UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM SANEAMENTO, MEIO AMBIENTE E RECURSOS HÍDRICOS

Tiago Borges Ferreira

DIGESTÃO ANAERÓBIA DE RESÍDUOS SÓLIDOS ALIMENTARES: AVALIAÇÃO DE DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE SISTEMAS SIMPLIFICADOS E ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS NO DESEMPENHO DO PROCESSO

Belo Horizonte

2021

DIGESTÃO ANAERÓBIA DE RESÍDUOS SÓLIDOS ALIMENTARES: AVALIAÇÃO DE DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE SISTEMAS SIMPLIFICADOS E ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS NO DESEMPENHO DO PROCESSO

Tiago Borges Ferreira

Tiago Borges Ferreira

DIGESTÃO ANAERÓBIA DE RESÍDUOS SÓLIDOS ALIMENTARES: AVALIAÇÃO DE DIFERENTES CONFIGURAÇÕES DE SISTEMAS SIMPLIFICADOS E ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS NO DESEMPENHO DO PROCESSO

Versão final

Tese apresentado ao Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial para obtenção do título de Doutor em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos.

Área de concentração: Saneamento

Linha de pesquisa: Gerenciamento de resíduos sólidos

Orientador: Prof. Dr. Cláudio Leite de Souza

Coorientadora: Profa. Dra. Fabiana Lopes Del Rei Passos

Belo Horizonte
Escola de Engenharia da UFMG
2021

F383d

Ferreira, Tiago Borges.
Digestão anaeróbia de resíduos sólidos alimentares [recurso eletrônico] : avaliação de diferentes configurações de sistemas simplificados e estratégias operacionais no desempenho do processo / Tiago Borges Ferreira. - 2021.
1 recurso online (xiii,189 f. : il., color.) : pdf.

Orientador: Cláudio Leite de Souza.
Coorientadora: Fabiana Lopes Del Rei Passos.
.
Tese (doutorado) - Universidade Federal de Minas Gerais, Escola de Engenharia.

Apêndices: f. 187-189.

Bibliografia: f. 171-186.
Exigências do sistema: Adobe Acrobat Reader.

1. Engenharia sanitária - Teses. 2. Saneamento - Teses. 3. Digestão anaeróbia - Teses. 4. Resíduos orgânicos - Teses. 5. Metano - Teses. I. Souza, Cláudio Leite de. II. Passos, Fabiana Lopes Del Rei. III. Universidade Federal de Minas Gerais. Escola de Engenharia. IV. Título.

CDU: 628(043)

Ficha catalográfica elaborada pela Bibliotecária Roseli Alves de Oliveira CRB/6 2121
Biblioteca Prof. Mário Werneck, Escola de Engenharia da UFMG

UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS
[ESCOLA DE ENGENHARIA]
COLEGIADO DO CURSO DE GRADUAÇÃO / PÓS-GRADUAÇÃO EM [SANEAMENTO, MEIO AMBIENTE E RECURSOS HÍDRICOS]

FOLHA DE APROVAÇÃO

FOLHA DE APROVAÇÃO

["Digestão Anaeróbia de resíduos sólidos alimentares: avaliação de diferentes configurações de sistemas simplificados e estratégias operacionais no desempenho do processo"]

[Tiago Borges Ferreira]

Tese de Doutorado] defendida e aprovada, no dia **[** 25 de fevereiro de 2021**]**, pela Banca Examinadora designada pelo [Colegiado do Programa de Pós-Graduação **EM SANEAMENTO, MEIO AMBIENTE E RECURSOS HÍDRICOS**] da Universidade Federal de Minas Gerais constituída pelos seguintes professores:

[Prof. Dr. Valderi Duarte Leite**] - Membro Externo]**

[UEPB]

[Prof. Dr. Bruno Eduardo Lobo Baeta**] - Membro Externo]**

[UFOP]

[Prof. Dr. Roberto Alves de Oliveira**] - Membro Externo]**

[UNESP]

[Prof. Dr. Eduardo Coutinho de Paula**] - Membro Interno]**

[UFMG]

[Prof. Dra. Fabiana Lopes Del Rei Passos, coorientadora **- Coorientadora]**

[UFMG]

[Prof. Prof. Dr. Cláudio Leite de Souza - **Orientador]**

[UFMG]

APROVADA PELO COLEGIADO DO PPG SMARH

Sonaly Cristina Rezende Borges de Lima - Coordenadora

Belo Horizonte, 25 de fevereiro de 2021.

Documento assinado eletronicamente por **Claudio Leite de Souza**, **Professor do Magistério Superior**, em 26/02/2021, às 17:01, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020.

Documento assinado eletronicamente por **Fabiana Lopes Del Rei Passos**, **Professora do Magistério Superior**, em 26/02/2021, às 17:29, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020.

Documento assinado eletronicamente por **Eduardo Coutinho de Paula**, **Professor do Magistério Superior**, em 01/03/2021, às 07:40, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020.

Documento assinado eletronicamente por **Valderi Duarte Leite**, **Usuário Externo**, em 01/03/2021, às 10:53, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020.

Documento assinado eletronicamente por **ROBERTO ALVES DE OLIVEIRA**, **Usuário Externo**, em 01/03/2021, às 16:37, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020.

Documento assinado eletronicamente por **Bruno Eduardo Lobo Baêta**, **Usuário Externo**, em 02/03/2021, às 19:04, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020.

Documento assinado eletronicamente por **Sonaly Cristina Rezende Borges de Lima**, **Coordenador(a) de curso de pós-graduação**, em 22/04/2021, às 09:09, conforme horário oficial de Brasília, com fundamento no art. 5º do Decreto nº 10.543, de 13 de novembro de 2020.

A autenticidade deste documento pode ser conferida no site https://sei.ufmg.br/sei/controlador_externo.php?acao=documento_conferir&id_orgao_acesso_externo=0, informando o código verificador **0590480** e o código CRC **E04F11AC**.

Referência: Processo nº 23072.209594/2021-15 SEI nº 0590480

AGRADECIMENTOS

Ao Prof. Cláudio por ter aceitado o desafio dessa orientação, além de ter proporcionado grande apoio durante todo o período do doutoramento. À Profa. Fabiana, pelas contribuições na coorientação e elaboração dos artigos. Ao Prof. Carlos Chernicharo pelas contribuições no trabalho.

À CAPES pela bolsa de doutorado. Aos alunos de iniciação científica que auxiliaram na operação dos reatores: Timóteo Parise e Maria Clara Barbosa.

À equipe técnica dos laboratórios; Gabriel, Érico e Lucilaine, assim como aos secretários; Júlio e Lucas. Um agradecimento especial a Suzi, sempre disposta a nos ajudar.

Aos professores que participaram diretamente na avaliação do projeto da tese apresentado na etapa de qualificação: Prof. Carlos Chernicharo, Profa. Fabiana Passos e Prof. Roberto Oliveira. Assim como aos professores que contribuíram nas avaliações de seminários: Prof. Antonio Matos (*in memoriam*), Prof. Jorge Tarqui, Prof. Márcio Baptista (*in memoriam*) e Profa. Sonaly Rezende.

Aos professores que ministraram as disciplinas que tive a honra de cursar, além de todos aqueles que tive a oportunidade de conviver durante minha representação discente no colegiado (2018-2019).

Aos professores, apoio técnico, operadores e alunos que integraram a pMethar durante esse período, os quais, de uma forma direta ou indireta, contribuíram para esse trabalho. O auxílio dos operadores: Anderson, Vítor, Eduardo, Bernardo e Lucas. Ao Walney, motorista responsável pelo transporte dos resíduos alimentares. À equipe do INCT ETEs Sustentáveis pelo auxílio na viabilização das manutenções da pMethar.

Por último, mas não menos importante, gostaria de agradecer a todas as pessoas que fizeram parte da minha vida nesse período. Todos os amigos que integraram minha família belorizontina, a qual levarei comigo.

“[...] quando você tem pessoas despreparadas que assumem o poder, elas se sentem inferiorizadas diante daqueles que têm cultura, dos cientistas, dos intelectuais. Então elas perseguem, tratam com desprezo, não dão valor. A ciência passa por isso [...] isso atrapalha porque dificulta a adoção de políticas públicas. O Brasil não vai sair do estágio em que se encontra sem ciência e tecnologia. Não há nenhuma possibilidade! Não dá para viver em um mundo moderno, o país progredir, ir para frente, sem um projeto de desenvolvimento científico e tecnológico. Nós vamos ficar importando coisas dos outros?”

Drauzio Varella em entrevista ao programa
Roda Viva em 10 de fevereiro de 2020

RESUMO

O tratamento desses resíduos via digestão anaeróbia é uma alternativa sustentável, porém, a necessidade de controles operacionais, como o aquecimento dos reatores, pode inviabilizar sua aplicação descentralizada devido ao aumento de custos. Partindo desses preceitos, o objetivo do presente trabalho foi avaliar diferentes estratégias operacionais aplicadas ao tratamento de resíduos alimentares em temperatura ambiente para garantir melhores estabilidade e desempenho. Para o seu desenvolvimento foram utilizados um digestor anaeróbio e um reator de manta de lodo e fluxo ascendente (UASB), em escala demonstração, após mais de seis anos de operação, e um digestor em escala piloto. O período experimental ocorreu ao longo de 698 dias, com avaliação de sistema de tratamento anaeróbio em um único estágio, dois estágios metanogênicos, sistema anaeróbio de contato e único estágio com desvinculação do tempo de detenção hidráulica (TDH) e tempo de retenção de sólidos (TRS). Foram realizados monitoramentos da estabilidade do processo, remoção da matéria orgânica e produção de metano. Analisando os resultados, a carga orgânica volumétrica (COV) máxima suportada pelo digestor em escala demonstração foi de 0,51 kg SV m^3 d^{-1}, apresentando sobrecarga orgânica por fatores hidrodinâmicos. Em tais condições, a máxima remoção de sólidos voláteis (SV) e o máximo rendimento de metano foram 81% e 0,43 m^3 CH_4 kg SV^{-1}, respectivamente. O acoplamento do reator UASB, em configuração sequencial, proporcionou um incremento da remoção de SV, chegando a 87%, além de rendimento de metano entre 4 e 11% mais elevados. Em relação à operação do digestor em escala piloto com a desvinculação do TDH e TRS, observou-se operação estável, com remoção de SV de 82% e produção volumétrica de metano (PVM) de 0,645 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, para COV de 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1} e TDH de 36 dias. Tais condições são tipicamente encontrados na literatura para reatores operados com temperatura mesofílica controlada (faixa de 35 a 37 °C). Finalmente, pôde-se afirmar que o tratamento de resíduos alimentares em condições simplificadas, sem controle de temperatura ou pH, pode ser aplicado, nas condições climáticas avaliadas, obtendo desempenho semelhante a sistemas com maior nível tecnológico.

Palavras-chave: Metanização. Biodigestão. Resíduo orgânico. Operação de baixo custo.

ABSTRACT

The food waste treatment via anaerobic digestion is a sustainable alternative. However, the need for operational control, as reactor heating, can make its decentralized application unfeasible due to the high costs. Based on these precepts, this study aimed to evaluate different operational strategies applied to the treatment of food waste at ambient temperature to improve its stability and performance. For its development, an anaerobic digester and a upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor, on a demonstration-scale, operated for more than six years before the present evaluation, and a digester on a pilot-scale were used. The experiment period took place over 698 days, with an evaluation of the anaerobic treatment in a single-stage, two-stage methanogenic, contact anaerobic process, and single-stage with uncoupling of hydraulic retention time (HRT) and solids retention time (SRT). Monitoring of the reactor stability, removal of organic matter, and methane production were carried out. According to the results, the maximum organic loading rate (OLR) supported by the digester on a demo-scale was 0.51 kg VS m^{-3} d^{-1}, presenting organic overload due to hydrodynamic conditions. Under such conditions, the maximum removal of volatile solids (VS) and maximum methane yield were 81% and 0.43 m^3 CH_4 kg VS^{-1}, respectively. The sequential coupling of the UASB reactor provided an increase in SV removal, reaching 87%, in addition to a higher methane yield between 4 and 11%. Regarding the pilot-scale digester with the HRT and SRT uncoupled, a stable operation was observed, with VS removal of 82% and methane production rate of 0.645 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, at OLR of 1.5 kg VS m^{-3} d^{-1} and HRT of 36 day. These conditions are typically reported by the literature for reactors operated with controlled mesophilic temperature (35 – 37 °C). Finally, it could be stated that the treatment of food waste in simplified conditions, as anaerobic reactors without temperature or pH control, can be applied, in the evaluated climate conditions, obtaining a performance similar to systems with higher technological level.

Keywords: Methanation. Biodigestion. Organic waste. Low-cost system.

