volume de trabalho foi sempre maior que o volume necessário para a alimentação do reator metanogênico, deste modo um volume excedente era sempre descartado durante a alimentação.

A alimentação do sistema DADF foi realizado no período da manhã e nos momentos em que os reatores estavam em agitação, eram retirados volumes iguais de cada amostrador de acordo com a vazão dos reatores, o objetivo foi obter amostra mais homogênea possível e evitar acúmulo de material orgânico no fundo dos reatores.

3.5. PARÂMETROS E MÉTODOS ANALÍTICOS

O monitoramento do sistema experimental foi realizado por meio de análises físico-químicas do material afluyente (substrato) e efluentes dos reatores acidogênico e metanogênico, como também do biogás produzido. As amostras foram coletadas e na sequência analisadas no LIMA e LARESO. Os parâmetros monitorados estão descritos na Tabela 11.

Para o substrato e o co-substrato, após a coleta e trituração, uma amostra era separada para quantificar o valor de SVT. Determinado o valor SVT de cada uma, ocorria à homogeneização manual desses dois materiais, respeitando a proporção a ser definida de co-substrato, em SVT, à mistura com o substrato orgânico. Após a homogeneização as demais análises eram realizadas. Para as amostras efluentes, após cada coleta as análises foram realizadas.

Temperatura

Uma amostra foi retirada diariamente de cada amostrador e a temperatura determinada in loco com termômetro de mercúrio.

Tabela 11. Métodos analíticos e frequência das análises realizadas nas amostra dos reatores

| Parâmetro | Método | Substrato/ Afluente | Saída RA1/ entrada RM1 | Saída RM1 |
|---|---|------------------------|---------------------------|--------------|
| pH e temperatura | Potenciométrico* | Cada coleta | Diariamente | Diariamente |
| Acidez total | Titulométrico** | Cada coleta | 4x semana | 4x semana |
| Alcalinidade total | Titulométrico 2320B** | Cada coleta | 4x semana | 4x semana |
| AGV | Cromatografia Gasosa | - | 4x semana | 4x semana |
| Demanda Química de Oxigênio (DQO) | Titulométrico 5220D** | Cada coleta | 3x semana | 3x semana |
| Nitrogênio Total Kjhedal (NTK) | Destilação Kjhedal** | Cada coleta | 3x semana | 3x semana |
| Nitrogênio Amoniacal (N-NH ₄ ⁺) | Titulométrico 4500C** | Cada coleta | 3x semana | 3x semana |
| Fósforo total (P _t) | Método Vanadatolibdato 4500C** | Cada coleta | 3x semana | 3x semana |
| Carbono Orgânico Total | Oxidação por combustão catalítica | Cada coleta | 3x semana | 3x semana |
| Sólidos Totais (ST), Sólidos Totais Voláteis (STV) e Sólidos Totais Fixos (STF) | Método evaporação em chapa aquecida 2540 ** | Cada coleta | 3x semana | 3x semana |

Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis

A determinação dos teores de ST, STV foi realizada de acordo com o Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater - 2540B (APHA, 2005). Os ST são obtidos através da evaporação da amostra, acondicionada em cadinhos, colocados em estufa, durante 24h, a 105°C. Após a evaporação da amostra os cadinhos são levados para a mufla com temperatura de 550°C, durante 180 minutos, sendo que a calcinação da amostra, na mufla, possibilita a obtenção dos resultados dos sólidos totais fixos (STF). Já para o cálculo dos sólidos totais voláteis (STV), foi utilizada a diferença entre ST e STF.

Nitrogênio Total, Fósforo Total e Carbono Orgânico Total

Para a determinação de Nitrogênio Total, Fósforo Total e COT, o preparo das amostras seguiu a metodologia adaptada do procedimento de preparo de amostras de fertilizantes orgânicos e organominerais segundo Normativa Nº 28/2007 do Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento (MAPA).

O carbono orgânico total, foi analisado em todas as amostras, e em conjunto a essa análise foram obtidos resultados para carbono inorgânico (CI) e carbono total (CT). Para determinar os resultados o analisador de carbono orgânico total, marca SHIMADZU®, modelo TOC-SSM 5000A foi utilizado. O método consiste na oxidação por combustão catalítica na temperatura de 900°C. Todo carbono presente na amostra é oxidado a dióxido de carbono (CO₂), que é detectado pelo detector de infravermelho não dispersivo (NDIR).

O método de NTK consiste em adaptação da descrição das normas analíticas do Instituto Adolfo Lutz (2005) e de FOSS (2001), segundo as quais um digestor é aquecido a 420°C, para a proteína ser digerida em uma mistura de ácido sulfúrico e catalisador (sulfato de potássio e de cobre), e em seguida destilada em um frasco contendo solução indicadora (ácido bórico, vermelho de metila e verde de bromocresol). Os equipamentos Automatic Kjeldahl Digester DKL (VELP Scientifica) e destilador automático UDK 159 Series (VELP Scientifica) foram utilizados na análise.

Para a determinação do fósforo foi feita utilizado Kit HACK de determinação de fósforo, onde é adicionado 1mL do reagente 1 e 1 mL do reagente 2, espera-se o tempo de reação e a leitura foi feita no espectrofotômetro, Hach® DB 2800, sendo o comprimento de onda utilizado igual a 660 nm.

pH, Acidez e Alcalinidade

Para as análises de acidez total e alcalinidade parcial e total o método utilizado foi proposto por Carneiro (2005), utilizando uma proporção de 1:10 de resíduo sólido triturado e água deionizada, mantendo a amostra em agitação constante por 2 horas. Após este tempo a amostra é deixada em repouso, por 30 minutos. O pH da mistura deve ser avaliado imediatamente após o tempo de agitação pelo método Eletrométrico (Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater 20Th – APHA-AWWA-WEF - método 4500 H+ - B).

A alcalinidade do substrato e do efluente foi aferida por meio da análise de 50 ml de amostra e adição de solução padronizada de ácido sulfúrico. Após aferir o pH a titulação é então realizada até se obter o pH de 5,75 e o volume de ácido utilizado é registrado. Ao atingir pH de 5,75 deve-se continuar a titulação até se obter pH de 4,3, o volume de ácido utilizado é novamente registrado. O cálculo da alcalinidade total e parcial, é expressa em carbonato de cálcio, CaCO₃, por ser o padrão utilizado para determinar a concentração de soluções ácidas.

A acidez é feita aproveitando a amostra utilizada para determinação da alcalinidade, onde essa solução é levada para aquecimento, durante 3 minutos após fervura, e então procede-se a titulação do pH 4 ao 7.

DQO

Para a determinação da DQO foi utilizado metodologia descrito no Standard Methods (APHA, 1998), que consiste na adição de 2 ml da amostra em tubo de ensaio contendo o reagente Kit DQO HACK. As amostras foram diluídas na proporção de 1:50, em água ultrapura, para obter resultados com maior confiabilidade na leitura do equipamento.

Posteriormente os frascos são colocados em bloco digestor a 150°C por 2 horas para digestão. Após o término do tempo de digestão, os tubos são retirados do aparelho para resfriar e procede-se a leitura no espectrofotômetro, Hach® DB 2800, com um comprimento de onda de 625 nm.

AGV

A determinação dos AGV foi realizada por meio de cromatografia gasosa utilizando o equipamento HP 5890 Series II equipado com Detecção por Ionização de Chama e coluna capilar DB-WAX (polar), feita de polietilenoglicol (Figura 16). São empregadas temperaturas de injeção e detecção de 230°C e 250°C, respectivamente, rampa de aquecimento conforme valores apresentados na Tabela 12, ar sintético e Hidrogênio (H₂) para queima e Nitrogênio (N₂) como gás de arraste com pressão de 5psi ou 0,35 kg/cm².

Figura 16. Equipamento utilizado para determinação de AGV – Cromatógrafo a gás (HP 5890 Series II).



Tabela 12. Programação de temperatura utilizada para análise de AGV.

| Etapa | Taxa de aquecimento (°C.min⁻¹) | Temperatura Final (°C) | Tempo de permanência da temperatura (min.) |
|--------------|--|-------------------------------|---|
| 1 | 8,0 | 150,0 | Até atingir 150 °C |
| 2 | 30,0 | 200,0 | 10,0 |

O processo de extração das amostras ocorre com a adição de 1g de Cloreto de Sódio; 200µL de Ácido Sulfúrico; 200µL de Ácido Crotônico (padrão interno) e 600µL de Éter Dietílico (solvente).

3.6. ANÁLISES MICROBIOLÓGICAS

Preparo e armazenamento das amostras

No início (I) e no final (F) de cada COA aplicada no reator aproximadamente 15 mL de efluente de cada reator foi coletado e centrifugado nas seguintes condições: 3000 rpm, por 5 minutos. O sobrenadante resultante da centrifugação foi descartado e o pellet armazenado à -5°C até o momento de envio da amostra para análise.

O sequenciamento do DNA das amostras foi realizado pela Neoprospecta Microbiome Technologies, seguindo a metodologia descrita por de Christoff et al. (2017).

3.7. ANÁLISES BIOGÁS

A verificação do volume de biogás foi realizada diariamente através da verificação do gasômetro Ritter® TG05. Na etapa de análise qualitativa, foram avaliadas as concentrações de gás metano (CH₄) e gás carbônico (CO₂), quantificados utilizando o analisador de gases portátil da marca LANDTEC modelo GEM2000 (Figura 17). O equipamento quantifica em porcentagem o CH₄, CO₂, O₂ e o balanço (mistura dos demais gases presentes). Este medidor possui uma bomba interna que retira amostras de gases com uma vazão mínima de 10⁻³ L/s, através de uma mangueira posicionada na válvula específica de saída de gases do digestor.

Figura 17. Analisador de gases GEM 2000



3.8. ANÁLISES DOS DADOS

Os resultados dos parâmetros pesquisados foram tratados estatisticamente utilizando o software Excel 2010. As médias e desvios padrão (DP) consideraram o número de ensaios laboratoriais, relativamente ao funcionamento do digestor, para cada variável analisada. Para a análise multivariada e para cálculos de correlação foram utilizados os softwares Statistica 7.0 e Past 4.03.

3.9. LEVANTAMENTO DA GERAÇÃO DE RESÍDUOS ORGÂNICOS DO RU UFSC

Na UFSC, campus Trindade e Centro de Ciências Agrárias, localizados em Florianópolis -SC, os RU são os principais geradores da fração orgânica de RSU, composta basicamente por sobras dos alimentos produzidos, sendo estas classificadas em: sobras limpas (SL), alimento preparado que não foi distribuído, e sobras sujas (SS), alimento oferecido no balcão de distribuição e que não pode ser reutilizado.

O levantamento do volume de resíduos foi realizado Silva, J.C (2018). A partir da pesagem realizada pela autora, de relatório disponibilizado pela direção do RU, para as refeições servidas no almoço e jantar, da pesquisa com as nutricionistas responsáveis pelo RU foi possível determinar a geração de resíduo alimentar do restaurante universitário.

Foi identificado que a coleta dos resíduos alimentares é realizada duas vezes ao dia, geralmente no final de cada refeição (almoço e jantar). Os resíduos alimentares coletados da preparação do almoço são compostos basicamente por cascas de legumes, verduras e alimentos que não serão mais utilizados, caracterizados como desperdício. Já os resíduos oriundos do salão são compostos pelos restos de alimentos deixados pelos frequentadores nos pratos ao fim das refeições, e são compostos por arroz, feijão, carne, legumes, verduras, entre outros.

Sabendo-se dessa dinâmica, foram realizadas duas pesagens diárias, nos horários de geração, a fim de se quantificar o resíduo. Essa ação foi realizada durante um mês, totalizando 20 dias (40 pesagens por 20 dias úteis), com intuito de se obter material representativo da variação de cardápio e hábitos de geração. O valor amostral de 20 dias úteis reflete para 4 semanas de pesagens, o número de dias úteis disponíveis no período de projeção. A quantidade de dias de pesagens necessários foi obtida a partir do cálculo do tamanho de uma amostra, utilizando uma expressão de 1ª aproximação com um erro amostral de 2%. Sendo assim, obtém-se 19,84 dias de pesagens, a qual se optou pelo arredondamento para 20 dias.

As pesagens foram realizadas de segunda a sexta, nos horários: 14h, para resíduos do almoço; e 20h, para os resíduos da janta. A média diária de geração de resíduos alimentares do RU foi obtida através dos valores diários de geração de resíduos, divididos pelo número de dias de pesagens. Os funcionários das empresas Provac e Orbenk encaminhavam os resíduos para a parte externa do Restaurante, onde ocorriam as pesagens. Os sacos plásticos de lixo eram colocados em uma balança localizada nas dependências externas do RU, onde foi possível fazer a análise quantitativa da geração de resíduos

No Restaurante Universitário da UFSC são servidas em média nove mil refeições por dia, de segunda a sexta, e duas mil nos finais de semana. Foram realizadas pesagens dos resíduos alimentares do RU entre os dias 24 de setembro de 2018 e 19 de outubro de 2018, totalizando 20 dias de pesagens. Sendo assim, os resultados obtidos são apresentados nas Tabelas 13 e 14:

Tabela 13 . Massa dos resíduos alimentares gerados no RU.

| Data | Almoço (kg) | Janta (kg) | Total dia (kg) |
|-------------------------------|--------------------|-------------------|-----------------------|
| 24/09/18 | 349,90 | 164,20 | 514,10 |
| 25/09/18 | 272,40 | 140,20 | 412,60 |
| 26/09/18 | 275,20 | 116,30 | 391,50 |
| 27/09/18 | 346,30 | 143,00 | 489,30 |
| 28/09/18 | 510,80 | 231,40 | 742,20 |
| 01/10/18 | 350,10 | 204,00 | 554,10 |
| 02/10/18 | 270,60 | 205,30 | 475,90 |
| 03/10/18 | 309,10 | 209,50 | 518,60 |
| 04/10/18 | 314,70 | 116,50 | 431,20 |
| 05/10/18 | 211,20 | 133,70 | 344,90 |
| 08/10/18 | 237,80 | 129,50 | 367,30 |
| 09/10/18 | 350,10 | 191,70 | 541,80 |
| 10/10/18 | 334,10 | 189,30 | 523,40 |
| 11/10/18 | 291,40 | 127,50 | 418,90 |
| 12/10/18 | 64,30 | 62,10 | 126,40 |
| 15/10/18 | 240,20 | 203,50 | 443,70 |
| 16/10/18 | 702,80 | 240,80 | 943,60 |
| 17/10/18 | 423,10 | 217,40 | 640,50 |
| 18/10/18 | 308,00 | 133,90 | 441,90 |
| 19/10/18 | 178,30 | 213,30 | 391,60 |
| Total médio (kg/dia) = | | | 485,68 |

Fonte: Silva (2018).

Tabela 14. Resumo das refeições diária servidas e estimativa de resíduo alimentar gerados no Restaurante Universitário da UFSC (Trindade).

| Refeições servidas e resíduos alimentares gerados | Quantidade |
|---|---------------------|
| Média de almoço e janta (2 ^a a 6 ^a feira) | 7846 refeições/dia* |
| Média de almoço e janta (sábados e domingos) | 1825 refeições/dia* |
| Resíduos – raspagem de pratos dos comensais | 145 Kg/dia** |
| Resíduos – sobras nos balcões ao final da distribuição | 56 Kg/dia*** |

*Quantidade referente a média do ano letivo de 2017.

** Quantidade referente a média do mês novembro de 2017.

*** Quantidade referente a média dos meses agosto/setembro/outubro de 2017.

Fonte: Direção do RU.

4. RESULTADOS

4.1. CARACTERIZAÇÃO DO INÓCULO E SUBSTRATO AFLUENTE

Para o ensaio de bancada e a partida dos reatores acidogênico e metanogênico, procurou-se um inóculo com alta concentração de micro-organismos. O esterco bovino possui micro-organismos adaptados a digestão de resíduos semelhantes aos resíduos alimentares, poda e jardinagem, pH neutro e umidade adequada (BARCELOS, 2009; FORSTER-CARNEIRO et al., 2004; KHALID et al., 2011). Assim, a mistura de esterco bovino fresco, coletada na Fazenda Experimental de Ciências Agrícolas da UFSC - Brasil, foi utilizada como inóculo, a qual foi diluída em água na proporção 1:3. Na tabela 15 encontram-se a caracterização físico-química do inóculo diluído.

Tabela 15. Caracterização físico-química do inóculo.

| | Umidade [%] | pH | Sólidos Totais [g.L-1] | Sólidos Totais Voláteis [g.L-1] |
|---------|-------------|------|------------------------|---------------------------------|
| Inóculo | 98,90 | 7,26 | 1,10 | 0,80 |

O substrato utilizado era composto de resíduos alimentares oriundos do RU, o co-substrato foi utilizado resíduo de jardinagem. Na Figura 18 é apresentado o aspecto da mistura ao longo das coletas realizadas. A composição do resíduo alimentar é heterogênea, variando de acordo com o cardápio do RU de cada coleta, na Tabela 16 encontram-se a caracterização físico-química do resíduo afluente.

Figura 18. Amostras da mistura de substrato e co-substrato utilizadas na alimentação do reator acidogênico.



Tabela 16. Caracterização físico-química da mistura (RA e RPJ) utilizada na alimentação do sistema.

| Parâmetro | Média ± DP | Mediana | Mínimo | Máximo |
|------------|------------|---------|--------|--------|
| pH | 3,8 ± 0,8 | 3,7 | 2,9 | 5,0 |
| ST [g/Kg] | 254 ± 62 | 228 | 184 | 398 |
| STV [g/Kg] | 241 ± 54 | 180 | 209 | 367 |
| ST [%] | 26 ± 6 | 23 | 18 | 41 |
| STV [%] | 24 ± 1 | 24 | 22 | 26 |
| STV/ST [%] | 94 ± 1 | 94 | 91 | 96 |
| DQO [g/Kg] | 235 ± 89 | 186 | 117 | 461 |
| P [%] | 0,13 ± 0,8 | 0,06 | 0,01 | 0,46 |
| COT [%] | 45 ± 1 | 47 | 44 | 50 |
| NTK [%] | 13 ± 5 | 12 | 6 | 16 |
| C/N | 15,7 ± 3 | | | |

Para o pH, o valor médio foi 3,8, com mínimos e máximos de 2,9 e 5,0, respectivamente. Os resíduos alimentares têm como característica o pH ácido. O resíduo alimentar da UFSC encontra-se próximo ao resultado de outras pesquisas que realizaram a caracterização de resíduo alimentar de universidades brasileiras, em que foram encontrados valores de pH de 3,7 (MALINOWSKY, 2016), 4,4 (BORTH, 2021) 5,9 (NEVES, 2016). Este resultado é característico para resíduo alimentar recém-gerados, enquanto valores de pH mais ácidos são indicativos do processo de decomposição mais avançado (MAGALHÃES, 2018).

O valor médio da DQO foi de 235 g/Kg com desvio médio de ± 89 , esse alto valor é devido à heterogeneidade da composição dos resíduos alimentares ao longo das coletas realizadas. O resultado da DQO é semelhante ao obtido por Malinowsky (2016) de 211 g/Kg e maior que 144 g/Kg obtido por Borth (2021).

A mistura de resíduo alimentar com resíduo de jardinagem tem a característica de alta biodegradabilidade, apresentando a relação STV/ST de 94%. O valor médio de ST foi de 26% e de STV obtido foi de 24,4%, com valores mínimo e máximo de 22% e 26%, respectivamente. O teor de umidade e o percentual de matéria orgânica do resíduo alimentar e de resíduo de jardinagem fornecem os requisitos necessários à fase inicial do crescimento bacteriano (BITTON, 1994).

A relação C/N média foi 15,7, resultado abaixo do recomendado pela literatura. Khalid et al. (2011) e Chernicharo (2007) afirmam que a relação C/N entre 20 e 30 fornece a quantidade de nitrogênio suficiente para o processo anaeróbio. Weiland (2006) e Bouallagui et al. (2009) sugeriram uma relação C/N entre 22 e 25 para a DA de resíduos de frutas e vegetais.

Na mistura adotada para a alimentação do sistema de duas fases, o resíduo alimentar é uma fonte rica em nitrogênio e o resíduo de jardinagem é a fonte de carbono. Apesar da mistura aplicada de 10% do resíduo de jardinagem não ser suficiente para obter a relação recomendada pela literatura no substrato afluente, a mistura de resíduo alimentar: resíduo de jardinagem apresentar melhores resultados de controle de pH e produção de biogás em comparação com o ensaio 100% de resíduo alimentar. Cabe ressaltar que a adoção de proporções maiores de resíduo de jardinagem na mistura do substrato possivelmente iria prejudicar a operação do reator em sua atual configuração devido à possibilidade de entupimento das tubulações de amostragem e formação de camada sobrenadante.

4.2. ENSAIO DE BANCADA – DEFINIÇÕES DE PARTIDA PARA O SISTEMA PILOTO

4.2.1. Eficiência na remoção de nutrientes

Na tabela 17 são apresentados os resultados de remoção de STV e DQO para os sistemas de duas fases. Na fase acidogênica a maior eficiência de remoção foi alcançada no reator 3D4KG com 39% de remoção dos STV. Para o TDH de 2 dias, o reator 2D4KG obteve melhor desempenho com 36,5%. Observou-se que o aumento da COA para 5 Kg (reator 2D5KG) diminuiu a eficiência de remoção do reator em 40%, quando comparado a carga de 4KgSV.m³.d⁻¹. O reator 2D2KG apresentou a menor remoção (14%), seguido do reator 3D3KG (20%).

Na fase metanogênica, os maiores percentuais de remoção de STV foram obtidos nas maiores COA e, para a mesma COA, os maiores valores de remoção foram obtidos nos maiores TDH. Os maiores percentuais de remoção foram 70%, 68% e 67% nos ensaios 3D4KG, 2D5KG e 2D4KG, respectivamente, e o menor foi de 38% no ensaio 2D3KG. Resultados semelhante foi obtido por Paudel et al. (2017) que obteve 29% de remoção de STV no reator acidogênico e 52% de remoção dos STV para reator metanogênico em duas

fases com a COA de $17,7 \text{ KgSTV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no reator acidogênico e $1,24 \text{ KgSTV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ no reator metanogênico.

Tabela 17. Resultados de STV dos sistemas de duas fases em bancada para TDH 2 e 3 dias.

| Ensaio | acidogênico | | | metanogênico | | Remoção Global STV (%) |
|--------|------------------------------------|------------------------------------|-----------------|------------------------------------|-----------------|------------------------|
| | STV Afluente (g.L^{-1}) | STV Efluente (g.L^{-1}) | Remoção STV (%) | STV Efluente (g.L^{-1}) | Remoção STV (%) | |
| 2D2KG | 4,00 | 3,44 | 14,0 | 2,19 | 36,5 | 45,4 |
| 2D3KG | 6,00 | 4,76 | 20,7 | 3,72 | 21,8 | 37,9 |
| 2D4KG | 8,00 | 5,08 | 36,5 | 3,95 | 22,3 | 50,6 |
| 2D5KG | 10,00 | 7,30 | 27,0 | 3,12 | 57,2 | 68,8 |
| 3D2KG | 4,80 | 3,84 | 20,0 | 2,14 | 44,2 | 55,4 |
| 3D3KG | 7,20 | 4,95 | 31,3 | 2,33 | 52,9 | 67,6 |
| 3D4KG | 9,60 | 5,84 | 39,2 | 2,85 | 51,1 | 70,3 |

Em relação à remoção de STV total dos sistemas de duas fases, nos sistemas com TDH de 2 dias, o maior índice foi alcançado no 2D5KG com 68,8%, seguido do 2D4KG com 50% de remoção. O menor valor foi obtido no ensaio 2D3KG, com 38% de remoção. Comparativamente, para a mesma COA, a remoção de STV mostrou-se mais eficiente nos maiores TDH. Para Xing et al. (2014) a maior taxa de carregamento orgânico, de $1,37 \text{ kg STV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$, a eficiência de remoção de STV excedeu 85%.

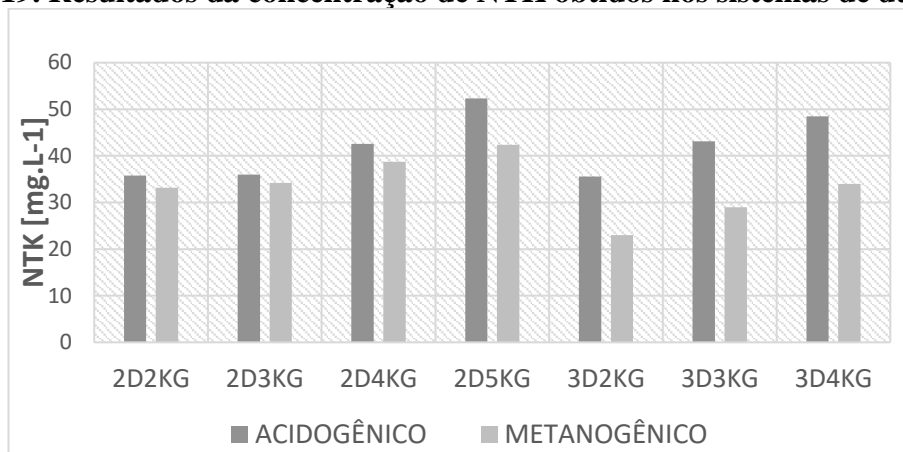
A remoção da DQO está diretamente relacionada com a bioconversão da DQO em ácidos e em CH_4 (GASH et al., 2013, GARIBALDI NETO et al., 2016). Os resultados de remoção de DQO (Tabela 18) acompanharam os resultados de STV, as maiores COA e TDH obtiveram os maiores resultados de remoção de DQO. Para o TDH de 2 dias, a maior remoção de DQO total foi atingida no ensaio 2D5KG (68,8%), a menor eficiência foi na 2D2KG (45,4%). Para a mesma COA o maior TDH beneficiou a remoção da DQO, na COA $4 \text{ KgSTV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$ a remoção no ensaio 3D4KG foi 19% maior que 2D4KG. Os ensaios com as maiores taxas de remoção de DQO obtiveram as maiores taxas de produção específica de CH_4 .

Tabela 18. Resultados de DQO dos sistemas de duas fases em bancada para TDH 2 e 3 dias.

| Ensaio | acidogênico | | | metanogênico | | Remoção Global DQO (%) |
|--------|-------------------------------------|-------------------------------------|-----------------|-------------------------------------|-----------------|------------------------|
| | DQO Afluente (mg.L^{-1}) | DQO Efluente (mg.L^{-1}) | Remoção DQO (%) | DQO Efluente (mg.L^{-1}) | Remoção DQO (%) | |
| 2D2KG | 9029,56 | 8880,30 | 1,7 | 7649,28 | 13,9 | 15,29 |
| 2D3KG | 18059,12 | 17358,38 | 3,9 | 11600,03 | 33,2 | 35,77 |
| 2D4KG | 26851,06 | 21891,63 | 18,5 | 14186,73 | 35,2 | 47,17 |
| 2D5KG | 35999,43 | 31814,33 | 11,6 | 9955,43 | 68,7 | 72,35 |
| 3D2KG | 10878,99 | 10008,70 | 8,0 | 8984,43 | 10,2 | 17,41 |
| 3D3KG | 21757,98 | 16698,83 | 23,3 | 9680,28 | 42,0 | 55,51 |
| 3D4KG | 32350,67 | 23702,53 | 26,7 | 1.0964,83 | 53,7 | 66,11 |

Na Figura 19 são apresentados os resultados de NTK obtidos na realização do ensaio. Para ambos os reatores, nos dois TDH avaliados, ocorreu incremento da concentração conforme houve aumento da COA. As concentrações máximas de NTK foram obtidas nas maiores COA.

Figura 19. Resultados da concentração de NTK obtidos nos sistemas de duas fases.



A menor média de concentração ao longo do experimento ocorreu na menor COA (2D2KG) com 358 mg. L⁻¹ no reator acidogênico e 332 mg. L⁻¹ no reator metanogênico. A maior concentração ocorreu para a maior COA (2D5KG) 524 mg. L⁻¹ no reator acidogênico e 425 mg. L⁻¹ no reator metanogênico. Na Figura 19 é possível observar que, para o maior TDH, a concentração do NTK foi menor, o que está diretamente relacionado com a degradação dos compostos nitrogenados e utilização nas reações anabólicas. Assim, em nenhum dos experimentos houve expressiva conversão de NTK, que pode ser associado a lenta degradação do N, característica da DA. O NTK é utilizado como fonte principal para as reações anabólicas (McINERNEY, 1988). A amônia também representa a extensão do processo de hidrólise, sobretudo para compostos protéicos (DE LA RUBIA et al., 2009).

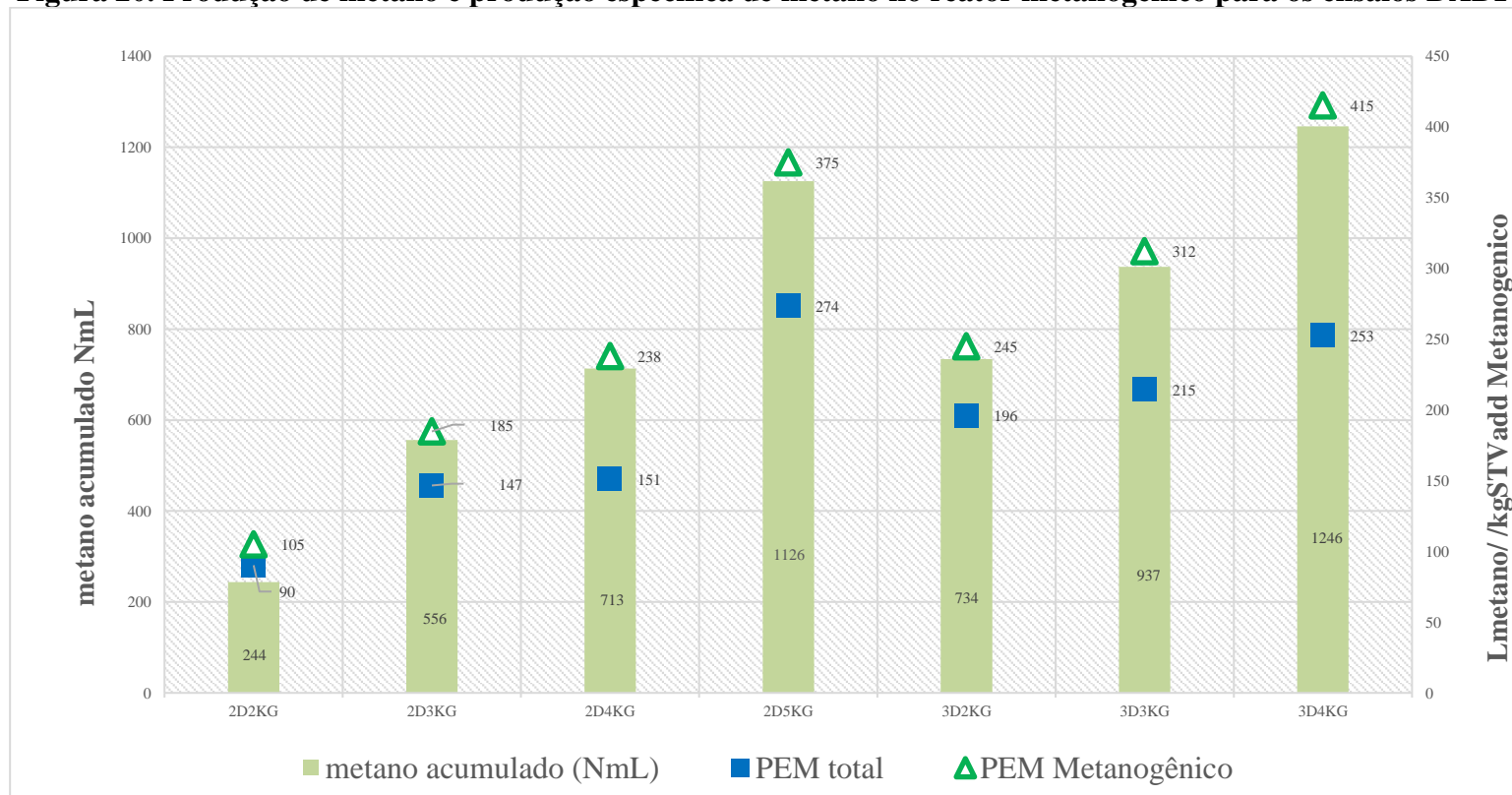
4.2.2. Produção de Biogás

A Figura 20 mostra a produção de CH₄ acumulada e a PEM durante o experimento. O ensaio 3D4KG apresentou o maior volume acumulado de CH₄ (1.245 mL), seguido do 2D5KG com 1.125 mL e 3D3KG com 937 mL. Os ensaios 2D2KG, 2D3KG e 2D4KG apresentaram os menores valores 243 mL, 556 mL e 713 mL. A PEM é expressa pelo volume de biogás produzido em relação a massa de STV adicionada no reator e representa a real eficiência de um reator metanogênico.

Os reatores com as maiores COA apresentaram os maiores valores de PEM. Para o PEM1, que calcula a PEM do sistema ao considerar os STV de entrada no acidogênico, o reator 2D5KG teve o maior valor com 273 L_{metano}/KgSTV_{totaladicionado} seguido do reator 3D4KG com 252 L_{metano}/KgSTV_{totaladicionado}. Os reatores 2D2KG, 2D3KG e 2D4KG apresentaram os menores valores de PEM1, 90, 146 e 151 L_{metano}/KgSTV_{totaladicionado}, respectivamente.

Na PEM2, que utiliza apenas o valor de STV de entrada do reator metanogênico, foram observados maiores PEM nas maiores COA dos respectivos TDH. O ensaio 3D4KG sobressaiu aos demais com 415 L_{metano}/KgSTV_{metadicionado} e foi 32% superior a carga de 3kg (3D3KG). No TDH de 2 dias o menor valor encontrado foi no 2D2KG com 104 L_{metano}/KgSTV_{metadicionado} e o maior foi 2D5KG com 374,9 L_{metano}/KgSTV_{metadicionado}.

Figura 20. Produção de metano e produção específica de metano no reator metanogênico para os ensaios DADF.



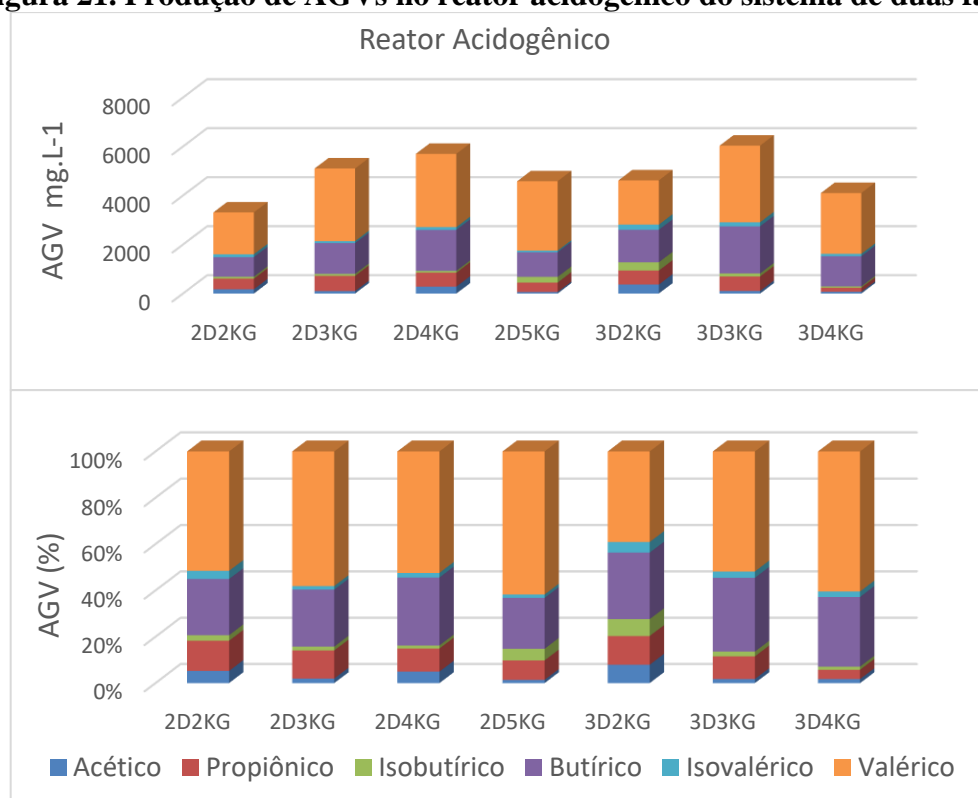
Para a partida de reatores em duas fases, os resultados da PEM indicam que maiores COA propiciam melhor separação das fases. Em COA muito baixas, a produção do AGV pode ser muito baixa e ocorrer a metanogênese no primeiro reator, consumindo os ácidos precursores do metano e diminuindo a eficiência do reator metanogênico.

4.2.3. Produção de AGVs

Nos reatores acidogênicos a produção total de AGV (Figura 21) apresentou-se variável entre os ensaios predominando os ácidos: valérico, butírico e propiônico. As maiores concentrações de AGV_{TOTAL} foram obtidas para os ensaios 2D4KG e 3D3KG kg, sendo 5.694 e 6.034 mg.L⁻¹, respectivamente.

Houve predomínio do ácido valérico em relação aos demais AGV nos dois TDH e em todas as COA aplicadas. A concentração do ácido valérico aumentou conforme houve acréscimo da COA e consequente aumento da concentração de NTK, conforme apresentado na Figura 21. A concentração do ácido valérico em relação aos demais ácidos monitorados aumentou de 48% a 63% no TDH 2 dias e de 39% a 57% no TDH 3 dias, conforme a carga orgânica foi adicionada.

Figura 21. Produção de AGVs no reator acidogênico do sistema de duas fases



Elevados valores de TDH podem contribuir para a formação dos ácidos valérico e isovalérico. Batstone et al. (2012) relataram que o ácido valérico está associado principalmente à fermentação de proteínas por desaminação redutiva de aminoácidos isolados ou oxidação-redução entre pares de aminoácidos, via reação de Stickland. A reação de Stickland controla quase 90% da degradação de proteínas para ácidos orgânicos, enquanto a desaminação oxidativa é termodinamicamente desfavorável e requer valores baixos de pressão parcial de hidrogênio. Já a desaminação redutiva é um processo favorável e consumidor de hidrogênio (LI et al., 2019).

Argelier e Moletta (1998) analisaram a produção de AGV a partir de resíduo alimentar e afirmaram que, conforme o incremento no TDH nos ensaios a concentração de AGV de cadeia longa (como o ácido valérico) foi favorecida. O percentual do ácido butírico apresentou médias semelhantes nos TDH avaliados, sendo 25% e 30% para os TDH 2 e 3 dias, respectivamente. Os ácidos butírico, isobutírico, valérico e isovalérico não são usados diretamente pelos micro-organismos metanogênicos, sendo necessária sua conversão preliminar em ácido acético (WANG et al., 1999).

A concentração dos produtos da fermentação ácida fornece informações importantes sobre o efluente hidrolítico-acidogênico para determinar sua adequação para a etapa metanogênica (UCISIK; HENZE, 2008). Resultados semelhantes foram obtidos por Demirel e Yenigun (2004), em águas residuárias de laticínios sem controle de pH.

O ácido acético é o melhor substrato precursor para a formação de CH_4 , sendo responsável por mais de 70% do CH_4 formado. Os outros ácidos orgânicos de cadeia curta, como os ácidos propiônico e butírico, são importantes substratos na formação de CH_4 , no entanto podem ser tóxicos em determinados níveis de concentração (LEE et al., 2004). Portanto, o aprimoramento geral dos processos anaeróbios deve ser baseado na compreensão das condições ótimas para maximizar a produção de ácido acético na fase acidogênica (YU et al., 2002).

Fang (2002) descreve o ácido propiônico como um produto intermediário indesejável no processo anaeróbio de dois estágios. Devido à baixa taxa de conversão desse ácido em ácido acético, H_2 e CO_2 , sua metanogênese ocorre de forma mais lenta, se comparada com os ácidos acético e butírico.

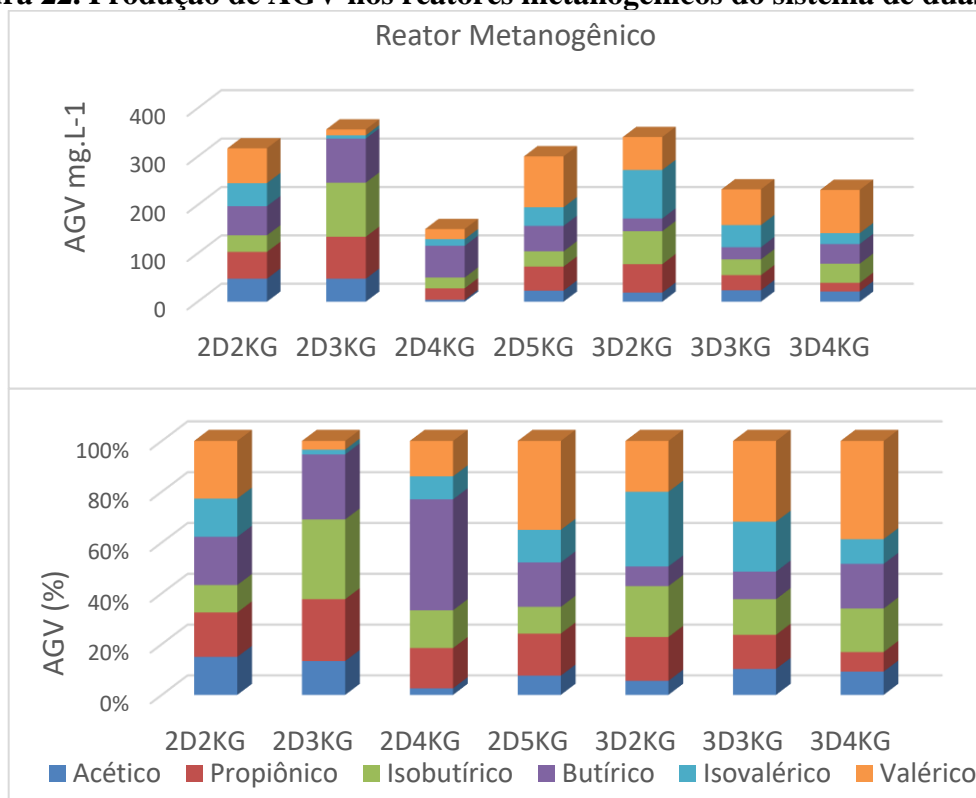
Na Figura 22 são apresentados os resultados de AGV dos reatores metanogênicos, é possível verificar o consumo de $\text{AGV}_{\text{TOTAL}}$ o aumento da proporção do ácido acético e redução na concentração do ácido valérico, que foi o principal ácido do reator acidogênico, indicando a degradação do ácido valérico e conversão em ácidos de menor cadeia.

No TDH de 2 dias os ácidos que prevaleceram foram o valérico e o butírico, seguindo o padrão de produção de ácidos do reator acidogênico. Para o ácido valérico os maiores valores encontrados foram de 35% no ensaio 2D5KG e 22% no 2D2KG. No ensaio 2D3KG e 2D4KG o principal ácido foi o butírico com 25% e 46%, respectivamente. Os ensaios 2D3KG e 2D2KG apresentaram os maiores valores de $\text{AGV}_{\text{TOTAL}}$, com 937 e 526 mg.L^{-1} , respectivamente, com a maior porcentagem de ácido propiônico, valérico e isobutírico.

No TDH de 3 dias houve predominio do ácido valérico nos ensaios 3D3Kg e 3D4Kg. O reator 3D2Kg foi o que apresentou maior produção de ácidos totais 328 mg.L^{-1} e predominio do ácidos valérico e isovalérico. Os valores encontrados ficaram abaixo do indicado como tóxico para as arqueas. Wang et al. (2009) afirma que concentrações de ácido propiônico superiores a 900 mg.L^{-1} podem causar inibição significativa das arqueas metanogênicas. Xiao et al. (2015) verificaram o potencial de degradação do ácido propiônico em reator metanogênico e constatou que até a concentração de 4,6 g.L^{-1} na faixa de pH 6,40-7,30 ocorreu degradação sem inibição das metanogênicas.

A via de formação de AGV com ácidos acético e butírico como principais metabólitos é mais favorável à fase metanogênica, a qual ocorrerá posteriormente, estabelecendo o biogás como o produto final na DA em duas fases (HORIUCHI et al., 2002). De acordo com a Figura 22 os reatores metanogênicos que apresentaram os menores valores ácidos totais, menor proporção de ácido butírico, maiores proporções de ácido acético são os sistemas com a maior taxa de PEM.

Figura 22. Produção de AGV nos reatores metanogênicos do sistema de duas fases



Deste modo, observou-se no reator metanogênico a conversão do ácido butírico em ácido acético e finalmente metano. O resultado revela que maiores COA no reator acidogênicos beneficiam os reatores metanogênicos para maior produção de CH₄.

4.2.4. Análise de correlações canônicas

Conforme apresentado na Tabela 19, apenas a função canônica 1 (sem nenhuma remoção da função canônica), mostrou-se significativa ($p < 0,05$), o que aponta que existe uma dependência entre as variáveis independentes (X) e dependentes (Y), isto é, que existem fortes indícios de que as características analisadas no primeiro reator influenciam na performance do segundo reator. Foi obtido um elevado valor de R², demonstrando que, para as características analisadas, 99,67% da variância é explicada pelas variáveis estatísticas canônicas independente e dependente da função canônica 1.

Tabela 19. Testes de qui-quadrado com raízes sucessivas removidas.

| Função canônica removida | Correlação canônica | R ² canônico | Qui-quadrado | df | p |
|--------------------------|---------------------|-------------------------|--------------|----|--------|
| 0 | 0.9984 | 0.9967 | 127.9339 | 90 | 0.0054 |
| 1 | 0.9413 | 0.8860 | 70.7587 | 72 | 0.5193 |
| 2 | 0.8912 | 0.7942 | 49.0395 | 56 | 0.7334 |
| 3 | 0.8527 | 0.7271 | 33.2321 | 42 | 0.8310 |
| 4 | 0.7390 | 0.5461 | 20.2461 | 30 | 0.9099 |
| 5 | 0.6174 | 0.3812 | 12.3464 | 20 | 0.9036 |
| 6 | 0.5971 | 0.3565 | 7.5467 | 12 | 0.8195 |
| 7 | 0.5033 | 0.2533 | 3.1386 | 6 | 0.7913 |
| 8 | 0.1468 | 0.0216 | 0.2179 | 2 | 0.8968 |

Conforme apresentado na Tabela 20, a função canônica 1 consegue explicar, em média, cerca de 13,43% da variância nos dados do primeiro reator (variáveis independentes) e 13,88% no segundo reator (variáveis dependentes). Sendo fornecidas as variáveis dependentes, pode-se explicar 13,38% da variância nas variáveis independentes e do contrário, pode-se explicar 13,83% da variância nas variáveis dependentes, fornecendo-se as variáveis independentes, conforme os índices de redundância apresentados.

Tabela 20. Variância extraída e a redundância obtidas para a função canônica 1.

| Variáveis | Variância extraída | Redundância |
|-------------------|--------------------|-------------|
| Independentes (X) | 0,1343 | 0,1338 |
| Dependentes (Y) | 0,1388 | 0,1383 |

Para se determinar a importância relativa de cada variável original nas relações canônicas, são apresentadas na Tabela 21, as cargas canônicas e os pesos canônicos. Quanto maiores forem seus valores, maiores os contributos das variáveis originais nas variáveis estatísticas canônicas.

Os pesos canônicos padronizados demonstram que a contribuição das variáveis independentes na variável estatística canônica mais significativa é da DQO e ácido isovalérico, sendo estes dois inversamente correlacionados. Já nas variáveis dependentes, os pesos canônicos demonstram que o ácido isobutírico seguido dos ácidos isovalérico e valérico e remoção DQO, são as variáveis que mais contribuem para a função canônica 1. Entretanto, conforme Hair Junior et al. (2005), os pesos canônicos são geralmente instáveis devido ao fato de que seu cálculo apenas otimiza a correlação canônica, pelo que deve-se dar preferência às análises de cargas canônicas.

Assim, observa-se que as variáveis independentes TDH e DQO estão fortemente correlacionadas com a função canônica 1, com variância compartilhada de aproximadamente 40% e 38%, respectivamente. Dentre os ácidos analisados no primeiro reator, o ácido isobutírico foi o que apresentou maior contribuição na variável estatística canônica independente, tendo uma variância compartilhada de aproximadamente 22%. Já entre as variáveis dependentes, observa-se que a remoção de DQO é a que mais está correlacionada com a função canônica 1, tendo uma variância compartilhada de aproximadamente 46%. Dentre os ácidos, o butírico foi o que mais contribuiu para a formação da variável estatística canônica dependente, com uma variância compartilhada de aproximadamente 19%.

Tabela 21. Cargas e pesos canônicos da função canônica 1.

| Variáveis Independentes (X) | Peso canônico | Cargas canônica | Variáveis dependentes (Y) | Peso canônico | Cargas canônicas |
|--|---------------|-----------------|---------------------------------------|---------------|------------------|
| TDH [d] | 0,3989 | 0,6298 | Ac. Acético [mg.L ⁻²] | -0,5899 | -0,3214 |
| COA [KgVS.m ⁻³ .d ⁻¹] | -0,3979 | -0,1929 | Ac. Propiônico [mg.L ⁻²] | -0,1353 | -0,3460 |
| STV [g.L ⁻¹] | -0,2219 | -0,3907 | Ac. Isobutírico [mg.L ⁻²] | 1,3682 | -0,1727 |
| DQO [mg.L ⁻¹] | 0,8921 | 0,6168 | Ac. Butírico [mg.L ⁻²] | -0,8627 | -0,4358 |
| Ac. Acético [mg.L ⁻¹] | -0,0734 | 0,1338 | Ac. Isovalérico [mg.L ⁻²] | -1,2104 | -0,3407 |
| Ac. Propiônico [mg.L ⁻¹] | 0,1714 | -0,1237 | Ac. Valérico [mg.L ⁻²] | 0,0791 | -0,3278 |
| Ac. Isobutírico [mg.L ⁻¹] | 0,2186 | 0,4639 | PEM [mL.d ⁻¹] | -0,1631 | 0,0869 |
| Ac. Butírico [mg.L ⁻¹] | -0,1475 | -0,2091 | Remoção STV (%) | -0,4323 | 0,3319 |
| Ac. Isovalérico [mg.L ⁻¹] | -0,6307 | 0,1620 | Remoção DQO (%) | 0,5795 | 0,6817 |
| Ac. Valérico [mg.L ⁻¹] | -0,1502 | -0,2398 | | | |

Assim, a partir desta análise, foi possível observar as relações entre as variáveis de independentes e dependentes, bem como suas relações com as variáveis estatísticas canônicas. Foi possível constatar que existe uma interdependência entre os grupos e que, portanto, as variáveis analisadas no reator acidogênico exercem influências no reator metanogênico.

4.2.5. Análise microbiológica

Para todas as amostras iniciais (I) dos reatores analisados, o filo com maior proporção foi *Protobacteria* (2D2KG- 70%, 2D5KG- 87% e 3D5KG- 53%), predominando os gêneros *Stenotrophomonas*, responsáveis pela hidrólise e fermentação de carboidratos e aminoácidos (THEINT et al., 2016) e *Pseudomonas* com um papel fundamental durante a DA na hidrólise de carboidratos, independentemente das variabilidades na entrada de substrato e parâmetros de processo (BUETTNER et al., 2019). Assim, *Pseudomonas spp.* são de grande importância na DA, são robustas e versáteis, se destacam com grande variedade de processos metabólicos a jusante para suas respectivas vias metanogênicas (BUETTNER et al., 2019). O segundo filo mais abundante foi *Firmicutes*, que são bactérias acetogênicas e sintróficas, que atuam na degradação de ácidos orgânicos, principalmente o butirato. Os reatores 2D2KG-F predominaram do gênero *Pseudomonas* (45%), *Stenotrophomonas* (24%) e *Acinetobacter* (13%). Para o 2D5KG a maior proporção foi *Stenotrophomonas* (70%), *Pseudomonas* (7%), *Acinetobacter* (6%) e *Psychrobacillus* (5%). No reator 3D4KG os gêneros predominantes foram *Brevundimonas* (64%), *Arthrobacter* (11%) e *Pseudomonas* (8%). As espécies encontradas nas amostras são mostradas na Figura 23.

Em todas as amostras analisadas foram encontradas arqueas, a Figura 24 mostra a predominância dos gêneros *Methanosaeta* seguido por *Methanobacterium* e *Methanosarcina* com exceção do ensaio 3D4KG-I que apresentou maior proporção de *Methanosaeta* seguido por *Methanosarcin*, *Methanobacterium* e *Methanospirillum*. A *Metanosaeta* e a *Metanossarcina* são frequentemente citadas como um exemplo clássico de como dois micro-organismos usando o mesmo substrato podem coexistir.

Com uma alta taxa de crescimento específico máximo e alto coeficiente de semissaturação, a *Metanesarcina* dominará quando as concentrações de acetato forem altas. No entanto, como o *Metanosaeta* tem uma alta taxa de crescimento específico máximo, baixo coeficiente de semissaturação, quando as concentrações de acetato diminuem, espera-se que o *Metanosaeta* domine (GUJER E ZEHNDER, 1983).

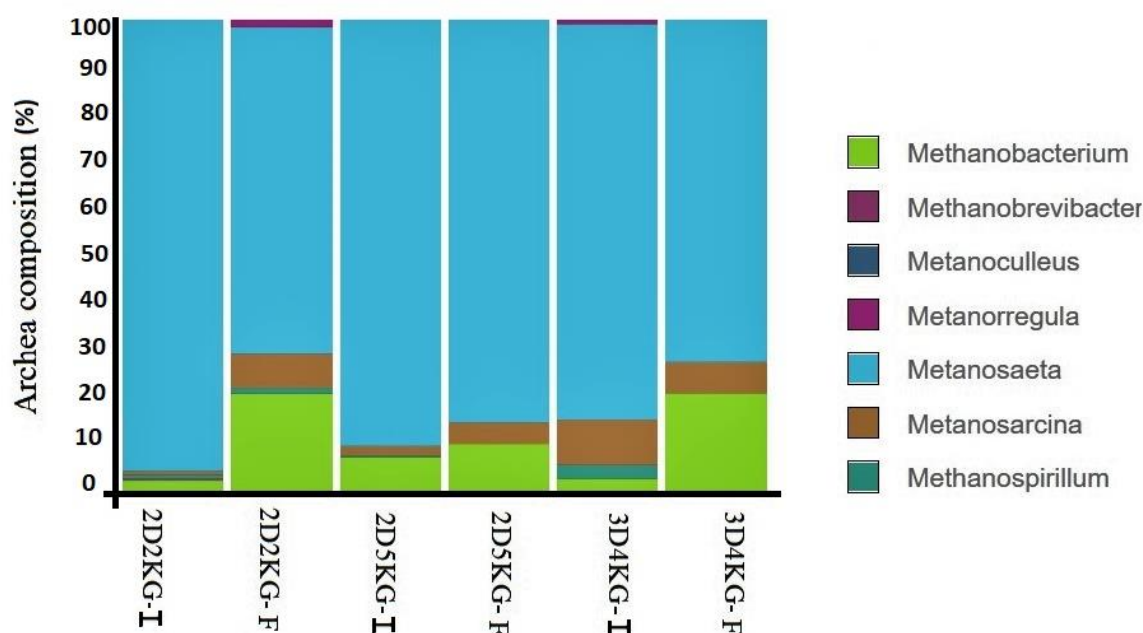
Figura 23. Proporção de espécies de bactérias e de arqueas encontradas nos reatores metanogênicos.



Aproximadamente 70% do CH₄ produzido na digestão do lodo doméstico vem da transformação do acetato em CH₄ por metanógenos acetilásticos (JERIS E MCCARTY, 1965; SMITH E MAH, 1966). *Methanobacterium* e *Methanospirillum*, por outro lado, são hidrogenotróficos, este micro-organismo pode utilizar CO₂ com H₂, subprodutos fermentados de bactérias, para a produção de CH₄.

A espécie com maior proporção encontrada foi *Methanobacterium formicicum*, este micro-organismo é capaz de fermentar acetato, carboidrato, aminoácido, etanol, metanol, propionato, butirato e lactato e contém todos os genes essenciais necessários para o processo metanogênico, com exceção de [Fe]-hidrogenase desidrogenase.

Figura 24. Proporção dos gêneros de arquea encontrados nos reatores metanogênicos.



De acordo com o perfil microbiológico que indicou a via da metanogênese pela metanogênese acetoclástica, a diferenciação da composição da comunidade metanogênica em duas fases, valores de pH e concentrações de AGV, foi possível verificar a separação das fases com o sistema de DA em dois reatores.

4.3. SISTEMA DE DIGESTÃO ANAERÓBIO EM DUAS FASES

4.3.1. Avaliação das condições ambientais

4.3.1.1. Nutrientes: Carbono, Nitrogênio e Fósforo

Nas Tabelas 22, 23 e 24 são apresentados os valores médios dos resultados das medições de COT, NTK, Nitrogênio Amoniacal Total (NH₄⁺) e Fósforo de acordo com o TDH e COA aplicados aos reatores acidogênico e metanogênico. O carbono, o nitrogênio e o fósforo são nutrientes fundamentais para a DA. Estes elementos estão envolvidos na síntese celular, crescimento dos micro-organismos e fornecimento de energia.

Na tabela 22 são apresentadas as médias da porcentagem de COT, em relação aos ST. A média do COT no resíduo afluyente no sistema de DADF ao longo do monitoramento foi de 45±1.

Para o TDH de 2 dias em todos os ensaios o valor de conversão no reator acidogênico foi menor que 10% e no reator metanogênico a conversão ficou próximo a 20%. Na conversão global do sistema o ensaio com a maior eficiência de remoção de COT foi o S2D6KG com 27% e o menor foi S2D10KG com 21,9%.

Para o TDH de 3 dias os resultados se mostraram similares ao TDH de 2 dias. Para todos os ensaios no reator acidogênico a conversão não ultrapassou 8%. A conversão global do sistema foi superior no S3D4KG, seguido do S3D6KG. Já a menor conversão foi observada no S3D8KG.

Tabela 22. Concentração médias de Carbono avaliados no reator acidogênico e metanogênico

| Ensaio | COT (%) Resíduo afluyente | COT (%) Acidog. | COT (%) Metanog. | Conversão Global do sistema % |
|---------|------------------------------|--------------------|---------------------|----------------------------------|
| S2D4KG | 44,79 ± 0,8 | 41,47 ± 6,5 | 33,57 ± 13 | 25,0 |
| S2D6KG | 44,89 ± 0,4 | 42,84 ± 2,6 | 32,78 ± 3 | 27,0 |
| S2D10KG | 45,5 ± 0 | 43,29 ± 5,8 | 35,54 ± 13 | 21,9 |
| S3D4KG | 45,14 ± 1,2 | 41,90 ± 3,4 | 29,83 ± 7 | 33,9 |
| S3D6KG | 45,58 ± 0,9 | 44,46 ± 3 | 33,4 ± 5 | 26,7 |
| S3D8KG | 45,43 ± 0,3 | 42,24 ± 8 | 37,27 ± 9 | 18,0 |

O carbono é a base para o fornecimento de energia para os micro-organismos (KHALID et al., 2011) no qual o principal fornecedor de carbono são os restos de culturas vegetais (GUEDES, 2007) que são quebrados em partículas menores até a conversão em CH₄ e CO₂. Sendo assim, o COT é um método de avaliação do teor de matéria orgânica dos substratos (GRIGATTI et al., 2004; FONSECA et al., 2006). Foi possível observar que a conversão de COT não acompanhou o aumento da COA. Para os dois TDH a maior COA apresentou os menores resultados mostrando um possível acúmulo de material orgânico no sistema.

A Tabela 23 mostra o resumo da média da concentração de entrada e saída de NTK e a concentração de NH₄⁺ nos reatores acidogênico e metanogênico nas amostras ao longo do período experimental. O aumento da concentração de NTK afluyente e efluyente no sistema é diretamente proporcional ao aumento da COA, assim como a conversão de NTK no sistema. Os menores valores foram observados na COA de 3Kg para os dois TDH testados. Os maiores valores de conversão foram observados nos ensaios S3D8KG com 63% e no S2D10KG com 53%.

A presença do íon amônio (NH₄⁺) foi observada ao longo do monitoramento. No reator acidogênico o valor máximo observado foi de 63,5 mg/L no S3D8KG e nos demais ensaios a concentração foi inferior a 30mg/L. No reator metanogênico os menores valores encontrados foram 52,9 e 202 mg/L para os ensaios S2D4KG e S3D4KG e os maiores foram 379,16 e 293 mg/L para S3D10KG e S2D8KG, respectivamente.

Foi observado, assim como a conversão de NTK, que a concentração de NH₄⁺ nos reatores aumentaram de acordo com o aumento da COA. Esse aumento pode ser atribuído ao material orgânico, então liberado para o meio aquoso e disponível para a assimilação das bactérias. O processo de amonificação do meio ocorre quando as bactérias convertem proteínas a nitrogênio amoniacal, elevando a concentração deste à medida que ocorre o aumento da carga (XING, 2014). Li e Jin (2015) também relataram que durante a DA de resíduos de cozinha houve aumento no teor de nitrogênio amoniacal com o aumento do TDH avaliado. As maiores concentrações foram obtidas em TDH superiores a 5 dias. Os autores atribuíram esse resultado à degradação química e biológica do nitrogênio orgânico por micro-organismos.

Os valores encontrados são próximos ao observado por Flor (2006), que iniciou o tratamento com 190mg/L chegando ao máximo de 900mg/L. Ao avaliar o processo de DA de RSO, Filizola et al., (2006) encontraram na efluente variação de 277 a 1170 mgN-NH₄/ L e explicaram o acréscimo de nitrogênio amoniacal ao fato de que a maior parte do nitrogênio contido no substrato afluente foi de origem orgânica, como proteínas e aminoácidos. Quando esse nitrogênio começou a ser degradado pelos micro-organismos existentes no interior do reator, esse foi convertido em amônia.

O nitrogênio amoniacal em altas concentrações pode agir como inibidor em processos anaeróbicos e pode facilmente causar instabilidade no processo, como a diminuição nos rendimentos de biogás e de CH₄, o que pode eventualmente levar à falha do reator metanogênico (LI; JIN, 2015). Não existe um consenso na classificação dos níveis de toxicidade para o nitrogênio - amoniacal em reatores, com autores indicando como máximo o valor 600mg/L (KAYHANIAN et al., 1995) até valores tão altos como 3000 mg/L (CHERNICHARO, 2007).

Para Prochazka et al. (2012) as concentrações ótimas de nitrogênio amoniacal para produção de metano estão entre 2.100 mg/L e 3.100 mg/L. Concentrações de nitrogênio amoniacal acima 4.000mg/L inibiram a produção de CH₄, enquanto concentrações muito baixas, 500mg/L, causou diminuição na produção de CH₄, perda de biomassa e perda da atividade das bactérias metanogênicas acetoclásticas. Apesar de concentrações elevadas causar estresse aos micróbios e reduzir suas atividades, a comunidade microbiana ainda continua viável (WANG; XU; LI, 2013).

A Tabela 24 mostra um resumo da média da massa de entrada e saída de fósforo nas amostras ao longo do período experimental. É possível verificar pequena variação na concentração de fósforo ao longo de todo o experimento, resultado já esperado, justificada pela baixa assimilação deste nutriente pelas bactérias, uma vez que a taxa de crescimento é baixa. A utilização biológica de fósforo ocorre mediante a seleção de bactérias capazes de armazenar polifosfato. Essa seleção é feita expondo as bactérias alternadamente às condições anaeróbia e aeróbia. Entretanto quando em ambientes anóxicos essa redução tende a ser muito baixa (KERN-JESPERSEN et al., 1994).

Tabela 23. Concentração médias de NTK e Amônia avaliados no reator acidogênico e metanogênico em TDH de 2 e 3 dias.

| Ensaio | Afluente | Acidogênico | | Metanogênico | | Remoção NTK sistema (%) |
|---------|---------------------------|---------------------------|-------------------------------------|--------------------------|--|-------------------------|
| | NTK (mg.L ⁻¹) | NTK (mg.L ⁻¹) | NH ₄ ⁺ (mg/L) | NTK(mg.L ⁻¹) | NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹) | |
| S2D4KG | 332,72 | 289,8 ± 59 | 7,68 ± 7 | 263,74 ± 82 | 52,95 ± 22 | 21 |
| S2D6KG | 526,5 | 383,6 ± 187 | 26,21 ± 32 | 290,71 ± 87 | 217,82 ± 74 | 55 |
| S2D10KG | 840,9 | 598,2 ± 112 | 63,58 ± 37 | 360,10 ± 35 | 293,04 ± 27 | 48 |
| S3D4KG | 576,53 | 387,7 ± 163 | 20,36 ± 6 | 303,32 ± 91 | 202,14 ± 65 | 48 |
| S3D6KG | 665,25 | 429,1 ± 131 | 26,61 ± 16 | 406,48 ± 127 | 206,65 ± 70 | 39 |
| S3D8KG | 1030,24 | 831,95 ± 78 | 33,19 ± 21 | 798,41 ± 598 | 379,16 ± 150 | 63 |

Tabela 24. Concentração médias de Fósforo avaliados no reator acidogênico e metanogênico em TDH 2 e 3 dias.

| Ensaio | Fósforo (mg.L ⁻¹) RA+J | Fósforo Acidogênico | Fósforo metanogênico | Remoção global do sistema |
|---------|------------------------------------|---------------------|----------------------|---------------------------|
| S2D4KG | 11,39 | 7,68 ± 7 | 6,56 ± 21 | 42,41 |
| S2D6KG | 28,25 | 26,21 ± 32 | 22,11 ± 15 | 21,77 |
| S2D10KG | 72,49 | 63,58 ± 38 | 52,12 ± 3,5 | 28,10 |
| S3D4KG | 21,75 | 20,36 ± 6 | 18,37 ± 55 | 16,00 |
| S3D6KG | 35,16 | 26,6 ± 15,6 | 26,1 ± 22 | 25,77 |
| S3D8KG | 68,83 | 33,2 ± 20 | 65,8 ± 31 | 4,40 |

4.3.1.2. pH, Acidez e Alcalinidade

Entre os desafios no tratamento anaeróbio de resíduos orgânicos está a estabilidade do pH. Esse resíduo apresenta elevada matéria orgânica e durante as primeiras fases da DA ocorre a formação de grande quantidade de ácidos voláteis. O acúmulo desses ácidos no reator age diretamente no poder tamponante do meio, o que acarreta queda do pH. Desta forma, em sistemas de duas fases, na primeira fase às recomendações indicam o pH entre 5 e 6, além de propiciar melhores condições de crescimento para as bactérias hidrolíticas, dificultam a ação das metanogênicas, o que permite aumento na concentração de ácido acético e da acidificação. Para a metanogênese o pH ideal é entre 6 e 8 e a eficiência na conversão e produção de metano está diretamente associada a concentração e tipo de AGV no meio (AQUINO & CHERNICHARO, 2005),

Nas Figuras 25 e 26 são apresentados os resultados de pH, alcalinidade total e acidez obtidos durante o monitoramento do reator acidogênico. Para o TDH 2 dias (Figura 25), o pH no reator apresentou resultados na faixa entre 3 e 5, a acidez oscilou entre 1700 e 3300 mgHA.L⁻¹ e a alcalinidade foi zero ou muito próxima a zero.

Durante as COA de 4 e 6 Kg.STV.m⁻³.d⁻¹, mesmo com a troca do resíduo alimentar afluyente e com a variação da acidez, que chegou a 3000mg.L⁻¹ no S2D4KG, o pH se mostrou estável mantendo-se próximo a 4.

Para o S2D10KG é possível observar que o aumento da COA de 6 para 10kg e a adição de resíduo alimentar afluyente mais ácido resultou no aumento da acidez e conseqüentemente na queda do pH de 4,2 para 2,9 atingindo o menor valor durante o período de monitoramento.

Para o TDH 3 dias (Figura 26), para o S3D4KG foi utilizado quatro tipos resíduo alimentar afluyente, houve um aumento da acidez no reator que passou de 1300 para 3300 mgHA.L⁻¹ entretanto, o pH manteve-se próximo a 4.

Anterior ao aumento da COA de 4 para 6 kg, a alimentação do reator foi cessada por 7 dias para efetuar manutenção do reator (troca da resistência elétrica), com isso, é possível observar a queda da acidez no reator e aumento na pH, que atingiu seu maior valor durante todo o monitoramento 4,8. Após 10 dias da retomada da alimentação do reator o pH já apresentava o mesmo valor ao da COA anterior. O monitoramento do S3D6KG durou 120 dias e a mudança de pH e acidez acompanhou as mudanças de resíduo alimentar afluyente, que, quanto mais ácido o resíduo alimentar maior a acidez no reator e menor o pH. Durante o S3D6KG foi observado o menor valor de pH (1,96) no reator acidogênico.

O S3D10KG apresentou pH e acidez mais estável que o COA anterior, mantendo na média de 3,5, essa estabilidade pode ser atribuída ao resíduo alimentar afluyente, que foi o mesmo durante todo o monitoramento da COA de 10 Kg.STV.m³.d⁻¹.

Os resultados de pH para os dois TDH avaliados ficaram abaixo dos valores sugeridos pela bibliografia, que menciona pH ideal para atividade de bactérias hidrolíticas e acidogênicas entre 5 e 6 (CHERNICHARO, 1997; YENIGÜN; YILMAZER, 1999; DEMIRER; CHEN, 2004; BOUALLAGUI et al., 2005,),

Durante a hidrólise e a acidogênese, o ácido acético é um dos principais AGV produzidos e serve como um precursor para dois terços da geração de metano (Rincón et al., 2008), No entanto, altas concentrações tem efeito inibitório na atividade metanogênica. O pH é o fator crítico que controla a produção de AGV durante a fermentação acidogênica (ZHOU, 2017). O pH do sistema afeta a atividade de microrganismos porque a maioria das enzimas não tolera os ambientes ácidos (pH < 3) ou alcalinos (pH > 12) (LIU et al., 2012).