LISTA DE FIGURAS

Figura 4.1. Composição geral dos resíduos alimentares provenientes da fase de produção (a) e consumo (b). 24

Figura 4.2. Fluxograma do processo de digestão anaeróbia, com quatro fases e o possível agrupamento em duas. 27

Figura 4.3. Número de trabalhos presentes no banco de dados *Scopus*, relacionados a tratamento de diferentes compostos orgânicos por meio de digestão anaeróbia. 46

Figura 5.1. Esquema da distribuição dos objetivos específicos em seus respectivos capítulos. 56

Figura 5.2. Fluxograma do sistema integrado de metanização de resíduos orgânicos implantados no Campus Pampulha da UFMG. 57

Figura 6.1. Desenho esquemático de todos os componentes presentes no sistema de tratamento de resíduos alimentares. 63

Figura 6.2. Carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica ao longo de todo o período experimental. Parâmetros apresentados em valores médios semanais. 69

Figura 6.3. Temperatura do ambiente, mínima, média e máxima, além da temperatura instantânea do reator (entre 14 e 17h), durante todo período experimental. 70

Figura 6.4. Comportamento do reator ao longo de todo o período monitorado. 74

Figura 6.5. Remoção de SV e parâmetros referentes à produção de metano. 80

Figura 7.1 Desenho esquemático dos componentes do sistema (a) e dos pontos de coleta de amostras (b). 86

Figura 7.2. Comportamento da relação AI/AP e pH durante as três fases operacionais. 93

Figura 7.3. Alcalinidade a bicarbonatos e ácidos totais em relação as três fases operacionais. 94

Figura 7.4. Massa de sólidos voláteis presente no interior do reator em função do ponto de amostragem e fase operacional. 97

Figura 7.5. Concentração de sólidos voláteis efluente e remoções. 100

Figura 7.6. DQO total e solúvel presente no efluente do reator ao longo do experimento. .. 100

Figura 7.7. Ácidos orgânicos intermediários presentes no efluente do reator em cada uma das fases operacionais. 102

Figura 7.8. Produção de metano e concentração no biogás (a) e rendimento (b) ao longo de todo o período monitorado. 105

Figura 8.1. Digestor (a) e reator UASB (b) utilizados neste estudo. 111

Figura 8.2. Desenho esquemático de todos os componentes utilizados nos experimentos. .. 112

Figura 8.3. Sistema com dois reatores metanogênicos, avaliado no período I (a), e Sistema anaeróbio de contato, avaliado no período II (b). 117

Figura 8.4. Temperaturas ambiente e dos reatores nos dois diferentes períodos avaliados. . 121

Figura 8.5. Parâmetros utilizados no monitoramento da estabilidade dos sistemas. 122

Figura 8.6. Concentrações e remoções de SV, em função dos dias de operação, verificadas nos períodos I e II. 126

Figura 8.7. DQO efluente e suas conversões verificadas no período I. 127

Figura 8.8. Remoções de SV e contribuições dos SV residuais, em função de períodos semanais, referentes ao reator UASB (a) e ao lodo retornado (b). 128

Figura 8.9. Conteúdo de metano e produção volumétrica. 131

Figura 8.10. Rendimento médio de metano verificado em cada um dos períodos. 132

Figura 8.11. Rendimento de metano determinado com intervalos semanais em ambos os períodos avaliados. 133

Figura 9.1. Esquema do aparato experimental. 138

Figura 9.2. Aparato experimental. 139

Figura 9.3. Monitoramento da estabilidade do reator durante seu processo de partida. 143

Figura 9.4. Carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica aplicados ao reator ao longo de todo o período avaliado. 145

Figura 9.5. Temperatura média, máxima e mínima registrada no interior do reator (a) e ambiente (b), registrada na estação meteorológica Pampulha. 147

Figura 9.6. Temperatura média e amplitude diária no ambiente e no reator em todo o período experimental. 147

Figura 9.7. Parâmetros relacionados à estabilidade do processo ao longo dos seis períodos experimentais. 150

Figura 9.8. Concentrações de SV afluentes e efluentes e suas respectivas remoções. 152

Figura 9.9. Tempo de retenção de sólidos verificado e calculado, caso não houvesse a sedimentação, assim como a diferença percentual. 153

Figura 9.10. Biomassa presente no interior do reator em função do período operacional. ... 154

Figura 9.11. Parâmetros referentes à produção de metano em função de COV crescente. ... 155

Figura 9.12. Produção de metano em relação aos períodos experimentais. 158

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1. Caracterização geral dos resíduos alimentares reportados na literatura. 25
Tabela 4.2. Composição do biogás gerado a partir de resíduos orgânicos. 43
Tabela 4.3. Características do metano. 44
Tabela 4.4. Composição típica do biogás gerado a partir de resíduos orgânicos. 45
Tabela 4.5. Estudos desenvolvidos com resíduos alimentares e substratos similares. 50
Tabela 6.1. Composição média do substrato. 64
Tabela 6.2. Períodos operacionais. 64
Tabela 6.3. Parâmetros monitorados e suas respectivas metodologias 65
Tabela 6.4. Equipamentos auxiliares utilizados no sistema. 67
Tabela 6.5. Principais parâmetros operacionais. 68
Tabela 6.6. Parâmetros relacionados a estabilidade do reator. 73
Tabela 6.7. Parâmetros relacionados à matéria orgânica aplicada ao reator nas diferentes fases. 76
Tabela 6.8. Parâmetros relacionados à produção de metano. 77
Tabela 6.9. Estudos desenvolvidos em condições semelhantes ao presente estudo. 80
Tabela 6.10. Parâmetros relacionados à avaliação de energia. 81
Tabela 7.1. Parâmetros físico-químicos avaliados no substrato e suas metodologias. 88
Tabela 7.2. Estratégias operacionais aplicadas ao reator durante o experimento 88
Tabela 7.3. Parâmetros monitorados e suas respectivas metodologias. 89
Tabela 7.4. Composição média do substrato. 91
Tabela 7.5. Valores médios de resíduos alimentares, substrato e COVs aplicadas em cada uma das fases operacionais. 92
Tabela 7.6. Parâmetros relacionados à matéria orgânica aplicada ao reator nas diferentes fases. 96
Tabela 7.7. Concentrações de sólidos verificadas na amostragem sistemática dos 18 pontos de amostragem presentes no reator. 98
Tabela 8.1. Caracterização dos afluentes. 113
Tabela 8.1. Parâmetros monitorados e suas respectivas metodologias. 115
Tabela 8.2. Estratégias operacionais aplicadas nas duas diferentes configurações do reator UASB. 118
Tabela 8.3. Principais parâmetros relacionados às alimentações dos sistemas. 119

Tabela 8.4. Parâmetros relacionados à estabilidade dos sistemas. 122
Tabela 8.5. Matéria orgânica e conversões para os períodos I e II. 124
Tabela 8.6. Principais parâmetros referentes à produção de metano. 130
Tabela 9.1. Caracterização do substrato e inóculo. 137
Tabela 9.2. Períodos operacionais. 140
Tabela 9.3. Parâmetros, frequência e respectivas metodologias. 141
Tabela 9.4. Principais parâmetros operacionais. 144
Tabela 9.5. Parâmetros utilizados para o monitoramento da estabilidade do reator. 149
Tabela 9.6. Parâmetros relacionados à matéria orgânica aplicada ao reator. 151
Tabela 9.7. Parâmetros relacionados à produção de metano. 155
Tabela 10.1. Parâmetros operacionais e resultados verificados nos diferentes períodos operacionais. 162

LISTA DE ABREVIATURAS, SIGLAS E SÍMBOLOS

$\%CH_4$	conteúdo de metano no biogás
μ_m	taxa de crescimento microbiano máximo
AB	alcalinidade a bicarbonato
ABE	rota metabólica acetona-butanol-etanol
AI/AP	relação de alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial
AT	alcalinidade total
atm	atmosfera
AV	concentração de ácidos voláteis totais
BMP	*biomethane potential* – potencial de biometano
CePTS	centro de pesquisa e treinamento em saneamento
CHP	*combined heat and power* – cogeração de energia elétrica e térmica
C/N	relação carbono nitrogênio
CNTP	condições normais de temperatura e pressão
COPASA	companhia de saneamento de Minas Gerais
COT	carbono orgânico total
COV	carga orgânica volumétrica
CSTR	*continuous stirred tank reactor* – reator de mistura completa
DESA	departamento de engenharia sanitária e ambiental
DQO	demanda química de oxigênio
FID	*flame ionization detector* – detector por ionização de chama
FORSU	fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos
G	gradiente de velocidade
G_L	gradiente de velocidade local
GLP	gás liquefeito de petróleo
HPLC	*high performance liquid chromatography* – cromatografia líquida de alto desempenho
INMET	instituto nacional de meteorologia
Kh	taxa de hidrólise
NEM	nível de energia de mistura
PEAD	polietileno de alta densidade

pH	potencial hidrogeniônico
pMethar	plataforma de metanização instalada na UFMG
ppH_2	pressão parcial de hidrogênio
PRFV	polipropileno reforçado com fibra de vidro
PVC	policloreto de vinila
PVM	produção volumétrica de metano
Q	vazão
RA	resíduos alimentares
RAE	rota metabólica aceto-etílica
RAM	rota metabólica ácida mista
RBr	rota metabólica butírica
REL	relação de energia líquida
RFV	resíduos de frutas e verduras
RIPA	resíduos de indrustria beneficiadora de alimentos
RLa	rota metabólica lática
RPr	rota metabólica propiônica
RPVC	PVC reforçado com fibra de vidro
RSU	resíduos sólidos urbanos
SF	sólidos fixos
ST	sólidos totais
SV	sólidos voláteis
TCD	*thermal conductivity detector* - detector de condutividade térmica
TDH	tempo de detenção hidráulica
TRS	tempo de retenção de sólidos
UASB	*upflow anaerobic sludge blanked reactor* - reator de manta de lodo e fluxo ascendente
UFMG	Universidade Federal de Minas Gerais
v_e	velocidade de entrada
V_{reator}	volume de trabalho do reator
Θc	tempo de retenção celular

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO 16
2 PREMISSAS E HIPÓTESES 19
2.1 Preliminares 19
2.2 Premissas e hipóteses 19
3 OBJETIVOS 22
3.1 Objetivo geral 22
3.2 Objetivos específicos 22
4 REVISÃO DE LITERATURA 23
4.1 Resíduos alimentares 23
4.2 Digestão anaeróbia 26
4.2.1 Bioquímica do processo 26
4.2.2 Condições operacionais e requerimentos ambientais 29
4.2.3 Biogás 43
4.3 Reatores anaeróbios: breve histórico 45
4.4 Digestão anaeróbia aplicada aos resíduos alimentares 46
4.5 Operação do reator sem controle de temperatura e sua aplicação aos resíduos alimentares 51
4.6 Análise crítica e delimitação das lacunas da literatura 54
5 METODOLOGIA 55
5.1 Esquema experimental geral 55
5.2 Plataforma de metanização de resíduos orgânicos – pMethar/UFMG 56
5.3 Equações aplicadas aos cálculos de parâmetros gerais 57
6 PRODUÇÃO DE METANO A PARTIR DE RESÍDUOS ALIMENTARES: EFEITO DA VARIAÇÃO DE CARGA ORGÂNICA EM UM SISTEMA EM ESCALA DEMONSTRAÇÃO 60
6.1 Introdução 60
6.2 Material e Métodos 62
6.2.1 Aparato experimental 62
6.2.2 Características do substrato e inoculação 63
6.2.3 Estratégia operacional 64
6.2.4 Parâmetros analíticos 65
6.2.5 Avaliação de energia 66
6.2.6 Tratamento estatístico 67
6.3 Resultados e discussão 68
6.3.1 Condições operacionais resultantes do calendário acadêmico e sazonalidade da temperatura 68
6.3.2 Estabilidade do processo 72

6.3.3 Desempenho do reator: conversão da matéria orgânica ... *75*
6.3.4 Desempenho do reator: produção de metano ... *77*
6.3.5 Energia e aspectos ambientais ... *81*
6.4 Conclusões ... 82
7 EFEITO DA ELEVAÇÃO DA CARGA ORGÂNICA EM REATOR ANAERÓBIO TRATANDO RESÍDUOS ALIMENTARES APÓS LONGO PERÍODO DE OPERAÇÃO EM CONDIÇÕES SIMPLIFICADAS ... 84
7.1 Introdução ... 84
7.2 Material e Métodos ... 86
7.2.1 Aparato experimental ... *86*
7.2.2 Características do substrato e inóculo ... *87*
7.2.3 Estratégia operacional ... *88*
7.2.4 Monitoramento do reator ... *89*
7.2.5 Estudo das condições de mistura ... *90*
7.2.6 Análises estatísticas ... *91*
7.3 Resultados e discussão ... 91
7.3.1 Substrato e variação da carga orgânica ... *91*
7.3.2 Estabilidade do processo ... *93*
7.3.3 Eficiência do tratamento dos resíduos alimentares ... *99*
7.3.4 Produção de metano ... *104*
7.4 Conclusões ... 107
8 AVALIAÇÃO DE DUAS CONFIGURAÇÕES DE REATORES ANAERÓBIOS PARA O INCREMENTO DO DESEMPENHO DE SISTEMA OPERADO EM TEMPERATURA AMBIENTE. 109
8.1 Introdução ... 109
8.2 Material e Métodos ... 110
8.2.1 Aparato experimental ... *110*
8.2.2 Substrato e inóculo ... *113*
8.2.3 Parâmetros monitorados e metodologias ... *114*
8.2.4 Estratégias operacionais ... *116*
8.2.5 Tratamento e análise estatística ... *118*
8.3 Resultados e discussão ... 118
8.3.1 Carga orgânica aplicada e temperatura ... *118*
8.3.2 Estabilidade do sistema ... *121*
8.3.3 Desempenho do reator: remoção da matéria orgânica ... *123*
8.3.4 Desempenho do reator: produção de metano ... *129*
8.4 Conclusões ... 134

9 EFEITO DA CARGA ORGÂNICA EM DIGESTOR COM DESVINCULAÇÃO DO TDH E TRS EM ESCALA PILOTO 135
9.1 Introdução 135
9.2 Material e Métodos 136
9.2.1 Características do substrato e inóculo 136
9.2.2 Aparato experimental 137
9.2.3 Estratégia operacional 140
9.2.4 Parâmetros analíticos 141
9.2.5 Análise estatística 142
9.3 Resultados e discussão 143
9.3.1 Inoculação e partida do reator 143
9.3.2 Condições operacionais: COV, TDH, temperatura e mistura 144
9.3.3 Estabilidade do processo 149
9.3.4 Conversão da matéria orgânica e dinâmica da biomassa 151
9.3.5 Produção de metano 155
9.4 Conclusões 158
10 AVALIAÇÃO COMPARATIVA DOS RESULTADOS ANTERIORES 160
10.1 Parâmetros operacionais 160
10.1.1 Temperatura 160
10.1.2 COV e TDH 161
10.1.3 Mistura do reator 164
10.2 Estabilidade do processo 164
10.3 Desempenho da digestão anaeróbia 165
10.3.1 Conversão de matéria orgânica 165
10.3.2 Produção de metano 166
11 CONSIDERAÇÕES FINAIS 168
12 RECOMENDAÇÕES 170
13 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 171
14 APÊNDICES 186

1 INTRODUÇÃO

A cadeia de produção de alimentos mundial perde anualmente entre 1,3 e 1,6 bilhão de toneladas de alimentos como vegetais, frutas, carne e outros produtos beneficiados, o que representa cerca de 1/3 de todo o alimento produzido para consumo humano (BRAGUGLIA *et al*., 2018; FAO, 2010). Esses resíduos alimentares custam 990 bilhões de dólares para a economia global, além de consumir 25% de toda a água utilizada para fins agrícolas e serem responsáveis por 8% da emissão antropogênica de gases de efeito estufa (BRAGUGLIA *et al*., 2018).

De forma geral, apesar de possuírem características físico-químicas variáveis (MENG *et al*., 2015), os resíduos alimentares apresentam fácil biodegradabilidade, disponibilidade de nutrientes e elevada umidade (ZHOU *et al*., 2018). Essas características, associadas ao elevado conteúdo energético e ao fato de serem gerados em grandes quantidades e serem amplamente disponíveis, atribuem-lhe potencial para o tratamento por processos biológicos, como a digestão anaeróbia (LIN *et al*., 2013; PARITOSH *et al*., 2017a; ZHOU *et al*., 2018).

Apesar dos resíduos alimentares serem de fácil degradação, sua aplicação a tratamentos anaeróbios geralmente é realizada sob condições operacionais controladas. Por exemplo, a literatura apresenta resultados positivos quando o reator é operado com controle de temperatura, com sua elevação e manutenção em faixas ótimas (ALGAPANI *et al*., 2017; PARK *et al*., 2017a; SCANO *et al*., 2014; ZHAO *et al*., 2017). No entanto, tais estratégias demandam certa complexidade dos sistemas, com reatores adaptados e sistemas de aquecimento, além de fornecimento contínuo de energia. Essas condições podem resultar no aumento do custo de instalação e operação de unidades de digestão, o que poderia, inclusive, contribuir para inviabilizar sua aplicação (VÖGELI *et al.*, 2014), principalmente em pequena escala, de forma descentralizada.

Alguns estudos têm sido realizados em reatores sem controle de temperatura, como para o tratamento de resíduos de frutas e verdura em reator tubular (MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018)

ou usando reator compartimentado (GULHANE *et al*., 2016). Apesar de controlar a temperatura, Kuczman *et al.* (2018) operaram um reator de mistura completa (CSTR - *continuous stirred tank reactor*) com temperatura inferior (29,5 °C) à faixa de 35 a 37 °C, descrita como mais adequada para condições mesofílicas (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964).

Outros parâmetros operacionais que podem impactar o tratamento anaeróbio desses resíduos são carga orgânica volumétrica (COV) e tempo de detenção hidráulica (TDH). Estudos reportaram sobrecargas de reatores anaeróbios relacionadas à adoção de valores inadequados para tais parâmetros (LIU *et al.*, 2018; TONANZI *et al.*, 2018). Assim, no caso da aplicação de tratamento anaeróbio para resíduos alimentares gerados em restaurantes universitários, com sua geração condicionada ao calendário acadêmico: redução significativa durante as férias e finais de semana, poderia afetar esses parâmetros. Estudo prévio realizado no tratamento anaeróbio de resíduos alimentares gerados em um campus universitário nos Estados Unidos reportou uma redução de 86% no número de refeições servidas nas férias de verão, embora não tenha havido o comprometimento da operação de um sistema anaeróbio de dois estágios em temperatura mesofílica (37 °C) (GRIMBERG *et al.,* 2015). No entanto, não se sabe como seria o comportamento de um sistema em único estágio com condições operacionais simplificadas: sem controle de temperatura e pH e com mistura não otimizada. A operação por longos períodos operacionais nestas condições, inclusive, pode afetar o desempenho do sistema, haja vista a possível estratificação e acúmulo de detritos em seu interior, podendo, eventualmente, levá-lo ao colapso (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018; NANDI *et al*., 2017).

De forma geral, diferentes estratégias são aplicadas aos sistemas de reatores anaeróbios com o objetivo de proporcionar maior estabilidade e produção de metano. Uma possibilidade seria enfocada à matéria orgânica residual, tanto em um reator adicional (BRUNO; DE OLIVEIRA, 2013; MONTOYA *et al*., 2017; SAMBUSITI *et al*., 2015) como no mesmo reator, em um sistema anaeróbio de contato (MCCARTY, 1981; NAGAO *et al.*, 2012). Assim, além do melhor aproveitamento da matéria orgânica, ao retornar a biomassa efluente sedimentada, o sistema anaeróbio de contato proporciona maior tempo de retenção de sólidos (TRS) no reator,

desvinculando-o do TDH, no caso de CSTR. Por exemplo, estudo prévio apresentou operação estável de um reator CSTR tratando resíduos alimentares e temperatura mesofílica controlada, mesmo com COV elevada e TDH curto (10,5 kg SV m^{-3} d^{-1} e 16 d, respectivamente) aplicando como estratégia operacional o retorno de biomassa sedimentada (NAGAO *et al.,* 2012). Outras formas de retenção de biomassa no interior do CSTR podem contribuir no mesmo sentido, principalmente se houver menor demanda energética, como o caso da sedimentação da biomassa antes da retirada do efluente.

Finalmente, a digestão anaeróbia sem controle de temperatura e pH, submetida às variações da disponibilidade de resíduos condicionadas ao calendário acadêmico, pode ter melhor estabilidade e eficiência, produtiva e energética, quando aplicadas algumas dessas estratégias de retenção e/ou maior aproveitamento da matéria orgânica, além de condições de mistura mais adequadas.

2 PREMISSAS E HIPÓTESES

2.1 Preliminares

A digestão anaeróbia de resíduos alimentares tem sido aplicada em duas vertentes. A primeira delas em países desenvolvidos, realizada com elevados recursos, tanto econômicos como tecnológicos e, a outra, em países emergentes, com infraestrutura simples e de baixo custo. De forma geral, todas elas enfrentam limitações quanto a sua operação em sistemas com baixo nível de controle de condições operacionais como temperatura e pH, sendo utilizado controle de ambos os parâmetros nos projetos com maior capacidade financeira. Assim, maior conhecimento e domínio da digestão anaeróbia de resíduos alimentares em condições simplificadas, com temperatura ambiente e ausência de controle de pH, podem contribuir com a redução dos custos relacionados ao tratamento e, consequentemente, proporcionar maior aplicação da tecnologia, principalmente, para países emergentes e de clima tropical.

2.2 Premissas e hipóteses

- Premissa e hipótese 1

Uma das principais alternativas de tratamento para os resíduos alimentares é a digestão anaeróbia. Sua aplicação geralmente se encontra em unidades com geração constante de resíduos e reatores com temperatura controlada, pois a carga orgânica e a temperatura são fatores importantes para o adequado desempenho da metanização.

Hipótese – A utilização de reator anaeróbio no tratamento de resíduos alimentares sem controle de temperatura, submetido a oscilações diárias e sazonais de temperaturas e variação da COV em função do calendário acadêmico, pode ser uma alternativa viável de tratamento para os resíduos gerados em restaurante universitário, apesar de ambos os parâmetros serem condicionantes do desempenho do reator. Essa hipótese fundamenta o *objetivo específico 1*.

- Premissa e hipótese 2

A COV aplicada ao reator anaeróbio está relacionada à viabilidade da sua operação, e condicionada a fatores como temperatura e condições hidrodinâmicas. Na literatura verifica-se uma maior eficiência em faixas de temperatura elevadas e constantes e com sistema de mistura adequado. Além disso, resíduos de fácil degradação apresentam uma maior instabilidade, podendo haver sobrecarga orgânica se aplicadas COV moderada/alta, além desse distúrbio ser prejudicado por acúmulos de material inerte, fatores que podem ser intensificados em operações de longo prazo.

Hipótese – O incremento da COV aplicada ao digestor anaeróbio, após longo período de operação em condições simplificadas (temperatura ambiente e mistura não otimizada) é capaz de elevar a sua produtividade, pela maior disponibilidade de substrato para a biomassa microbiana. No entanto, a capacidade de suporte do reator será limitada pela temperatura de operação variável e inferior à faixa mesofílica ótima. Essa hipótese fundamenta o *objetivo específico 2*.

- Premissa e hipótese 3

A matéria orgânica residual presente no efluente de reator anaeróbio pode representar potencial incremento da produção de metano. Da mesma forma, esse conteúdo pode apresentar necessidade de estabilização pela sua potencial emissão de gases de efeito estufa. Diferentes alternativas podem ser aplicadas com o objetivo de aproveitamento do seu potencial.

Hipótese - Sabendo que o efluente do reator anaeróbio possui elevada concentração de matéria orgânica residual, a utilização de estratégias para aproveitá-la na geração de metano proporciona o incremento da produtividade e eficiência do tratamento. Essa hipótese fundamenta o *objetivo específico 3*.

- Premissa e hipótese 4

O desempenho do reator anaeróbio é condicionado a alguns parâmetros operacionais e ambientais, como a temperatura de operação, a COV e a mistura. Escalas menores (laboratório e piloto) proporcionam maior controle sobre as variáveis reportadas, sendo possível seu monitoramento com maior precisão. A operação de reator anaeróbio sem controle de temperatura e pH pode simplificar sua estrutura e operação, apesar de poder resultar em um processo menos estável e com desempenho inferior.

Hipótese – A operação de digestor anaeróbio em escala piloto sem controle de temperatura e pH, além de mistura intermitente, pode manter-se estável e com eficiente desempenho com desvinculação do TDH e TRS. Porém, acredita-se que mesmo com manutenção da biomassa ativa no reator, ele se limita a uma COV inferior ao reportado na literatura para reatores com temperatura controlada, além de demandar um período relativamente longo para se recuperar de fase com redução drástica da alimentação. Essa hipótese fundamenta o *objetivo específico 4*.

3 OBJETIVOS

3.1 Objetivo geral

Avaliar a digestão anaeróbia de resíduo alimentar sem controle de temperatura e de pH submetida às variações de COV e diferentes configurações de reatores, visando simplicidade estrutural e operacional do sistema.

3.2 Objetivos específicos

- Avaliar a influência das variações de COV, condicionadas ao calendário acadêmico, no desempenho de um digestor anaeróbio em escala demonstração tratando resíduos alimentares, submetido às variações de temperatura consequentes da sazonalidade climática anual;
- Avaliar o efeito do incremento da COV aplicada ao digestor anaeróbio em escala demonstração, sem controle de temperatura, operado há mais de seis anos no tratamento de resíduos alimentares sob condições operacionais simplificadas;
- Avaliar duas diferentes estratégias de aproveitamento da matéria orgânica residual proveniente do reator anaeróbio em escala demonstração: digestão anaeróbia em duas etapas com adição de um reator UASB sequencial e implementação de um sistema anaeróbio de contato com retorno dos sólidos efluentes;
- Avaliar o desempenho de um reator anaeróbio em escala piloto, sem controle de temperatura e pH, com mistura intermitente e submetido às variações de COV, com desvinculação do TDH e TRS como estratégia operacional para melhorias da estabilidade e desempenho.

4 REVISÃO DE LITERATURA

Esse capítulo aborda o contexto dos resíduos alimentares, a digestão anaeróbia (ou metanização) e a sua aplicação como alternativa de tratamento desses resíduos.

4.1 Resíduos alimentares

A fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos (FORSU) é constituída de materiais oriundos de diversas fontes, sendo os resíduos alimentares a sua maior proporção (FENG *et al*., 2020). Esses resíduos são constituídos por alimentos já preparados e servidos, porém, não consumidos, além de alimentos descartados nos estágios de produção, processamento ou consumo (FOOD WASTE REDUCTION ALLIANCE 2016; ZHOU *et al.*, 2017).

Anualmente, um montante entre 1,3 e 1,6 bilhão de toneladas de alimento como vegetais, frutas, carne, produtos panificados e lácteos são perdidos ao longo de sua cadeia de produção, o que representa cerca de 1/3 de todo o alimento produzido para consumo humano, afetando severamente os recursos naturais (BRAGUGLIA *et al*., 2018; FAO, 2010). Os resíduos alimentares custam anualmente cerca de 990 bilhões de dólares para economia global, além de consumir 25% de toda a água utilizada para fins agrícolas e ser responsável por 8% da emissão antropogênica de gases de efeito estufa (BRAGUGLIA *et al*., 2018).

Segundo Dung *et al.* (2014), a geração média de resíduo alimentar de países desenvolvidos está entre 100 e 170 kg *per capita* ano^{-1}, mais de duas vezes o registrado em países emergentes. Cerca de 40% desses resíduos são gerados na seleção, preparo e consumo dos alimentos, diferentemente dos países emergentes, nos quais mais de 40% dos resíduos são gerados nas fases iniciais da cadeia produtiva, como pós-colheita e processamento (FAO, 2010). A Figura 4.1 apresenta a composição geral dos resíduos produzidos na fase de produção e de consumo no mundo.

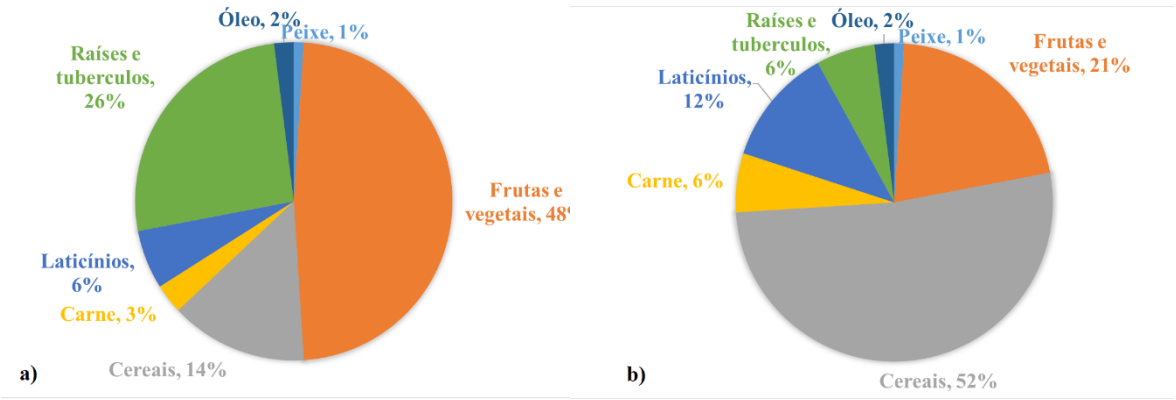


Figura 4.1. Composição geral dos resíduos alimentares provenientes da fase de produção (a) e consumo (b).
Fonte: adaptado de FAO (2010) e XU *et al.* (2018).