Durante a fermentação acidogênica de resíduos alimentares, o pH pode influenciar não apenas a hidrólise, mas também o processo acidogênico (NEYENS et al., 2004). Assim, o pH ótimo para a produção de AGV deve ser favorável tanto para a hidrólise quanto para o processo acidogênico.

Figura 25. Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator acidogênico com TDH de 2 dias

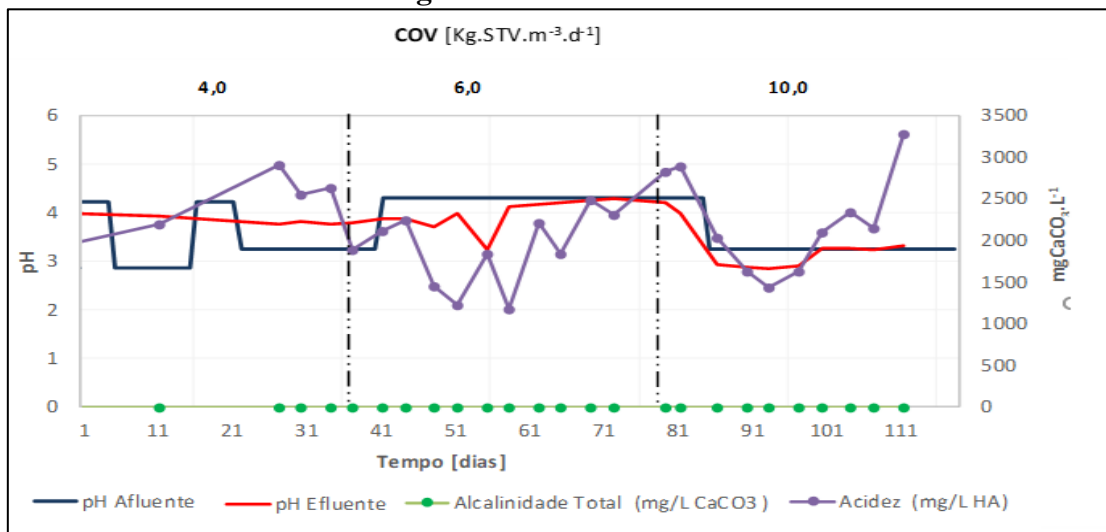
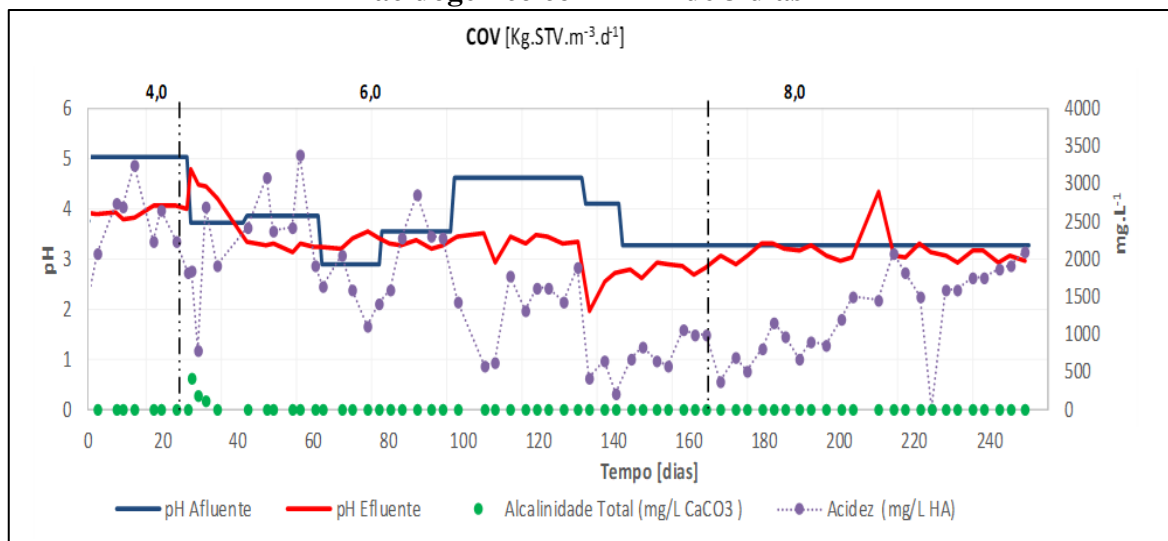


Figura 26. Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator acidogênico com TDH de 3 dias



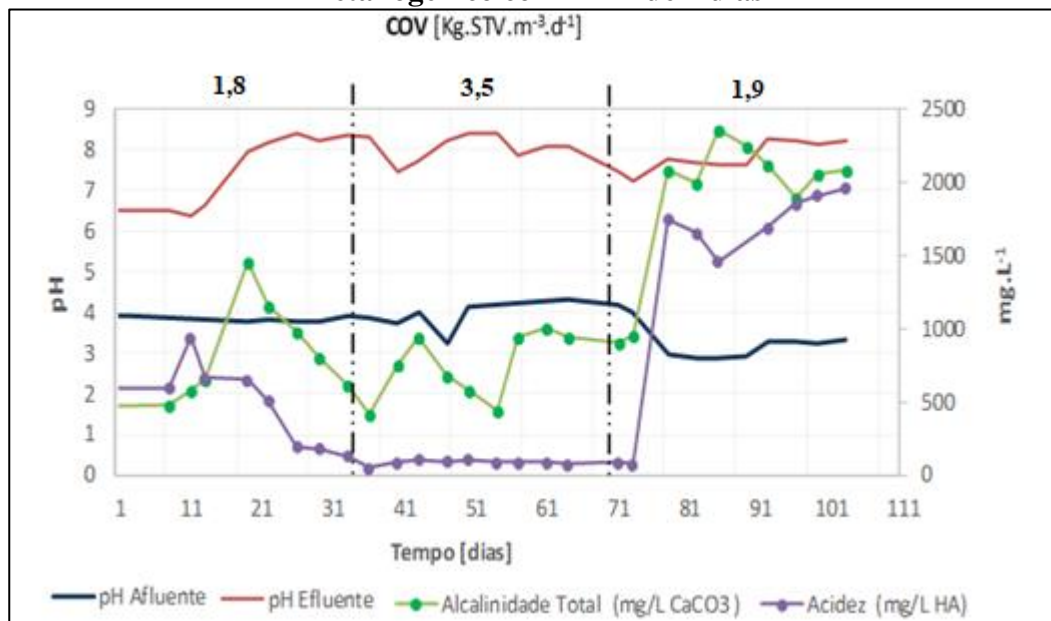
Os resultados iniciais do monitoramento do pH no reator metanogênico mostrou a incapacidade tamponante do reator metanogênico ao receber o efluente do reator acidogênico e manter o pH entre 6 e 8, que é o valor recomendado para as arquea metanogênicas (AQUINO & CHERNICHARO, 2005). Deste modo, com exceção do S3D4KG, durante todo o monitoramento do sistema piloto foi adicionado 1g/L de bicarbonato de sódio no efluente acidogênico antes da entrada no reator metanogênico. Este valor foi definido pela titulação do efluente metanogênico S3D4KG até atingir o pH 7. A alcalinidade total de um sistema, cujo cálculo é realizado por meio da titulação da amostra com ácido sulfúrico até atingir pH de 4,3, é a capacidade de neutralização de ácidos (HIRATA, 1999). Alcalinidade elevada é sinônimo de elevada concentração de radicais alcalinos e elevado poder tamponante, Metcalf e Eddy (2003) recomendam valores entre 1,000 a 5,000 mg.L⁻¹ para reatores anaeróbios.

A Figura 27 mostra os resultados do monitoramento no reator metanogênico para o TDH de 2 dias. Durante o monitoramento do S2D4KG houve oscilação do pH que passou de

6,5 para 8,2, resultado do aumento da alcalinidade no meio. No S2D6KG o pH manteve-se acima de 8 e acidez abaixo de 500mg. L⁻¹.

Para o S2D10KG apesar do aumento da COA de entrada no sistema, a taxa de aplicação, volume de efluente acidogênico transferido para o reator metanogênico, foi menor, como mostra a Tabela 10, a acidez no reator passou de 72 para 1750mgHA.L⁻¹, resultado da entrada do afluente com alta acidez e pH de 3, porém a alcalinidade do meio manteve-se maior que a acidez, que sustentou o pH do meio acima de 8.

Figura 27. Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator metanogênico com TDH de 2 dias



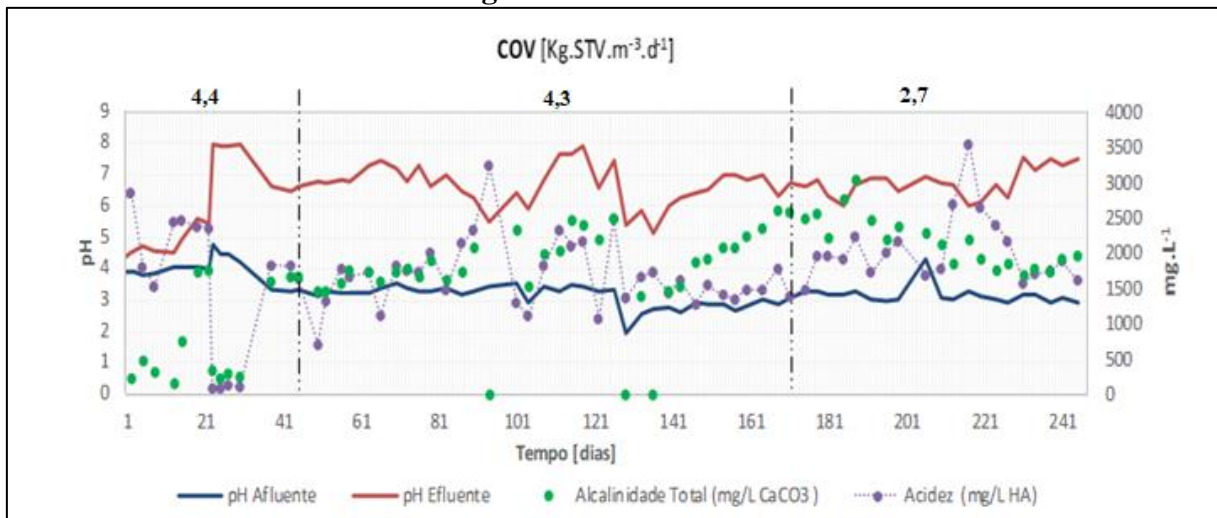
A Figura 28 mostra os resultados do monitoramento no reator metanogênico para o TDH de 3 dias, o ensaio S3D4KG foi o primeiro TDH e COA aplicado no sistema metanogênico, inicialmente não houve a adição de bicarbonato de sódio, é possível observar que alcalinidade inicial de 400 mgCaCO de não foi suficiente para manter o pH acima de 6, chegando ao valor de 4,13. No 20º dia após o início da operação do sistema foi iniciado a adição do bicarbonato de sódio, e após 5 dias, o pH chegou a 7.

Antes de iniciar a alimentação do ensaio S3D6KG, o reator passou por uma pausa de 7 dias para uma manutenção, isso fez com que a acidez e a alcalinidade caíssem para 86 e 230 mg.L⁻¹, os menores valores registrados durante o monitoramento. Com a retomada da alimentação os valores de acidez aumentaram e o pH chegou a 6,5. Ao longo dos 150 dias do ensaio S3D6KG ocorreu ampla variação dos parâmetros avaliados, o pH variou de 7,5 a 5,5, a alcalinidade de 1460 a 2080 mg.L⁻¹ e a acidez de 712 a 3240 mg.L⁻¹.

No S3D8KG o pH permaneceu entre 6 e 8, a alcalinidade máxima observada foi 3040 mg.L⁻¹ e a mínima foi 1700. A acidez teve um pico de 3546 mg.L⁻¹ e mínimo de 1700 mg.L⁻¹.

A influência do valor de pH (5,5 e 6,0) da acidogênese na estabilidade do processo, grau de degradação e produção de CH₄ em sistema anaeróbico de dois estágios foi investigado por Ravi et al. (2018). Em pH 6, foram registradas altas concentrações de ácidos orgânicos, enquanto alta quantidade de hidrolisado foi produzida. Em pH de 5,5 a DQO no hidrolisado foi de 21,85% maior a pH 6. Enquanto o rendimento total específico do CH₄ foi ligeiramente superior em pH 5,5.

Figura 28. Resultado do monitoramento pH, acidez e alcalinidade para o reator metanogênico com TDH de 3 dias



Chanakya et al. (1992) verificaram, no tratamento anaeróbio de RSU em reator de duas fases, a separação das fases quando a quantidade total de ácidos orgânicos dentro do reator acidogênico ficou entre 5 e 6 g/L e pH 5,0. Os mesmos autores sugerem que a eficiência dos digestores de duas fases pode ser calculada baseando-se na quantidade de ácidos orgânicos produzidos na fase ácida e na fase metanogênica. O AGV predominante acumulado foi ácido acético, seguido dos ácidos butírico, propiônico e n- butírico. A presença de AGV de cadeias mais longas foi notada quando os níveis totais de VFA excedeu 6 g/ L.

Baldi et al (2019) observou na etapa fermentativa o pH constantemente em torno de 5,5 ao longo do experimento devido à adição da solução de NaOH, pois a pesquisa possuiu como objetivo a produção de H₂, e esse valor de pH foi estabelecido como o ótimo para a produção de hidrogênio. O controle externo do pH foi necessário para evitar a queda para valores abaixo de 4, o que poderia suprimir significativamente a atividade de hidrogenase. Em relação ao estágio metanogênico, os valores de o pH foram mais neutros (7,0-7,6), típicos de um processo adequado de DA.

Li et al (2020) no tratamento em grande escala de resíduo alimentar em DADF verificou o pH no meio de reação da fase acidogênica variou entre 6,4 e 8,3, que foi menor do que o do digestor metanogênico (7,6 - 8,5) como resultado do acúmulo de AGV. Este pH relativamente alto no digestor acidogênico foi parcialmente devido à recirculação do efluente, fornecendo possível condição para o crescimento do metanogênicas. Também observou o pH extremamente baixo (3,5) no tanque de homogeneização, deduzindo que uma parte da matéria-prima hidrolisou no tanque de homogeneização e a outra parte se degradou no reator acidogênico.

Embora o pH possa servir como indicador do estado de equilíbrio de um sistema complexo, é largamente influenciado um número de balanços químicos em um meio; assim, o pH deve ser registrado juntamente com outros parâmetros, como concentração de AGV, concentração de amônia e composição de biogás (LI et al., 2015), parâmetros que serão discutidos nos capítulos seguintes.

4.3.1.3. Produção de AGV

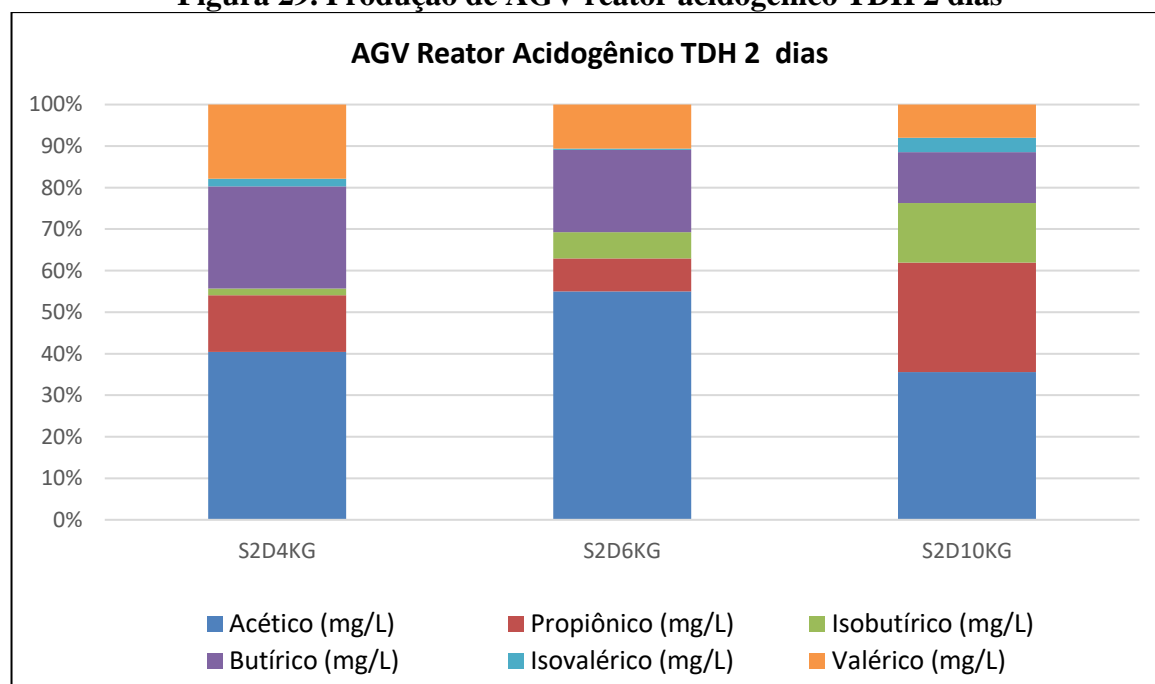
Nos reatores acidogênicos com TDH de 2 dias (Figura 29) a produção total de AGV apresentou-se variável entre os ensaios. As maiores concentrações de AGV_{TOTAL} foram obtidas para a COA 6 e 10 Kg.STV.m³.d⁻¹ conforme Tabela 25, predominando os ácidos:

acético e butírico no S2D4KG e S2D6KG, com concentração total de ácido de 129057,2 e 505810,9 mg.L⁻¹, respectivamente. Baldi et al (2019) atribuiu uma maior liberação de AGV na primeira fase do experimento de DADF, onde obteve concentração máxima 3689 mg.L⁻¹. Durante esta fase, o ácido propiônico foi o produto principal.

Na fase acidogênica do estudo de Jo et al. (2018) o pH permaneceu altamente ácido (3,3-3,4) e os principais produtos de fermentação foram lactato, etanol e acetato, e explicou que compostos mais reduzidos, por exemplo, lactato e etanol, são formados como produtos de fermentação em condições de baixo pH. Bactérias lácticas são capazes de regular o pH intracelular e, conseqüentemente, são mais tolerantes a ácidos do que outras bactérias fermentativas. Alguns deles podem crescer mesmo em pH tão baixo quanto 3,0.

Os ácidos acéticos e propiônico predominaram o S2D10KG. Ao investigar a DA de RA, Izumi et al. (2010) observaram que as concentrações de todos os AGV diminuíram abruptamente nos primeiros 6 dias de experimento, exceto para o ácido propiônico, cujo consumo demorou cerca de 16 dias devido à sua lenta degradação, pois a energia necessária para oxidar anaerobicamente o ácido propiônico em acetato (+76,1 kJ / mol) é quase o dobro da necessária para a formação do butirato (+48,1 kJ / mol). Assim, a taxa de formação de acetato a partir do ácido propiônico torna-se reduzida e, conseqüentemente, uma menor produção de CH₄ é alcançada.

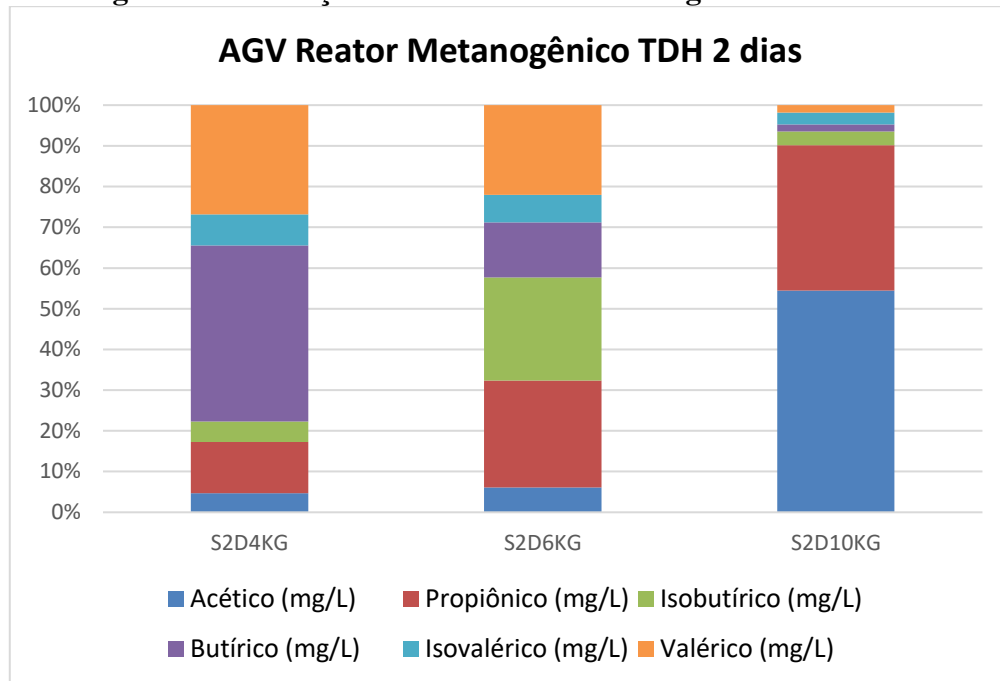
Figura 29. Produção de AGV reator acidogênico TDH 2 dias



Na Tabela 26 e Figura 30 são apresentados os resultados de AGVs dos reatores metanogênicos. No S2D4KG os ácidos que prevaleceram foram o butírico e o valérico, mostrando que houve o maior consumo do ácido acético, que se apresenta como a principal e mais rápida via de produção de CH₄. A via de formação de AGV com ácidos acético e butírico como principais metabólitos é mais favorável à fase metanogênica, a qual ocorrerá posteriormente, estabelecendo o biogás como o produto final na DA bifásica (HORIUCHI et al., 2002). No S2D6KG os ácidos que prevaleceram foram os propiônico e isobutírico. No S2D10KG foi encontrada maior concentração de ácido acético seguido do ácido propiônico. Jo et al. (2018) observaram que o aumento da COA resultou no rápido acúmulo de AGVs, principalmente o ácido propiônico acarretando na diminuição da produção de biogás.

Argelier e Moletta (1998) analisaram a produção de AGV a partir de resíduo alimentar e afirmaram que, conforme o incremento no TDH nos ensaios, a concentração de AGV de cadeia longa (como o ácido valérico) foi favorecida. O percentual do ácido butírico apresentou médias semelhantes nos TDH avaliados, sendo 25% e 30% para os TDH 2 e 3 dias, respectivamente. Os ácidos butírico, isobutírico, valérico e isovalérico não são usados diretamente pelos micro-organismos metanogênicos, sendo necessária à sua conversão preliminar em ácido acético (WANG et al., 1999).

Figura 30. Produção de AGV reator metanogênico TDH 2 dias



No reator acidogênico com TDH de 3 dias (Figura 31) houve predomínio do ácido valérico em relação aos demais AGV em todas as COA aplicadas, comparativamente a proporção aumentou conforme houve acréscimo do TDH. A concentração do ácido valérico em relação aos demais ácidos monitorados aumentou de 20% a 63% na COA 3kg, de 30% a 57% na COA 4kg, 11% para 47% na COA de 6kg e 9% para 26% na COA de 10kg. Os ácidos acético, propiônico, butírico e isobutírico podem ser formados diretamente da fermentação de carboidratos, proteínas e lipídios (CHEN, 2007). Os AGV de maior peso molecular, como os ácidos valérico e isovalérico, estão amplamente associados à fermentação de proteínas (MCINERNEY, 1988), visto que a acidogênese de substratos não proteíacos produz pouco desses dois AGV (ZOETEMEYER et al., 1982).

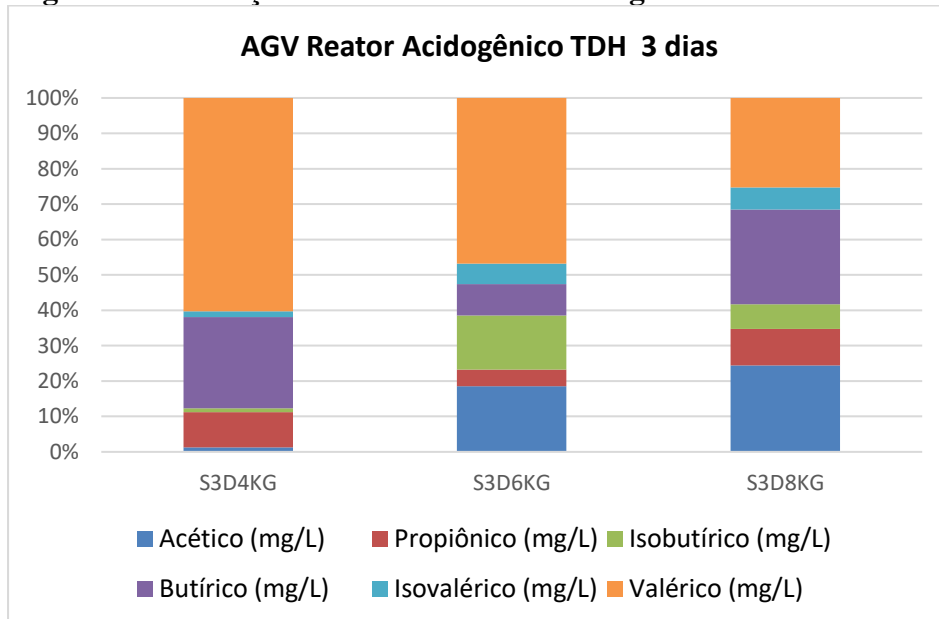
Tabela 25. Concentração de AGV no reator acidogênico

| ACIDOGÊNICO mg. L⁻¹ | | | | | | | |
|---------------------------------------|----------------|-------------------|--------------------|-----------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Ensaio | Acético (mg/L) | Propiônico (mg/L) | Isobutírico (mg/L) | Butírico (mg/L) | Isovalérico (mg/L) | Valérico (mg/L) | Total (mg/L) |
| S2D4KG | 5234,7 | 1772,2 | 207,1 | 3187,0 | 238,0 | 2318,2 | 129057,2 |
| S2D6KG | 27839,2 | 3990,31 | 3212,5 | 10017,8 | 159,2 | 5362,8 | 505810,9 |
| S2D10KG | 8752,1 | 6496,1 | 3513,6 | 3014,8 | 867,6 | 1961,8 | 246006,2 |
| S3D4KG | 57,3 | 450,5 | 50,3 | 1166,3 | 75,3 | 2731,1 | 45300,8 |
| S3D6KG | 1320,9 | 332,5 | 1083,7 | 636,2 | 407,8 | 3328,9 | 71010,3 |
| S3D8KG | 2143,1 | 906,8 | 611,4 | 2351,9 | 543,2 | 2223,7 | 87810,4 |

Tabela 26. Concentração de AGV no reator metanogênico

| METANOGÊNICO mg.L⁻¹ | | | | | | | |
|---------------------------------------|----------------|-------------------|--------------------|-----------------|--------------------|-----------------|--------------|
| Ensaio | Acético (mg/L) | Propiônico (mg/L) | Isobutírico (mg/L) | Butírico (mg/L) | Isovalérico (mg/L) | Valérico (mg/L) | Total (mg/L) |
| S2D4KG | 970,3 | 2630,6 | 1056,0 | 9012,5 | 1583,2 | 5594,8 | 20847,7 |
| S2D6KG | 565,0 | 24,4 | 23,5 | 125,5 | 634,5 | 20,4 | 9307,0 |
| S2D10KG | 147,9 | 97,0 | 922,2 | 473,7 | 774,6 | 503,9 | 27176,6 |
| S3D4KG | 1696,0 | 1342,3 | 454,5 | 1898,3 | 723,6 | 3644,9 | 8233,4 |
| S3D6KG | 263,1 | 998,7 | 790,6 | 962,2 | 2002,6 | 6602,6 | 11620,0 |
| S3D8KG | 1243,9 | 1855,1 | 631,4 | 3017,7 | 1223,8 | 3433,0 | 11405,2 |

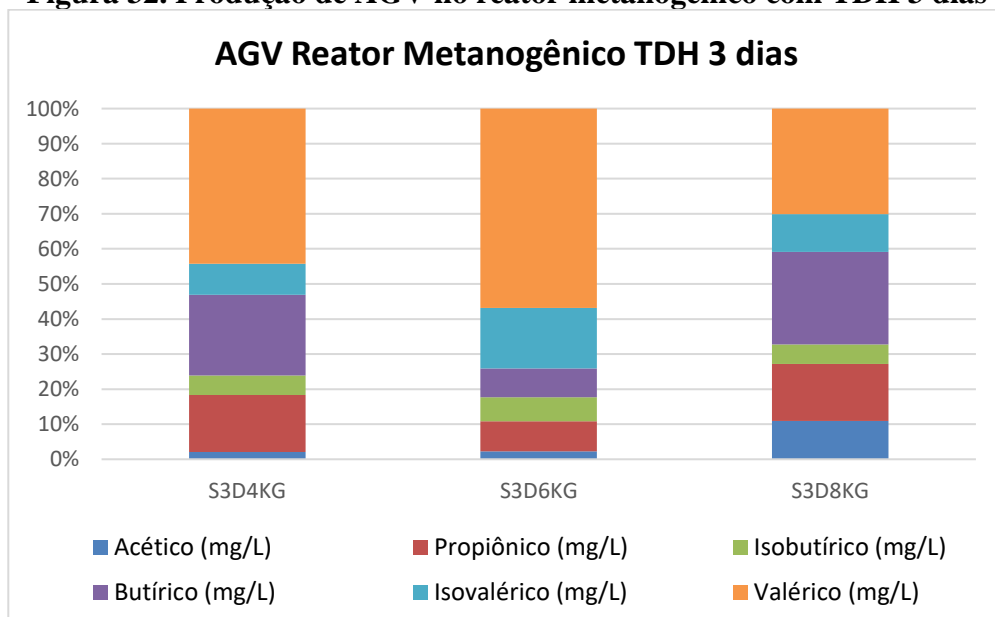
Figura 31. Produção de AGV no reator acidogênico com TDH 3 dias



Batstone et al. (2012) relataram que o ácido valérico está associado principalmente à fermentação de proteínas. Elevados valores de TDH podem contribuir para a formação dos ácidos valérico e isovalérico. Elbeshbishy e Nakhla (2012) avaliaram a produção de AGV a partir da mistura de albumina sérica bovina e amido e verificaram que a maioria das proteínas foi degradada em até 3 dias.

Figura 32 são apresentados os resultados de AGVs dos reatores metanogênicos, é possível verificar o consumo de AGV_{TOTAL} (Tabela 26) e o aumento da proporção do ácido isovalérico e redução na concentração dos ácidos acético e butírico, indicando a degradação do ácido e conversão em biogás. No S3D3KG os ácidos que prevaleceram foram o valérico e o butírico, seguindo o padrão de produção de ácidos do reator acidogênico. No S3D4KG houve redução do ácido valérico indicando que ele foi o principal ácido utilizado na produção do biogás. No S3D6KG e S3D8KG o principal ácido consumido foi o ácido acético.

Figura 32. Produção de AGV no reator metanogênico com TDH 3 dias



Chen et al. (2015) investigaram as vias de fermentação e a influência no rendimento de CH_4 em reatores duas fases para resíduo alimentar e palha de arroz e concluíram que o tipo de fermentação na fase acidogênica pode ser transformado pela mudança pH e COA. A fermentação do tipo etanol ocorreu em $\text{pH} < 4,5$, a fermentação do tipo ácido butírico apareceu na condição de $\text{pH} > 5,0$ e COA maiores que $6 \text{ kg STV, m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$. A fermentação do tipo butírico alcançou o maior grau de acidificação, rendimento de CH_4 e biodegradabilidade.

4.3.2. Eficiência da Fase Acidogênica – Metanogênico

4.3.2.1. 4.3.2.1 Eficiência remoção STV e DQO

A DA de resíduo alimentar é um processo complexo realizado por um grupo de bactérias anaeróbias que convertem sólidos voláteis a biogás, biomassa e sólidos fixos. Nas figuras 33, 34, 35 e 36 são apresentadas as concentrações de entrada e saída de ST, STV e DQO no sistema DADF.

Nas figuras 33 e 34 são apresentados os perfis de ST e STV dos reatores acidogênico e metanogênico com TDH de 2 dias. É possível observar durante todo o monitoramento dos pilotos alguns picos de ST e STV no efluente, isso se dá por problemas com os amostradores, que em alguns momentos acumulavam a parte sólida na tubulação dos amostradores. Algumas amostras saíam do reator com poucos sólidos, pois estes ficavam retidos na tubulação. No momento em que os sólidos escoavam, a amostra apresentava então alta concentração de sólidos.

No S2D4KG a concentração de ST e STV de entrada foi de 8,47 e 8,0 e o STV, no efluente foi de 2,06 e no S2D6KG foi 13,02 e 12,0 $\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$ e o STV efluente do sistema foi de 2,89 $\text{gSTV} \cdot \text{L}^{-1}$. No S2D10KG acidogênico é possível observar novamente um pico de ST e STV efluente maior que o afluente, resultado do acúmulo de resíduos na tubulação dos amostradores. Apesar do pico, a média efluente do reator acidogênico ($4,07 \text{ gSTV} \cdot \text{L}^{-1}$) no período de monitoramento é menor que a média afluente ($20 \text{ gSTV} \cdot \text{L}^{-1}$).

As figuras 35 e 36 mostram os resultados dos perfis de ST e STV do reator acidogênico e metanogênico com TDH de 3 dias.

Figura 33. Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator acidogênico com TDH de 2 dias
 $COV (Kg.STV.m^{-3}.d^{-1})$

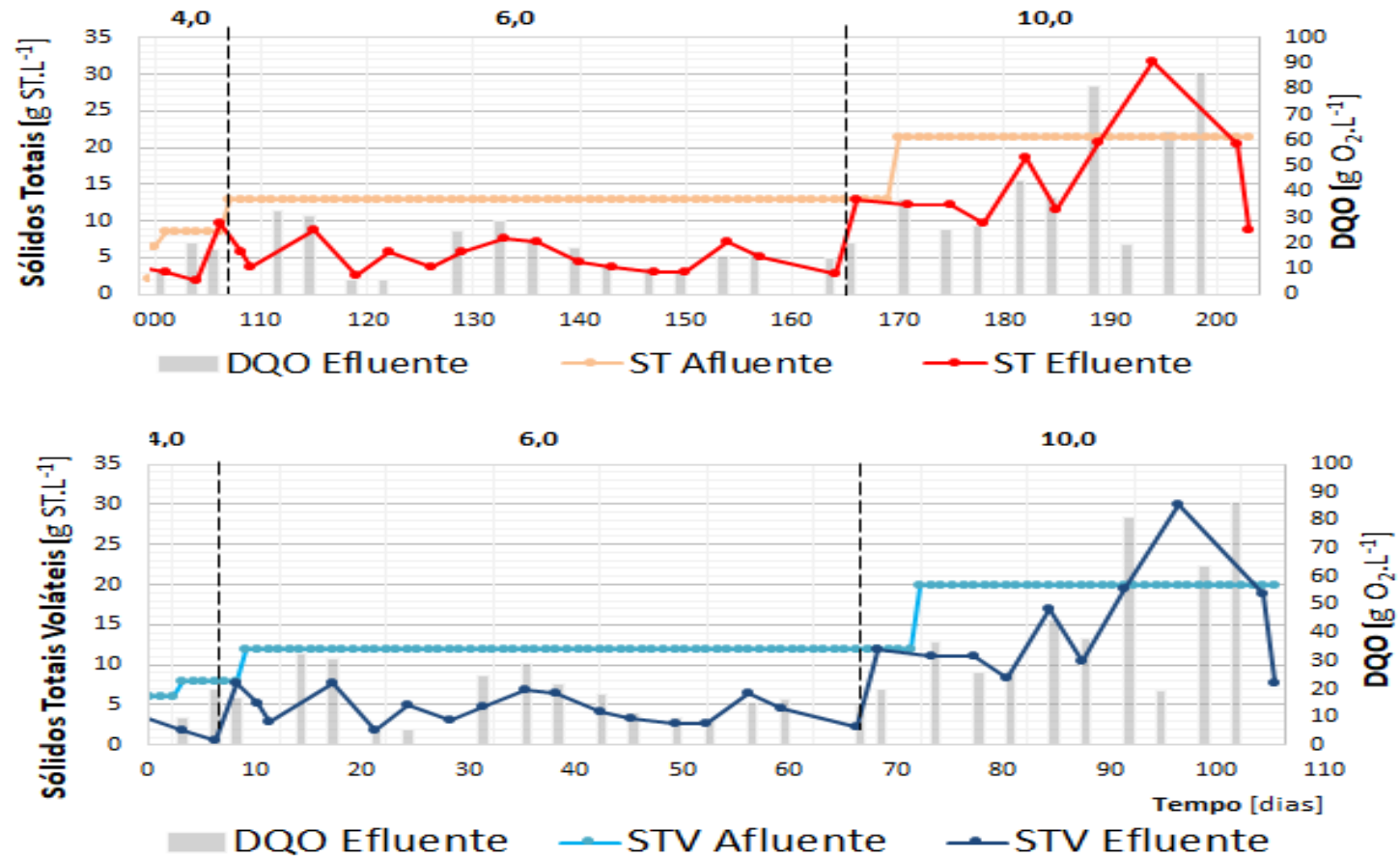


Figura 34. Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator metanogênico com TDH de 2 dias

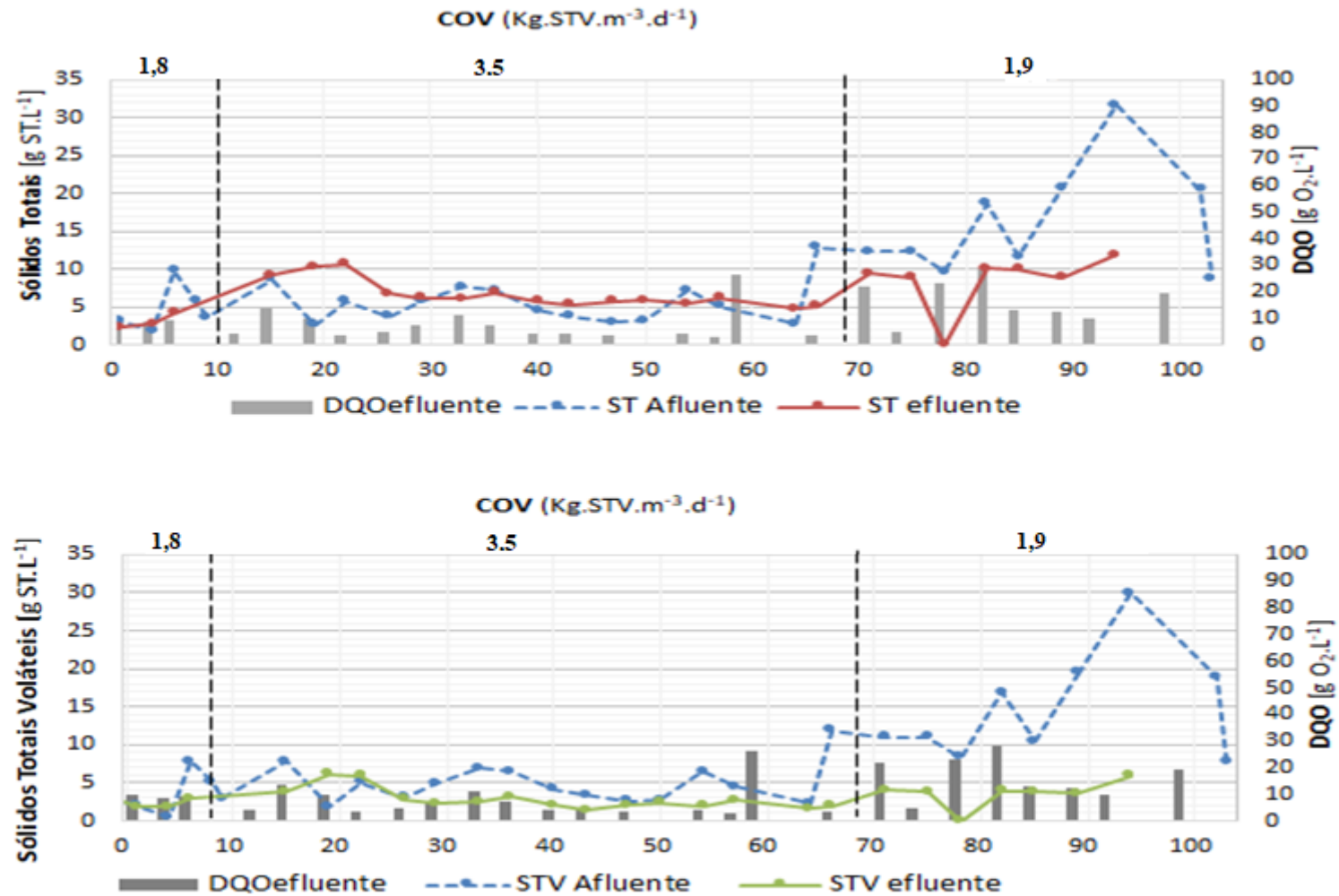


Figura 35. Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator acidogênico com TDH de 3 dias

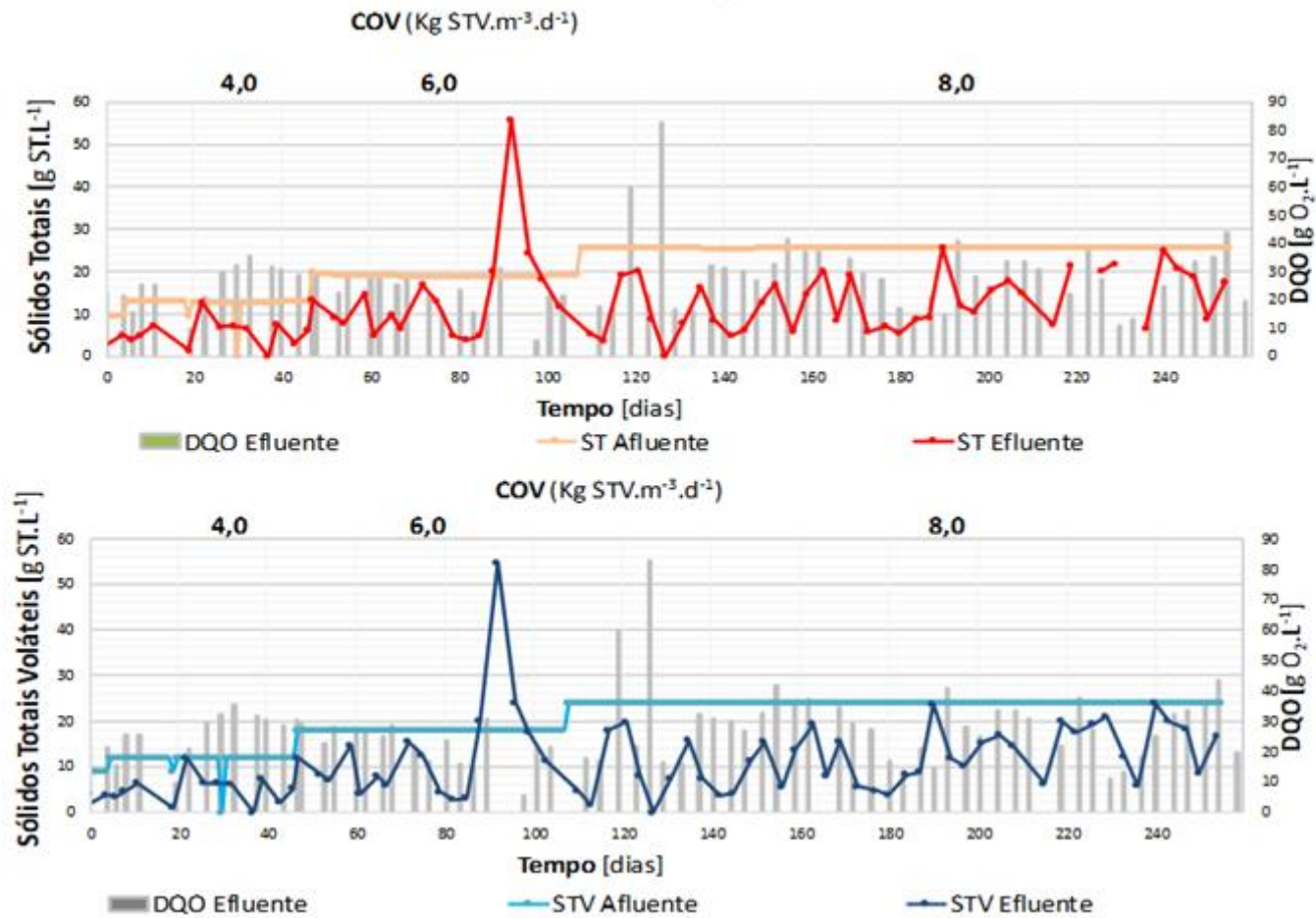
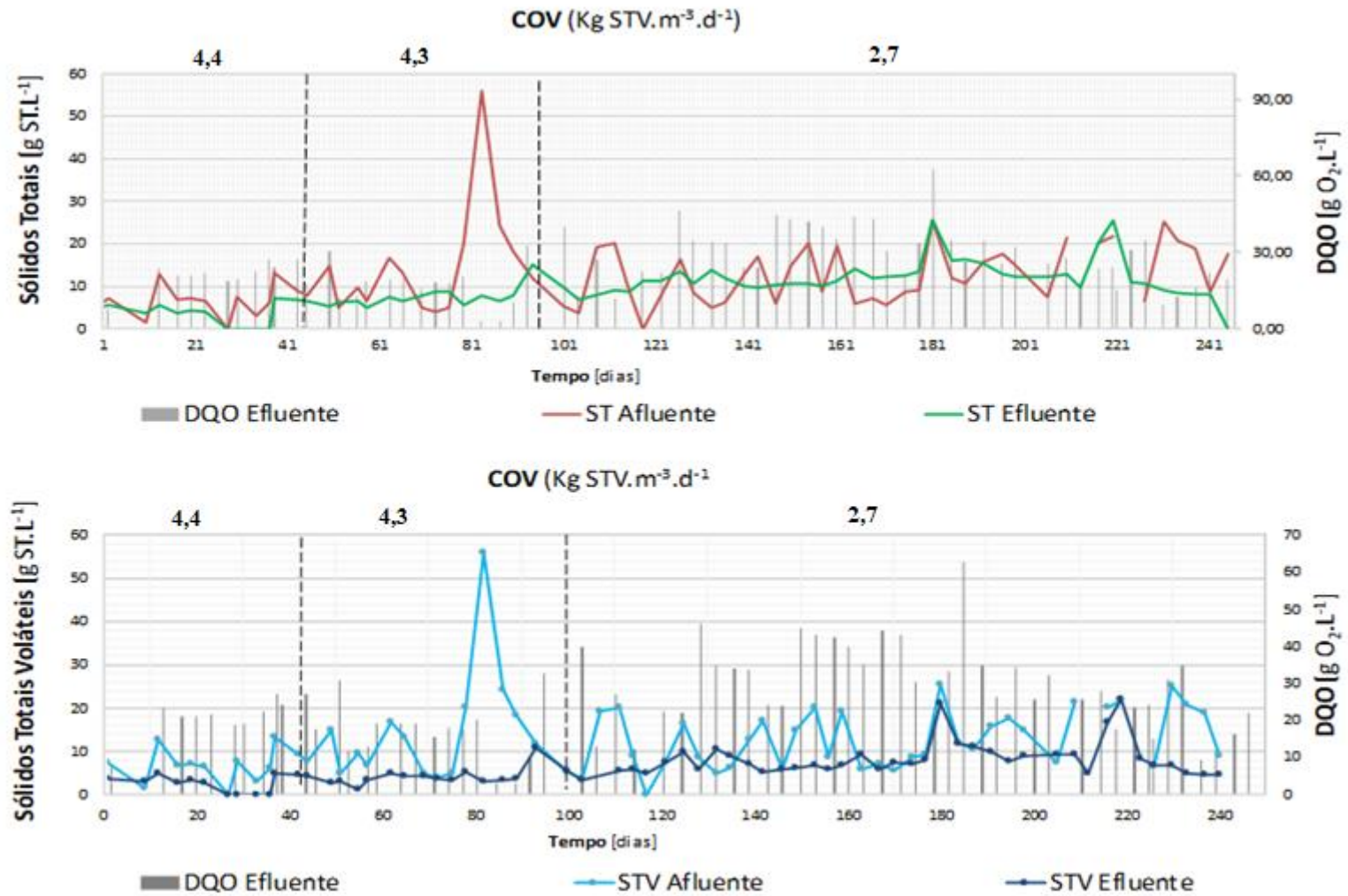


Figura 36. Resultado do monitoramento de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis para o reator metanogênico com TDH de 3 dias



Assim como nas amostras com TDH de 2 dias, no período de monitoramento de 3 dias houve acúmulo de sólidos nos amostradores do reator causando picos de ST e STV em algumas amostras. Nos ensaios S3D4KG, S3D6KG e S3D8KG, os valores de ST afluente foram 13,06, 19,05, e 25,45 gST.L⁻¹, e o STV afluente foram de 12,00, 18,00 e 24,00 gSTV.L⁻¹, respectivamente e os STV efluente ao final do processo DADF ficou em 3,07, 4,03 e 8,09 gSTV.L⁻¹, respectivamente

Durante a DA espera-se que ocorra a mineralização parcial da matéria orgânica, como consequência desse processo ocorre a diminuição dos valores de ST e STV e aumento dos STF (METCALF; EDDY, 2003). Para aferir a eficiência de remoção de nutrientes do sistema DADF as variáveis avaliadas foram a porcentagem de remoção de ST, STV e DQO nos reatores acidogênico e metanogênico e a remoção global do sistema DADF. Na tabela 27 são apresentados os resultados da eficiência de remoção de ST e STV para sistema DADF.

Para os STV a maior média global de remoção no reator piloto foi de 76% na COA de 6 Kg.STV.m³.d⁻¹ para os dois TDH (S2D6KG, S3D6KG) e o menor foi de 54% no ensaio S2D4KG.

Avaliando o TDH de 2 dias, a remoção de ST e STV se mostrou menos eficiente para a menor carga (S2D4KG) com 48% e 54%, respectivamente. A baixa remoção de sólido no início do processo de DA está relacionada com a adaptação dos micro-organismos, multiplicação da biomassa ativa e instabilidade entre as fases hidrolíticas, acidogênica e metanogênica, fermentando primeiro os compostos facilmente degradáveis e somente depois do período de adaptação e crescimento de micro-organismos especializados é que começa a ocorrer a fermentação do substrato complexo (CHERNICHARO, 2007). O aumento da eficiência de remoção acompanhou o aumento da COA, para o S2D6KG foi de 68% ST e 86% STV. O ensaio S2D6KG apresentou a maior eficiência de remoção de sólidos, seguindo os resultados de remoção de C e NTK. O aumento da COA de 6 para 10 Kg.STV.m³.d⁻¹ se mostrou prejudicial para o sistema, causando redução na eficiência global do sistema de sistema DADF. O reator acidogênico apresentou queda superior a 50% quando comparado com a COA anterior, com remoção de 23% ST e 20% STV, já no reator metanogênico, houve a redução da vazão e, conseqüentemente, a COA foi reduzida de 3,5 para 1,9 Kg.STV.m³.d⁻¹ (como mostra a tabela 10) o que favoreceu o aumento da eficiência do reator de 47 e 75% de remoção para o ST e STV, respectivamente.

Para o TDH de 3 dias obteve-se remoção média de ST de 63%, 71% e 52% e STV de 69%, 76% e 66% para os ensaios S3D4KG, S3D6KG e S3D8KG, respectivamente. Assim como o observado no TDH de 2 dias, o período com maior eficiência de remoção de ST e STV foi na COA de 6 kg (S3D6KG) e o aumento de COA de 6 para 8 Kg.STV.m³.d⁻¹ causou redução na eficiência de remoção dos nutrientes em ambos os reatores.

Resultados semelhantes foram obtidos por Beux (2005) que avaliou o tratamento de efluente de abatedouro em digestores anaeróbios de duas fases. Os reatores acidogênicos apresentaram remoção, mas em alguns casos houve aumento nos teores de ST e STV. A autora atribui esses resultados ao curto TDH aplicados aos reatores acidogênicos, o que pode ter causado a lavagem do reator com saída de biomassa. Além disso, o fermentado apresenta grande estrutura sólida e com TDH de 2 e 3 dias não ocorre hidrólise e rompimento total dessa estrutura.

Tabela 27. Média a remoção de ST e STV avaliados no reator acidogênico e metanogênico no sistema DADF

| Ensaio | Remoção ST (%) | | | Remoção STV (%) | | |
|---------|----------------|----------------|--------------------|-----------------|-----------------|---------------------|
| | remoção ST ac | remoção ST met | remoção ST sistema | remoção STV ac | remoção STV met | remoção STV sistema |
| S2D4KG | 29,52 ± 62 | 5,49 ± 90 | 48,31 ± 24 | 42,36 ± 60 | 15,8 ± 120 | 54 ± 23 |
| S2D6KG | 57,72 ± 20 | 26,76 ± 41 | 68,4 ± 15 | 59,64 ± 21 | 9,39 ± 86 | 76,14 ± 12 |
| S2D10KG | 23,88 ± 34 | 47,36 ± 29 | 60,43 ± 18 | 20,43 ± 40 | 75,83 ± 13,13 | 72 ± 9 |
| S3D4KG | 52,85 ± 25 | 25,38 ± 30 | 63,17 ± 6 | 49,02 ± 21 | 36,08 ± 30 | 69,57 ± 7 |
| S3D6KG | 59,26 ± 32 | 27,11 ± 59 | 71,04 ± 12 | 40,53 ± 34 | 44,52 ± 37 | 76,47 ± 11 |
| S3D8KG | 48,64 ± 24 | 16,86 ± 61 | 52,08 ± 16 | 48,6 ± 26 | 10,33 ± 58 | 66,07 ± 17 |

A concentração de material orgânico presente no afluente/efluente pode ser quantificada pela DQO. A Tabela 28 mostra os resultados de eficiência de remoção de DQO do sistema. Para o TDH de 2 dias os valores encontrados foram de 51%, 69% e 57% de remoção de DQO para os ensaios S2D4KG, S2D6KG e S2D10KG, respectivamente. A menor eficiência obtida foi para na menor COA, à medida que houve aumento da COA, houve o aumento da remoção de DQO até a COA de 6 Kg.STV.m³.d⁻¹. Quando a COA passou para 10Kg, foi observado redução na eficiência de remoção de DQO do sistema. Para o TDH de 3 dias os valores encontrados foram, respectivamente, de 22%, 49% e 34% de remoção de DQO para os ensaios S2D4KG, S2D4KG e S2D4KG as COA de 4, 6 e 8 Kg Kg.STV.m³.d⁻¹.

Nos dois momentos em que a carga aplicada no sistema foi de 6 Kg.STV.m³.d⁻¹ a máxima remoção de DQO foi alcançada. No TDH de 2 dias a remoção foi de 69% e no TDH de 3 dias obteve 74% de remoção. Valores semelhantes foram encontrados por Reis (2012) tratando RSO, Leite (2015) tratou lodo adensado de ETE, no mesmo reator utilizado nesta pesquisa, e obteve remoção de 60% quando a carga aplicada foi de 2,5 Kg.STV.m³.d⁻¹. Em ambos os TDH, ao aumentar a COA para 10 e 8 Kg.STV.m³.d⁻¹, respectivamente, foi possível observar a queda na eficiência de remoção de DQO, tal fenômeno foi observado por Flor (2006), ao aplicar a carga máxima de 17kg DQO.m³.d⁻¹ a remoção caiu de 60% para 48%. O mesmo ocorreu com Leite (2011), ao passar de 267,5 para 424 g.d⁻¹ de DQO a remoção caiu de 56% para 39%.

Sampaio (1996), operando reator acidogênico com TDH de 1 dia alimentado com manipueira, obteve redução de DQO de 16,37% a 51,09%. Essa redução variou de maneira diretamente proporcional ao aumento de carga orgânica de entrada no reator, até o limite de 6 gDQO L³.d⁻¹.

Tabela 28. Média a remoção de DQO avaliados no reator acidogênico e metanogênico no sistema DADF

| Remoção DQO (%) | | | |
|-----------------|-------------|--------------|------------|
| TDH | Acidogênico | Metanogênico | Sistema |
| S2D4KG | 40,42 ± 22 | 19,09 ± 31 | 51,19 ± 26 |
| S2D6KG | 25,79 ± 42 | 61,54 ± 39 | 69,11 ± 28 |
| S2D10KG | 21,8 ± 63 | 52,78 ± 25 | 56,96 ± 20 |
| S3D4KG | 18,58 ± 19 | 35,18 ± 22 | 22,6 ± 21 |
| S3D6KG | 27,20 ± 21 | 24,02 ± 33 | 49,02 ± 25 |
| S3D8KG | 33,35 ± 34 | 20,52 ± 58 | 34,88 ± 27 |

Silva et al. (2018) observaram que a eficiência de remoção DQO na acidogênese não ultrapassou 20%. A redução de DQO baixa é tipicamente encontrada para o estágio de acidogênese da DA, durante a qual os compostos orgânicos são principalmente convertidos em produtos metabólicos solúveis (AGV e álcoois) (COONEY et al., 2007). Por outro lado, a remoção de carboidratos alcançada após 36h de fermentação para as mesmas amostras foi de 49%. A remoção incompleta de carboidratos na fase de acidogênese pode estar relacionada à natureza complexa da matéria orgânica presente nos resíduos alimentares, composta principalmente por frutas, vegetais e carnes. Na fase metanogênica, notou-se diminuição do teor de matéria orgânica. A porcentagem de remoção de COD variou na faixa de 49–61%. Aproximadamente metade da matéria orgânica remanescente da fase de acidogênese foi convertida ou estabilizada durante a metanogênese. Os autores sugerem que a matéria orgânica solúvel e restante do estágio acidogênico foi usada de forma eficiente para produzir CH₄.

4.3.2.2. Eficiência produção de biogás

A Figura 37 apresenta os valores médios de produção diária de biogás e CH_4 , PEB e PEM, análise esta que verifica a real eficiência de produção de biogás e metano no sistema DADF. O PEB avalia o volume de biogás produzida por massa de STV adicionados ao reator e o PEM avalia o volume de metano produzida por massa de STV adicionados ao reator. Foram avaliados os PEBs e PEMs do sistema, que considera os STV de entrada no sistema, ou seja, os gramas de STV adicionado no reator acidogênico e o PEBm e PEMm do reator metanogênico, ou seja, considera apenas os gramas de STV do efluente acidogênico adicionados no reator metanogênico. Neste capítulo não são apresentados os resultados do S2D4KG, pois houve um problema com o medidor de biogás.

Os melhores desempenhos de PEB e PEM foram observados no TDH de 2 dias. O S2D6KG foi o ensaio que apresentou a maior PEBm $0,88 \text{ L}_{\text{biogás}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$ e a maior PEMm $0,57 \text{ L}_{\text{metano}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$. De acordo com os parâmetros avaliados, a produção de CH_4 está fortemente correlacionada com a concentração de ácido acético no reator acidogênico (seção 4.3.1.3), os resultados apresentados na figura 38 corroboram os resultados de PEBm e PEMm ao mostrar que a concentração de CH_4 no biogás teve média superior a 60%, atingindo o valor máximo de 72%. A produção média de biogás foi de $27,71 \text{ L}/\text{dia}$. O PEBs foi de $0,35 \text{ L}_{\text{biogás}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$ e o PEMs de $0,23 \text{ L}_{\text{metano}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$.

Figura 37. Média da produção diária de biogás e metano e produção específica e biogás e metano no sistema DADF e no reator metanogênico,

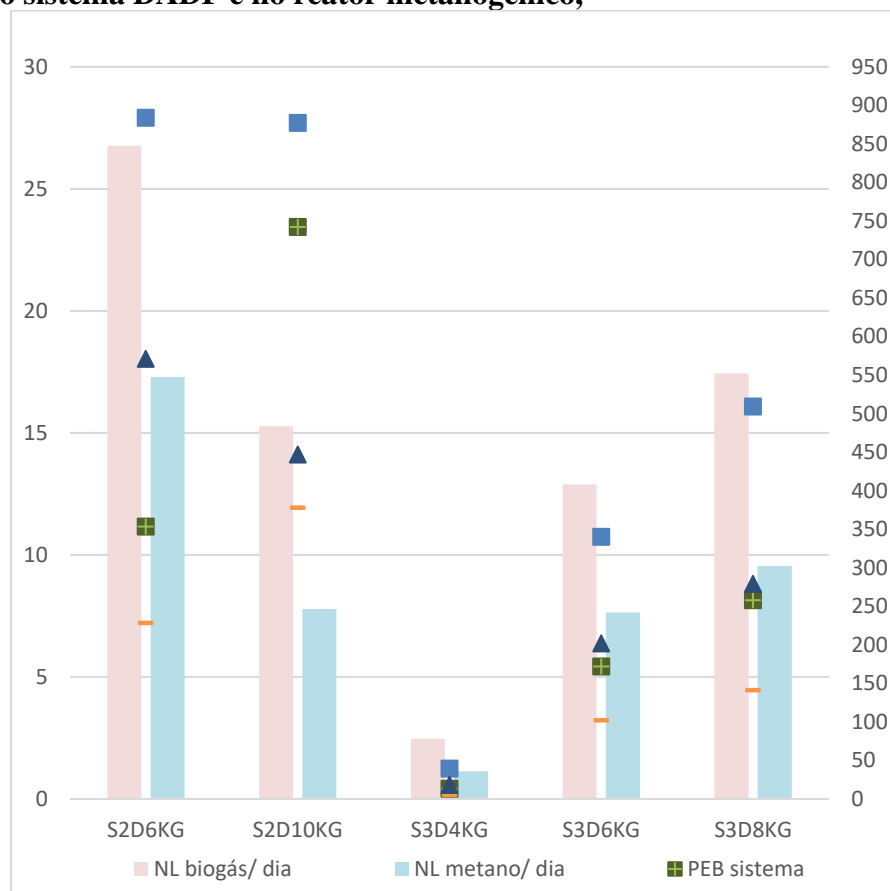
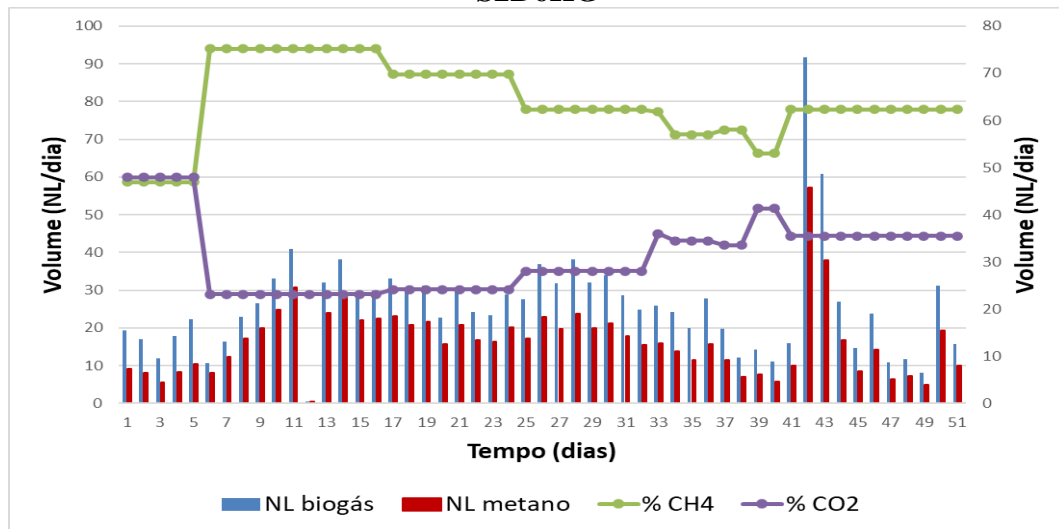
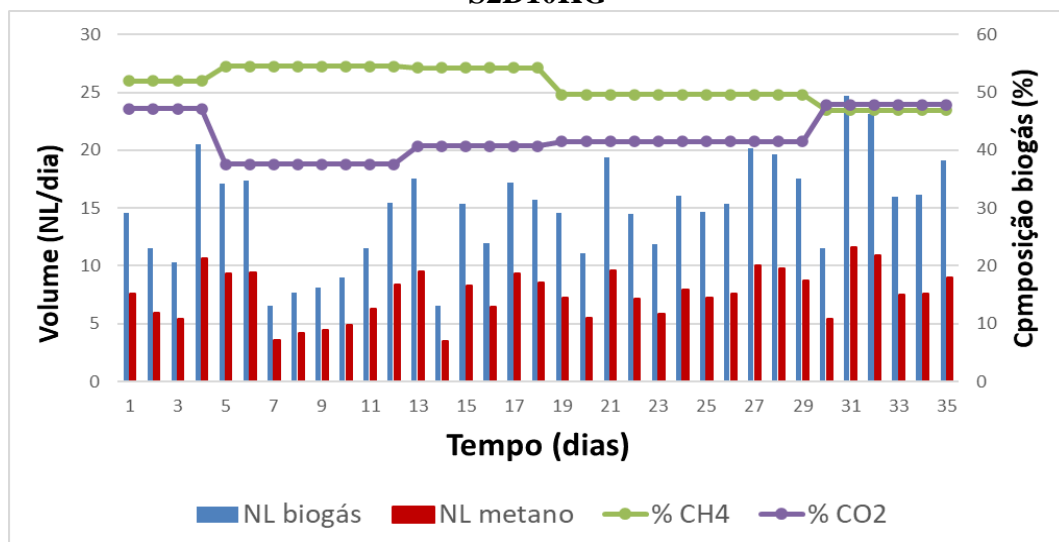


Figura 38. Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S2D6KG



O S2D10KG apresentou a maior eficiência de conversão de STV a biogás, atingindo o valor de PEBs de $0,74 \text{ L}_{\text{biogás}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$ e PEMs $0,38 \text{ L}_{\text{metano}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$. O PEBm foi $0,87 \text{ L}_{\text{biogás}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$ e o PEMm $0,45 \text{ L}_{\text{metano}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$. A produção média diária de biogás foi $14,85 \text{ L}/\text{dia}$ e a concentração de CH_4 no biogás foi superior a do CO_2 , como mostra a Figura 39. A redução da PEMm de $0,57$ para $0,45 \text{ L}_{\text{metano}}/\text{g STV}_{\text{adicionado}}$ com o aumento da COA de 6 para $10 \text{ Kg.STV} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ pode ser explicada pelo desequilíbrio da etapa metanogênica ocorrida pela queda do pH na maior carga e aumento da concentração de AGV no reator. Igualmente ao observado nesta pesquisa, Leite (2015) e Flor (2006) constataram desequilíbrio no interior do reator resultando na redução da PEM com o aumento de carga.

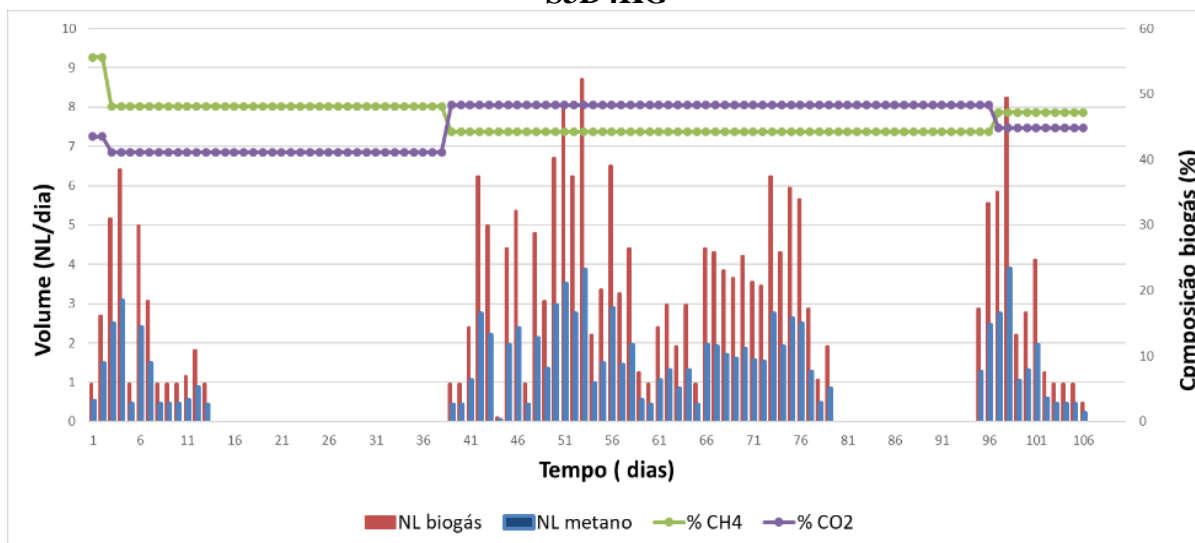
Figura 39. Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S2D10KG



No TDH de 3 dias observa-se que os resultados de PEB e PEM são inferiores aos do TDH de 2 dias. Houve maior instabilidade no pH, a maior concentração de AGV em ambos os reatores e menor proporção e concentração de ácido acético na reator acidogênico, resultando em menor eficiência de conversão dos STV em biogás e CH_4 . Houve momentos em que a concentração de CO_2 no biogás foi maior que a concentração de CH_4 .