A diferente composição desses resíduos gerados se caracteriza por uma maior concentração de proteínas nos resíduos do consumo, proporcionada pela maior concentração de cereais, laticínios e carne. Apesar de resíduos alimentares serem gerados em toda a cadeia relacionada aos alimentos, o termo é geralmente utilizado para designar o resíduo gerado no estágio de consumo, englobando residências, restaurantes, além de cantinas escolares e hospitalares (PARFITT; BARTHEL; MACNAUGHTON, 2010; XU *et al*., 2018).

De acordo com diferentes hábitos, os resíduos alimentares podem apresentar distintas características de composição. As principais características reportadas na literatura estão apresentadas na Tabela 4.1. Como pode ser visto, o pH varia entre 3,77 e 5,98 e a concentração de sólidos totais (ST) e entre 5,0 e 40,0 e sólidos voláteis (SV) entre 4,75 e 39,2 %. As características de uma mesma categoria de resíduos alimentares podem variar em função da sua origem, método de processamento, hábitos alimentares e culturais, além de clima e estação do ano (MENG et al., 2015). Porém, apesar dessas variações, os resíduos alimentares apresentam características semelhantes, como fácil biodegradabilidade, disponibilidade de nutrientes e elevada umidade, as quais lhes conferem a possibilidade de tratamento biológico (FENG *et al*., 2020; LIN *et al*., 2013; SHARMA *et al*., 2020; ZHOU *et al*., 2018). Dentre as tecnologias biológicas, os resíduos alimentares são considerados um substrato promissor para a digestão anaeróbia devido seu elevado conteúdo energético, produção em grande quantidade e ampla disponibilidade (LIN *et al*., 2013; PARITOSH *et al*., 2017b).

Tabela 4.1. Caracterização geral dos resíduos alimentares reportados na literatura.

Substr.	Referência	pH	ST (%mu)	SV (%mu)	SV/ST	DQO (g g^{-1}ms)	Carboid. (%ms)	Lipíd. (%ms)	Proteín. (%ms)	COT[1] (%ms)	N[2] (%ms)	P[3] (%ms)	K (%ms)	C/N	Na (%ms)
RA	Algapani *et al*. (2017)	-	10,5	9,1	0,87	-	2,4	3,7	1,2	-	-	-	-	-	-
RA	Bi *et al*. (2020)	-	7,7	6,0	0,76	-	-	-	-	49,4	2,2	-	-	22,5	-
RFV	Bouallagui *et al*. (2004)	4,2	11,0	9,57	0,87	-	-	-	-	50,9	2,3	0,3	-	-	-
RA	Cavinato *et al*. (2012)	-	26,6	21,9	0,83	0,97	-	-	-	-	0,18	0,01	-	-	-
RA	Chan *et al*. (2017)	5,2	21,8	20,2	0,93	-	-	-	-	-	0,35	0,07	-	-	-
RA	Cheng *et al*. (2016)	-	17,33	16,76	0,97	-	-	-	-	48,15	1,83	-	-	26,3	-
RA	Chu *et al*. (2008)	4,9	11,7	10,8	0,92	1,21	6,6	4,5	-	-	0,38	-	-	-	-
RA	Ding *et al*. (2017)	-	7,63	6,08	0,80	-	-	-	-	45,52	2,06	-	-	22,1	-
RA	Feng *et al*. (2020)	-	5,0	4,75	0,95	1,17	-	-	-	-	-	-	-	21,0	-
RA	Gottardo *et al*. (2017)	-	28,14	25,98	0,90	-	-	-	-	-	2,90	0,43	-	-	-
RA	Kuczman *et al*. (2018)	5,98	15,28	13,02	0,85	-	-	15,0	-	7,23	0,46	-	0,69	15,7	2,11
RA	Liu *et al*. (2006)	5,2	35,1	26,1	0,74	-	5,66	12,0	-	-	0,65	-	-	-	-
RA	Liu *et al*. (2018)	-	23,4	18,3	0,78	-	35,8	24.1	14,6	29,3	2,3	-	-	-	1,76
RFV	Martí-Herrero *et al*. (2018)	5,38	27,96	26,32	0,94	-	-	-	-	54,60	1,80	0,55	2,34	30,4	-
RA	Nagao *et al*. (2012)	3,77	10,3	9,2	0,92	1,48	-	-	-	45,0	3,2	-	-	14,1	-
RFV	Shen *et al*. (2013)	-	9,51	7,93	0,83	-	7,29	5,16	13,57	29,65	1,57	-	-	18,9	-
RA	Tonanzi *et al*. (2018)	4,5	19,0	17,86	0,94	1,18	-	-	-	50,2	3,0	-	-	16,7	-
RA	Tonanzi *et al*. (2020)	4,8	18,1	17,2	0,95	-	-	-	-	-	2,98	0,08	-	2,1	0,49
RA	Yan *et al*. (2016)	-	40,0	39,2	0,98	-	74,0	10,0	18,0	45,9	2,88	-	-	-	-
RA	Yeshanew *et al*. (2016)	5,0	23,0	22,2	0,97	1,78	13,4	-	0,31	-	0,61	-	-	-	-

mu: matéria úmida, ms: matéria seca RA: resíduos alimentares; RFV: resíduos de frutas e verduras; [1]carbono orgânico total, [2]nitrogênio total, [3]fósforo total.

4.2 Digestão anaeróbia

A digestão anaeróbia é um processo bioquímico, realizado na ausência de oxigênio, para estabilização de matéria orgânica e sua conversão a metano e outros produtos finais inorgânicos, incluindo dióxido de carbono, sulfeto de hidrogênio e amônia.

McCarty (1964) classifica a digestão anaeróbia, segundo o substrato utilizado e outros fatores de interesse, em dois grupos: processo convencional e processo anaeróbio de contato. O processo convencional engloba substratos com elevada carga orgânica e de sólidos, como é caso de lodo de estações de tratamento de esgoto e resíduos sólidos orgânicos, como é o caso do resíduo alimentar. O processo anaeróbio de contato enquadra sua aplicação a efluentes diluídos, com baixa carga orgânica e de sólidos, como por exemplo o esgoto sanitário. O autor reforça ainda o fato do processo convencional empregar comumente o aquecimento dos reatores.

4.2.1 Bioquímica do processo

O processo de digestão anaeróbia é constituído por quatro fases: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese, como pode ser visto no diagrama apresentado na Figura 4.2. No entanto, segundo McCarty (1964), o processo pode ser compreendido em duas partes. A primeira delas não proporciona estabilização do material orgânico e não produz metano, pois é composta por bactérias acidogênicas, as quais realizam a hidrólise e, posteriormente, fermentam os monômeros hidrolisados em acetato, butirato, álcoois, H_2, CO_2, além de outros metabolitos (MCCARTY, 1964; ZHOU *et al.*, 2017). Essa primeira parte, também conhecida como fermentação escura, pode ser empregada visando a produção de biohidrogênio e metabólitos de interesse industrial, como ácido succínico (FERREIRA *et al.*, 2020) ou 1,3 propanodiol e ácido propiônico (PARANHOS; SILVA, 2020).

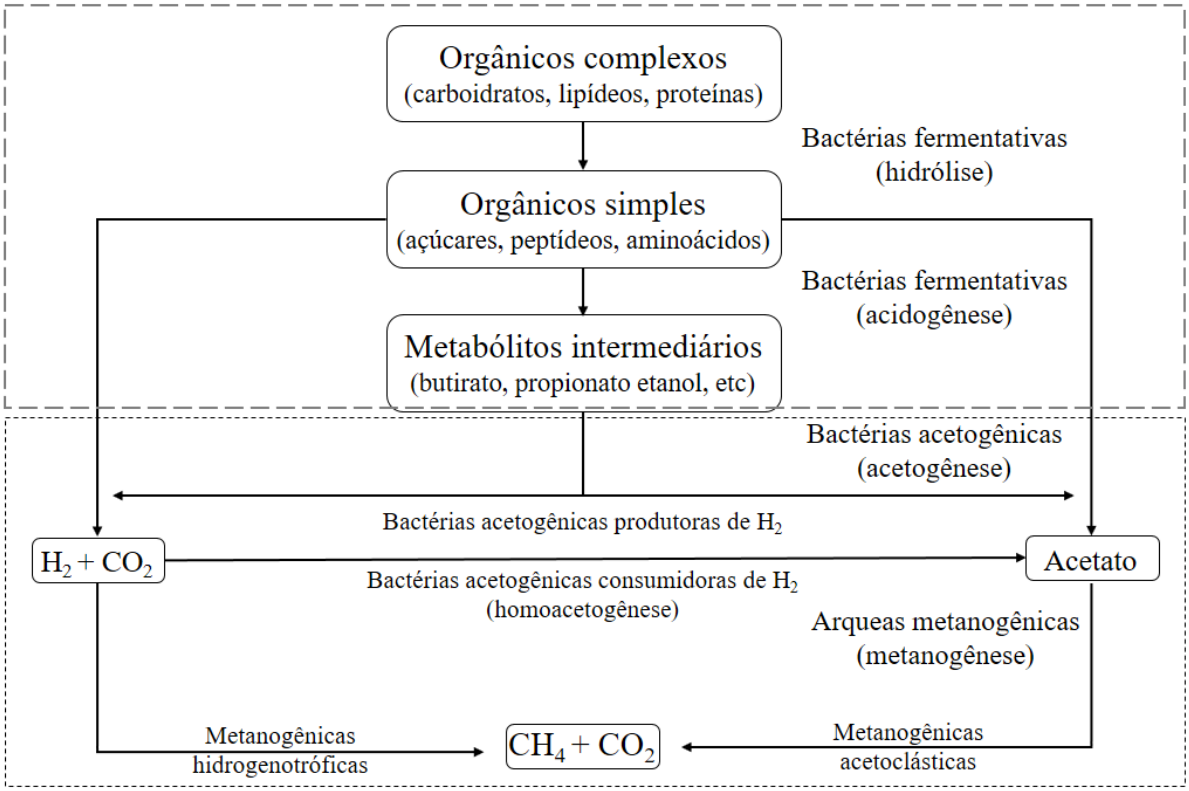


Figura 4.2. Fluxograma do processo de digestão anaeróbia, com quatro fases e o possível agrupamento em duas.
Fonte: adaptado de Chernicharo (2007).

As diferentes rotas metabólicas envolvidas na fermentação acidogênica estão condicionadas à composição do substrato (MCCARTY, 1964) e inóculo (ZHOU *et al.*, 2018) além de condições operacionais e ambientais, como temperatura de operação (FERREIRA *et al.*, 2018; WEI; GUO, 2018), TDH (FERREIRA *et al.*, 2019; LAZARO *et al.*, 2014) e pH (FENG *et al.*, 2020; PRIYA *et al.*, 2017).

Na fermentação acidogênica, o piruvato é o componente de partida de qualquer uma das rotas a ser desenvolvida, podendo formar acetato, butirato, propionato, álcoois, H_2 e CO_2, além de qualquer um dos seus ácidos orgânicos intermediários (ZHOU *et al.*, 2018).

Para sistemas operados com inóculo misto, com comunidade microbiana diversa, há predominância de rotas mistas, devido à associação de rotas principais, como aceto-butílica ou

aceto-etílica, e rotas secundárias, que resultam em menor conteúdo de outros metabólitos. Esse padrão de metabólitos dissolvidos foi reportado na literatura para diferentes substratos aplicados à fermentação escura (DE MENEZES; SILVA, 2019; FERRAZ JÚNIOR; ETCHEBEHERE; ZAIAT, 2015; FERREIRA *et al.*, 2019). Os principais metabólitos dissolvidos verificados em reatores metanogênicos são ácido acético, propiônico e butírico (CHEN *et al.*, 2016a; TONANZI *et al.*, 2018).

O segundo estágio é formado pelas duas últimas fases do processo; acetogênese e metanogênese. Os microrganismos formadores de metano, ou seja, microrganismos que realizam a conversão de metabólitos intermediários em metano, podem ser hidrogenotróficos, responsáveis pela redução do carbono oriundo do dióxido de carbono (CO_2) a metano (CH_4), ou ainda, acetoclásticos, os quais, de forma simplificada, realizam a clivagem de ácidos orgânicos intermediários, resultando em metano e dióxido de carbono. Segundo Chernicharo (2007), para reatores operados em faixa mesofílica de temperatura, os principais gêneros hidrogenotróficos são *Methanobacterium, Methanobrevibacter, Methanospirillum, Methanoculleus* e *Methanocorpusculum*, por outro lado, os gêneros acetoclásticos são *Methanosarcina* e *Methanosaeta*. Atualmente, sabe-se que há gêneros de arqueias metanogênicas mais flexíveis, podendo utilizar diferentes compostos intermediários para obtenção de energia e, consequentemente, produção de metano.

Sabe-se, no entanto, que a conversão dos metabólitos intermediários oriundos da acidogênese é realizada em um primeiro momento deste segundo estágio, a acetogênese. Segundo Stams *et al.*, (2006), é nesta etapa que ocorre a conversão de propionato, butirato, álcoois e CO_2 em acetato por meio de rotas acetogênicas de próton-redução, possibilitando a posterior ocorrência da metanogênese.