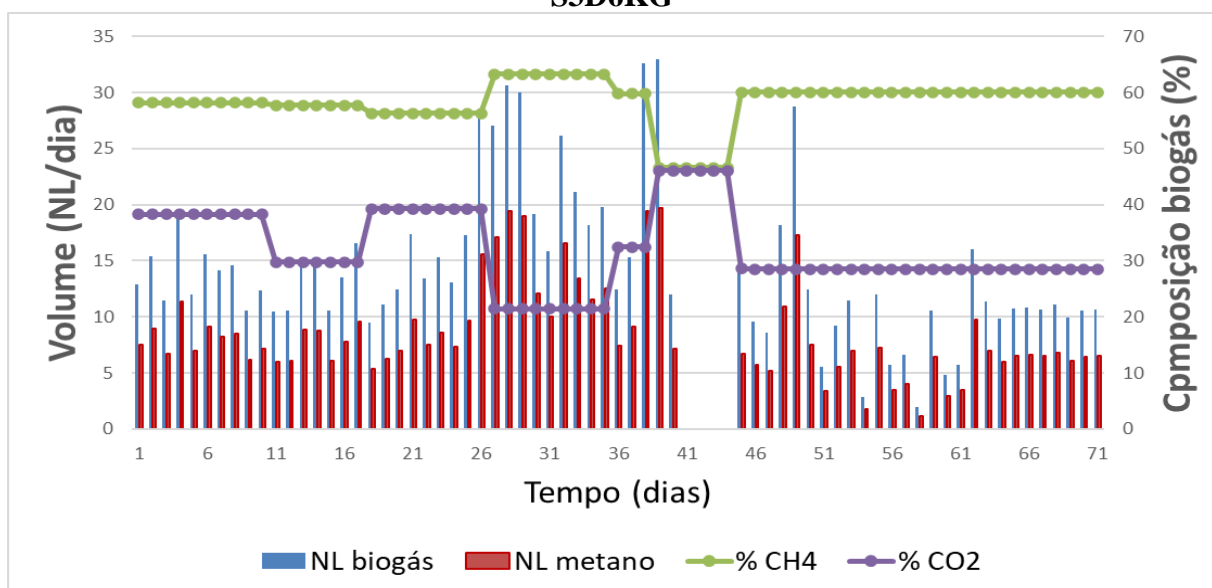
O S3D4KG apresentou os piores resultados de PEB e PEM e média diária de produção de biogás. A mudança do resíduos afluente causaram momentos de instabilidade no reator com aumento da concentração de AGVs consequentemente a produção de biogás no reator parou ou manteve-se baixa e com alta concentração de CO_2 (Figura 40). Isso interferiu negativamente no PEBs que apresentou valor de $0,013 \text{ L}_{\text{biogás}}/\text{g STV}_{\text{adicinado}}$ e o PEBm foi de $0,039 \text{ L}_{\text{biogás}}/\text{g STV}_{\text{adicinado}}$. O PEMs foi $0,05 \text{ L}_{\text{metano}}/\text{g STV}_{\text{adicinado}}$ e o PEMm foi $0,17 \text{ L}_{\text{metano}}/\text{g STV}_{\text{adicinado}}$. Foi abservada menor média diária de produção de biogás, $2,1 \text{ L}/\text{dia}$.

Figura 40. Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S3D4KG



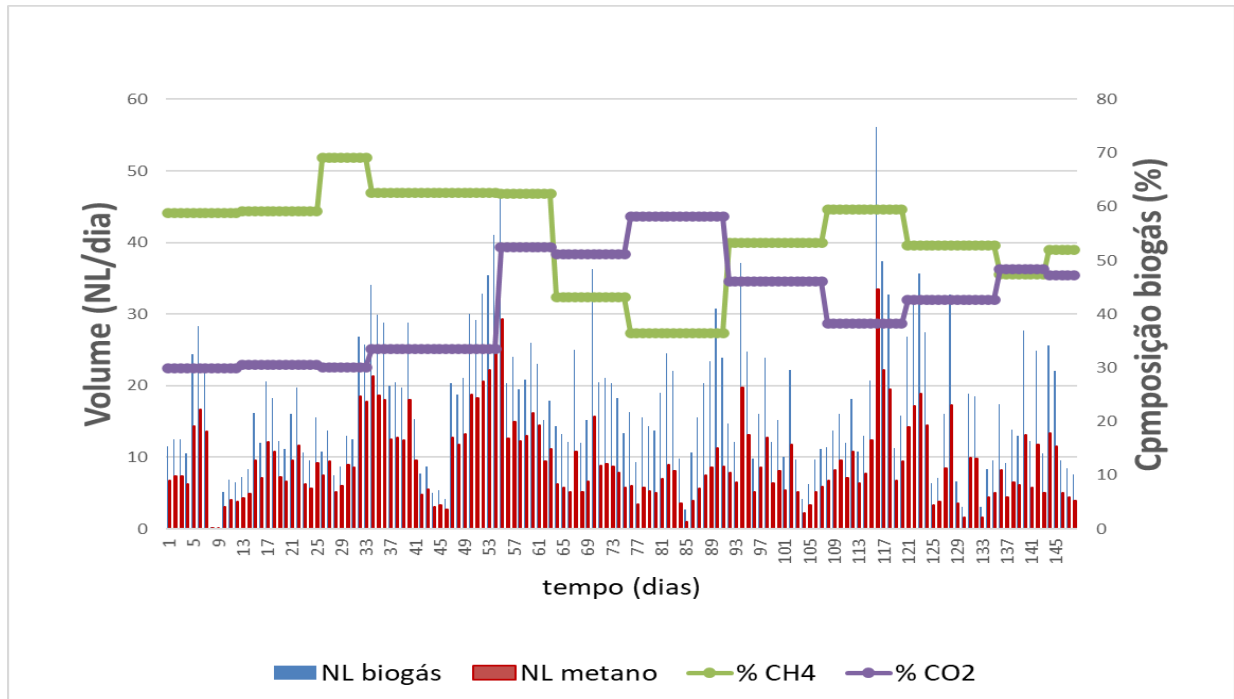
Comparativamente o TDH maior influenciou negativamente os resultados de PEB e PEM para a mesma COA de $6 \text{ Kg.STV.m}^3.\text{d}^{-1}$, que ficaram em média 50% menores no TDH de 3 dias em comparação ao TDH de 2 dias. A produção média diária de biogás foi de $13,54 \text{ L}/\text{dia}$ com a porcentagem de CH_4 próxima a 60% (Figura 41). Foram obtidos valores de $0,17$, $0,34$, $0,10$ e $0,20 \text{ L}/\text{gSTV}_{\text{adicinado}}$, respectivamente, para o PEBs, PEBm, PEMs e PEMm.

Figura 41. Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S3D6KG



A figura 42 apresenta os resultados de produção diária de biogás e CH₄ e porcentagem de CH₄ e CO₂ no biogás. Entre o 65° e 90° dia a porcentagem de CO₂ foi maior no biogás influenciado por um pico de acidez total de reator metanogênico (como mostra a Figura 28) esse pico pode ter relação direta com o acúmulo de material sólido no reator como mostra a Figura 36. A PEBs do S3D8Kg foi de 0,26 L_{biogás}/g STV_{adicionado} e o PEBm foi 0,51 L_{biogás}/g STV_{adicionado}. Foram verificados os valores de 0,14 e 0,78 L_{metano}/g STV_{adicionado} para o PEMs e PEMm.

Figura 42. Produção diária de biogás e metano e composição do biogás no ensaio S3D8KG



Na DADF de resíduos alimentares os valores encontrados são superiores aos obtidos por Wu et al. (2016), de 244,20 L_{metano}/kg STV_{adicionado}, Fu et al. (2017) de 274,00 L_{metano}/kg STV_{adicionado}, Giannakis et al. (2017) de 380,1 L_{metano}/kg STV_{adicionado}, Li W et al, (2017) de 113,4 L_{metano}/kg STV_{adicionado}, Li et al. (2017) de 115-157 L_{metano}/kg STV_{adicionado}, Dooms et al. (2018) de 235 L_{metano}/kg STV_{adicionado}, Lavagnolo et al, (2018) de 544 L_{metano}/kg STV_{adicionado} e Silva et al. (2018) de 342 L_{metano}/kg STV_{adicionado}.

4.3.3. Balanço de massa

Ao analisar os dados apresentados na Tabela 29, referente ao balanço de massa apenas do reator metanogênico, verifica-se o melhor desempenho de conversão do substrato a biogás no S2D6KG, onde houve a maior geração de biogás. O pior cenário ocorreu no S2D4KG.

A primeira carga aplicada no reator metanogênico foi de 1,8 Kg.STV.m³.d⁻¹ e TDH de 2 dias, o acúmulo de substrato no reator foi de 57% da DQO. Nesta etapa não foi possível medir o volume de biogás produzido, deste modo a DQO referente ao biogás não foi contabilizada.

Para o S2D6KG, diariamente foram convertidos 42% da DQO afluente na forma de biogás e 14% foi convertida em AGV, 9,4% da DQO ficou retida no reator, sendo o restante eliminado no efluente. Durante essa fase foram observados os melhores resultados referentes à produção de biogás, concentração de CH₄ e remoção de DQO, refletindo no melhor resultado de balanço de massa durante toda a pesquisa.

No ensaio S2D10KG foi observado aumento do acúmulo de DQO no reator, representando 17%. A porcentagem de DQO convertido em AGV foi maior que na fase anterior, refletindo a concentração total de AGV no reator. Neste período a conversão de DQO a biogás foi de 37,4%, porém o aumento da carga resultou em oscilações do pH, aumento da concentração de AGV e redução da concentração de CH₄ no biogás, tal efeito é indesejável, principalmente quando a DA tem por objetivo a produção de biogás para geração de energia.

Na etapa S3D4KG houve baixa produção de CH₄, a remoção de DQO por biogás foi de 1,7%, já conversão de DQO em AGV foi o maior valor encontrado (35%). Nesta etapa 19% da DQO ficou retida no reator.

No TDH de 3 dias e carga de 4,3 Kg.STV.m³.d⁻¹ foi possível perceber a inferioridade dos resultados de conversão a biogás quando comparados com TDH de 2 dias (16,8 para 42%). Esse resultado é reflexo dos AGVs produzidos durante a fase acidogênica, principalmente os menores valores de ácido acético. A conversão da DQO em AGV foi de 10%. Como já foi discutido anteriormente, a concentração e proporção dos AGVs no reator acidogênico está diretamente relacionado com os pH, com os micro-organismos presente no meio e acabou refletindo na função de produção de biogás pelas bactérias metanogênicas. Deste modo a conversão de substrato foi muito baixa devido a pouca produção de biogás.

O S3D8KG apresentou o menor valor de acúmulo de DQO no reator. O redução da COA no reator metanogênico (de 4,3 para 2,7 Kg.STV.m³.d⁻¹) resultou em maior conversão do substrato em AGV, que foi de 3,3%. A conversão de DQO em biogás foi de 22%.

A Tabela 30 é referente ao balanço de massa do sistema. O reator acidogênico do sistema de DADF utilizado nessa pesquisa estava superdimensionado, a vazão do reator acidogênico em todos os momentos ficou acima do valor de vazão do reator metanogênico. Para realizar o balanço de massa foi considerado apenas a massa de DQO realmente utilizada no sistema, desconsiderando a massa descartada do excedente do efluente do reator acidogênico.

A maior porcentagem de matéria orgânica acumulada no reator foi obtida no S3D8KG, com 13%, seguido do S2D4KG, com 11%. Os menores valores de acúmulo foi o S3D6KG, S2D10KG E S2D6KG, com valores de 4%, 4,3% e 4,4%, respectivamente.

É possível observar uma diferença no padrão de acúmulo de DQO entre o balanço de massa do reator acidogênico e do sistema. Isso é explicado pela COA aplicada no reator metanogênico (Tabela 10). Houve momentos que a COA aplicada no reator acidogênico aumentou, mas a COA do reator metanogênico diminuiu. No balanço de massa do reator metanogênico do S3D8KG o acúmulo de DQO foi menor que o S3D6KG, explicado pela COA aplicada (4,3 para 2,7 Kg.STV.m³.d⁻¹), já no balanço de massa do sistema esse valor é maior, pois é contabilizado a DQO de ambos os reatores.

Durante o monitoramento do piloto foi observado momentos de acúmulo de material orgânico, principalmente do resíduo de jardinagem nos amostradores e uma camada sobrenadante desse material no interior dos reatores, explicando assim os valores de acúmulo de DQO observado no balanço de massa.

Tabela 29. Balanço de massa do reator metanogênico (mg/L DQO)

| TDH | DQO Afluente ¹ | Remoção DQO vazão diária ² | remoção DQO biogás ³ | remoção DQO AGV ⁴ | Acúmulo ⁵ | % acumulada ⁶ |
|---------|---------------------------|---------------------------------------|---------------------------------|------------------------------|----------------------|--------------------------|
| S2D4KG | 6690089,3 | 2834256,0 | 0 | 2356,0 | 3853465,6 | 57.6 |
| S2D6KG | 5758390,2 | 1992300,5 | 2420235,7 | 804202,7 | 541651,3 | 9.4 |
| S2D10KG | 2022467,5 | 528762,0 | 755818,4 | 396578,5 | 341308,6 | 16.9 |
| S3D4KG | 16367932,8 | 7211552,5 | 283772,2 | 5741484,3 | 3131123,8 | 19.1 |
| S3D6KG | 7027405,1 | 4318349,3 | 1178126,2 | 717617,9 | 813311,5 | 11.6 |
| S3D8KG | 18282437,0 | 12181882,0 | 4008698,9 | 597688,6 | 1494167,5 | 8.2 |

1- Massa de DQO afluente no reator metanogênico. 2- Massa de DQO removida no digestato efluente de acordo com a vazão diária. 3- Massa de convertida em biogás. 4- DQO transformada em AGV. 5- massa de DQO acumulada no reator. 6- Resultado expresso em porcentagem da massa de DQO acumulada no reator.

Tabela 30. Balanço de massa do sistema DADF (g/L DQO)

| TDH | DQO afluente ¹ | Remoção DQO AGV acidog. ² | Acúmulo Acidog ³ | Remoção DQO vazão diária ⁴ | Remoção DQO biogás ⁵ | Remoção DQO AGV Metanog. ⁶ | Acúmulo Metanog. ⁷ | % acumulada ⁸ |
|---------|---------------------------|--------------------------------------|-----------------------------|---------------------------------------|---------------------------------|---------------------------------------|-------------------------------|--------------------------|
| S2D4KG | 330374,8 | 2,4 | 156,3 | 2834,3 | 0,00 | 2,4 | 327381,8 | 11,0 |
| S2D6KG | 120453,3 | 3837,1 | 25,5 | 1992,3 | 2420,2 | 804,2 | 115211,0 | 4,4 |
| S2D10KG | 38743,3 | 368,1 | 2,3 | 528,8 | 755,8 | 396,6 | 37059,8 | 4,3 |
| S3D4KG | 231220,4 | 0,9 | 15,7 | 7211,6 | 283,8 | 5741,5 | 217967,8 | 5,7 |
| S3D6KG | 156414,4 | 633,0 | 21,3 | 4318,3 | 1178,1 | 717,6 | 150179,1 | 4,0 |
| S3D8KG | 129437,9 | 411,3 | 7,1 | 12181,9 | 4008,7 | 597,7 | 112642,6 | 13,0 |

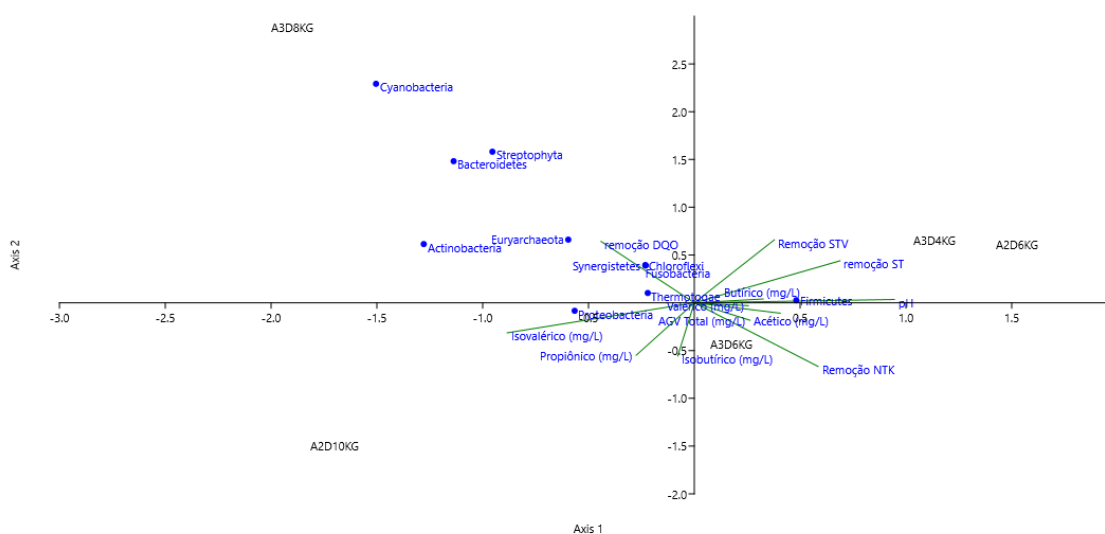
1- Massa de DQO afluente no sistema. 2- DQO transformada em AGV no reator acidogênico. 3- Massa de DQO acumulada no reator acidogênico. 4- Massa de DQO removida no digestato efluente de acordo com a vazão diária. 5- Massa de DQO convertida em biogás. 6- DQO transformada em AGV no reator metanogênico. 7- Massa de DQO acumulada no reator metanogênico. 8- Resultado expresso em porcentagem da massa de DQO acumulada no sistema.

4.3.4. Análise multicritério - Correlação Canônica

Para a construção das análises de CCA bacteriana e arquea, os escores da amostra (estrutura da comunidade) e a variável ambiental (setas) foram plotados. Nas figuras o comprimento da seta indica até que ponto a estrutura da comunidade e a distribuição dos táxons podem ser explicadas por uma dada variável ambiental, enquanto o ângulo entre as setas indica o grau em que as variáveis ambientais estão correlacionadas. A posição dos táxons em relação às setas indica as condições ambientais em cada TDH e COA aplicados. Para entender melhor as funções dos micro-organismos nos reatores acidogênico e metanogênico, examinamos a relação plausível entre as populações bacterianas e arquea e as variáveis ambientais abióticas, incluindo remoção ST, STV, DQO, e NTK, pH, concentração de AGV Total (mg.L^{-1}) e dos ácidos acético (mg.L^{-1}), propiônico (mg.L^{-1}), isobutírico (mg.L^{-1}), butírico (mg.L^{-1}), isovalérico (mg.L^{-1}) e valérico (mg.L^{-1}). Em Anexo são apresentados todos os valores obtidos nas análises de correlação canônica apresentados nesse capítulo.

Na figura 43 temos os filos da estrutura da comunidade bacteriana e arquea e as condições ambientais no reator acidogênico. Os primeiros dois eixos da análise CCA explicaram 39% e 27% da variância total para as comunidades bacteriana e arquea, respectivamente, que foram relacionados ($r < 8$) as diferenças na concentração dos ácidos valérico, isovalérico, isobutírico e propiônico e negativamente correlacionado ($r < -9$) com o pH. O filo firmicutes apresentou preponderância absoluta nos sistemas A3D4KG E A2D6KG e sua distribuição pode ser explicada pela concentração do ácido butírico. O filo proteobactéria apresentou preponderância absoluta no sistema A2D10KG e sua distribuição é explicada pela concentração dos ácidos isovalérico e propiônico. Firmicutes foi encontrada com maior abundância no reator acidogênico e a análise CCA mostrou que ela estava intimamente ligada aos ácidos acético e butírico.

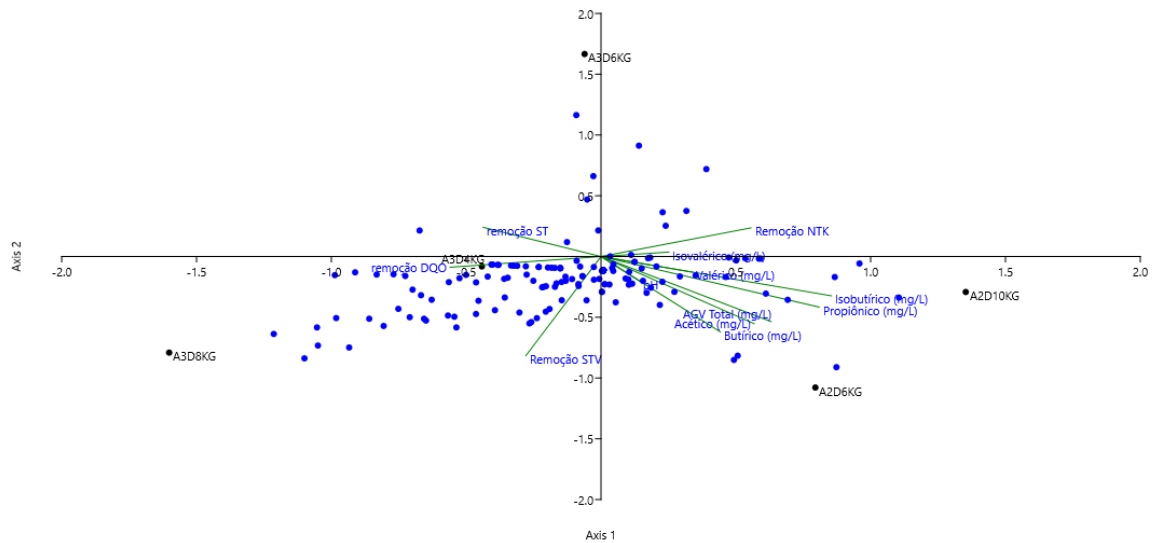
Figura 43. Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade no nível Filo no digestor de acidogênico



Na figura 44 são apresentadas as espécies da estrutura da comunidade bacteriana e arquea e as condições ambientais no reator acidogênico. Foram consideradas as bactérias predominantes, a análise CCA foi realizada usando as 220 espécies principais, cada uma

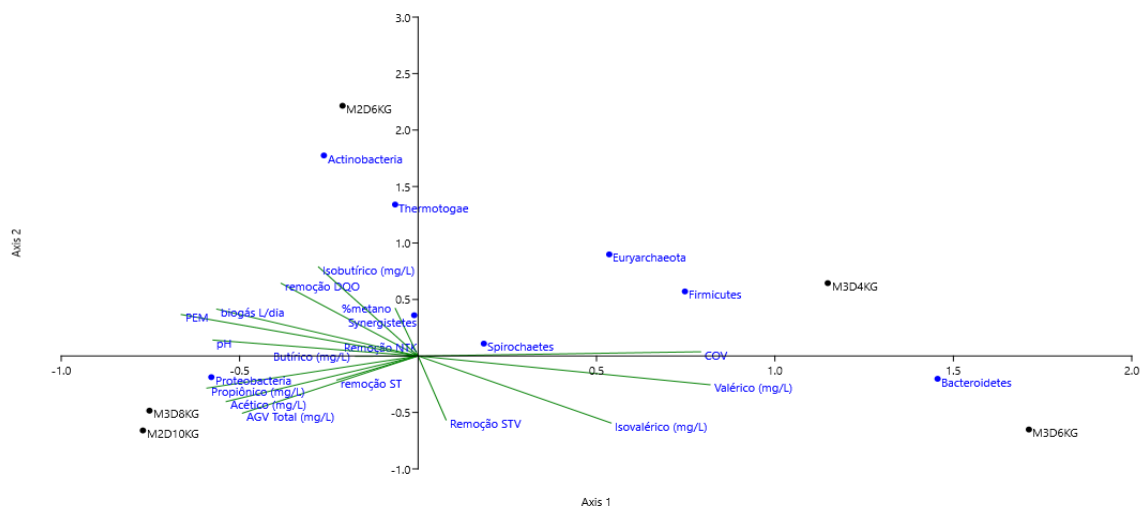
representada por pelo menos 0,05% das sequências totais. Os primeiros dois eixos da análise CCA explicaram 86% e 12% da variância total para as comunidades bacteriana e arquea, respectivamente que foram relacionados ($r < 9$) com o pH e correlacionado negativamente ($r < -8$) com as diferenças na concentração dos ácidos isovalérico e valérico.

Figura 44. Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade bacteriana no digestor de acidogênico



As análises de CCA no reator metanogênico são apresentadas nas Figuras 45 e 46. Na figura 45 são considerados os filos e as variáveis ambientais abióticas, incluindo remoção ST, STV, DQO e NTK, pH, concentração de AGV Total (mg.L^{-1}) e dos ácidos acético (mg.L^{-1}), propiônico (mg.L^{-1}), isobutírico (mg.L^{-1}), butírico (mg.L^{-1}), isovalérico (mg.L^{-1}), valérico (mg.L^{-1}) e características do biogás, biogás L.dia^{-1} , % CH_4 , PEM.

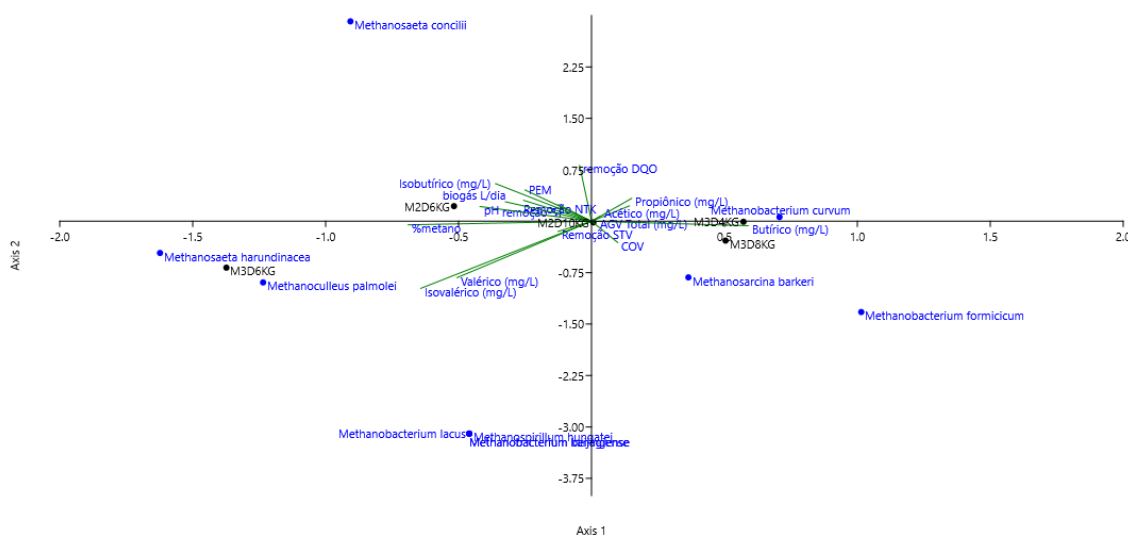
Figura 45. Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade no nível Filo no reator metanogênico



Os primeiros dois eixos da análise CCA explicaram 73% e 25% da variância total para as comunidades bacteriana e arquea, respectivamente, com correlação negativa ($r < -9$) encontrada para o pH. Caso contrário, remoção ST, AGV_{Total} ($mg.L^{-1}$), ácido acético ($mg.L^{-1}$), ácido propiônico ($mg.L^{-1}$) foram positivamente correlacionados. Com base nos comprimentos dos vetores, os parâmetros operacionais que mais afetaram as comunidades arquea e bacteriana foram a COA e as concentrações dos ácidos valérico e isovalérico. Estudos anteriores demonstraram a influência de parâmetros ambientais na estrutura da comunidade microbiana, principalmente com foco na via de metanogênese devido à sua importância na geração de CH_4 , parâmetros como pH e presença de compostos tóxicos podem alterar a estrutura da comunidade metanogênica e afetar o desempenho do processo de digestão.

Na figura 46 é apresentado a CCA relacionando parâmetros ambientais e de desempenho e características do biogás com a estrutura da comunidade arquea. Os primeiros dois eixos da análise CCA explicaram 83% e 12% da variância total para as comunidades arquea. As concentrações dos ácidos acético e propiônico apresentaram correlação negativa ($r < -8$) com a % de CH_4 . Os valores dos ácidos apresentados na análise são referentes as concentrações apresentadas no interior do reator. A CCA explica resultados discutidos anteriormente que menores concentrações de ácido acético, butírico e propiônico no efluente indica o maior consumo dos mesmos e conversão em biogás.

Figura 46 Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho características do biogás com a estrutura da comunidade arquea no digestor de metanogênico



Os ácidos acético e propiônico estão correlacionado com *Methanobacterium*, que apresentou preponderância no sistema M3D4KG. Todas as espécies de *Methanobacterium* utilizam H_2 e CO_2 como substrato para metanogênese, algumas espécies também utilizam 2-propanol e 2-butanol. Em outras vias metabólicas, *Methanobacterium* poder usar amônio, sulfeto e enxofre elementar para o crescimento microbiano (OREN, 2014a, OREN, 2014b). *Methanosarcina* são metanógenos acetoclásticos predominando no M3D8KG, porém com abundância relativamente baixa, possivelmente porque eles têm limite mínimo de H_2 necessários para o crescimento e metabolismo versátil, o que os torna não competitivos em contraste com os metanogênicos hidrogenotróficos (SUAREZ et al., 2018; STANTSCHOFF et al., 2014). Além disso, os

metanogênicos acetotróficos são altamente sensíveis ao pH e sofrem forte inibição sob pH de 5,5 (ZHANG et al., 2016). Já a presença *Methanosaetaceae* predominou no M3D6KG e normalmente está associada a digestores operando em baixas concentrações de acetato e tempos de retenção moderados.

4.3.5. Avaliação da Comunidade Microbiológica

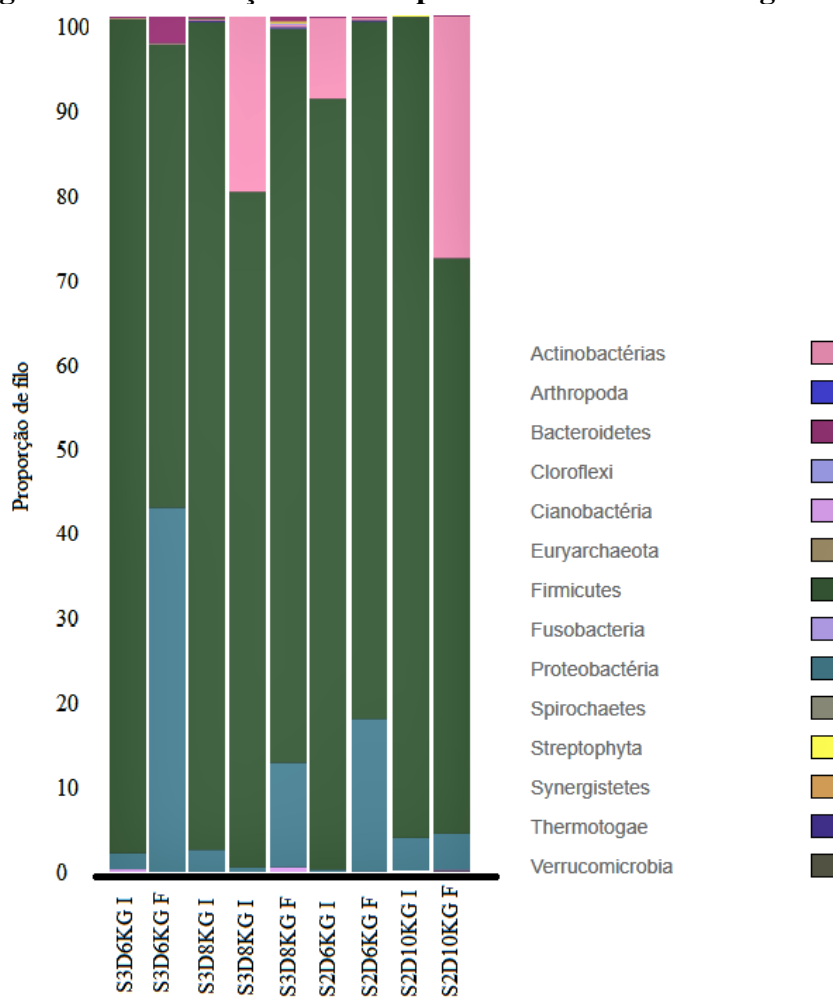
Em sistemas DADF, no reator acidogênico as diferentes espécies de micro-organismos degradam matéria orgânica complexa em AGV, álcoois, cetonas, CO₂ e H₂. Nele predominam gêneros de bactérias com capacidade hidrolítica.

A Figura 47 mostra os filos predominantes no reator acidogênico. Para todo os TDH e COA analisados o filo *Firmicutes* prevaleceu, sendo *Lactobacillus* o gênero com a maior proporção. *Firmicutes* são bactérias acetogênicas e sintróficas que atuam na degradação de ácidos orgânicos, principalmente, o butirato, os principais gêneros são *Clostridium* e *Bacillus*. Para Rincon (2008), no tratamento de resíduos sólidos de moinho de azeite em DA em duas fases, os resultados mostram que *Firmicutes*, representado principalmente pelo gênero *Clostridium*, foram as bactérias predominantes em baixo COA. Outras comunidades bacterianas, como *Gammaproteobacteria*, *Actinobacteria*, *Bacteroidetes* e *Deferribacteres* foram as mais abundantes em alto COA. As arquea foram representadas principalmente por quatro filos pertencentes ao gênero *Methanosaeta* independentemente do COA.

Para o filo *Proteobacter* o gênero (Figura 47) predominante foi *Acetobacter*, responsáveis principalmente pela produção de acetato (STRÄUBER et al., 2016). No S3D6KGF observa-se a presença de *Bacteroidetes*, esses micro-organismos são proteolíticos e metabolizam aminoácidos para produzir ácidos, como acetato, propionato e succinato (RIVIÈRE et al., 2009).

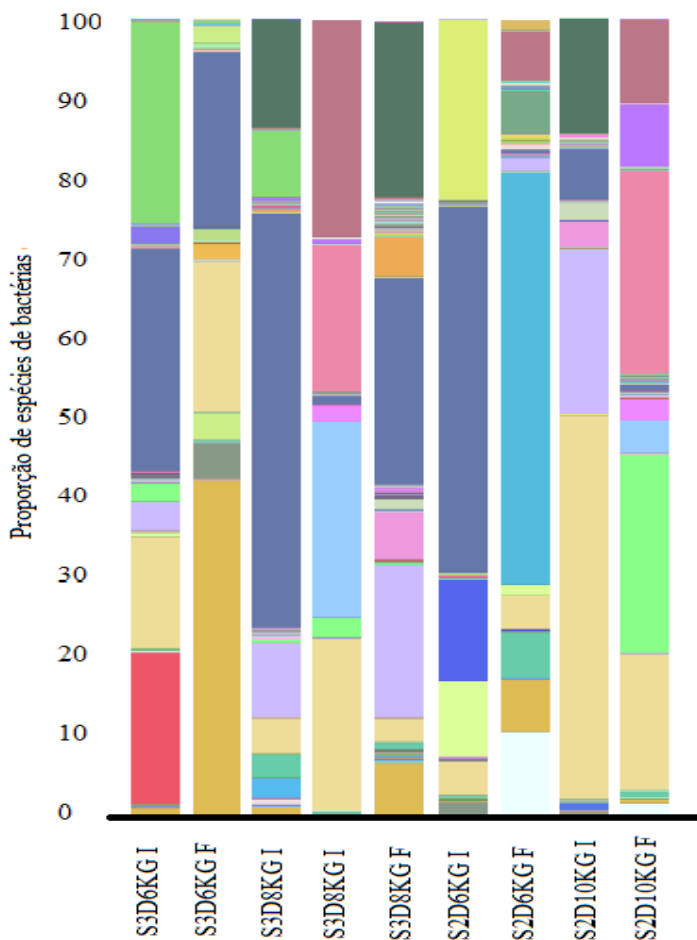
A composição microbiana apresentou um padrão de aumento da proporção de proteobacter quando comparado início ao final do monitoramento para uma mesma COA. Inicialmente temos o predomínio de *Firmicutes* que atuam na degradação dos ácidos orgânicos e no final observamos o aumento da proporção de *Acetobacter*, que se utilizam dos produtos da acidogênese para a produção de acetato, que é um dos principais precursores do CH₄.

Figura 47 Identificação dos filos presentes no reator acidogênico



Os principais gêneros encontrados foram *Bacteroides*, *Butyvirbio*, *Clostridium*, *Fusobacterium*, *Selenomonas*, *Streptococcus*, *Proteus*, *Peptococcus*, *Bacillus* responsáveis pela degradação de proteínas. Na hidrólise de polissacarídeos predominam *Clostridium*, *Staphylococcus*, *Acetivibrio*, *Eubacterium* e no grupo que atuam na quebra dos lipídeos preponderou *Clostridium*, *Micrococcus* e *Staphylococcus* (GHOSH et al., 1985, LETTINGA, 1994, CHERNICHARO, 2007). Na figura 48 são apresentadas todas as espécies encontradas no reator acidogênico.

Figura 48 Identificação das espécies presentes no reator acidogênico



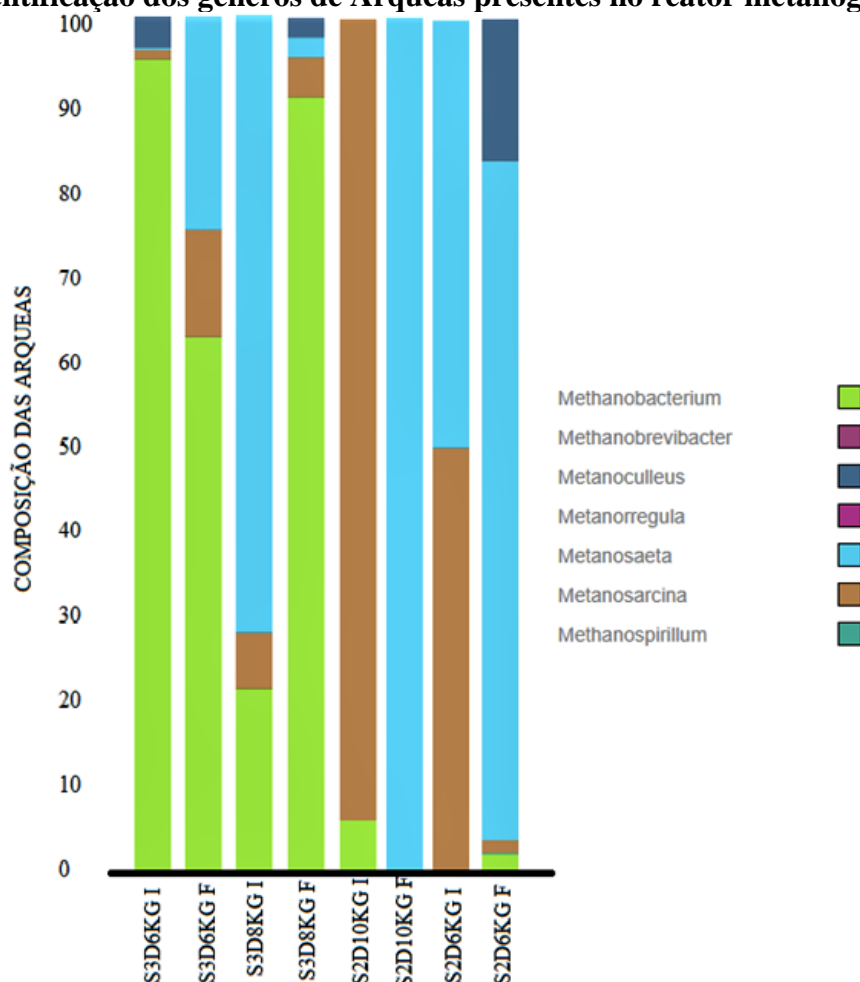
Em todas as amostras analisadas do reator metanogênico foram encontradas arqueas



cada mostra a Figura 49. No TDH de 3 dias houve predomínio dos gêneros

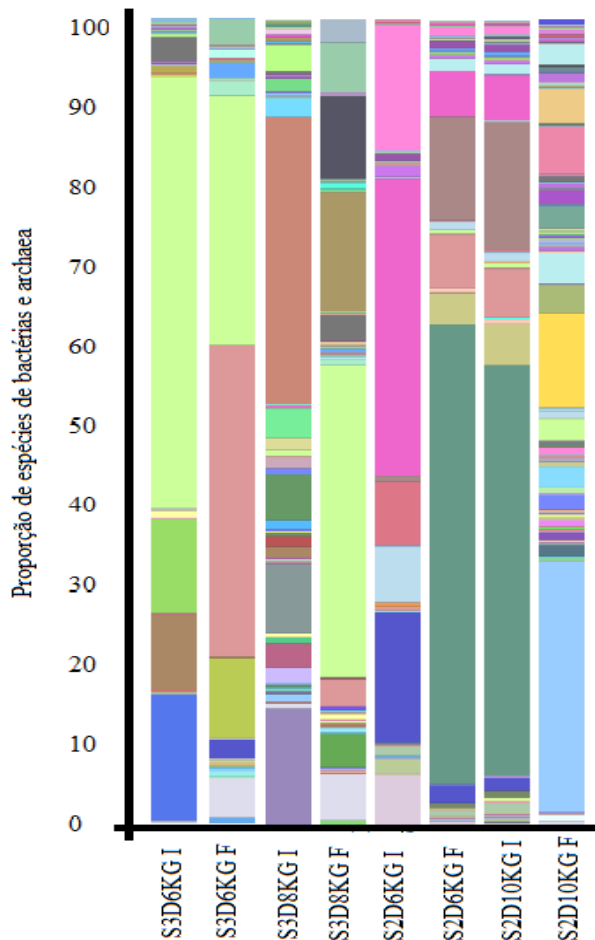
Methanobacterium seguido por *Methanosaeta* e *Methanosarcina*. O TDH de 2 dias apresentou maior proporção de *Methanosarcina* no início do monitoramento e de *Methanosaeta* no final do monitoramento. Isso porque, *Metanosaeta* e *Metanossarcina* são frequentemente encontradas no mesmo ambiente utilizando o mesmo substrato sem interferência negativa. A *Metanosarcina* apresenta alta taxa de crescimento específico máximo e alto coeficiente de semissaturação, e se sobressairá quando as concentrações de acetato forem altas. À medida que aumenta a produção de CH₄ e diminui a concentração de acetato no meio a tendência é que *Metanosaeta* domine, devido a sua alta taxa de crescimento específico máximo e baixo coeficiente de semissaturação (GUJER;ZEHNDER, 1983). Aproximadamente 70% do CH₄ produzido na digestão do lodo doméstico vem da transformação do acetato em CH₄ por metanógenos acetolásticos (JERIS;MCCARTY, 1965; SMITH; MAH, 1966). *Methanobacterium* e *Methanospirillum*, por outro lado, são hidrogenotróficos, este microrganismo pode utilizar CO₂ com H₂, subprodutos fermentados de bactérias, para a produção de CH₄.

Figura 49 Identificação dos gêneros de Arqueas presentes no reator metanogênico



Conforme a Figura 50, no S3D6KG, tanto no início do monitoramento como no final houve maior proporção de *Methanobacterium curvum* espécie de arquea hidrogenotrófica e metanotrófica acetocástica. Ike et al. (2010) e Trzcinski et al. (2010) observaram a presença *Methanobacterium curvum* em reatores metanogênicos e associaram o aumento da abundância de metanogênicos hidrogenotróficos com o aumento de teor de CH₄ no biogás.

Figura 50 Identificação das espécies presentes no reator metanogênico



- | | | | | | | | |
|------------------------------|------------------------------|------------------------------|------------------------------|------------------------------|------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Acetivibrio cellulolyticus | Bacteroides eggertii | Clostridium nitrophenolicum | Erythrobacter mathurensis | Leuconostoc mesenteroides | Paenibacillus ansericus | Pseudomonas moraviensis | Sphaerochaeta globosa |
| Acetobacter indonesiensis | Bacteroides graminisolvens | Clostridium peptidivorans | Flavobacterium yanchenge | Leuconostoc pseudomesen... | Paenibacillus taohuashane... | Pseudomonas moselli | Sphingomonas alpina |
| Acetobacter lambici | Bacteroides ovatus | Clostridium putrefaciens | Glucosacetobacter liquefa... | Marina luteimons | Pantoea ananatis | Pseudomonas nitroreduc... | Sphingomonas azotifigen... |
| Acetobacter lovaniensis | Bacteroides paurosacchar... | Clostridium quinii | Glucosacetobacter sacchar... | Lysinibacillus sphaericus | Pantoea dispersa | Pseudomonas orientalis | Sphingomonas leidyi |
| Acetobacter orientalis | Bacteroides thetaiotaomic... | Clostridium ruminantium | Halomonas stevensii | Macellibacteroides ferme... | Parabacteroides chartae | Pseudomonas plecoglossi... | Sphingomonas melonis |
| Acetobacter orleanensis | Bacteroides uniformis | Clostridium sp. | Halomonas venusta | Megaspheara elsdeni | Parabacteroides distansoi... | Pseudomonas pose | Sphingomonas mucosissi... |
| Acetobacter peroxydans | Bacteroides vulgatus | Clostridium subterminale | Hydrogenophaga palleronii | Amorphae mesorhizobium | Paracoccus alcaliphilus | Pseudomonas psychrophila | Sphingomonas panni |
| Acetobacter syzygii | Bifidobacterium minimo | Clostridium tunisiense | Hyphomicrobium vulgare | Mesorhizobium mediterr... | Paracoccus denitrificans | Pseudomonas putida | Sphingomonas roseiflava |
| Achromobacter piechaudii | Bifidobacterium mongolie... | Comamonas aquatica | Hyphomonas polymorpha | Mesorhizobium thianganet... | Paracoccus solveteivorans | Pseudomonas rhodesiae | Sphingomonas yunnanensis |
| Achromobacter xylosoxidans | Bifidobacterium thermophi... | Comamonas kersterii | Jenthinobacterium lividum | Mesotoga infera | Parapusillimonas granul... | Pseudomonas savastanoi | Sphingopyxis granul... |
| Agrobacterium larrymoorei | Blautia coxcooides | Comamonas terrigena | Kaistia terrae | Methanobacterium beijing... | Pectinatus frisingensis | Pseudomonas stutzeri | Sphingosinicella soli |
| Agrobacterium tumefaciens | Bosea massiliensis | Coprothermobacter proteo... | Klebsiella aerogenes | Methanobacterium bryantii | Pelagibacterium luteolum | Pseudomonas syringae | Sporanobacter acetige... |
| Agrobacterium vitis | Brevundimonas abyssalis | Corynebacterium freneyi | Klyveria cryocrescens | Methanobacterium curvum | Pelomonas soli | Pseudomonas syringae gr... | Sporosarcina aquimarina |
| Alcaligenes faecalis | Brevundimonas bullata | Corynebacterium spuri | Kosakonia oryzae | Methanobacterium formici... | Petrimonas sulfuriphila | Pseudomonas trivialis | Sporosarcina globispora |
| Aminobacterium colombi... | Brevundimonas diminuta | Deiftia acidovorans | Kosakonia sacchari | Methanobacterium palustre | Phenylobacterium falsum | Pseudomonas veronii | Stenotrophomonas maltop... |
| Aminobacterium mobile | Brevundimonas kwangchu... | Desulfofolbus elongatus | Lactivibrio alcoholicus | Methanococcus bourgensis | Planococcus salinarum | Pseudomonas xanthomari... | Stenotrophomonas penaci... |
| Aminomonas paucivorans | Brevundimonas lenta | Desulfovibrio alcoholivorans | Lactobacillus amylolyticus | Methanococcus palmolei | Planomicrobium koreense | Pseudomonas xiamenensis | Stenotrophomonas rhizop... |
| Anaerobaculum móvel | Caloramator australicus | Desulfovibrio aminophilus | Lactobacillus brevis | Methanosarcina concilii | Priestia megaterium | Pseudoxanthomonas japo... | Streptomyces flavofungini |
| Anaerofilum pentosovorans | Caulobacter vibrioideus | Desulfovibrio desulfuricans | Lactobacillus casei | Methanosarcina barkeri | Proteiniclasticum ruminis | Pseudomonas xanthomari... | Streptomyces globisporus |
| Anaerosporbacter mobilis | Cellulomonas gelida | Devosia chinhatensis | Lactobacillus fermentum | Methylobacterium aquatic... | Pseudoduganella violeace... | Psychrobacillus psychro... | Streptomyces griseus |
| Aquamicrobium aerolatum | Cellulomonas hominis | Devosia hwasunensis | Lactobacillus harbinensis | Methylobacterium koraga... | Pseudomonas aeruginosa | Rhizobium endophyticum | Streptomyces sodiphilus |
| Aquamicrobium aestuari... | Cellulosilyticum lentocellum | Devosia insulae | Lactobacillus nagelii | Methylobacterium radiotol... | Pseudomonas baszanensis | Rhodobacter gluconicum | Sulfurospirillum cavolei |
| Aquamicrobium defluxii | Cellulosimicrobium celulans | Devosia riboflavina | Lactobacillus parabuchneri | Microvirgula aeroditrific... | Pseudomonas composti | Rhodobacter vinaykumari... | Syntrophomonas wolfei |
| Arthrobacter creatinolyticus | Cellvibrio fibrivorans | Devosia submerina | Lactobacillus plantarum | Musa acuminata | Pseudomonas extremoust... | Rhodococcus erythropolis | Tepidiphilus margaritif... |
| Arthrobacter gandavensis | Cellvibrio mixtus | Devosia terrae | Lactobacillus rapi | Mycoplasma dimorpha | Pseudomonas fluorescens | Sedimentibacter hongkong... | Terrisporobacter glycolicus |
| Asaccharospora irregularis | Citrobacter multilinae | Dietzia maris | Lactobacillus rossiae | Mycoplasma ramosa | Pseudomonas fragi | Selenomonas lactiofex | Thiococcus thiopeperus |
| Aureimonas altamienensis | Clavibacter michiganensis | Dietzia natronolimnaea | Lactobacillus sp. | Niallia Girans | Pseudomonas frederiksbe... | Shewanella profunda | Treponema zuelzerae |
| Azospira oryzae | Clostridium beijerinckii | Dysgonomonas oryzaevi | Vacinostercus de Lactoba... | Nitrosomonas europaea | Pseudomonas fulva | Shewanella putrefaciens | Verrucospora maris |
| Grupo Bacillus cereus | Clostridium bowmanii | Ensisfer adhaerens | Lactobacillus xiangfangen... | Novosphingobium capsula... | Pseudomonas fuscovaginae... | Sinorhizobium fredii | Verrucospora wenchang... |
| Bacillus marimartini | Clostridium butyricum | Grupo Enteric 137 | Lactococcus lactis | Novosphingobium resinov... | Pseudomonas graminis | Sphaerochaeta globosa | Weissella fabaria |
| Bacillus nitrophilus | Clostridium carboxidivorans | Enterobacter cloacae | Leucobacter chromiireduc... | Ochrobactrum anthropi | Pseudomonas koreensis | Sphingomonas alpina | Weissella ghanensis |
| Bacillus vireti | Clostridium ljungdahlii | Enterobacter hormaechei | Leucobacter denitrificans | Oligotropha carboxidivora... | Pseudomonas migulae | Sphingomonas azotifigen... | Xanthobacter agilis |
| Bacteroides cellulolyticus | Clostridium malenominatun... | Enterococcus malodoratus | Leuconostoc citreum | Oscillibacter ruminantium | Pseudomonas moorei | Sphingomonas leidy | Xanthomonas axonopodis |

No S3D8KG, a espécie com maior proporção no início foi a bactéria acetoclástica *Methanosaeta concilli*, esta é a única espécie mesofílica de seu gênero, sendo as outras espécies termófilas. Ao final do monitoramento a maior proporção encontrada foi de *Methanobacterium formicicum*, este micro-organismo é capaz de fermentar acetato, carboidrato, aminoácido, etanol, metanol, propionato, butirato e lactato e contém todos os genes essenciais necessários para o processo metanogênico.

No início da alimentação do S2D10KG predominou a espécie *Methanosarcina barkeri*, metabolicamente a mais versátil de todas as bactérias metanogênicas mesofílicas, uma vez que pode formar CH_4 a partir de H_2 , CO_2 , de metanol, metilaminas e de acetato (ZINDER, 1993) e ao final a espécie *Methanosaeta concilli* se destacou. No S2D6KG houve predomínio da *Methanosarcina barkeri* no início e no final da *Methanosaeta harundina*, espécie que converte etanol em CH_4 .

5. CONCLUSÃO

No ensaio de bancada da digestão anaeróbia em duas fases os sistemas que apresentaram os melhores resultados de remoção de nutrientes e PEM foram os dois sistemas com as maiores COA, 2D6KG e 3D4KG. O sistema 2D6KG obteve remoção de STV e DQO de 68 e 72% e PEM de 273 Lmetano/KgSTVadicionado. O sistema 3D4KG obteve remoção de STV e DQO de 70 e 66% e PEM de 252 Lmetano/KgSTVadicionado.

No reator acidogênico o ácido valérico predominou em relação aos demais AGV nos dois TDH e em todas as COA aplicadas, seguido do ácido butírico. A principal via de produção de metano no reator metanogênico foi a conversão do ácido butírico em ácido acético e finalmente metano.

O ensaio de bancada mostrou-se eficiente para definir os parâmetros a serem aplicados em um reator escala real e mostrou que a maior COA analisada no reator acidogênico beneficiam os reatores metanogênicos para maior produção de metano.

No sistema piloto de digestão anaeróbia em duas fases o TDH de 2 dias apresentou os melhores resultados de remoção de nutrientes e PEM (2D6KG, 2D10KG). O sistema 2D6KG obteve remoção de STV e DQO de 76 e 9% e PEM de 228 L_{metano}/KgSTV_{adicionado}. O sistema 2D10KG obteve remoção de STV e DQO de 72 e 56% e PEM de 377 L_{metano}/KgSTV_{adicionado}.

No reator acidogênico, em todas as COA aplicadas o ácido acético predominou em relação aos demais AGV no TDH de 2 dias e no TDH de 3 dias houve predomínio do ácido valérico. No reator metanogênico os ácidos butílico e acético se sobressaíram ao demais no TDH de 2 dias. No TDH de 3 dias houve o predomínio do ácido valérico.

No reator metanogênico quanto menor a concentração de ácido acético no efluente maior a produções de metano. O que foi corroborado com a CCA, ao relacionar parâmetros ambientais e de desempenho, e características do biogás com a estrutura da comunidade arquea, explicou que menores concentrações de ácido acético, butírico e propiônico no efluente indica o maior consumo dos mesmo e conversão em biogás.

A CCA mostrou que os AGVs e o pH são os principais parâmetros ambientes correlacionados a comunidade bacteriana e arquea de sistemas anaeróbios.

No reator acidogênico a composição microbiana apresentou um padrão de aumento da proporção de proteobacter quando comparado o início ao final do monitoramento para uma mesma COA. Inicialmente temos o predomínio de Firmicutes que atuam na degradação dos ácidos orgânicos e no final observamos o aumento da proporção de acetobacter, que se utilizam dos produtos da acidogênese para a produção de acetato.

No reato metanogênico no TDH de 3 dias houve predomínio dos gêneros Methanobacterium seguido por Methanosaeta e Methanosarcina. O TDH de 2 dias apresentou maior proporção de Methanosarcina no início do monitoramento e de Methanosaeta no final do monitoramento de cada COA.

Os resultados obtidos mostraram que é possível separar as fases da DA ao utilizar um sistema com dois reatores. Maiores COA beneficiam a formação de AGV e a seleção da comunidade microbiológica específica no reator acidogênico. Com os resultados obtidos de PEM, comparativamente com trabalhos de DA em uma fase, é possível afirmar que a DADF é mais eficiente.

6. RECOMENDAÇÕES

Com objetivo de auxiliar no entendimento dos subprodutos gerados na fase hidrolítica-acidogênica, realizar análise de caracterização do resíduo alimentar e determinar sua composição em termos de carboidratos, lipídeos, proteínas e fibras.

Para a relação C:N e o pH da mistura fiquem mais próximos do recomendado na literatura, avaliara a utilização de outros substratos para a co-digestão com os resíduos alimentares.

Avaliar a co-digestão do resíduo alimentar com co-substrato que possua menor concentração de nitrogênio, com o objetivo de aumentar a concentração de ácido acético;

Otimizar a rotina de análises de AGV, de forma a acompanhar em tempo real sua produção quantitativa e qualitativa conforme ocorrem alterações nas condições operacionais do reator.

Recomenda-se fazer o controle e correção do pH nos dois reatores e verificar para verificar como o pH influencia na produção de AGV e nos microorganismos.

Aplicar TDH menores e COA maiores no sistema DADF.

Avaliar a operação do reator acidogênico em temperatura termofilia (55°C) e o reator metanogênico em temperatura mesofílica.

Realizar pré-tratamentos físicos e químicos no resíduo alimentar e no resíduo de jardinagem além da trituração.

Utilizar apenas a fração líquida dos resíduos alimentares no sistema, através de prensagem do resíduo.

Realizar a prensagem ou filtração do efluente do reator acidogênico e utilizar apenas a fração líquida como afluente no reator metanogênico.

7. BIBLIOGRAFIA

- ABRELPE - Associação Brasileira de Empresas de Limpeza Pública e Resíduos Especiais. Panorama dos Resíduos Sólidos no Brasil 2016. São Paulo. 2016.
- ABREU; A. A.; ALVES; J. I.; PEREIRA; M. A.; KARAKASHEV; D.; ALVES; M. M.; ANGELIDAKI. I. Engineered heat treated methanogenic granules: A promising biotechnological approach for extreme thermophilic biohydrogen production. **Bioresource Technology**. v, 101, p, 9577-9586, 2010.
- AGDAG, O,N.; SPONZA, D.T. Co-digestion of mixed industrial sludge with municipal solid wastes in anaerobic simulated landfilling bioreactors. **Journal of Hazardous Materials**. V, 140, p, 75–85,2007.
- AL SEADI, T.; RUTZ, D.; PRASSL, H.; KÖTTNER, M.; FINSTERWALDER, T.; VOLK, S.; JANSSEN, R. **Biogas handbook**. Biogas for Eastern Europe project. University of Southern Denmark. Esbjerg. 2008. Disponível em: <http://www.big-east.eu/downloads/IR-reports/ANNEX%202-39_WP4_D4.1_Master-Handbook.pdf>. Acesso em: 08/12/2014.
- ALVES FILHO, João. **Matriz energética brasileira: da crise à grande esperança**. Mauad Editora Ltda. 2003.
- ALGAPANI, D. E., QIAO, W., RICCI, M., BIANCHI, D., WANDERA, S. M., ADANI, F., DONG, R. 2019. Bio-hydrogen and bio-methane production from food waste in a two-stage anaerobic digestion process with digestate recirculation. *Renewable Energy*. 130, 1108-1115.
- ASLANZADEH, S.; RAJENDRAN, K.; TAHERZADEH, M,J, A comparative study between single-and two-stage anaerobic digestion processes: Effects of organic loading rate and hydraulic retention time, *Int, Biodeterior, Biodegrad*, 181– 188, [13] R, 2014,
- ALVAREZ-RAMIREZ, J. ; MERAZ, M.; OSCAR MONROY , O, VELASCO, Feedback control design for an anaerobic digestion process, **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v 725–734, 2002,
- ALVES, H,J,; BLEY JUNIOR, C,; NIKLEVICZ, R,R,; FRIGO, E,P,; FRIGO, M,S,; COIMBRA-ARAÚJO, C, H, Overview of hydrogen production Technologies from biogas and the applications in fuel cells, **International journal of hydrogen energy**, v, 38, p, 5215-5225, 2013,
- AMORIM, V,P,P, **Comissionamento e produção de biogás a partir de vários resíduo**, (Mestrado em Engenharia Química) Universidade Federal de Pernambuco, Recife - PB, 2012,
- ANJUM, M,; KHALID, A,; MAHMOOD,T,; ARSHAD, M, Anaerobic co-digestion of municipal solid organic waste with melon residues to enhance biodegradability and biogas production, **Journal of Material Cycles and Waste Management** October 2012, Volume 14, Issue 4, pp 388-395, 2012,
- AQUINO, S,F,; CHERNICHARO, C,A,L, Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGV) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle, **Revista de Engenharia Sanitária e Ambiental**, 10:152-161, 2005,
- AQUINO, S,F,; CHERNICHARO, C,A,L,; FORESTI, E,; SANTOS, M,L,F,; MONTEGGIA, L,O, Metodologia para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios, **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v, 12, n, 2 (abr/jun), p, 192-201, 2007,
- APHA; AWWA; WPCF (2005) Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 21th Edition, Washington, American Public Health Association, American Water Woks Association, Water Environment Federation, Washington-DC, USA,

- APPELS, L.; BAEYENS, J.; DEGRÈVE, J, e DEWIL, R, Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge, **Progress in Energy and Combustion Science**, n, 34; p,755–781, 2008,
- AQUINO, S,F.; CHERNICHARO, C,A,L.; FORESTI, E.; SANTOS, M, L, F.; MONTEGGIA, L,O, Metodologia para determinação da atividade metanogênica específica (AME) em lodos anaeróbios, **Revista Engenharia Sanitária e Ambiental**, v, 12, n, 2 (abr/jun), p, 192-201, 2007,
- ARIUNBAATAR, J., PANICO, A., ESPOSITO, G., PIROZZI, F., LENS, P,N,L., 2014, Pre-treatment methods to enhance anaerobic digestion of organic solid waste, **Appl, Energy**, 123, 143e156,
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, **NBR 10004**: Resíduos sólidos – Classificação, Rio de Janeiro, 2004, 71 p,
- AZIZI, A., KOUPAIE, E. H., HAFEZ, H., ELBESHISHY, E. 2019. Improving single-and two-phase anaerobic digestion of source separated organics by hydrothermal pretreatment. *Biochemical Engineering Journal*. 148, 77-86.
- BALDI, F., PECORINI, I., & IANNELLI, R. (2019). Comparison of single-stage and two-stage anaerobic co-digestion of food waste and activated sludge for hydrogen and methane production. *Renewable Energy*, 143, 1755-1765.
- BALDOCHI, V, M, Z, Resíduos sólidos urbanos: aspectos básicos das transformações de compostos orgânicos em sistemas aneróbios mesofílicos com elevada concentração de sólidos totais, Tese (Doutorado), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, SP, 1997,
- BARROS, R, S, M, Medidas de diversidade biológica, Juiz de Fora/ MG: Universidade Federal de Juiz de Fora, 2007, 13 p, (Programa de Pós-graduação em Ecologia Aplicada ao Manejo e Conservação de Recursos Naturais),
- BARUA, VISVA BHARATI; KALAMDHAD, AJAY S, Biogas production from water hyacinth in a novel anaerobic digester: A continuous study, *Process Safety and Environmental Protection*, v, 127, p, 82-89, 2019,
- BASTOS, R,K,X, **Utilização de Esgotos tratados em fertirrigação, hidroponia e piscicultura**, Viçosa: PROSAB, 2003, 267p, BEM/EPE, Balanço Energético Nacional: 2005, Rio de Janeiro, 2006,
- BELLUCCI, Micol et al, 2019 Microbial community dynamics and process performance of a full-scale two-stage anaerobic digester under the replacement from energy crop to poultry manure, *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, 2019,
- BENESTY, J.; COHEN, I. 2018. Canonical Correlation Analysis in Speech Enhancement. Cham, Switzerland: Springer International Publishing.
- BLEY JUNIOR, CÍ.; LIBÂNIO, J,C,.; GALINKIN, M,.; OLIVEIRA, M,M, Agroenergia da Biomassa Residual: Perspectivas Energéticas, Socioeconômicas e Ambientais, Foz Do Iguaçu/Brasília: Technopolitik Editora, 2009,
- BONG, Cassandra Phun Chien et al, The characterisation and treatment of food waste for improvement of biogas production during anaerobic digestion–A review, **Journal of Cleaner Production**, v, 172, p, 1545-1558, 2018,
- BOUALLAGUI, H.; HAOUARI, O.; TOUHAMI, Y,.; BEN CHEIKH, R,.; AROUANI, L,.; HAMDI, M, Effect of temperature on the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetable waste, **Process Biochem**, 2003,
- BOUALLAGUI, H, et al, Improvement of fruit and vegetable waste anaerobic digestion performance and stability with co-substrates addition, **Journal of environmental management**, v, 90, n, 5, p, 1844-1849, 2009,

- BOROWSKI, Sebastian, Temperature-phased anaerobic digestion of the hydromechanically separated organic fraction of municipal solid waste with sewage sludge, **International Biodeterioration & Biodegradation**, v, 105, p, 106-113, 2015,
- BRISKI, F.; VUKOVIC, M.; PAPA, K.; GOMZI, Z.; DOMANOVAC, T, Modelling of compositing of food waste in a column reactor, **Chem, Pap**, 61, 24–29, 2007,
- BROWN, D, e LI,Y, Solid state anaerobic co-digestion of yard waste and food waste for biogas production, **Bioresource Technology** 127, 275–280, 2013,
- CARNEIRO, P,H, Efeito da adição de lodo ao inóculo de reator anaeróbio híbrido sólido-líquido tratando fração orgânica de resíduos sólidos urbanos, Dissertação apresentada à Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Civil, 2005,
- CATAPAN, D, e CATAPAN, E, **Aspectos técnicos e operacionais sobre a geração de energia elétrica a partir de dejetos suínos**, Simpósio Internacional sobre Gerenciamento de Resíduos de Animais Geração de Energia a partir de Resíduos, 2009,
- CECCHI F, Anaerobic digestion and composting in an integrated strategy for managing vegetable residues from agroindustries or sorted organic fraction of municipal solid waste, **Water Science and Technology**, 22(9), pp, 33-41,2003,
- CHANAKYA, H. N., BORGAONKAR, S., RAJAN, M. G. C., & WAHI, M. 1992. Two-phase anaerobic digestion of water hyacinth or urban garbage. *Bioresource Technology*. 42, 123-131.
- CHAMPAGNE, P, e LI, C, Enzymatic hydrolysis of cellulosic municipal wastewater treatment process residuals as feedstocks for the recovery of simple sugars, **Bioresource Technology**, n,100, p, 5700–5706, 2009,
- CHARLES, W.; WALKER, L.; CORD-RUWISCH, R, Effect of pre-aeration and inoculum on the start-up of batch thermophilic anaerobic digestion of municipal solid waste, **Bioresour, Technol**, 100, 2329–2335, 2009,
- CHEN, Y., ZHU, R., JIANG, Q., SUN, T., LI, M., SHI, J., CHAI, H., GU, L., AI, H., HE, Q. 2019. Effects of green waste participation on the co-digestion of residual sludge and kitchen waste: A preliminary study. *Science of the Total Environment*. 671, 838-849.
- CHEN, H., & CHANG, S, (2020), Dissecting methanogenesis for temperature-phased anaerobic digestion: Impact of temperature on community structure, correlation, and fate of methanogens, *Bioresource technology*, 306, 123104,
- CHEN, Xiao Yuan et al. Membrane gas separation technologies for biogas upgrading. *Rsc Advances*, v. 5, n. 31, p. 24399-24448, 2015.
- CHERNICHARO, C,A,L, Post-treatment options for the anaerobic treatment of domestic wastewater, *Reviews In Environmental Science And Bio/technology*, Belo Horizonte, v, 5, p,73-92, 2006,
- CHERNICHARO, C,A,L, **Reatores anaeróbios – Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**, v,5, Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, 2007,
- CHYNOWETH, D,P.; TURRCK, C,E.; OWENS, T,J,M.; JERGER, D,E,.; PECKY, M,W, Biochemical methane potential of biomass and waste feedstocks, **Biomassa and Bioenergy**, vol, 5, no, 1, pp, 95-111,1993,
- CHEN, Xue et al, Improving biomethane yield by controlling fermentation type of acidogenic phase in two-phase anaerobic co-digestion of food waste and rice straw, **Chemical Engineering Journal**, v, 273, p, 254-260, 2015,
- CHOI, Y; RYU, J; LEE, S. R. 2020. Influence of carbon type and carbon to nitrogen ratio on the biochemical methane potential, pH, and ammonia nitrogen in anaerobic digestion. *Journal of Animal Science and Technology*. 62, 74.

- CHU, Chun-Feng et al, A pH-and temperature-phased two-stage process for hydrogen and methane production from food waste, **International Journal of Hydrogen Energy**, v, 33, n, 18, p, 4739-4746, 2008,
- CHU, Chun-Feng et al, Characterization of microbial community in the two-stage process for hydrogen and methane production from food waste, **international journal of hydrogen energy**, v, 35, n, 15, p, 8253-8261, 2010,
- COLDEBELLA, A, Viabilidade do uso do biogás da bovinocultura e suinocultura para geração de energia elétrica e irrigação em propriedades rurais, 2006,74 f, **Dissertação** (Mestrado em Engenharia Agrícola) – Universidade Estadual do Oeste do Paraná, Cascavel, 2006,
- COMASTRI FILHO, J,A, **Biogás: independência energética do Pantanal Mato-Grossense**, Corumbá: Embrapa, 1981.
- COONEY , N. MAYNARD , C. CANNIZZARO , J. BENEMANN. Digestão anaeróbia de duas fases para produção de misturas de hidrogênio-metano. *Bioresour. Technol.* , 98 (2007) , pp. 2641 - 2651
- COTTER, P. D.; HILL, C. 2003. Surviving the acid test: responses of gram-positive bacteria to low pH. *Microbiology and Molecular Biology Reviews*. 67, 429-453.
- CUETOS, M,J.; GOMEZ, X.; OTERO, M.; MORAN, A, Anaerobic digestion of solidslaughterhouse waste (SHW) at laboratory scale: influence of co-digestion with the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW), **Biochem, Eng, J**, 40, 99– 106, 2008,
- DE LA RUBIA, M. A., RAPOSO, F., RINCÓN, B., BORJA, R. 2009. Evaluation of the hydrolytic-acidogenic step of a two-phase mesophilic anaerobic digestion process of sunflower oil cake. *Bioresource Technology*. 100, 4133–4138.
- DEUBLEIN, D.; STEINHAUSER, A, **Biogas from waste and renewable resources**, WILEY-VCH Verlag GmbH e Co, KGaA, Weinheim, 2008,
- DÍAZ, E.; AMILS, R.; SANZ, J,L, Molecular ecology of anaerobic granular sludge grown at different conditions , **Water Science and Technology**, v, 48, p, 57, 2003,
- DEMIREL B; YENIGUN O. 2004. Anaerobic acidogenesis of dairy wastewater: the effects of variations in hydraulic retention time with no pH control. *Journal Chem Technol Biotechnol*. 79, 755-60.
- DEMIRER, G,N.; CHEN, S, Two-phase anaerobic digestion of unscreened dairy manure, *Process Biochemistry*, Irlanda, v,40, n,4, p,3,542-3,549, 2005,
- DILLENBURG, M, E, Variação da taxa de recirculação de lixiviado determinada pela concentração de ácidos voláteis no tratamento da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos domésticos, 2006, 135p, **Dissertação** (Mestrado em Hidráulica e Saneamento), Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2006,
- DINSDALE, R. M., PREMIER, G. C., HAWKES, F. R., & HAWKES, D. L. 2000. Two-stage anaerobic co-digestion of waste activated sludge and fruit/vegetable waste using inclined tubular digesters. *Bioresource Technology*. 72, 159-168.
- DONG, L., ZHENHONG, Y., YONGMING, S., XIAOYING, K., & YU, Z. 2009. Hydrogen production characteristics of the organic fraction of municipal solid wastes by anaerobic mixed culture fermentation. *International Journal of Hydrogen Energy*. 34, 812-820.
- DOOMS, M.; BENBELKACEM, H.; BUFFIÈRE, P, High solid temperature phased anaerobic digestion from agricultural wastes: Putting several reactors in sequence, **Biochemical Engineering Journal**, v, 130, p, 21-28, 2018,
- DU, M., LIU, X., WANG, D., YANG, Q., DUAN, A., CHEN, H., LIU, Y., WANG, Q., NI, B. J. 2021. Understanding the fate and impact of capsaicin in anaerobic co-digestion of food waste and waste activated sludge. *Water Research*. 188, 116539.