O substrato a ser biodigerido influencia na proporção de participação de cada componente intermediário na formação de metano, porém, de forma geral, a maior porcentagem é obtida a partir do ácido acético, ácido volátil predominante na fermentação de carboidratos, proteínas e lipídios. Os grupos de arqueias com afinidade por ácido acético e propiônico, são bastante

sensíveis a mudanças de condições ambientais e possuem o crescimento mais lento dentre as metanogênicas (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964).

O estabelecimento e manutenção do equilíbrio entre a comunidade acidogênica e metanogênica pode ser verificada pela concentração dos ácidos orgânicos de cadeia curta. Caso haja o desequilíbrio entre essas comunidades, não haverá o consumo, por parte das metanogênicas, da totalidade dos ácidos gerados pelas acidogênicas, havendo o incremento de sua concentração. Para manutenção de condições adequadas ao desenvolvimento do processo há alguns parâmetros operacionais e condições ambientais determinantes.

4.2.2 Condições operacionais e requerimentos ambientais

Quando comparados aos microrganismos aeróbios, os anaeróbios demandam tempos maiores para se ajustarem às mudanças em condições operacionais e/ou ambientais, justamente pela reduzida síntese celular, característica desses organismos. Há, no entanto, alguns parâmetros que podem influenciar no desempenho e estabilidade do processo de digestão anaeróbia (TONANZI *et al*., 2018), sendo a temperatura, COV, TDH, pH e alcalinidade alguns dos principais.

4.2.2.1 Temperatura

Os processos anaeróbios podem ser classificados em função da faixa de temperatura de seu desenvolvimento, sendo divididos em três categorias: psicrofílicos, mesofílicos e termofílicos. Os processos psicrofílicos se desenvolvem em temperaturas de até cerca de 15 °C, sendo que os mesofílicos têm sua faixa de temperatura adequada entre 20 e 40 °C, e os termofílicos se desenvolvem entre 45 e 70 °C (BATSTONE *et al*., 2002). No entanto, alguns autores consideram faixas mais amplas para a categoria psicrofílica, com valores de até 25 °C (BOUALLAGUI *et al*., 2004; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018).

A temperatura de operação do reator é um dos mais importantes fatores que afetam o processo de digestão anaeróbia (GUO *et al*., 2013), pois a intensidade da atividade microbiana

relacionada à produção de metano é função deste parâmetro (KETTUNEN; RINTALA, 1997), especialmente para a fase metanogênica (MATA-ALVAREZ, 2003).

De forma geral, a necessidade de elevação e manutenção da temperatura dos reatores para se obter condições ótimas de operação pode representar uma das principais desvantagens da digestão anaeróbia, principalmente no caso do processo convencional (MCCARTY, 1964).

Termodinamicamente, temperaturas mais elevadas beneficiam reações endergônicas, como a conversão de propionato a acetato, CO_2, H_2, porém, não são favoráveis a reações exergônicas, como reações hidrogenotrôficas (REHM *et al*., 2000). Porém, de forma geral, temperaturas elevadas proporcionam taxas de reações bioquímicas superiores, além de beneficiar a degradação de matéria orgânica complexa. Estudo prévio reportou maior produção de metano em reator termofílico (55 °C), com acréscimo de 40 e 144% em relação aos reatores mesofílico (35 °C) e psicrofílico (20 °C), respectivamente (BOUALLAGUI *et al*., 2004). Apesar da temperatura termofílica ser mais produtiva, o elevado gasto energético para manutenção da temperatura do sistema pode inviabilizá-lo, além de ser menos estável que processos em faixa mesofílica (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964; VÖGELI *et al.*, 2014).

Os reatores anaeróbios alimentados com substrato de elevada concentração orgânica geralmente são operados em faixas de temperaturas entre 30 e 37 °C para processos mesofílicos e 50 a 57 °C para termofílicos (MCCARTY, 1964; CHERNICHARO, 2007; YENIGUN; DEMIREL, 2013). No entanto, houve nos últimos anos o aumento do interesse na operação de reatores em faixa psicrofílica (<20 °C), motivado principalmente pela redução da energia demandada para o aquecimento do reator e, consequentemente, redução do custo de operação, aplicados principalmente a resíduos de fácil degradação e esgoto sanitário (SMITH; SKERLOS; RASKIN, 2013; WEI; GUO, 2018).

4.2.2.2 Teor de umidade

Os processos de digestão anaeróbia podem ser classificados em função do teor de umidade presente no substrato utilizado. Sistemas operados com teores de ST no substrato inferior a 10%

são denominados processos de digestão em via úmida, sendo faixas de 10 a 20 e 20 a 40% classificados como semisseco e seco, respectivamente (BRAGUGLIA *et al*., 2018; KUMAR; SAMADDER, 2020).

Esse parâmetro está relacionado às características do substrato e à configuração de reator a ser utilizado. Segundo Kumar; Samadder (2020), todas as tecnologias apresentam suas condições particulares, como vantagens e desvantagens se comparadas entre si, porém, com características que se enquadram em diferentes realidades.

Estudos realizados com resíduos com elevada umidade e com segregação adequada, como é o caso dos resíduos alimentares, geralmente são desenvolvidos em via úmida ou semisseca, com ST variando entre 4 e 15% (KUCZMAN *et al.*, 2018; MARTÍ-HERRERO *et al.*, 2018; MARTINS *et al.*, 2017; MATA-ALVAREZ *et al.*, 1992; NAGAO *et al.*, 2012), no entanto, para a fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos (FORSU) ou resíduos agropecuários, há maior aplicação da tecnologia seca (GUENDOUZ *et al*., 2010; ORNELAS-FERREIRA *et al*., 2020; ROCAMORA *et al*., 2020). A determinação da concentração de ST ideal para condições operacionais específicas pode influenciar no desempenho do processo de digestão anaeróbia. Estudo recente reportou a influência da concentração de ST nas condições ótimas de desenvolvimento da digestão anaeróbia em batelada; tendo sido verificada faixa entre 15 e 20% para resíduos alimentares em geral, no entanto, valores inferiores a 10% para resíduos de frutas e verduras (GONÇALVES NETO *et al*., 2021). De forma geral, a digestão anaeróbia em regimes contínuo e semicontínuo de resíduos alimentares tem sido realizada em concentrações de ST próximas de 5% (MARTINS *et al*., 2017; MATA-ALVAREZ *et al*., 1992b; NAGAO *et al*., 2012).

4.2.2.3 Regime de operação

A frequência e forma de alimentação do reator definem seu regime de operação. De forma geral, há três possibilidades para tal critério: operação em batelada, regime semicontínuo e contínuo. Na operação em batelada, todo o conteúdo do reator é adicionado ao início e retirado ao final, desenvolvendo todas as fases do processo; partida do sistema, estabilidade e decaimento.

Segundo Vandevivere; De Baere; Verstraete (2003) o fato de cada batelada representar um ciclo completo, influencia na quantidade e qualidade do biogás produzido, além de representar perda de biogás e risco de explosão, pelo fato de se abrir o sistema para retirada e introdução de material, permitindo entrada de ar atmosférico. Esses autores ainda destacam que apesar de suas limitações, sistemas em batelada, pelo fato de serem de baixo custo, são recomendados para situações com baixa capacidade de investimento.

O regime de operação semicontínuo consiste na retirada de somente uma fração do conteúdo do reator, sendo reposto com a mesma quantidade de substrato. Em comparação a batelada, não há retirada total da biomassa ativa, não demandando assim um novo processo de partida/inoculação. Esse processo é realizado em momentos específicos, independente da frequência. Assim, pode haver sistemas que operem em regime semicontínuo com alimentação a cada dois dias, diária ou até em vários momentos do dia. Ornelas Ferreira (2015) operou um digestor sob regime semicontínuo e alimentado com resíduo alimentar com frequência de três a cinco dias por semana. Apesar de operação semicontínua com resíduos de rápida acidificação, o que poderia afetar o desempenho do reator, o autor reportou operação estável com COV de 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}.

Na tentativa de avaliar a influência da frequência de alimentação, Zealand; Roskilly; Graham (2017) operaram reatores anaeróbios em regime semicontínuo com diferentes frequências; 5/7, 3/7, 1/7, 1/14 e 1/21 (alimentações/intervalo sem alimentação em dia). Os autores concluíram que utilizando a palha de arroz como substrato em baixa carga (1 kg SV m^{-3} d^{-1}) o desempenho do reator não foi influenciado pelas diferentes frequências, porém, para cargas mais elevadas (2 kg SV m^{-3} d^{-1}) maiores intervalos poderiam causar colapso do sistema, principalmente, pelo fato de aplicar uma elevada carga instantânea.

O regime contínuo ocorre quando sistemas são alimentados sem interrupções, como usualmente ocorre com os reatores aplicados ao tratamento de esgoto sanitário. Esses sistemas geralmente possuem graus mais elevados de automatização e mecanização, além de dependerem de disponibilidade contínua de substrato. Pelo fato de haver a introdução de carga orgânica

contínua, sua operação e produção de biogás são mais estáveis, quando comparado aos demais sistemas, atingindo a estabilidade após intervalo de 1 a 2 TDH (BRAGUGLIA *et al*., 2018).

No entanto, a operação em regime contínuo pode favorecer o acúmulo de ácidos intermediários em operação com resíduos de fácil hidrólise e COV moderada a alta. Em operação em reator de mistura completa (*continuous stirred tank reactor* – CSTR) com resíduo alimentar, temperatura controlada (37 °C) e COV moderada (1,6 kg SV m^{-3} d^{-1}), Tonanzi *et al.* (2018) reportaram que a aplicação de regime semicontínuo, em detrimento ao contínuo, foi mais eficiente na redução da ppH_2, pelo maior desenvolvimento de microrganismos hidrogenotróficos, viabilizando o consumo de ácido propiônico e contribuindo para a estabilidade do reator.

4.2.2.4 Tempo de detenção hidráulica, carga orgânica volumétrica e tempo de retenção de sólidos

Como citado anteriormente, a digestão anaeróbia é constituída por diferentes e subsequentes fases, as quais são inter-relacionadas e dependentes. Um dos principais parâmetros para manutenção do equilíbrio entre essas fases é o TDH, o qual mantem relação direta com a COV (RAJENDRAN; ASLANZADEH; TAHERZADEH, 2012) e tempo de retenção de sólidos (TRS), dependendo das condições operacionais e configuração do reator.

Na digestão anaeróbia convencional, como é o caso do CSTR, o TDH, além de ser uma das possíveis formas de se controlar a COV, possui estreita relação com a seleção das espécies presentes no reator, pois a metanogênese é a fase mais lenta do processo e esse parâmetro pode influenciar diretamente o seu adequado estabelecimento. De forma geral, nessa configuração de reatores os valores de TDH e TRS são, teoricamente, os mesmos.

O incremento do TDH de reatores operados em baixas temperaturas é uma estratégia para mitigar o desenvolvimento mais lento dos microrganismos, o que, no entanto, implica em reatores com maiores dimensões (JAIMES-ESTÉVEZ *et al*., 2021).

O critério limitante para o TDH e TRS é o tempo de duplicação dos microrganismos, sendo entre 3 e 5 dias para algumas espécies metanogênicas hidrogenotróficas, porém, para o grupo mais sensível, acetoclástico, esse valor mínimo é cerca de 10 dias (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964).

Estudos com CSTR verificaram que TDHs inferiores a 20 dias são prejudiciais aos microrganismos metanogênicos por se tratar de espécies de desenvolvimento lento, quando comparadas as espécies acidogênicas, resultando em acúmulo de ácidos intermediários reduzidos – ácido propiônico e butírico (RATANATAMSKUL; ONNUM; YAMAMOTO, 2014; RATANATAMSKUL; WATTANAYOMMANAPORN; YAMAMOTO, 2015). No entanto, TDH próximo a 40 dias proporcionou desenvolvimento adequado, com menor demanda química de oxigênio (DQO) efluente e predominância de ácido acético (TONANZI *et al*., 2018). Contudo, o TDH é um dos mais importantes parâmetros operacionais, sendo sua redução uma efetiva medida para o incremento da produção de metano e melhor eficiência econômica do processo (BI *et al*., 2020).

No caso dos reatores de alta taxa, os quais são caracterizados pela elevada capacidade de suporte orgânico, o TDH é desvinculado do TRS. Para reatores CSTR isso pode ocorrer por meio de um tanque de sedimentação e posterior recirculação dos sólidos (MCCARTY, 1964), para outros modelos de reatores, essa desvinculação ocorre pela retenção dos microrganismos dentro do reator, podendo ser por imobilização em material suporte, autoimobilização em grânulos, ou ainda, característica hidrodinâmica e estrutural do reator que viabilize a sedimentação do lodo, como ocorre em reatores de manta de lodo e fluxo ascendente (*upflow anaerobic sludge blanket* – UASB) com lodo floculento. Essa desvinculação do TDH e TRS é, de forma geral, o que caracteriza os reatores de alta taxa.

Em relação a esses reatores de alta taxa, com TDH e TRS desvinculados, o TRS é um parâmetro de projeto e operação fundamental, sendo, assim como o TDH e a COV, condicionado à temperatura. Para o adequado desempenho do processo em temperatura de 30 °C é indicado

valores de TRS superiores a 20 dias, sendo que para temperaturas baixas esse tempo deve ser muito superior (MCCARTY, 1981).

A redução do TDH e incremento da COV são fatores essenciais à otimização da digestão anaeróbia, pois possibilitam a maximização do uso da unidade e elevação da produção de metano por unidade volumétrica do reator (RAJENDRAN; ASLANZADEH; TAHERZADEH, 2012; SCANO *et al*., 2014; WARD *et al*., 2008). Assim, no caso dos digestores, muitas vezes caracterizados como CSTR, a desvinculação do TDH e TRS é uma alternativa reportada na literatura (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a; NAGAO *et al*., 2012).

A COV típica aplicada a digestores anaeróbios com controle de temperatura no tratamento de resíduos orgânicos varia entre 0,8 e 4 kg SV m^{-3} d^{-1} (BENITO MARTIN; SCHLIENZ; GREGER, 2017; GRIMBERG *et al.*, 2015; PAUDEL *et al.*, 2017; RUFFINO *et al.*, 2015; SAMBUSITI *et al.*, 2015). Por outro lado, para reatores de alta taxa, como é o caso do reator UASB, são reportados valores de COV entre 2 e 20 kg DQO m^{-3} d^{-1} (CHERNICHARO, 2007; METCALF AND EDDY, 2003) para tratamento de águas residuárias gerais.