- DUARTE, K,L,S, Interferências das condições ambientais e operacionais nas concentrações de biogás em biorreatores de bancada com resíduos sólidos, **Dissertação** (Dissertação de mestrado), Universidade Federal De Campina Grande, Campina Grande, PB, 2014,
- ELBESHISHY, E., NAKHLA, G. 2012. Batch anaerobic co-digestion of proteins and carbohydrates. *Bioresource Technology*. 116, 170-178.
- ESPOSITO, G.; FRUNZO, L.; GIORDANO, A.; LIOTTA, F.; PANICO, A.; PIROZZI, F, Anaerobic co-digestion of organic wastes, **Rev Environ Sci Biotechnol**, v, 11 p,325–341, 2012,
- EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA – EPE, Balanço Energético Nacional 2016: ano base 2015, Rio de Janeiro, EPE, 2016,
- FANG, H.H.P., YU, H.Q. 2001. Acidification of lactose in wastewater. *J. Environ. Eng.* 127, 825–831.
- FARNETI, A.; COZZOLINO, C., BOLZONELLA, D.; INNOCENTI, L.,; CECCHI, F, Semi-dry anaerobic digestion of OFMSW: the new full-scale plant of Verona (Italy), **In: Proc, II Int, Symp, On Anaerobic Digestion of Solid Waste**, Barcelona, p, 330-333, 1997,
- FERNANDES, C,H,R, Biodegradabilidade Termofílica dos resíduos sólidos urbanos e potencialidade em biogás, **Dissertação**, (Mestrado em Engenharia da Energia e do Ambiente), Universidade de Lisboa, Lisboa, 2013,
- FERNÁNDEZ-RODRÍGUEZ, J.; PÉREZ, M.; ROMERO, L, I, Semicontinuous temperature-phased anaerobic digestion (TPAD) of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW), Comparison with single-stage processes, **Chemical Engineering Journal**, v, 285, p, 409-416, 2016,
- FEZZANI, B.; CHEIKH, R,B, Two-phase anaerobic co-digestion of olive Mill wastes in semi-continuous digesters at mesophilic temperature, **Bioresour, Technol**, 101, 1628–1634, 2010,
- FLOR, A,P,C,P, Comportamento de reactores anaeróbios tratando a fracção orgânica dos resíduos sólidos urbanos, **Tese**, Universidade de Aveiro, Aveiro, 203p, 2006,
- FORESTI, E.; FLORENCIO, L.; VAN HAANDEL, A.; ZAIAT, M.; CAVALCANTI, P,F,F, **Fundamentos do Tratamento Anaeróbio**, In: Tratamento de Esgotos Sanitários por Processo Anaeróbio e Disposição Controlada no Solo, Rio de Janeiro: PROSAB, ABES, Cap, 2, pp, 2952, 1999,
- FORSTER-CARNEIRO, T.; FERNANDEZ GUELFO, L. A.; PÉREZ GARCÍA, M.; ROMERO GARCÍA, L. I.; ÁLVAREZ GALLEGU, C. A. 2004. Optimization of start-up phase from municipal solids waste in SEBAC process. *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly*. 18, 429-439.
- FORSTER-CARNEIRO, T.; PÉREZ, M.; ROMERO, L,I.; SALES, D, Dry-thermophilic anaerobic digestion of organic fraction of the municipal solid waste: focusing on the inoculum sources, **Bioresour, Technol**, 98, 3195–320, 2007,
- FORSTER-CARNEIRO, T.; M, PÉREZ, M.; ROMERO, L,I., Influence of total solid and inoculum contents on performance of anaerobic reactors treating food waste, **Bioresource Technology**, 99 6994–7002, 2008,
- FOSS, A,B, Determination of crude protein (kjeldahl nitrogen) in animal feed, forage (plant tissue), grain & oilseed using block digestion with copper catalyst and steam distillation into boric acid, **Application note**, p, 1-6, 2001,
- FU, Shan-Fei et al, Hydrogen and methane production from vinasse using two-stage anaerobic digestion, **Process Safety and Environmental Protection**, v, 107, p, 81-86, 2017,
- GANESH, Rangaraj et al, Single-phase and two-phase anaerobic digestion of fruit and vegetable waste: comparison of start-up, reactor stability and process performance, **Waste management**, v, 34, n, 5, p, 875-885, 2014,

- GASCH, C.; HILDEBRANDT, I.; REBBE, F.; RÖSKE, I. 2013. Enzymatic monitoring and control of a two-phase batch digester leaching system with integrated anaerobic filter. *Energy Sustainability and Society*. 3, 10.
- GIOANNIS, Giorgia et al, Energy recovery from one-and two-stage anaerobic digestion of food waste, **Waste Management**, v, 68, p, 595-602, 2017,
- GLISSMANN, Kristin; CONRAD, Ralf, Fermentation pattern of methanogenic degradation of rice straw in anoxic paddy soil, **FEMS microbiology ecology**, v, 31, n, 2, p, 117-126, 2000,
- GONÇALVES, I,R,G, Estudo da produção de biogás a partir de resíduos alimentares, **Dissertação** (Mestrado em Sistemas de Energias Renováveis), Instituto Politécnico Viana de Castelo, Viana de castelo, 2013
- GHOSH S, CONRAD JR AND KLASS DL. 1975. Anaerobic acidogenesis of wastewater sludge. *J WPCF*. 47, 30–45.
- GHOSH, S.; OMBREGT, J, P.; PIPYN, P, Methane production from industrial wastes by two-phase anaerobic digestion, *Water research*, v, 19, n, 9, p, 1083-1088, 1985,
- GORGATI, C,Q, **Fração Orgânica de Lixo Urbano como Substrato para Biodigestor e como Matéria Prima para Compostagem e Vermicompostagem**, Dissertação de Mestrado Faculdade de Ciências Agrônômicas - Universidade Estadual Paulista, Botucatu-SP, 79p, 1996,
- GRIMBERG, S, J.; HILDERBRANDT, D.; KINNUNEN, M.; ROGERS, S, Anaerobic digestion of food waste through the operation of a mesophilic two-phase pilot scale digester–assessment of variable loadings on system performance, *Bioresource technology*, v, 178, p, 226-229, 2015,
- HAIR JUNIOR, Joseph F.; ANDERSON, Rolph E.; TATHAM, Ronald L.; BLACK, William C. 2005. *Análise Multivariada de Dados*. Porto Alegre: Bookman. Translation: Andonai Schlup Sant'Anna e Anselmo Chaves Neto.
- HARRIS, D,C, **Análise química quantitativa**, 6, ed, Rio de Janeiro: LTC (Livros Técnicos e Científicos Editora S.A.), 2005, p,876,
- HARTMANN, H, e AHRING, B,K, Anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: influence of co-digestion with manure, **Water Res**, 39, 1543–1552, 2005,
- HORIUCHI, J,I.; SHIMIZU, T.; TADA, K.; KANNO, T.; KOBAYASHI, M, Selective production of organic acids in anaerobic acid reactor by pH control, **Bioresour Technology**, 82(3):209-13, May, 2002,
- INCE, O.; ANDERSON, G,K.; KASAPGIL, B, Control of organic loading rate using the specific methanogenic activity test during start-up of an anaerobic digestion system, *Water Res.*, 1995, Vol, 29 (1), p, 349-355,
- IGONI, A,H.; AYOTAMUNO, M,J.; EZE, C,L.; OGAJI, S,O,T.; PROBERT, S,D, Designs of anaerobic digesters for producing biogas from municipal solid-waste, **Applied Energy**, n,85, p, 430-438, 2008,
- IKE, M., INOUE, D., MIYANO, T., LIU, T,T., SEI, K., SODA, S., KADOSHIN, S, Microbial population dynamics during startup of a full-scale anaerobic digester treating industrial food waste in Kyoto eco-energy project, **Bioresour, Technol**, 101, 3952–3957, 2010,
- INSTITUTO ADOLFO LUTZ (São Paulo), *Procedimentos e determinações gerais, Métodos físico-químicos para análise de alimentos*, 1, ed, digital, São Paulo: Instituto Adolfo Lutz, 2005, p, 83-160,
- INSTITUTO BRASILEIRO DE GEOGRAFIA E ESTATÍSTICA (IBGE), **Pesquisa nacional de saneamento básico, 2008**, Disponível em <http://www.ibge.gov.br/home/estatistica/populacao/condicaodevida/pnsb2008/PNSB_2008.pdf>, Acesso em: 05 de maio de 2014,

- INSTITUTO DE PESQUISA ECONÔMICA APLICADA (IPEA), **Plano Nacional de Resíduos Sólidos: diagnóstico dos resíduos urbanos, agrosilvopastoris e a questão dos Catadores**, 2012, Comunicado n° 145, Disponível em <http://www.ipea.gov.br/portal/images/stories/PDFs/comunicado/120425_comunicadoipea0145.pdf>, Acesso em: 05 de maio de 2014,
- GUEDES, V.P, **Estudos do fluxo de gases através do solo de cobertura de Aterro de Resíduos Sólidos Urbanos**, 2007, 117 p, Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) – Coordenação de Pós-Graduação de Engenharia – COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2007,
- JIANG, J.; ZHANG, Y.; LI, K.; WANG, Q.; GONG, C.; LI, M, Volatile fatty acids production from food waste: effects of pH, temperature, and organic loading rate, **Bioresource technology**, v, 143, p, 525-530, 2013,
- JO, Y., KIM, J., HWANG, K., & LEE, C. (2018). A comparative study of single-and two-phase anaerobic digestion of food waste under uncontrolled pH conditions. *Waste Management*, 78, 509-520.
- KAINTHOLA, J., KALAMDHAD, A. S., & GOUD, V. V. 2020. Optimization of process parameters for accelerated methane yield from anaerobic co-digestion of rice straw and food waste. *Renewable Energy*. 149, 1352-1359
- KAYHANIAN, M, Biodegradability of the organic fraction of municipal solid waste in a high solids anaerobic digester, **Waste Management & Research** 13, 123-136, 1995,
- KHALID, A.; ARSHAD M.; ANJUM, M.; MAHMOOD, T.; DAWSO, L, The anaerobic digestion of solid organic waste, **Waste Management**, V,31, p,1737–1744, 2011,
- KHANAL, S,K, **Anaerobic biotechnology for bioenergy production: principles and application**, 308p, 2008,
- KERN-JESPERSEN J,P.; HENZE M.; STRUBE R, Biological phosphorus release and uptake under alternating anaerobic and anoxic conditions in a fixed film reactor, **Wat, Res**, v,28, p,1252-1255, 1994,
- KIM, M.; AHN, Y,H; SPEECE, R,E, Comparative process stability and efficiency of anaerobic digestion; mesophilic vs, Thermophilic, **Water research**, n, 36, p, 4369-4385, 2002,
- KOCH, KONRAD; LIPPERT, THOMAS; DREWES, JÖRG E. 2017. The role of inoculum's origin on the methane yield of different substrates in biochemical methane potential (BMP) tests. *Bioresource Technology*. 243, 457-463.
- KOPSAHELIS, A., STAVROPOULOS, K., ZAFIRI, C., & KORNAROS, M. 2018. Anaerobic co-digestion of End-of-Life dairy products with agroindustrial wastes in a mesophilic pilot-scale two-phase system: Assessment of system's performance. *Energy Conversion and Management*. 165, 851-860.
- KUMANOWSKA, Elzbieta et al, Two-stage anaerobic digestion of sugar beet silage: The effect of the pH-value on process parameters and process efficiency, **Bioresource technology**, v, 245, p, 876-883, 2017,
- KYMÄLÄINEN, M.; LÄHDE, K.; ARNOLD, M.; KUROLA, J,M.; ROMANTSCHUK, M.; KAUTOLA, H, Biogasification of biowaste and 128 sewage sludge e measurement of biogas quality, **Journal of Environmental Management**, 2011,
- LAVAGNOLO, M. C., GIROTTO, F., RAFIEENIA, R., DANIELI, L., & ALIBARDI, L. 2018. Two-stage anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste– Effects of process conditions during batch tests. *Renewable Energy*. 126, 14-20.
- LAUWERS, J.; APPELS, L.; TROMPSON, I, P.; DEGRÈVE, J.; IMPE, J, F, V.; DEWIL, R, Mathematical modelling of anaerobic digestion of biomass and waste: Power and limitations, **Progress in energy and combustion science**, v, 39, n, 4, p, 383 – 402, 2013,

- LEE, W. S.; CHUA, A. S. M.; YEOH, H. K.; NGOH, G. C. 2014. A review of the production and applications of waste-derived volatile fatty acids. *Chemical Engineering Journal*. 235, 83-99.
- LETTINGA, G.; HULSHOF POL, L.W.; ZEEMAN, G, *Biological Wastewater Treatment, Part I: Anaerobic wastewater treatment, Lecture Notes*, Wageningen Agricultural University, ed, January, 1996,
- LEVÉN, L.; NYBERG K.; SCHNÜRER, A, Conversion of phenols during anaerobic digestion of organic solid waste review of important microorganisms and impact of temperature, *Journal of Environmental Management*, 95, S99 e S103, 2012,
- LI, K., WANG, K., WANG, J., YUAN, Q., SHI, C., WU, J., & ZUO, J. (2020). Performance assessment and metagenomic analysis of full-scale innovative two-stage anaerobic digestion biogas plant for food wastes treatment. *Journal of Cleaner Production*, 264, 121646.
- LI, W., LOH, K. C., ZHANG, J., TONG, Y. W., & DAI, Y. (2018). Two-stage anaerobic digestion of food waste and horticultural waste in high-solid system. *Applied Energy*, 209, 400-408.
- LIM, S. J.; KIM, B. J.; JEONG, C. M.; AHN, Y. H.; CHANG, H. N. 2008. Anaerobic organic acid production of food waste in once-a-day feeding and drawing-off bioreactor. *Bioresource Technology*. 99, 7866-7874
- LINDMARK, J.; THORIN, E.; FDHILA, R,B.; DAHLQUIST, E., Effects of mixing on the result of anaerobic digestion: Review, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v,40, p, 1030–1047, 2014,
- LINDNER, Jonas et al, Is the continuous two-stage anaerobic digestion process well suited for all substrates?, *Bioresource technology*, v, 200, p, 470-476, 2016,
- LIU, Dawei et al, Hydrogen and methane production from household solid waste in the two-stage fermentation process, *Water Research*, v, 40, n, 11, p, 2230-2236, 2006,
- LIU , R. LI , M. JI , L. HAN. Produção de hidrogênio e metano por co-digestão de lodo ativado residual e resíduos de alimentos no processo de fermentação em dois estágios: conversão de substrato e rendimento de energia. *Bioresour. Technol.* , 146 (2013) , pp. 317 - 323
- LIU, X.; GAO, X.; WANG, W.; ZHENG, L.; ZHOU, Y.; SUN, Y, Pilot-scale anaerobic co-digestion of municipal biomass waste: Focusing on biogas production and GHG reduction, *Renewable Energy*, v,44, p,463 e 468, 2012,
- LOBATO, L,C,S, **Aproveitamento Energético de Biogás Gerado em Reatores UASB Tratando Esgoto Doméstico** – Tese de Doutorado, Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais UFMG, 2011
- LOBO, A,G,C, **Desarrollo de MODUELO 2: herramienta para La evaluación de La contaminación producida em vertederos de residuos sólidos urbanos**, 2003, 335 f, Tesis (Doctoral) - Departamento de Ciencias y Técnicas del Agua y del Medio Ambiente, Universidad de Cantabria, Santander, 2003,
- LOPES, W,S.; LEITE, V,D.; PRASAD, S, Influence of inoculum on performance of anaerobic reactors for treating municipal solid waste, *Bioresour, Technol*, 94, 261–266, 2004,
- LUO, Gang et al, Enhancement of bioenergy production from organic wastes by two-stage anaerobic hydrogen and methane production process, *Bioresource technology*, v, 102, n, 18, p, 8700-8706, 2011,
- LOZADA, P, et al, Evaluación de diferentes alcalinizantes en el tratamiento anaerobio de aguas residuales fácilmente acidificables, Caso: agua residual del proceso de extracción de

- almidón de yuca, **Taller Y Simposio Latino Americano sobre Digestion Anaerobia**, Punta del Este: Uruguay, Anais, p, 571-575, 2005,
- LV, Longyi et al, Evaluation of phase separation in a single-stage vertical anaerobic reactor: Performance and microbial composition analysis, **Bioresource technology**, v, 261, p, 370-378, 2018,
- MAJHI, B, K.; JASH, T, Two-phase anaerobic digestion of vegetable market waste fraction of municipal solid waste and development of improved technology for phase separation in two-phase reactor, **Waste management**, v, 58, p, 152-159, 2016,
- MALINA Jr., J, e POHLAND, F,G, Design of anaerobic process for the treatment of industrial and municipal wastes, In: **Water quality management library**, v,7, 213p, 1992,
- MALINOWSKY, C, Tratamento dos resíduos sólidos orgânicos da UFSC através de biodigestor anaeróbio, Dissertação (Mestrado), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC, 2016,
- MATA-ALVARES, J.; MACÉ, S.; LIBRES, P, Anaerobic digestion of organic solid wastes, An overview of research achievements and perspectives, **Bioresour, Technol**, 74, pp, 3–16, 2000,
- MATA-ALVAREZ, J, Anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solidwaste: a prespective, In: Biomethanization of the organic fraction of municipal solidwastes, **IWA Publishing**, p, 91-105, 2003,
- MATA-ALVAREZ, J.; DOSTA, J.; ROMERO-GÜIZA, M,S.; FONOLL, X.; PECES, M.; ASTALS, S, A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013, **Renewableand Sustainable Energy Reviews** 36, 412–427, 2014,
- MARTIN-GONZALEZ, L.; COLTURATO, L,F.; FONT, X.; VICENT, T, Anaerobic co-digestion of the organic fraction of municipal solid waste with FOG waste from a sewage treatment plant: recovering a wasted methane potential and enhancing the biogas yield, **Waste Manage**, 30, 1854–1859, 2010,
- METALF e EDDY, **Wastewater engineering: treatment and reuse**,4,ed, New York: McGraw-Hill, 1819 p, 2003,
- MAYER, M,C, **Estudo da influência de diferentes inóculos no tratamento anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos**, Dissertação (Mestrado em Ciência e Tecnologia Ambiental), Centro de Ciências e Tecnologia, Universidade Estadual da Paraíba, 2013,
- MISI, S.N.; FORSTER, C.F. Batch co-digestion of multi-componente agro-wastes. 2001. *Bioresource Technology*. 80, 19-28.
- MONTE, M,M,D, **Contributo para o Estudo da Valorização Energética de Biogás em Estações de Tratamento de Águas Residuais**, 2010, 178 f, Dissertação (Mestrado) - Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de, Lisboa, 2010,
- MONTEIRO, L,W,S, **Avaliação do desempenho de dois sistemas em escala real para o manejo dos dejetos suínos: Lagoa armazenamento comparada com biodigestor seguido de lagoa de armazenamento**, Dissertação de Mestrado – Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 146 p, 2005,
- MOROZOVA, I, NIKULINA, N., OECHSNER, H., KRÜMPPEL, J., LEMMER, A. 2020. Effects of increasing nitrogen content on process stability and reactor performance in anaerobic digestion. *Energies*. 13, 1139.
- MU, L., ZHANG, L., ZHU, K., MA, J., IFRAN, M., & LI, A, (2020), Anaerobic co-digestion of sewage sludge, food waste and yard waste: Synergistic enhancement on process stability and biogas production, *Science of the Total Environment*, 704, 135429
- MUSTAFA, AHMED M. ET AL. Effect of ammonia concentration on hythane (H₂ and CH₄) production in two-phase anaerobic digestion. 2019. *International Journal of Hydrogen Energy*. 44, 27297-27310.

- NATHAO, Chananchida; SIRISUKPOKA, Ubonrat; PISUTPAISAL, Nipon, Production of hydrogen and methane by one and two stage fermentation of food waste, **International Journal of Hydrogen Energy**, v, 38, n, 35, p, 15764-15769, 2013,
- NGES, I,A.; ESCOBAR,F.; FU, X.; BJÖRNSSON, L, Benefits of supplementing an industrial waste anaerobic digester with energy crops for increased biogas production, **Waste Management**, 32, 53–59, 2012,
- NGHIEM, L,D.; MANASSA, P.; DAWSON, M.; FITZGERALD, S,K, Oxidation reduction potential as a parameter to regulate micro-oxygen injection into anaerobic digester for reducing hydrogen sulphide concentration in biogás, **Bioresource technology**, v, 173, p, 443-447, 2014,
- NIU, Q., KOBAYASHI, T., TAKEMURA, Y., KUBOTA, K., & LI, Y, Y, (2015), Evaluation of functional microbial community's difference in full-scale and lab-scale anaerobic digesters feeding with different organic solid waste: Effects of substrate and operation factors, *Bioresource technology*, 193, 110-118,
- ODUM, E, P, Populações em comunidades, In: ODUM, E, P, (Ed), *Ecologia*, São Paulo: Guanabara, 1988,
- OLADEJO, O. S., DAHUNSI, S. O., ADESULU-DAHUNSI, A. T., OJO, S. O., LAWAL, A. I., IDOWU, E. O., OLANIPEKUN, A.A., IBIKUNLE, R.A., OSUEKE, C.O., AJAYI, O.E., OSUEKE, N EVBUOMWAN, I. 2020. Energy generation from anaerobic co-digestion of food waste, cow dung and piggery dung. *Bioresource Technology*. 313, 123694.
- OWEN, W,F.; STUCKEY D,C, Bioassay for Monitoring Biochemical Methane Potential and Anaerobic Toxicity, **Water Research**, n, 13, p, 485-492, 1979,
- PANIGRAHI, S., SHARMA, H. B., DUBEY, B. K. 2020. Anaerobic co-digestion of food waste with pretreated yard waste: a comparative study of methane production, kinetic modeling and energy balance. *Journal of Cleaner Production*. 243, 118480.
- PARAWIRA, W., READ, J. S., MATTIASSON, B., & BJÖRNSSON, L. 2008. Energy production from agricultural residues: high methane yields in pilot-scale two-stage anaerobic digestion. *Biomass and Bioenergy*. 32. 44-50.
- PARK, K. Y., JANG, H. M., PARK, M. R., LEE, K., KIM, D., & KIM, Y. M. 2016. Combination of different substrates to improve anaerobic digestion of sewage sludge in a wastewater treatment plant. *International Biodeterioration & Biodegradation*. 109, 73-77
- PAUDEL, Sachin et al, Effect of volumetric organic loading rate (OLR) on H₂ and CH₄ production by two-stage anaerobic co-digestion of food waste and brown water, **Waste management**, v, 61, p, 484-493, 2017,
- PAVAN P.; BATTISTONI P.; MATA-ALVAREZ J, E CECCHI F, Two-phase anaerobic digestion of source sorted OFMSW (organic fraction of municipal solid waste): performance and kinetic study, **Water Science and Technology**, v,41, p, 111-118, 1999,
- PERIN, J, K, H., BORTH, P, L, B., TORRECILHAS, A, R., DA CUNHA, L, S., KURODA, E, K., & FERNANDES, F, (2020), Optimization of methane production parameters during anaerobic co-digestion of food waste and garden waste, *Journal of Cleaner Production*, 272, 123130,
- PINTO, R, O, Avaliação da digestão anaeróbia na bioestabilização de resíduos sólidos orgânicos, Lodos de tanques sépticos, dejetos suínos e Lixiviado, **Tese** (Doutorado em Engenharia Ambiental), Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2006,
- POHLAND FG AND GHOSH S, Developments in anaerobic stabilization of organic wastes—the two-phase concept, **Envir Letters** 1:255–266 (1971),
- PONSÁ, S.; GEA, T.; SÁNCHEZ, A, Anaerobic co-digestion of the organic fraction of municipal solid waste with several pure organic co-substrates, **Biosystems Engineering**, Volume 108, Issue 4, Pages 352–360, 2011,

- PRAMANIK, S. K., SUJA, F. B., ZAIN, S. M., & PRAMANIK, B. K. 2019. The anaerobic digestion process of biogas production from food waste: Prospects and constraints. *Bioresource Technology Reports*. 8, 100310
- PROBIOGÁS, Guia Prático do Biogás: Geração e Utilização, **Fachagentur Nachhaltende Rohstoffe e, V, (FNR)**, 5, ed, Gülzow, 2010,
- PROGRAMA DAS NAÇÕES UNIDAS PARA O MEIO AMBIENTE (PNUMA), 2015, Disponível em: <<http://www.pnuma.org.br/publicacoes.php>>, Acesso em 27 de abril de 2015,
- PROSAB, Programa de Pesquisas em Saneamento Básico,
- PROCHAZKA, J. et al. Stability and inhibition of anaerobic processes caused by insufficiency or excess of ammonia nitrogen. *Appl Microbiol Biotechnol*, v. 93, n. 1, p. 439-47, Jan 2012.
- RAINES, R,T, e BINDER, J,B, Fermentable sugars by chemical hydrolysis of biomass, **Proceedings of the National Academy of Sciences**, n,10, v,107 March 9, p,4516-4521, 2010,
- RAVI, Padma Priya et al, Effects of target pH-value on organic acids and methane production in two-stage anaerobic digestion of vegetable waste, **Bioresource technology**, v, 247, p, 96-102, 2018,
- PEREIRA-RAMIREZ, O,; QUADRO, M,S,; ANTUNES, R,M,; KOETZ, P,R, **influência da recirculação/alcalinidade no desempenho de um reator UASB no tratamento de efluente de suinocultura**, Instituto de Ingeniería, Anaerobic digestion, UNAM, Mérida, Yucatán, p,4, 2002,
- REIS, A,S, Tratamento de resíduos sólidos orgânicos em biodigestor anaeróbio, 2012, 79 p, **Dissertação** (Mestrado em Engenharia Civil e Ambiental), Universidade Federal de Pernambuco, Caruaru, 2012,
- REMPEL, N, Biodigestão da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos consorciado com glicerina, 2014, 103f, **Dissertação** (Mestrado em Engenharia Civil), Universidade do Vale do Rio dos Sinos, São Leopoldo, RS, 2013,
- RINCÓN, B, et al, Effect of the organic loading rate on the performance of anaerobic acidogenic fermentation of two-phase olive mill solid residue, **Waste Management**, v, 28, n, 5, p, 870-877, 2008,
- RODRIGUES, A,A,L,S, Co-digestão anaeróbia de resíduos de natureza orgânica, **Dissertação** (Mestrado em Gestão Ambiental, Materiais e Valorização de Resíduos) – Universidade de Aveiro, Departamento de Ambiente e Ordenamento, Aveiro – Portugal, 2005
- SAKAMOTO, I, K, Comparação da estrutura de comunidades microbianas presentes em sistemas de lodos ativados modificados para remoção biológica do fósforo em excesso, utilizando-se a técnica de eletroforese em gel de gradiente desnaturante (DGGE), 2001, 162f, Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos – SP, 2001,
- SANS C, e MATA-ALVAREZ J, Volatile fatty acids production by mesophilic fermentation of mechanically-sorted urban organic wastes in a plug-flow reactor, **Bioresource Technology**, 51(1), pp, 89-96, 1995,
- SANTOS, F,S,F, Influência de inóculo na remoção de DQO e nitrogênio amoniacal de resíduos sólidos orgânicos tratados em reatores anaeróbios de batelada, **Trabalho de conclusão de curso**, (Graduação em Química Industrial), Universidade Estadual da Paraíba, Campina Grande, PB, 2014,
- SANTOS, V,G, Tratamento de resíduos sólidos de refeições de restaurante e produção de biogás em reator anaeróbio em escala piloto, **Dissertação** (Mestrado em Engenharia Ambiental), Fundação Universidade Regional de Blumenau, Blumenau, SC, 2015,
- SHANNON, C, E,; WEAVER, W, **The Mathematical Theory of Communication**, Urbana,

- University of Illinois Press, 1949, 117p,
- SHEN, Fei et al, Performances of anaerobic co-digestion of fruit & vegetable waste (FVW) and food waste (FW): single-phase vs, two-phase, **Bioresource technology**, v, 144, p, 80-85, 2013,
- SILVA, C,A,B,V, **Limpeza e Purificação de Biogás**, Dissertação de Mestrado, Universidade de Trás-os-Montes e Alto Douro, Portugal, 2009,
- SILVA, Fabrícia MS et al, Hydrogen and methane production in a two-stage anaerobic digestion system by co-digestion of food waste, sewage sludge and glycerol, **Waste Management**, 2018,
- SCHULZ, F, Biodigestão anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos São Leopoldo, Dissertação (Mestrado em Engenharia Civil) -- Universidade do Vale do Rio dos Sinos, São Leopoldo, 2015,
- SILVA, F. M., MAHLER, C. F., OLIVEIRA, L. B., & BASSIN, J. P. (2018). Hydrogen and methane production in a two-stage anaerobic digestion system by co-digestion of food waste, sewage sludge and glycerol. *Waste Management*, 76, 339-349.
- SOSNOWSKI, P.; WIECZOREK, A.; LEDAKOWICZ, S, Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes, **Adv, Environ, Res**,7, 609–616, 2003,
- SRISOWMEYA, G.; CHAKRAVARTHY, M.; DEVI, G. Nandhini. 2020. Critical considerations in two-stage anaerobic digestion of food waste—A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 119, 109587.
- STROOT, P,G.; McMAHON, K,D.; MACKIE, R.; RASKIN, L, Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions, **Water Research**, v, 35, n, 7, p, 1804–1816,2001,
- THE WORLD BANK ANNUAL REPORT. 2012. Washington, D.C.: World Bank Group.
<http://documents.worldbank.org/curated/en/194601468332353222/Relatório-principal>
- TOLMASQUIM, Mauricio Tiomno; GUERREIRO, Amilcar; GORINI, Ricardo, Visão prospectiva da matriz energética brasileira: energizando o desenvolvimento sustentável do país, **Revista Brasileira de Energia**, v, 13, n, 1, p, 9-39, 2007,
- TRZCINSKI, A,P;; RAY, M,J;; STUCKEY, D,C, Performance of a three-stage membrane bioprocess treating the organic fraction of municipal solid waste and evolution of its archaeal and bacterial ecology, **Bioresour, Technol**, 101, 1652–1661, 2010,
- UCISIK, A.S.; HENZE, M. 2008. Biological hydrolysis and acidification of sludge under anaerobic conditions: the effect of sludge type and origin on the production and composition of volatile fatty acids. *Water Res.* 42, 3729–3738.
- UENO, Yoshiyuki et al, Production of hydrogen and methane from organic solid wastes by phase-separation of anaerobic process, **Bioresource technology**, v, 98, n, 9, p, 1861-1865, 2007,
- UENO, C,R,J;; FRARE, L,M;; GIMENES, M,L, E ZANIN, G,M, Influência da adição fracionada de vinhaça na produção de biogás, **Revista brasileira de Biociências**, Porto Alegre, v, 11, n, 1, p, 115-118, 2013,
- VANDEVIVERE P.; DE BAERE L.; VERSTRAETE W, Types of anaerobic digesters for solid wastes in biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes, V, 4, p, 111-147, London, **IWA Publishing**, 2002,
- VERRIER, D.; ROY, F.; ALBAGNAC, G, Two-phase methanization of solid vegetable wastes, *Biological wastes*, v, 22, n, 3, p, 163-177, 1987,
- VOGT, G,M;; LIU, H,W;; KENNEDY, K,J;; VOGT, H,S;; HOLBEIN, B,E, Super blue box recycling (SUBBOR) enhanced two-stage anaerobic digestion process for recycling municipal solid waste: laboratory pilot studies, **Bioresour, Technol**, 85, 291–299, 2002,

- VOELKLEIN, M, A, et al, Assessment of increasing loading rate on two-stage digestion of food waste, **Bioresource technology**, v, 202, p, 172-180, 2016,
- WANG, Chong et al, Microbial community structures in an integrated two-phase anaerobic bioreactor fed by fruit vegetable wastes and wheat straw, **Journal of Environmental Sciences**, v, 26, n, 12, p, 2484-2492, 2014,
- WANG, L.; ZHOU, Q.; ZHENG, G. H. 2006. Comprehensive analysis of the factors for propionic acid accumulation in acidogenic phase of anaerobic process. *Environmental Technology*. 27, 269-276
- WANG, Q., KUNINOBU, M., OGAWA, H. I., KATO, Y. 1999. Degradation of volatile fatty acids in highly efficient anaerobic digestion. *Biomass and Bioenergy*. 16, 407-416.
- WANG, S., MA, F., MA, W., WANG, P., ZHAO, G., LU, X. 2019. Influence of Temperature on Biogas Production Efficiency and Microbial Community in a Two-Phase Anaerobic Digestion System. *Water*. 11, 133.
- WANG, Z.; BANKS, C. J. 2003 Evaluation of a two phase anaerobic digester for the treatment of mixed abattoir wastes. *Process Biochemistry*. 38, 1267-1273.
- WALKER, M.; BANKS, C.J.; HEAVEN, S, Two-stage anaerobic digestion of biodegradable municipal solid waste using a rotating drum mesh filter bioreactor and anaerobic filter, **Bioresour, Technol**, 100, 4121–4126, 2009,
- WIN, T, T., KIM, H., CHO, K., SONG, K, G., & PARK, J, (2016), Monitoring the microbial community shift throughout the shock changes of hydraulic retention time in an anaerobic moving bed membrane bioreactor, *Bioresource technology*, 202, 125-132,
- WORLD ENERGY COUNCIL – WEC, Energy and Urban Innovation, United Kingdom, 2010a, Disponível em: <<http://www.worldenergy.org/>>, Acesso em: 5 novembro, 2017,
- WU, Yuanyuan et al, A new method of two-phase anaerobic digestion for fruit and vegetable waste treatment, **Bioresource technology**, v, 211, p, 16-23, 2016,
- YAN, B, H., SELVAM, A., & WONG, J, W, (2020), Bio-hydrogen and methane production from two-phase anaerobic digestion of food waste under the scheme of acidogenic off-gas reuse, *Bioresource technology*, 297, 122400,
- YU, H. Q.; FANG, H. 2003. Acidogenesis of gelatin-rich wastewater in an upflow anaerobic reactor: influence of pH and temperature. *Water research*. 37, 55-66.
- XIAO, K, K^{††} et al, Acetic acid inhibition on methanogens in a two-phase anaerobic process, **Biochemical engineering journal**, v, 75, p, 1-7, 2013,
- XIAO, Keke et al, Dynamics of propionic acid degradation in a two-phase anaerobic system, **Chemosphere**, v, 140, p, 47-53, 2015,
- XIAO, Keke et al, Acetic acid effects on methanogens in the second stage of a two-stage anaerobic system, **Chemosphere**, v, 144, p, 1498-1504, 2016,
- XIE, Binfei et al, Production of hydrogen and methane from potatoes by two-phase anaerobic fermentation, **Bioresource technology**, v, 99, n, 13, p, 5942-5946, 2008,
- XING, Wei et al, A half-submerged integrated two-phase anaerobic reactor for agricultural solid waste codigestion, **Biochemical engineering journal**, v, 88, p, 19-25, 2014,
- ZHANG, B.; ZHANG, L. L.; ZHANG, S. C.; SHI, H. Z.; CAI, W. M. 2005. The influence of pH on hydrolysis and acidogenesis of kitchen wastes in two-phase anaerobic digestion. *Environmental Technolog*. 26, 329-340.
- ZHANG, L.; LEE, Y,W.; JAHNG, D., Anaerobic co-digestion of food waste and piggery wastewater: focusing on the role of trace elements, **Bioresour, Technol**, 2011,
- ZHANG, Tian Cheng; NOIKE, Tatsuya, Comparison of one-phase and two-phase anaerobic digestion processes in characteristics of substrate degradation and bacterial population levels, **Water science and technology**, v, 23, n, 7-9, p, 1157-1166, 1991,

- ZHU, B.; GIKAS, P.; ZHANG, R.; LORD, J.; JENKINS, B.; LI, X, Characteristics and biogás production potential of municipal solid wastes pretreated with a rotary drum reactor, **Bioresour, Technol**, 100, 1122–1129, 2009,
- ZINDER, STEPHEN H, Physiological ecology of methanogens, In: **Methanogenesis**, Springer, Boston, MA, 1993, p, 128-206.
- ZOETEMEYER, R, J.; VAN DEN HEUVEL, J, C.; COHEN, A, pH influence on acidogenic dissimilation of glucose in an anaerobic digester, **Water Research**, v, 16, n, 3, p, 303-311, 1982,
- ZUO, Zhuang et al, Performance enhancement of leaf vegetable waste in two-stage anaerobic systems under high organic loading rate: Role of recirculation and hydraulic retention time, **Applied Energy**, v, 147, p, 279-286, 2015,
- SUNYOTO , M. ZHU , Z. ZHANG , D. ZHANG. Efeito da adição de biochar na produção de hidrogênio e metano na digestão anaeróbia bifásica de resíduos alimentares de carboidratos aquosos. *Bioresour. Technol.* , 219 (2016) , pp. 29 de – 36.