4.2.2.5 Mistura do reator

A mistura do reator é uma condição operacional importante, sendo, inclusive, um dos fatores que proporcionou a evolução dos reatores, juntamente com o controle de temperatura (MCCARTY, 1981). A mistura do reator tem diversas funções (FNR, 2010; KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018):

- viabilizar o contato do substrato fresco com os microrganismos presentes no interior do reator;
- uniformidade na distribuição de nutrientes e calor ao longo de todo o volume reacional;
- prevenção e eliminação de camadas sobrenadante e de sedimentos;
- proporcionar adequado fluxo e transferência de fase do biogás.

A própria introdução do substrato, convecção térmica e ascensão do biogás já promovem a mistura passiva, no entanto, a utilização de mistura ativa do conteúdo do reator é realizada nos

sistemas de alta taxa. Atualmente há utilização de três principais configurações de mistura de reator: mecânico, hidráulico e/ou pneumático, promovidas por agitadores (rotores e pás), recirculação de líquido e introdução de biogás, respectivamente (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018).

Os principais modelos de agitadores mecânicos são os motores submersíveis, agitadores de eixo longo, agitadores axiais e os agitadores de palhetas ou carreteis. Para a mistura hidráulica, podem ser utilizadas bombas centrífugas ou de deslocamento positivo, como as bombas de cavidade progressiva, por exemplo. Por outro lado, para sistemas pneumáticos podem ser utilizadas bombas ou compressores (FNR, 2010).

Esses sistemas de mistura apresentam diferentes características, havendo condições estruturais e operacionais ideais para cada um deles. A intensidade da mistura aplicada também é um parâmetro importante, o qual pode influenciar no desempenho, eficiência energética e estabilidade da digestão anaeróbia.

Acerca da estabilidade do processo, Karim *et al.* (2005) observaram menor pH, maior instabilidade e prolongamento do período de partida de reatores com elevada intensidade de mistura, quando comparados a outros com menor intensidade ou não submetidos à mistura ativa. Os autores atribuem esse comportamento à influência da mistura na conversão dos metabólitos intermediários. Influência semelhante foi observada por Kaparaju *et al.* (2008) ao constatarem a rápida conversão de ácido propiônico promovida pela redução da intensidade da mistura do reator.

Os principais parâmetros utilizados para o controle da intensidade da mistura são rotação dos propulsores e velocidade de entrada no reator, calculada no bico de distribuição (v_e – *inlet velocity,* v_{in}), no caso do sistema mecânico e hidráulico, respectivamente. A caracterização da mistura pode ser realizada por diferentes parâmetros, como a velocidade do conteúdo do reator, gradiente de velocidade (G) e gradiente de velocidade local (G_L), assim como o Nível de Energia da Mistura (NEM – *Mixing Energy Level, MEL*) (METCALF AND EDDY, 2003). A

NEM é a determinação da energia aplicada por unidade volumétrica de reator. Essa energia deve ser calculada individualmente para cada uma das tubulações (Ei) (Equação 4.1) e posteriormente somadas para a determinação da energia total aplicada ao reator (E) (Equação 4.2) (WU, 2010a). Na sequência, a determinação da NEM pode ser realizada pela divisão entre a energia total calculada e o volume do reator (Equação 4.3) (STUKENBERG *et al.*, 1992).

$$E_i = \rho_L \times g \times H \times Q \tag{4.1}$$

$$E = \sum_{i:1}^{m} E_i \tag{4.2}$$

$$NEM = \frac{E}{V} \tag{4.3}$$

Onde Q: taxa de recirculação, ρ_L: densidade do líquido, H: energia hidrostática (representada pela coluna de líquido acima do ponto de entrada), m: número de entradas (bicos distribuidores) e V: volume de trabalho do reator.

A literatura recomenda valores de NEM entre 5 e 8 W m^{-3} (METCALF AND EDDY, 2003).

Por outro lado, a v_e pode ser determinada pela Equação 4.4 (WU, 2010a).

$$v_e = \frac{Q}{(\frac{1}{4}\pi d^2)} \tag{4.4}$$

Onde d: diâmetro da tubulação de saída da recirculação (bico de distribuição).

Estudos prévios reportaram v_e entre 6,46 e 6,62 m s^{-1} para reatores operados com NEM de 5 W m^{-3} (WU, 2010b, 2010a). Outro aspecto referente à mistura do reator é o seu regime de

operação, sendo que levantamento recente recomenda a aplicação de mistura intermitente, tanto em aspectos relacionados ao desempenho do reator anaeróbio, como ao balanço energético do sistema (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018). Estudo prévio realizado com digestor em escala piloto (1,5 m^3) aplicado ao tratamento de dejetos animais em temperatura controlada (37 °C) corrobora com a utilização de mistura intermitente, pois não se observou diferença significativa no desempenho do reator em função do regime de mistura (RICO *et al*., 2011). Por outro lado, estudo realizado com reator piloto aplicado ao tratamento anaeróbio de resíduos alimentares demonstrou diferentes desempenhos em função do tempo de mistura em um regime intermitente. Os autores verificaram máximo desempenho em ciclos de 60 min duas vezes ao dia, quando comparado a ciclos de 30 e 90 min (RATANATAMSKUL; SALEART, 2016).

4.2.2.6 pH e Alcalinidade

O pH (potencial hidrogeniônico) do sistema anaeróbio é um parâmetro determinante do seu desempenho, influenciando em diversos fatores microbianos, inclusive nas rotas metabólicas do processo (FENG *et al*., 2020). Segundo McCarty (1964), o pH do reator anaeróbio está relacionado ao equilíbrio químico de vários ácidos em seu interior, sendo que na faixa de pH de interesse para a digestão anaeróbia, entre 6 e 8, o sistema químico que controla esse parâmetro é o sistema dióxido de carbono-bicarbonato, sendo sua relação apresentada na Equação 4.5.

$$[H^+] = K_1 \left(\frac{[H_2CO_3]}{[HCO_3^-]} \right) \tag{4.5}$$

Onde $[H_2CO_3]$: concentração de ácido carbônico, K_1: constante de ionização do ácido carbônico e $[HCO_3^-]$: concentração de íon bicarbonato.

A concentração de ácido carbônico (H_2CO_3) é relativa ao percentual de dióxido de carbono no biogás e a concentração de íon bicarbonato (HCO_3^-) constitui parte da alcalinidade total do sistema. Valores de pH inferiores a 6,2 podem causar a redução da produção de metano, pois

condições ácidas são tóxicas aos microrganismos metanogênicos (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964).

A alcalinidade total é formada pela somatória da alcalinidade a bicarbonato e alcalinidade a ácidos voláteis. A concentração do íon bicarbonato ou alcalinidade a bicarbonato é aproximadamente a alcalinidade total, caso a concentração de ácidos voláteis seja bastante reduzida (MCCARTY, 1964; POHLAND; BLOODGOOD, 1963). McCarty (1964) alterou a fórmula descrita por Pohland; Bloodgood, (1963), acrescentando o fator 0,85, referente ao cálculo a partir da determinação por titulometria a pH 4, a qual recupera somente 85% da alcalinidade a ácidos voláteis, resultando na Equação 4.6:

$$\mathrm{AB} = \mathrm{AT} - (0{,}85) \times (0{,}833) \times \mathrm{AV} \tag{4.6}$$

Onde AB: alcalinidade a bicarbonato (mg $CaCO_3$ L^{-1}), AT: alcalinidade total (mg $CaCO_3$ L^{-1}) e AV: concentração de ácidos voláteis totais (mg Hac L^{-1}).

A Equação 4.13 não leva em consideração concentrações de outros compostos que também podem contribuir com a alcalinidade, caso estejam presentes em concentrações consideráveis, como fosfatos, silicatos ou amônia.

Segundo McCarty (1964), baixa alcalinidade não proporciona segurança na operação de reatores anaeróbios, pois pequenos incrementos da concentração de ácidos orgânicos intermediários podem causar significante redução da alcalinidade a bicarbonato e, consequentemente, na redução do pH do reator a valores indesejáveis para o processo. Estudos sugerem que a faixa ótima de alcalinidade a bicarbonato está entre 2.500 e 5.000 mg $CaCO_3$ L^{-1}, pois proporciona maior capacidade de tamponamento do sistema, resultando em pequena alteração do pH, mesmo para incrementos consideráveis da concentração de ácidos voláteis (METCALF AND EDDY, 2003; SAWYER; HOWARD; PERSHE, 1954; VÖGELI *et al.*, 2014).

Quando necessária a elevação artificial da alcalinidade, pelo fato do pH se encontrar em níveis prejudiciais ao sistema, comumente, utiliza-se Cal (CaO). Seu uso ocorre pelo baixo custo, porém, quando aplicada em grande quantidade, pode resultar em precipitações na parte inferior do reator. O bicarbonato de sódio ($NaHCO_3$) e hidróxido de sódio (NaOH) são outras alternativas, mais solúveis, porém, com preços mais onerosos, o que pode incrementar o custo operacional do sistema (VÖGELI *et al.*, 2014).

Acerca do controle de pH em reatores anaeróbios aplicados aos resíduos alimentares, diversos estudos reportaram a necessidade do fornecimento externo de álcalis como: $CaCO_3$ (CHOUDHARY *et al.*, 2020), $NaHCO_3$ (FIORE *et al.*, 2016), Na_2CO_3 (TONANZI *et al.*, 2018) para o controle do pH.

4.2.2.7 Disponibilidade de nutrientes

Assim como todo processo biológico, a digestão anaeróbia demanda nutrientes para suas funções. De acordo com Chernicharo (2007), a necessidade de nutrientes pode ser determinada pela composição celular do lodo anaeróbio, a qual não apresenta muita discrepância quando comparada à composição de outros processos. No entanto, a menor síntese celular resulta em menor demanda de nutrientes, quando comparada a processos aeróbios (METCALF AND EDDY, 2003).

Dentre os nutrientes inorgânicos, há maior requerimento por nitrogênio, sendo sua forma amoniacal a única utilizável disponível em processos anaeróbios, pois as formas oxidadas; nitrito e nitrato, são rapidamente convertidas a nitrogênio gasoso e liberadas para fase gasosa (CHERNICHARO, 2007; ZEHNDER, 1978). A demanda de nitrogênio está diretamente relacionada à composição do substrato, sendo que, para compostos ricos em carboidratos, pode haver demanda de cerca de seis vezes mais nitrogênio que em compostos ricos em proteínas e ácidos orgânicos (SPEECE, 1985). Estudos recentes reportaram resíduos alimentares aplicados a biodigestão anaeróbia com concentrações entre 20 e 30 mg N_{total} g ST^{-1} (CHEN *et al.*, 2016; TONANZI *et al.*, 2018).

O fósforo é o segundo nutriente mais demandado na digestão anaeróbia, sendo reportado uma demanda entre 1/5 e 1/7 da verificada para o nitrogênio. Sua incorporação microbiana é realizada a partir de ortofosfato inorgânico, o qual é incorporado pela mediação das enzimas fosfatases (CHERNICHARO, 2007).

O enxofre é outro elemento essencial para o processo de digestão anaeróbia, sendo assimilado, pela maioria dos microrganismos, na forma de sulfeto, apesar de alguns serem capaz de assimilá-lo na forma de cisteína (ZEHNDER, 1978). Na presença de sulfato em ambiente anaeróbio, o mesmo será reduzido a sulfeto pela redução desassimilativa. O enxofre é essencial para a síntese de proteínas (CHERNICHARO, 2007).

Segundo Metcalf e Eddy (2003), o requerimento de nutrientes está condicionado a características do substrato e TRS, sendo tipicamente verificado para nitrogênio, fósforo e enxofre valores entre 10 e 13,2; 2 e 2,6; 1 e 2 mg para 100g de biomassa, respectivamente. Speece (1985) apresenta uma fórmula generalizada para a biomassa metanogênica, determinada a partir das demandas dos nutrientes mais requeridos por esses microrganismos.

$$C_5H_7O_2NP_{0,06}S_{0,1}$$

Com base nos principais nutrientes presentes na célula microbiana e consequentemente em sua demanda, Deublein; Steinhauser (2008) reporta as seguintes relações; C:N:P:S de 500-1000:15-20:5:3 e DQO:N:P:S de 800:5:1:0,5.

Outros compostos são necessários ao adequado desenvolvimento do processo de digestão anaeróbia, porém, em quantidades inferiores, e assim denominados elementos traços ou micronutrientes. Segundo Speece (1985), os elementos necessários para estimulação do processo, segundo a ordem de importância são: nitrogênio, enxofre, fósforo, ferro, cobalto, níquel, molibidênio, selênio, riboflavina e vitamina B_{12}.

Uma relação mais simples e popularizada é a relação C/N, sendo descrito o intervalo entre 20 e 30 como mais adequado (NAYAK; BHUSHAN, 2019). Substratos com reduzida relação C/N

pode elevar a produção excessiva de amônia, resultando na inibição da produção de metano. No entanto, substratos com elevada relação C/N pode resultar em deficiência de nitrogênio, com efeitos negativos na formação de proteína, energia e material estrutural microbiano, podendo reduzir sua eficiência de degradação e produção de biogás (DEUBLEIN; STEINHAUSER, 2008; PUYUELO *et al*., 2011).

Contudo, relações de C/N inferiores ao intervalo ótimo são reportados para digestão anaeróbia de resíduos alimentares sem efeitos negativos no desempenho do reator. Tonanzi *et al.* (2018) e Logan *et al.* (2019) aplicaram relações C/N de 14,7 e 14, respectivamente, com resultados satisfatórios para o tratamento do resíduo e produção de biogás.

O nitrogênio em sua forma mais reduzida, ou seja, nitrogênio amoniacal, além de essencial à síntese celular, pode contribuir com o tamponamento do sistema, quando em baixas concentrações (BROWNE; ALLEN; MURPHY, 2014). No entanto, concentrações elevadas representam um dos principais inibidores do processo de digestão anaeróbia. A concentração de amônia capaz de inibir o processo é dependente do pH, temperatura, relação C/N, tipo de substrato e inóculo (AMHA *et al*., 2018; KUMAR; SAMADDER, 2020).

A presença de sódio no substrato e, consequentemente, no interior do reator, assim como outros sais e a própria amônia, podem ser considerados estimulantes ao processo, ou seja, proporcionam efeitos positivos a digestão anaeróbia quando se encontram em concentrações adequadas no meio. Especificamente em relação ao sódio, concentrações entre 100 e 200 mg L^{-1} podem apresentar esse efeito. No entanto, seu incremento pode ser negativo, chegando a causar severa inibição. Concentrações entre 3500 e 5000 mg L^{-1}, já podem resultar em inibição moderada, porém, valores de 8000 mg L^{-1} podem ter efeitos severos (MCCARTY, 1964). Microrganismos metanogênicos acetoclásticos, como o gênero *Methanothrix*, apresenta sensibilidade a presença de sódio no meio. Concentrações de 5, 10 e 14 g Na L^{-1} resultaram em inibições de 10, 50 e 100% na atividade metanogênica acetoclástica específica, respectivamente (RINZEMA; VAN LIER; LETTINGA, 1988). Inibições semelhantes foram verificadas por Zhao *et al.* (2017) ao avaliarem o efeito do cloreto de sódio (NaCl) na biodigestão de resíduos

alimentares. Os autores observaram redução de 22, 80 e 91% na produção de metano em sistemas com concentrações de 2, 10 e 15 g NaCl L^{-1}. Sabendo que os resíduos alimentares podem apresentar concentrações elevadas deste composto, os autores apontam a codigestão com outro substrato como uma possível alternativa para essa limitação.

4.2.3 Biogás

A digestão anaeróbia de compostos orgânicos resulta em três principais subprodutos: biogás, efluente (digestato) e lodo mineralizado, nas frações gasosa, líquida e sólida, respectivamente.

O biogás é o produto de maior interesse, principalmente pelo seu elevado poder calorífico. De acordo com Deublein; Steinhauser (2008), seu potencial calorífico está entre 6,0 e 6,5 kWh m^{-3}, condicionado ao seu conteúdo de metano (50 a 70% vol./vol.). A Tabela 4.2 apresenta os principais componentes do biogás gerado a partir de resíduos sólidos orgânicos.

Tabela 4.2. Composição do biogás gerado a partir de resíduos orgânicos.

Componente	Fórmula	Concentração (% v/v)
Metano	CH_4	55 - 70
Dióxido de carbono	CO_2	35 - 40
Água	H_2O	2 (20 °C) - 7 (40 °C)
Sulfeto de hidrogênio	H_2S	0,002 - 2
Nitrogênio	N_2	< 2
Oxigênio	O_2	< 2
Hidrogênio	H_2	< 1
Amônia	NH_3	< 0,05

Fonte: adaptado de Cecchi *et al.* (2003).

A maior parte do biogás é constituída por metano (55 a 70%), sendo esse o motivo de destaque do biogás em relação aos outros subprodutos do processo. O metano gerado a partir de processo biológico, assim como o metano oriundo de fontes não renováveis, possui poder calorífico inferior (PCI) de 9,97 kWh Nm^{-3} (FNR, 2010). Características gerais do metano se encontram na Tabela 4.3.

A aplicação do biogás na geração de energia elétrica deve ser submetida a análise de viabilidade, pois sistemas de cogeração (CHP – *combined heat and power*) apresentam

rendimento entre 20 e 30% (BEGUM *et al.*, 2020; FNR, 2010) e elevado custo, o que pode inviabilizar sua aplicação em pequena escala. No entanto, no contexto brasileiro atual, apesar de 65% das unidades produtoras de biogás serem de pequeno porte, com produções anuais inferiores a 500.000 Nm^3 de biogás, há uma considerável parcela destas que o destinam para a produção de energia, pois cerca de 84% de todas as unidades brasileiras têm essa finalidade para o biogás (CIBIOGÁS, 2020).

Tabela 4.3. Características do metano.

Parâmetro	Unidade	Valor
Massa molecular	$g\ mol^{-1}$	16
Massa específica*	$kg\ m^{-3}$	0,717
Densidade relativa ao ar	-	0,55
Temperatura de ignição	°C	600
Limite inferior de inflamabilidade no ar	%	4,4
Limite superior de inflamabilidade no ar	%	16,5
Poder calorífico inferior	$kWh\ Nm^{-3}$	9,97

Fonte: adaptado de FNR (2010); Sathianathan (1975). Nota: *0 °C.

Por outro lado, apesar de somente 14% das unidades brasileiras terem a produção de energia térmica como função principal (CIBIOGÁS, 2020), essa aplicação pode representar a alternativa mais viável para sistemas de porte pequeno/doméstico, possibilitando a substituição de outros combustíveis utilizados para a geração de calor. Utilizando-o como combustível, o biogás é capaz de substituir diversos compostos. A Tabela 4.4 apresenta algumas equivalências em relação ao poder calorífico do biogás.

Países asiáticos têm aplicado massivamente pequenos sistemas de digestão anaeróbia, sendo instalados nos últimos 25 anos, cerca de 40 milhões na China, 4 milhões na Índia, 100 mil no Vietnam, 3 mil no Camboja, Laos e Indonésia e 225 mil no Nepal. Na África, houve projetos para instalação de 2 milhões de pequenos sistemas até 2020. Praticamente todas essas instalações destinadas a geração de biogás para subsistência: cocção de alimentos, iluminação e aquecimento (VÖGELI *et al.*, 2014).

Tabela 4.4. Composição típica do biogás gerado a partir de resíduos orgânicos.

Material combustível	Valor calorífico aproximado	Equivalente a 1 m³ de biogás (6 kWh m^{-3})
Biogás	6-6,5 kWh m^{-3}	
Diesel, querosene	12 kWh kg^{-1}	0,50 kg
Lenha	4,5 kWh kg^{-1}	1,3 kg
Esterco bovino	5 kWh kg^{-1} matéria seca	1,2 kg
Resíduos de poda	4,5 kWh kg^{-1} matéria seca	1,3 kg
Carvão	8,5 kWh kg^{-1}	0,7 kg
Propano	25 kWh m^{-3}	0,24 m³
Gás natural	10,6 kWh m^{-3}	0,60 m³
Gás Liquefeito de Petróleo - GLP	26,1 kWh m^{-3}	0,20 m³

Fonte: adaptado de Vögeli *et al.* (2014).

4.3 Reatores anaeróbios: breve histórico

A aplicação da digestão anaeróbia para tratamento de compostos orgânicos se deu com a instalação do primeiro digestor em Mumbai, Índia, construído em 1859 para o tratamento de esgoto (VÖGELI *et al.*, 2014). Temporalmente bastante próximo, há a criação do tanque Mouras, por John Louis Mouras e Abbe Moigno na década 1860 na França (BUTLER; PAYNE, 1995), sendo registrada e formalizada entre 1881 e 1882 com um artigo da revista francesa Cosmos. Mais tarde, em 1895, Donald Cameron construiu um tanque semelhante ao Mouras, para o tratamento preliminar de esgoto, registrando sua patente e nomeando-o como tanque séptico (MCCARTY, 1981)

A partir desse momento, diversos modelos de reatores foram desenvolvidos, sendo a maioria das inovações relacionadas à separação da zona de sedimentação e digestão, criando compartimentos específicos para cada uma delas com o objetivo de evitar o arraste de partículas pelo biogás gerado. Com esse intuito foram desenvolvidos os tanques Travis e Imhoff. O aproveitamento do biogás gerado despertou o interesse de pesquisadores a partir de 1914, sendo que na década de 1930 já havia coleta e aproveitamento em motores a combustão interna na Alemanha (MCCARTY, 1981).

A partir da segunda metade do século XX, foram desenvolvidos os reatores de 2ª geração ou alta taxa. Esses reatores contribuíram para a redução do volume reacional pela mistura e aquecimento, no caso da digestão convencional, ou a desvinculação do TDH e TRS com a imobilização da biomassa ativa, seja por aderência em material suporte ou ainda, autoimobilização pela formação de grânulos.

4.4 Digestão anaeróbia aplicada aos resíduos alimentares

A aplicação da digestão anaeróbia para o tratamento de esgotos e outros compostos orgânicos ter sido aplicada de forma bem-sucedida a partir do final do século XIX e começo do XX, possibilitou sua aplicação a novos resíduos, intensificada pela possibilidade de aproveitamento do biogás. Segundo Mata-Alvarez (2002), a aplicação da digestão anaeróbia para resíduos sólidos orgânicos oriundos da agricultura e das cidades somente recebeu destaque a partir da década de 1960, com um recente incremento do número de trabalhos disponíveis relacionados ao tema. A Figura 4.3 apresenta o incremento cronológico de publicações relacionadas à digestão anaeróbia aplicada a alguns compostos orgânicos sólidos no banco de dados *Scopus*.

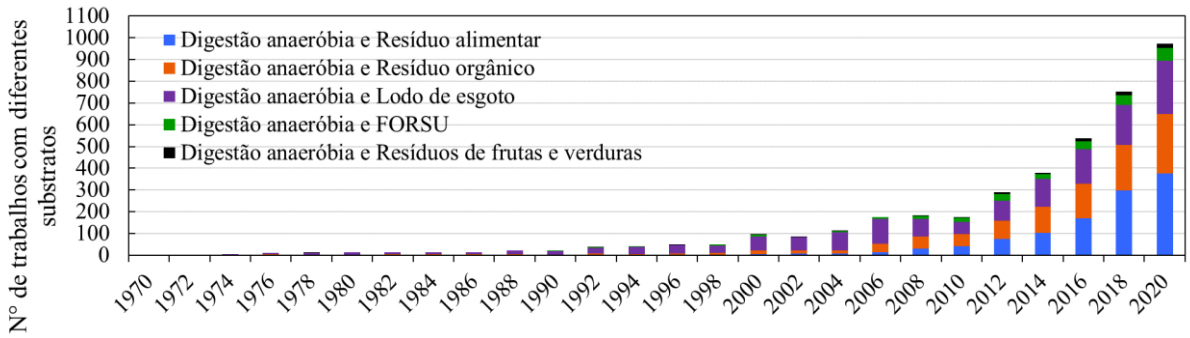


Figura 4.3. Número de trabalhos presentes no banco de dados *Scopus*, relacionados a tratamento de diferentes compostos orgânicos por meio de digestão anaeróbia.
Nota: FORSU é a sigla de fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos.

Dentre os resíduos pesquisados, o composto que teve maior incremento no número de publicações foi o resíduo alimentar, sendo reportado com maior frequência a partir dos primeiros anos da década de 2000 e chegando à marca de 375 trabalhos publicados em 2020, com um crescimento de cerca de 25% em relação a 2019 (299 trabalhos). O crescimento da

digestão anaeróbia como tecnologia de tratamento de resíduos orgânicos de forma geral também é refletido na matriz energética global. Segundo Yao *et al.* (2020), a produção mundial de energia a partir do biogás apresentou um incremento de 365% entre 2000 e 2017, chegando a 1.331.949 Terajoules.

Estudo recente foi desenvolvido para a análise da digestão anaeróbia aplicada aos resíduos alimentares, tendo sido verificado, inclusive, o potencial de substituição aos cultivos energéticos destinados a esse processo, principalmente pelo maior rendimento de metano produzido (480 L CH_4 kg SV^{-1}) se comparado a esses cultivos (246 L CH_4 kg SV^{-1}). Ademais, os autores reportaram outras externalidades que também contribuem para essa aplicação, como a possibilidade de fechamento de ciclo, no conceito da economia circular, assim como a redução da emissão de gases de efeito estufa e poluições, provenientes das disposições ambientalmente inapropriadas desses resíduos (NEGRI *et al*., 2020).

Apesar do crescente interesse na aplicação da digestão anaeróbia aos resíduos alimentares, as principais destinações atuais são alimentação animal, compostagem, incineração e disposição em aterros. No entanto, por características como elevada presença de umidade, sal e óleo, rápida degradação e potencial presença de patógenos, não são os processos mais adequados (MENG *et al*., 2015; ZHANG *et al*., 2014). Quando comparada às tecnologias tradicionalmente aplicadas ao tratamento desses resíduos, a digestão anaeróbia apresenta vantagens, como a transformação do resíduo em energia e/ou produtos intermediários de elevado valor agregado e maior compatibilidade em relação às suas características (HUNTER; BLANCO; BORRION, 2020; KIM *et al*., 2008; LIN *et al*., 2013), e apresentar-se como alternativa sustentável para a redução do impacto ambiental de sua destinação a aterros (TONANZI *et al*., 2020).

Segundo Mao *et al.* (2015), o rendimento de metano obtido a partir de cada tipo de resíduo alimentar se enquadra entre 0,3 e 1,1 m^3 CH_4 kg^{-1} SV, usualmente maior que os rendimentos verificados para outros substratos como biomassa lignocelulósica, dejeto animal e lodo de tratamento de esgoto sanitário. Além de possui elevado conteúdo orgânico, a presença de lipídeos e proteínas proporcionam esse maior rendimento, pois o potencial teórico de geração

de metano a partir dessas duas estruturas são maiores que o potencial verificado para carboidratos, sendo 1,01; 0,74 e 0,37 m³ CH_4 kg^{-1} SV, respectivamente (XU *et al*., 2018; ZUPANCIC; JEMEC, 2010).

No entanto, pelo fato desse conteúdo orgânico ser de fácil degradação, a limitação do processo pelas fases de hidrólise e acidogênese, reportada para digestão anaeróbia de resíduos sólidos (BRAGUGLIA *et al*., 2018; GIANICO *et al*., 2013; MANI; SUNDARAM; DAS, 2016) não se aplica a esses resíduos. Sua limitação tem sido observada na instabilidade do processo, apresentando acúmulo de ácidos orgânicos intermediários e consequente redução do pH quando incrementada a COV e/ou reduzido o TDH de operação (CHEN *et al*., 2016; TONANZI *et al*., 2018). Essa instabilidade torna inevitável a operação em COV moderada ou baixa e controle de pH (FENG *et al*., 2020).