8. ANEXOS

1- Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade no nível Filo no digestor de acidogênico

| | Axis 1 | Axis 2 | Axis 3 | Axis 4 |
|-----------------------|------------|----------------|-----------------|------------------|
| Actinobacteria | -1,2786 | 0,614917 | 0,794191 | -0,0711606 |
| Bacteroidetes | -1,13742 | 1,48206 | -0,369901 | -0,166495 |
| Chloroflexi | -0,231178 | 0,39248 | 0,565909 | 0,374782 |
| Cyanobacteria | -1,50436 | 2,29201 | - 0,00115271 | -0,023218 |
| Euryarchaeota | -0,595745 | 0,660894 | 0,482732 | -0,036662 |
| Firmicutes | 0,481567 | 0,0261118 | 0,00292534 | - 0,000795204 |
| Fusobacteria | -0,231178 | 0,39248 | 0,565909 | 0,374782 |
| Proteobacteria | -0,565399 | - 0,0836279 | - 0,00916318 | 0,0011583 |
| Streptophyta | -0,954108 | 1,58136 | -0,102268 | 0,434588 |
| Synergistetes | -0,231178 | 0,39248 | 0,565909 | 0,374782 |
| Thermotogae | -0,220136 | 0,102749 | 0,709193 | 0,399113 |
| A2D6KG | 1,40994 | 0,647684 | 1,38909 | -1,10759 |
| A2D10KG | -1,83467 | -1,46412 | 2,13173 | 0,239543 |
| A3D4KG | 1,01807 | 0,684711 | 0,739718 | 3,33539 |
| A3D6KG | 0,0568267 | -0,396806 | -0,781059 | -0,151317 |
| A3D8KG | -2,01627 | 2,91401 | 0,0344685 | -0,0993745 |
| remoção ST | 0,688854 | 0,440026 | -0,686077 | -0,0338371 |
| Remoção STV | 0,378398 | 0,659713 | 0,249338 | 0,0878871 |
| remoção DQO | -0,441124 | 0,642501 | -0,514569 | -0,658214 |
| Remoção NTK | 0,585163 | -0,666815 | 0,364795 | 0,608229 |
| pH | 0,945614 | 0,0348443 | 0,143255 | 0,341973 |
| AGV Total (mg/L) | 0,263138 | -0,182585 | 0,582303 | -0,675906 |
| Acético (mg/L) | 0,406152 | -0,108608 | 0,535923 | -0,597945 |
| Propiônico (mg/L) | -0,274526 | -0,548825 | 0,8557 | -0,431295 |
| Isobutírico (mg/L) | -0,0782694 | -0,55718 | 0,723838 | -0,622573 |
| Butírico (mg/L) | 0,325249 | 0,0397246 | 0,476669 | -0,657172 |
| Isovalérico (mg/L) | -0,884423 | -0,314205 | 0,247953 | -0,41985 |
| Valérico (mg/L) | 0,255433 | - 0,0300125 | 0,00650648 | -0,893844 |
| Axis | Eigenvalue | % | | |
| 1 | 0,29065 | 86,72 | | |
| 2 | 0,039726 | 11,85 | | |

| | | | | |
|---|------------|--------|--|--|
| 3 | 0,0041075 | 1,226 | | |
| 4 | 0,00065969 | 0,1968 | | |

2- Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade bacteriana no digestor de acidogênico

| | Axis 1 | Axis 2 | Axis 3 | Axis 4 |
|------------------------------------|-------------|-----------|------------|------------|
| <i>Acetivibrio cellulolyticus</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Acetobacter indonesiensis</i> | -0,463677 | -0,473187 | 0,375087 | -0,124191 |
| <i>Acetobacter lambici</i> | -0,859546 | -0,512142 | 0,854436 | -0,203903 |
| <i>Acetobacter lovaniensis</i> | -0,0917457 | 1,16367 | 0,303625 | 0,309785 |
| <i>Acetobacter orientalis</i> | -0,218311 | -0,25314 | 0,513693 | 0,23596 |
| <i>Acetobacter orleanensis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Acetobacter pasteurianus</i> | -0,265384 | -0,550314 | 0,132889 | -0,0602493 |
| <i>Acetobacter peroxydans</i> | 1,10461 | -0,338137 | 0,802431 | -0,818213 |
| <i>Acetobacter persici</i> | -0,00666108 | -0,184394 | -0,0933842 | -0,0264096 |
| <i>Acetobacter syzygii</i> | -0,656269 | -0,511685 | 0,397984 | -0,332952 |
| <i>Acetobacter tropicalis</i> | -0,190846 | -0,431797 | 0,0916624 | -0,0340285 |
| <i>Achromobacter xylosoxidans</i> | -0,567739 | -0,485345 | 0,340543 | -0,278374 |
| <i>Acidisoma tundrae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Acidomonas methanolica</i> | -0,3027 | -0,460815 | 0,164553 | -0,103857 |
| <i>Acidovorax avenae</i> | 0,174272 | -0,013589 | -0,407338 | -0,109778 |
| <i>Acidovorax caeni</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Acinetobacter bereziniae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Acinetobacter calcoaceticus</i> | -0,275872 | -0,148652 | 0,329296 | -0,0166513 |
| <i>Acinetobacter guillouiae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Acinetobacter oleivorans</i> | 0,150828 | -0,0977 | -0,192617 | 0,0625204 |
| <i>Acinetobacter soli</i> | 0,0910174 | -0,180733 | 0,0541812 | 0,216294 |
| <i>Advenella kashmirensis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Agrobacterium larrymoorei</i> | -0,543824 | -0,495368 | 0,478941 | -0,130851 |
| <i>Agrobacterium tumefaciens</i> | -0,7094 | -0,499392 | 0,33181 | 0,343762 |
| <i>Agrobacterium vitis</i> | 0,182556 | - | -0,426772 | -0,117073 |

| | | | | |
|-------------------------------------|------------|-------------|------------|------------|
| | | 0,00853421 | | |
| <i>Allium cepa</i> | -0,911966 | -0,130234 | 0,265015 | -0,118129 |
| <i>Anaerospobacter mobilis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Arcobacter butzleri</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Arthrobacter gandavensis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Asaccharospora irregularis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Azospirillum doebereineriae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Azospirillum fermentarium</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Bacillus circulans</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Bacillus megaterium</i> | 0,474061 | -0,00818096 | 0,486439 | -0,0931389 |
| <i>Bacteroides uniformis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Bacteroides vulgatus</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Bifidobacterium minimum</i> | 0,463078 | -0,168375 | -0,327523 | 0,355 |
| <i>Bifidobacterium mongoliense</i> | 0,873089 | -0,910262 | -0,258783 | 1,11686 |
| <i>Bifidobacterium thermophilum</i> | 0,501442 | -0,0317212 | -0,0416392 | -0,149428 |
| <i>Bosea thiooxidans</i> | -0,278936 | -0,0807163 | 0,176766 | -0,165604 |
| <i>Brachybacterium faecium</i> | -0,151144 | -0,0958131 | 0,0899165 | -0,0759446 |
| <i>Brevibacterium epidermidis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Brevundimonas bullata</i> | 0,00347839 | -0,290825 | 0,0440314 | -0,0517336 |
| <i>Brevundimonas diminuta</i> | -0,237987 | -0,506751 | 0,117735 | -0,0506114 |
| <i>Brevundimonas vesicularis</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Burkholderia cepacia</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Caulobacter vibrioides</i> | -0,310883 | -0,0769421 | 0,198479 | -0,188019 |
| <i>Cellulomonas hominis</i> | 0,350892 | -0,155122 | -0,25128 | 0,276289 |
| <i>Cellulosimicrobium cellulans</i> | -0,380204 | -0,0687529 | 0,245591 | -0,236655 |
| <i>Cellulosimicrobium funkei</i> | -0,406727 | -0,0656196 | 0,263616 | -0,255264 |
| <i>Cellulosimicrobium terreum</i> | -0,151144 | -0,0958131 | 0,0899165 | -0,0759446 |
| <i>Cellvibrio fibrivorans</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |

| | | | | |
|---------------------------------|------------|------------|------------|------------|
| Chryseobacterium bovis | 0,140617 | 0,912168 | -0,0311497 | -0,0847385 |
| Chryseobacterium culicis | -0,130574 | -0,199604 | 0,307855 | 0,158692 |
| Chryseobacterium hominis | -0,0282805 | 0,661409 | -0,295599 | 0,450759 |
| Chryseobacterium indoltheticum | -0,0687216 | -0,161862 | 0,162744 | 0,10422 |
| Citrobacter braakii | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Citrobacter freundii | -0,524779 | -0,178374 | 0,633746 | -0,0628348 |
| Citrobacter murlinae | 0,0454574 | -0,119039 | -0,0436987 | 0,0619931 |
| Citrobacter werkmanii | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Clostridium beijerinckii | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Clostridium butyricum | -0,212811 | -0,249784 | 0,500788 | 0,231115 |
| Clostridium ljungdahlii | 0,0458129 | -0,0626585 | 0,0807277 | -0,150099 |
| Clostridium ruminantium | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Clostridium subterminale | 0,316537 | 0,374948 | -0,188965 | 0,144456 |
| Comamonas koreensis | -0,151144 | -0,0958131 | 0,0899165 | -0,0759446 |
| Comamonas terrigena | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Curtobacterium citreum | -0,0267295 | -0,0863775 | -0,0498575 | -0,0410836 |
| Curtobacterium flaccumfaciens | 0,292465 | -0,163577 | -0,176432 | 0,26866 |
| Delftia acidovorans | -0,231014 | -0,0863776 | 0,144198 | -0,131982 |
| Delftia tsuruhatensis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Devosia chinhatensis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Devosia riboflavina | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Dyadobacter crusticola | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Dysgonomonas capnocytophagoides | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Dysgonomonas oryzae | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Enterobacter aerogenes | -0,359023 | -0,183878 | 0,488883 | 0,0228776 |
| Enterobacter asburiae | -0,165367 | -0,220834 | 0,38948 | 0,189333 |
| Enterobacter cancerogenus | -0,333703 | -0,0742463 | 0,213988 | -0,20403 |
| Enterobacter cloacae | -0,751604 | -0,430479 | 0,294815 | 0,241224 |

| | | | | |
|---------------------------------|------------|------------|------------|------------|
| Enterobacter hormaechei | -0,667704 | -0,31846 | -0,130048 | 0,0159199 |
| Enterobacter ludwigii | 0,227502 | -0,208252 | -0,317022 | 0,444527 |
| Enterobacteriaceae bacterium | -0,649209 | -0,526708 | 0,744234 | -0,0317904 |
| Enterococcus casseliflavus | 0,104438 | -0,126007 | -0,0837833 | 0,103374 |
| Enterococcus gallinarum | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Escherichia coli | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Escherichia hermannii | -0,0827597 | -0,242383 | -0,262563 | 0,493237 |
| Escherichia vulneris | -0,323171 | -0,0754905 | 0,20683 | -0,19664 |
| Flavobacterium anhuiense | -0,146038 | -0,209039 | 0,344133 | 0,17231 |
| Flavobacterium ceti | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Flavobacterium soli | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Gluconacetobacter liquefaciens | -0,628174 | -0,355356 | 0,390717 | -0,345937 |
| Gluconacetobacter sacchari | -0,356949 | -0,337309 | -0,259369 | -0,556971 |
| Glycomyces mongolensis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Halomonas stevensii | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Herbaspirillum rubrisubalbicans | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Isoptericola variabilis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Klebsiella oxytoca | -0,151144 | -0,0958131 | 0,0899165 | -0,0759446 |
| Klebsiella pneumoniae | 0,04173 | -0,094465 | -0,0963842 | 0,00694832 |
| Klebsiella sp. | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Kluyvera ascorbata | -0,345929 | -0,174362 | - | 0,169608 |
| | | | 0,00210587 | |
| Kluyvera cryocrescens | -0,196784 | -0,0904214 | 0,120934 | -0,107966 |
| Kluyvera intermedia | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Kosakonia cowanii | 0,115661 | -0,223867 | 0,129464 | 0,320967 |
| Kosakonia oryzae | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus amylolyticus | 0,169078 | -0,298879 | -0,91141 | -0,460064 |
| Lactobacillus brevis | -0,083961 | -0,226618 | -1,07855 | -0,353032 |
| Lactobacillus buchneri | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus casei | -0,0512606 | 0,46935 | -0,393274 | 0,0641281 |
| Lactobacillus crispatus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |

| | | | | |
|---------------------------------|------------|------------|-----------------|-----------------|
| curvatus | | | | |
| Lactobacillus delbrueckii | 0,958279 | -0,0572964 | 0,470332 | -0,204499 |
| Lactobacillus fermentum | 0,506987 | -0,81635 | -0,800985 | 1,07175 |
| Lactobacillus ghanensis | 0,185215 | -0,256217 | 0,137412 | 0,422197 |
| Lactobacillus harbinensis | -0,672967 | 0,214014 | -0,256898 | -0,210186 |
| Lactobacillus mucosae | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus mudanjiangensis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus nagelii | 0,692384 | -0,356364 | -0,11522 | 0,865434 |
| Lactobacillus odoratitofui | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus panis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus parabuchneri | 0,611493 | -0,305428 | 0,334457 | -0,802384 |
| Lactobacillus pentosus | 0,0545175 | -0,376425 | -0,656626 | -0,368786 |
| Lactobacillus perolens | -0,0263604 | -0,190924 | -0,03712 | - 0,00215413 |
| Lactobacillus plantarum | -1,21372 | -0,637108 | 0,583617 | -0,224998 |
| Lactobacillus rapi | -0,536432 | -0,583451 | 0,0996461 | 0,117254 |
| Lactobacillus rossiae | -0,934042 | -0,748484 | 0,68904 | 0,316276 |
| Lactobacillus sakei | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Lactobacillus sp. | 0,492967 | -0,850508 | -0,791679 | 1,08993 |
| Lactobacillus vaccinostercus | -0,987195 | -0,153078 | 0,313354 | -0,075307 |
| Lactobacillus vini | -0,0100338 | 0,214688 | -0,75457 | -0,687715 |
| Lactobacillus xiangfangensis | -1,09998 | -0,837865 | 0,703825 | 0,34221 |
| Lactococcus garvieae | 0,124569 | -0,0439175 | -0,29073 | -0,0660054 |
| Lactococcus lactis | 0,00302777 | -0,118081 | - 0,00558582 | 0,0410323 |
| Lactococcus plantarum | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Leifsonia xyli | 0,228311 | 0,364536 | 0,0974773 | 0,276772 |
| Lelliottia amnigena | 0,0137013 | -0,22791 | 0,235571 | 0,284385 |
| Leucobacter tardus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Leuconostoc citreum | 0,111557 | 0,0134012 | 0,391429 | -0,47964 |
| Leuconostoc lactis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Leuconostoc mesenteroides | -0,42034 | -0,164729 | -0,113953 | 0,172339 |
| Leuconostoc pseudomesenteroides | -0,0772585 | -0,0828509 | -0,255507 | 0,0156412 |

| | | | | |
|--|------------|------------|------------|------------|
| <i>Luteibacter rhizovicius</i> | 0,103235 | -0,231449 | 0,158616 | 0,33191 |
| <i>Lysinibacillus sphaericus</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Megasphaera cerevisiae</i> | -0,404141 | -0,065925 | 0,261859 | -0,25345 |
| <i>Megasphaera elsdenii</i> | 0,866779 | -0,168993 | 0,260227 | 0,192915 |
| <i>Megasphaera paucivorans</i> | -0,769652 | -0,145848 | 0,238266 | -0,0466042 |
| <i>Megasphaera sueciensis</i> | -0,170803 | -0,249216 | -0,240807 | 0,496326 |
| <i>Mesorhizobium thiogangeticum</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Mesotoga infera</i> | 0,205552 | -0,0815295 | -0,0278347 | -0,0380248 |
| <i>Methylobacterium aquaticum</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Methylobacterium extorquens</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Methylobacterium komagatae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Methylobacterium radiotolerans</i> | -0,393498 | -0,441702 | 0,638325 | -0,213741 |
| <i>Methylobacterium rhodinum</i> | -0,0687216 | -0,161862 | 0,162744 | 0,10422 |
| <i>Mitsuokella multacida</i> | 0,585523 | -0,0175675 | -0,045562 | -0,181084 |
| <i>Myroides odoratus</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Novosphingobium capsulatum</i> | -1,05348 | -0,583209 | 0,382752 | -0,126755 |
| <i>Novosphingobium nitrogenifigens</i> | -0,171112 | -0,0934542 | 0,103487 | -0,0899539 |
| <i>Novosphingobium panipatense</i> | 0,0137013 | -0,22791 | 0,235571 | 0,284385 |
| <i>Novosphingobium resinovororum</i> | -0,231014 | -0,0863776 | 0,144198 | -0,131982 |
| <i>Ochrobactrum anthropi</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Ochrobactrum pseudogrignonense</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Ochrobactrum rhizosphaerae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Ochrobactrum tritici</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Oerskovia ginkgo</i> | 0,239764 | 0,252879 | -0,146503 | 0,11745 |
| <i>Paenibacillus amylolyticus</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Paenibacillus anaericanus</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Paenibacillus</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |

| | | | | |
|-----------------------------------|------------|-----------|------------|-----------|
| borealis | | | | |
| Paenibacillus castaneae | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Paenibacillus favisporus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Paenibacillus odorifer | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Paenibacillus pabuli | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Paenibacillus taohuashanense | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pandoraea pnomenusa | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pantoea agglomerans | -0,250995 | -0,199604 | 0,422246 | 0,10511 |
| Pantoea ananatis | -0,126179 | 0,11882 | -0,780162 | -0,405452 |
| Pantoea dispersa | -0,0536293 | -0,360216 | -0,128736 | 0,4821 |
| Parabacteroides distasonis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Paracoccus yeei | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pectinatus frisingensis | -0,725786 | -0,160038 | 0,188551 | 0,018072 |
| Pediococcus ethanolidurans | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pedobacter jejuensis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pelagibacterium halotolerans | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pelomonas saccharophila | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pelosinus propionicus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pleomorphomonas oryzae | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Prevotella oryzae | -0,564372 | -0,211134 | 0,00808543 | 0,251852 |
| Prevotella paludivivens | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Propionispora hippei | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Proteus vulgaris | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Providencia rettgeri | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pseudochrobactrum saccharolyticum | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pseudomonas composti | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pseudomonas fluorescens | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pseudomonas fragi | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Pseudomonas fulva | 0,218095 | -0,398117 | -0,28566 | 0,998558 |
| Pseudomonas fuscovaginae | -0,500475 | -0,151079 | 0,548205 | -0,11132 |
| Pseudomonas koreensis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |

| | | | | |
|--------------------------------------|------------|------------|------------|------------|
| <i>Pseudomonas lutea</i> | 0,272093 | -0,290756 | -0,192357 | 0,651303 |
| <i>Pseudomonas nitroreducens</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Pseudomonas oryzihabitans</i> | 0,10132 | -0,188989 | 0,0632846 | 0,238815 |
| <i>Pseudomonas plecoglossicida</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Pseudomonas psychrophila</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Pseudomonas putida</i> | 0,0310723 | -0,230137 | -0,17461 | 0,43801 |
| <i>Pseudomonas rhodesiae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Pseudomonas xanthomarina</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Pseudorhodoferax aquiterrae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Pseudoxanthomonas spadix</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Psychrobacillus psychrodurans</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Rahnella aquatilis</i> | 0,155619 | -0,19976 | -0,268169 | 0,394094 |
| <i>Raoultella ornithinolytica</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Raoultella planticola</i> | 0,00347839 | -0,290825 | 0,0440314 | -0,0517336 |
| <i>Raoultella terrigena</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Rhizobium aggregatum</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Rhizobium cnuense</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Rhizobium endophyticum</i> | -0,806206 | -0,571334 | 0,728077 | -0,227444 |
| <i>Rhizobium nepotum</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Rhizobium rosettiformans</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Rhodobacter vinaykumarii</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Rhodopseudomonas boonkerdii</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Roseomonas gilardii</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Selenomonas lacticifex</i> | 0,591743 | -0,0165205 | -0,0458521 | -0,183426 |
| <i>Shinella kummerowiae</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Sphingobacterium daejeonense</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Sphingobacterium mizutaii</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Sphingobacterium multivorum</i> | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| <i>Sphingobacterium</i> | -0,454459 | -0,363649 | 0,102542 | -0,369022 |

| | | | | |
|----------------------------------|------------|------------|------------|------------|
| siyangense | | | | |
| Sphingobium yanoikuyae | -0,183092 | -0,0920389 | 0,111629 | -0,0983595 |
| Sphingomonas alpina | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Sphingomonas azotifigens | -0,83219 | -0,148353 | 0,258911 | -0,0532525 |
| Sphingomonas melonis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Sphingomonas mucosissima | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Sphingomonas parapaucimobilis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Sphingomonas paucimobilis | 0,124569 | -0,0439175 | -0,29073 | -0,0660054 |
| Sphingomonas phyllosphaerae | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Sphingomonas polyaromaticivorans | -0,10738 | -0,185451 | 0,253438 | 0,138265 |
| Sphingomonas sp. | -0,131911 | -0,165792 | -0,0727566 | 0,19236 |
| Sphingomonas yunnanensis | -0,383492 | -0,0683644 | 0,247826 | -0,238962 |
| Sphingopyxis macrogoltabida | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Sporanaerobacter acetigenes | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Staphylococcus aureus | -0,145519 | -0,359726 | 0,0665924 | -0,0180834 |
| Staphylococcus saprophyticus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Stenotrophomonas maltophilia | -1,04978 | -0,732335 | 0,463538 | 0,178379 |
| Stenotrophomonas panacihumi | -0,204793 | -0,453973 | 0,0993763 | -0,0389347 |
| Stenotrophomonas rhizophila | -0,698869 | -0,272727 | 0,362463 | 0,295507 |
| Streptomyces flavofungini | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Streptomyces griseus | 0,0340205 | 0,00149951 | 0,105918 | 0,140362 |
| Streptomyces malachitofuscus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Terrisporobacter glycolicus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Triticum urartu | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Vagococcus fluvialis | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| Weissella confusa | 0,535179 | -0,0143956 | -0,103821 | -0,175419 |
| Weissella fabaria | -0,204025 | -0,244423 | 0,480175 | 0,223378 |
| Xanthobacter agilis | -0,402163 | -0,0661587 | 0,260515 | -0,252062 |
| Xanthomonas | -0,463303 | -0,212755 | 0,100342 | 0,235062 |

| | | | | |
|-----------------------------------|------------|------------|------------|------------|
| axonopodis | | | | |
| Xanthomonas translucens | -0,0903129 | -0,0354257 | -0,106038 | -0,180068 |
| Xenophilus aerolatus | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| [Clostridium] aldenense | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| [Clostridium] algidixylanolyticum | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| [Clostridium] celerecrescens | 0,390665 | 0,719283 | 0,184455 | 0,455393 |
| [Clostridium] clostridioforme | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| [Clostridium] propionicum | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| [Clostridium] saccharolyticum | -0,258535 | -0,539423 | 0,1291 | -0,0578398 |
| [Clostridium] xylanolyticum | 0,00859453 | -0,114684 | -0,0186459 | 0,0361298 |
| uncultured Oscillatoria sp. | -0,982207 | -0,50627 | -0,0700448 | -0,334134 |
| A2D6KG | 0,794797 | -1,07797 | -0,580089 | 1,70093 |
| A2D10KG | 1,35268 | -0,291607 | 0,911455 | -1,09417 |
| A3D4KG | -0,441919 | -0,0816102 | -1,67161 | -1,0031 |
| A3D6KG | -0,0608856 | 1,66651 | 0,197697 | 0,558887 |
| A3D8KG | -1,60155 | -0,790932 | 1,04897 | 0,0187097 |
| remoção ST | -0,436992 | 0,240449 | -0,504327 | 0,663469 |
| Remoção STV | -0,278914 | -0,816317 | -0,435442 | 0,305775 |
| remoção DQO | -0,559797 | -0,0880732 | 0,653204 | 0,485066 |
| Remoção NTK | 0,556371 | 0,235859 | -0,726602 | -0,337418 |
| pH | 0,143082 | -0,202316 | -0,935547 | 0,320718 |
| AGV Total (mg/L) | 0,630221 | -0,534996 | 0,0591725 | 0,638307 |
| Acético (mg/L) | 0,568341 | -0,552737 | -0,0938854 | 0,688781 |
| Propiônico (mg/L) | 0,808761 | -0,416202 | 0,381714 | -0,0416069 |
| Isobutírico (mg/L) | 0,854797 | -0,323592 | 0,328894 | 0,262389 |
| Butírico (mg/L) | 0,442586 | -0,620195 | -0,0095494 | 0,728912 |
| Isovalérico (mg/L) | 0,251254 | 0,0366279 | 0,907718 | -0,325941 |
| Valérico (mg/L) | 0,338247 | -0,128401 | 0,21453 | 0,920057 |
| Axis | Eigenvalue | % | | |
| 1 | 0,341 | 39,1 | | |
| 2 | 0,23929 | 27,44 | | |
| 3 | 0,17563 | 20,14 | | |
| 4 | 0,11618 | 13,32 | | |

3- Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho com a estrutura da comunidade no nível Filo no digestor de metanogênico,

| | Axis 1 | Axis 2 | Axis 3 | Axis 4 |
|----------------|-----------|---------|-----------|----------|
| Actinobacteria | -0,264061 | 1,77535 | -0,722603 | 0,165443 |

| | | | | |
|--------------------|------------|------------|------------|-------------|
| Bacteroidetes | 1,4558 | -0,202126 | -0,0520755 | -0,00373816 |
| Euryarchaeota | 0,535686 | 0,899162 | 1,16926 | 0,0617351 |
| Firmicutes | 0,747756 | 0,571366 | 0,49361 | 0,0528198 |
| Proteobacteria | -0,579284 | -0,187402 | - | - |
| | | | 0,00126631 | 0,000473403 |
| Spirochaetes | 0,184293 | 0,109227 | 0,156381 | 0,560642 |
| Synergistetes | - | 0,360377 | 0,452175 | 0,557351 |
| | 0,0108946 | | | |
| Thermotogae | - | 1,34084 | 0,0143188 | -0,0532377 |
| | 0,0642956 | | | |
| M2D6KG | -0,211667 | 2,21534 | -0,838541 | 0,114442 |
| M2D10KG | -0,771173 | -0,659439 | -0,0765914 | 2,9984 |
| M3D4KG | 1,14801 | 0,645076 | 2,53951 | 0,241634 |
| M3D6KG | 1,71167 | -0,650786 | -0,984838 | -0,0473302 |
| M3D8KG | -0,75274 | -0,484213 | 0,0850452 | -0,686328 |
| COV | 0,791801 | 0,037254 | 0,631734 | -0,581832 |
| remoção ST | -0,227797 | -0,213282 | -0,120196 | 0,983122 |
| Remoção STV | 0,0783673 | -0,565747 | 0,0611136 | 0,863513 |
| remoção DQO | -0,383781 | 0,643392 | -0,160199 | 0,557745 |
| Remoção NTK | - | 0,0148564 | -0,0851502 | 0,892458 |
| | 0,0116895 | | | |
| pH | -0,574644 | 0,140577 | -0,839426 | 0,390746 |
| AGV Total (mg/L) | -0,492233 | -0,506145 | -0,210987 | 0,918069 |
| biogás L/dia | -0,564139 | 0,414572 | -0,794726 | -0,0468448 |
| %metano | - | 0,420796 | -0,859687 | -0,323123 |
| | 0,0639358 | | | |
| PEM | -0,663836 | 0,367033 | -0,708026 | 0,336993 |
| Acético (mg/L) | -0,537816 | -0,403254 | -0,10505 | 0,951143 |
| Propiônico (mg/L) | -0,591901 | -0,284224 | -0,125172 | 0,953027 |
| Isobutírico (mg/L) | -0,279058 | 0,788351 | -0,547879 | -0,00659525 |
| Butírico (mg/L) | -0,175492 | - | 0,3481 | -0,726953 |
| | | 0,00330183 | | |
| Isovalérico (mg/L) | 0,540685 | -0,593351 | -0,434516 | -0,361699 |
| Valérico (mg/L) | 0,818109 | -0,254891 | -0,0829316 | -0,662413 |
| | | | | |
| Axis | Eigenvalue | % | | |
| 1 | 0,73079 | 72,96 | | |
| 2 | 0,24658 | 24,62 | | |
| 3 | 0,022681 | 2,265 | | |
| 4 | 0,0015268 | 0,1524 | | |

4- Análise de correspondência canônica (CCA) relacionando parâmetros ambientais e de desempenho características do biogás com a estrutura da comunidade archea no digestor de metanogênico

| | Axis 1 | Axis 2 | Axis 3 | Axis 4 |
|------------------------------|------------|-------------|------------|------------|
| Methanobacterium beijingense | -0,459996 | -3,09729 | 1,58156 | 1,81337 |
| Methanobacterium curvum | 0,707194 | 0,0609815 | -0,342224 | -0,0590143 |
| Methanobacterium formicicum | 1,01453 | -1,32405 | 2,6585 | 2,49586 |
| Methanobacterium kanagiense | -0,459996 | -3,09729 | 1,58156 | 1,81337 |
| Methanobacterium lacus | -0,459996 | -3,09729 | 1,58156 | 1,81337 |
| Methanoculleus palmolei | -1,2354 | -0,892632 | -1,54641 | -0,985653 |
| Methanosaeta concilii | -0,906767 | 2,91498 | 0,910056 | 0,414127 |
| Methanosaeta harundinacea | -1,62311 | -0,462992 | 0,189102 | 0,283043 |
| Methanosarcina barkeri | 0,364493 | -0,81893 | 4,5312 | -5,80973 |
| Methanospirillum hungatei | -0,459996 | -3,09729 | 1,58156 | 1,81337 |
| M2D6KG | -0,517292 | 0,22023 | 0,0154445 | 0,0331437 |
| M2D10KG | 0,0071212 | -0,0159997 | 0,0885272 | -0,113506 |
| M3D4KG | 0,571692 | -0,00755704 | -0,122899 | 0,0120199 |
| M3D6KG | -1,37346 | -0,67752 | -0,148192 | 0,0124421 |
| M3D8KG | 0,504227 | -0,282076 | 0,31577 | 0,0924115 |
| COV | 0,0984623 | -0,309706 | -0,533612 | 0,43878 |
| remoção ST | -0,124143 | 0,241947 | -0,173232 | -0,987588 |
| Remoção STV | -0,125832 | -0,148457 | -0,298991 | -0,925345 |
| remoção DQO | -0,0450808 | 0,814783 | -0,115911 | -0,513156 |
| Remoção NTK | -0,25567 | 0,305017 | -0,438435 | -0,950277 |
| pH | -0,419135 | 0,214397 | 0,3259 | -0,303855 |
| AGV Total (mg/L) | 0,0327975 | 0,0751191 | 0,241558 | -0,847693 |
| biogás L/dia | -0,323822 | 0,283499 | 0,432273 | 0,155395 |
| % metano | -0,68939 | -0,0517051 | 0,0378754 | 0,31678 |
| PEM | -0,249954 | 0,456242 | 0,368109 | -0,222623 |
| Acético (mg/L) | 0,142181 | 0,22346 | 0,239435 | -0,868749 |
| Propiônico (mg/L) | 0,151164 | 0,333997 | 0,250726 | -0,859905 |
| Isobutírico (mg/L) | -0,361014 | 0,548958 | -0,0155715 | 0,0413293 |
| Butírico (mg/L) | 0,589043 | -0,0651376 | 0,559657 | 0,833306 |
| Isovalérico (mg/L) | -0,641875 | -0,97799 | -0,188386 | 0,238488 |

| Valérico (mg/L) | -0,505598 | -0,822238 | -0,442167 | 0,494168 |
|-----------------|------------|-----------|-----------|----------|
| Axis | Eigenvalue | % | | |
| 1 | 0,32058 | 83,17 | | |
| 2 | 0,044662 | 11,59 | | |
| 3 | 0,016459 | 4,27 | | |
| 4 | 0,003765 | 0,9767 | | |