Com intuito de contornar essa limitação, duas estratégias são sugeridas pela literatura: digestão em dois estágios (ALGAPANI *et al*., 2017; CHEN; CHENG; CREAMER, 2008; FENG *et al*., 2020; YESHANEW *et al*., 2016) e/ou codigestão (CHEN; CHENG; CREAMER, 2008; KUMAR; SAMADDER, 2020; RASAPOOR *et al*., 2020; TONANZI *et al*., 2020).

Uma alternativa para incremento da estabilidade e desempenho de sistemas de digestão anaeróbia de resíduos alimentares em único estágio é o incremento da permanência da biomassa ativa em seu interior, pois como o CSTR é a configuração mais utilizada, o TRS e o TDH estão intrinsecamente relacionados.

A desvinculação desses dois parâmetros foi avaliada por Climenhaga; Banks (2008b) para o tratamento de resíduos alimentares. Duas condições de desvinculação foram avaliadas em escala de laboratório: reatores com 150 dias de TDH e 25 dias de TRS e outros com 25 dias de TDH e 150 dias de TRS. Os autores verificaram o colapso, por acúmulo de ácidos intermediários, do primeiro grupo (TDH 150 e TRS 25 d) por volta do 45° dia de operação. No entanto, para a outra condição avaliada, foi observado operação estável durante todo o período monitorado (150 d).

Aplicando a desvinculação do TDH e TRS com o objetivo de melhorar a estabilidade e desempenho de reator em único estágio tratando resíduos alimentares, NAGAO *et al.* (2012) avaliaram um sistema anaeróbio de contato, com a introdução de uma unidade de separação sólido-líquido após o CSTR operado a 37 °C em escala de laboratório. Com a recirculação dos sólidos efluente, os autores verificaram incremento da concentração de biomassa ativa no interior do reator, a qual atribuíram à elevação da capacidade de suporte orgânico. Foi reportada operação estável com 10,5 kg SV m^{-3} d^{-1}, COV consideravelmente superior ao reportado pela literatura para a digestão anaeróbia desse substrato em único estágio (Tabela 4.5).

Tabela 4.5. Estudos desenvolvidos com resíduos alimentares e substratos similares.

Reator	Temperatura (°C)	Substrato	COV (kg SV m^{-3} d^{-1})	TDH (d)	PVM (m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1})	Rendimento (m^3 CH_4 kg SV^{-1})	%CH_4	Remoção SV (%)	Referência
CSTR	35	Resíduo de frutas e vegetais	1,68 a 2,8	20 a 12	0,80 a 1,33	0,480 a 0,476	63 a 62,5	88 a 90	MATA-ALVAREZ *et al.* (1992)
CSTR + decantador	37	Resíduo alimentar	3,7 a 12,9	8 e 16		0,417 a 0,455		84 a 93	NAGAO *et al.* (2012)
CSTR	35	RIPA	0,87	20 e 30		0,223 a 0,294	44 a 53	65 a 76	RUFFINO *et al.* (2015)
CSTR	35	RIPA	1,5 e 3	20					FIORE *et al.* (2016)
Digestor	35	Resíduo alimentar		40 a 12	0,98 a 2,78				PARK *et al.* (2017)
CSTR	37	Resíduo alimentar	1 - 2,5	40 - 16		0,343 - 0,455	62 - 53	68-84	LIU *et al.* (2018)
CSTR	37	Resíduo alimentar	1,6	20 e 40				76 -81	TONANZI *et al.* (2018)
CSTR	29,4	Resíduo alimentar	0,8	103	0,32	0,400[b]	59	90	KUCZMAN *et al.* (2018)
Digestor tubular simplificado	17 a 26[a]	Resíduos de frutas e vegetais	0,56 e 1,06	87 e 164	0,08 a 0,12	0,11 a 0,15	43	65	MARTÍ-HERRERO *et al.* (2018)
CSTR	20 a 37[a]	Resíduo alimentar	1,0 a 3,0			0,42 a 0,27	56 a 51	78 a 67	LOGAN *et al.* (2019)
Digestor de cúpula móvel	10 a 27[a]	Resíduo alimentar	0,04 a 0,08	20 - 22		0,014 a 0,418	58,9	56 - 51	CHOUDHARY *et al.* (2020)

[a]calculado a partir de SV consumidos e eficiência de conversão; [b]sem controle de temperatura; RIPA: resíduos da indústria processadora de alimentos.

4.5 Operação do reator sem controle de temperatura e sua aplicação aos resíduos alimentares

A temperatura é um dos parâmetros mais significativamente influentes na ecologia microbiana e no desempenho da unidade de digestão anaeróbia (KOVALOVSZKI *et al*., 2020), sendo um fator limitante para sua aplicação em diversas regiões com abundância de substratos a ser biodigeridos (YAO *et al*., 2020).

Em relação aos resíduos alimentares, estudo prévio revisou diferentes trabalhos que utilizaram a digestão anaeróbia para o seu tratamento (BRAGUGLIA *et al*., 2018). Dos diversos trabalhos analisados, quase todos foram realizados em faixa mesofílica, entre 35 e 40 °C, e termofílicas, entre 50 e 55 °C. Apenas um dos trabalhos citados foi desenvolvido em temperatura inferior (20 °C), além de todos os trabalhos utilizarem controle de temperatura. Com base nesse levantamento realizado com sistemas anaeróbios operados com temperaturas controladas, os autores verificaram TDHs variando entre 16 e 40 dias e COVs de até 4,5 kg SV m^{-3} d^{-1}. Porém, valores distintos foram reportados na literatura quando levados em consideração os sistemas simplificados, operados em temperatura inferior a faixa ótima e sem adição de fonte externa de alcalinidade. Nesses estudos são reportados valores de COV inferiores (0,5 - 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1}) e TDH mais elevado (32 - 164 dias) (GULHANE *et al*., 2016; KUCZMAN *et al*., 2018; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018).

As demandas por TDH mais elevado e/ou COV reduzida podem ser os principais fatores que reduzem a sua aplicação, pois apesar dessas demandas, esses sistemas podem apresentar desempenho adequado. Wei; Guo (2018) verificaram produção acumulada de metano similar para digestores em batelada operados em 15 e 35 °C, aplicados ao tratamento de palha de cevada e dejeto animal em digestão seca (20% ST). No entanto, para o reator em temperatura psicrofílica foi necessário maior tempo (90 d) quando comparado ao mesofílica (30 d), além de ser utilizado inóculo previamente adaptado a essa condição ambiental. A demanda por maior tempo também foi observada por Wei *et al.* (2014) ao operarem sistema semelhante. Esses autores reportaram necessidade de TRS superior a 80 dias, assim como relação

alimento/microrganismos inferior à tipicamente reportada para sistemas mesofílicos (0,5), para adequado desempenho em temperatura psicrofílica (15 °C).

A operação de reatores anaeróbios sem controle de temperatura os submete às variações verificadas ao longo do dia/noite e variações sazonais. Além de temperaturas inferiores à faixa ótima para processos mesofílicos, sua oscilação ao longo do dia, pode afetar a estabilidade do reator, sendo refletido na conversão de matéria orgânica e rendimento de metano (SÁNCHEZ *et al*., 2001). A variação brusca da temperatura pode afetar o reator de forma mais intensa que a própria operação em temperatura constante inferior a ótima, devendo ser evitadas variações bruscas superiores a 1,0 - 2,0 °C (CHERNICHARO, 2007; METCALF AND EDDY, 2003).

Estudos desenvolvidos em países de clima temperado reportaram baixa capacidade de suporte orgânico no período de inverno, com consequente sobrecarga orgânica em sistemas que não houve redução da COV aplicada (CHOUDHARY *et al*., 2020; TAMKIN *et al*., 2015). Segundo Ciotola *et al.* (2013), esse comportamento está relacionado à alteração da comunidade microbiana, com o predomínio de microrganismos metanogênicos hidrogenotróficos.

No entanto, em países de climas tropicais, com temperaturas superiores a 20 °C na maior parte do ano, há possibilidade de operar sistemas simplificados, sem controle de temperatura, com melhor desempenho. Principalmente para sistemas descentralizados, com média e pequena escala, a elevação e manutenção da temperatura da digestão anaeróbia pode ser economicamente inviável, pois implica na demanda por reatores adaptados e redução da energia líquida produzida pela unidade (BEGUM *et al.*, 2020; VÖGELI *et al.*, 2014). Segundo Wang *et al.* (2018), a construção de digestores operados em temperatura ambiente na China, apesar de redução no rendimento de metano, resultou na redução dos custos de instalação e operação desses sistemas.

Assim como reportado para sistemas operados em clima temperado sem controle de temperatura, estudos realizados em clima tropical, apesar de temperaturas marginalmente superiores, reportam limitações semelhantes. Estudo comparativo entre dois CSTRs operados

em diferentes condições de temperatura: controlada (35 °C) e sem controle (16 – 29 °C) demonstrou maior influência da elevação da COV nos reatores sem controle de temperatura, com redução da conversão de DQO em maior proporção. Houve também maior acúmulo de ácidos intermediários nos reatores sem controle de temperatura, o que causou maior consumo de alcalinidade e redução do pH (SÁNCHEZ *et al*., 2001). Desempenho semelhante foi verificado por Chen *et al.* (2016a) ao monitorar reatores em batelada operados com temperatura controlada (35 °C) e temperatura ambiente (20 – 25 °C). A elevação da COV aplicada resultou em acúmulo de ácidos intermediários e redução do pH para valores próximos de 6,0.

Em monitoramento por longo período, avaliando os efeitos da sazonalidade da temperatura em um digestor em escala real, Begum *et al.* (2020) observaram redução da conversão de SV e produção de metano durante o período de inverno. Nessa estação foram observadas temperaturas entre 20 e 28 °C, sendo verificado incremento e estabilidade do desempenho do reator para valores de 25 a 40 °C.

Em relação a sistemas aplicados especificamente a resíduos alimentares e similares, há alguns estudos realizados em temperatura ambiente, demonstrando essa possibilidade. Gulhane *et al.* (2016) operaram um reator compartimentado para o tratamento de resíduos de frutas e verduras em temperatura ambiente. Os valores dos principais parâmetros operacionais foram COV de 0,5 kg SV m^{-3} d^{-1} e TDH de 32,5 dias. Com substrato similar, Martí-Herrero *et al.* (2018) avaliaram um reator tubular simplificado de 13,9 m^3 sob temperatura ambiente (~21 °C) e regime semicontínuo. Com o objetivo de avaliar diferentes condições operacionais, foram aplicadas COV de 0,56 e 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1} e TDH de 87 a 164 dias.

Outro sistema em escala piloto operado em temperatura ambiente (20 – 37 °C) foi avaliado por Logan *et al.* (2019). O sistema foi composto por um CSTR de volume operacional de 0,68 m^3, com controles automatizados, aplicado ao tratamento de resíduos alimentares de um campus universitário. Tratando resíduo semelhante, Choudhary *et al.* (2020) avaliaram um reator de cúpula móvel com volume de trabalho de 3 m^3 e também sem controle de temperatura, a qual permaneceu entre 10 – 27 °C. Esse estudo foi desenvolvido em diferentes COV (0,04 – 0,08 kg

SV m^{-3} d^{-1}) e TDH de aproximadamente 21 dias, porém, com adição de fonte de alcalinidade externa para controle do pH. Outro recente estudo desenvolvido em condições simplificadas, sem controle de temperatura ou pH, com o objetivo de contribuir para sua aplicação da digestão anaeróbia em tratamentos descentralizados de resíduos alimentares foi realizado por Araújo *et al.* (2021). Os autores desenvolveram reatores hexagonais modulares para o tratamento de resíduos alimentares em via semisseca, com ST entre 11 e 22%, o que demonstra as diferentes possibilidades de aplicação da digestão anaeróbia a esses resíduos em sistemas simplificados.

4.6 Análise crítica e delimitação das lacunas da literatura

Com base na elevada quantidade de resíduos alimentares gerados e seus efeitos no desperdício de energia, água e emissão de gases de efeito estufa, além de suas características possibilitarem seu tratamento biológico, a digestão anaeróbia pode ser uma alternativa viável. A literatura apresenta a quase totalidade de seus estudos em reatores operados com controle de temperatura, tanto em faixa mesofílica como termofílica. A maior parte desses realizados em escala laboratorial (bancada) ou pequenos pilotos, sendo alguns com fornecimento adicional de fonte de alcalinidade (controle do pH).

A aplicação da digestão anaeróbia de forma descentralizada, próxima da fonte geradora, pode reduzir o impacto desses resíduos sobre o seu sistema de gestão coletivo e centralizado, tanto de transporte como de destinação final, além de proporcionar o aproveitamento do biogás por parte do próprio gerador. Para que isso se viabilize, deve haver a redução do custo de instalação e operação das unidades de metanização, sendo a operação em temperatura ambiente, aproveitando as condições climáticas favoráveis do Brasil, uma das principais medidas.

Estudos em escalas maiores, com frequência e volumes de alimentações reais, além de análise de reatores operados por longo período, são pouco relatados. Problemas técnicos consequentes do longo período de operação de unidades com essas características podem fornecer informações importantes para a aplicação da tecnologia. Estratégias de operação com a finalidade de melhoria da estabilidade, produtividade e eficiência, aplicadas em temperatura

ambiente e em maior escala, podem contribuir para a viabilidade técnica da unidade, fornecendo também alternativas práticas de operação.

Assim, avaliar a digestão anaeróbia em condições simplificadas: sem controle de temperatura e pH, em escala demonstração e piloto, em diferentes configurações de reatores, além da utilização de reator operado por mais de seis anos, pode contribuir para o melhor entendimento e aplicação da tecnologia em condições reais.

5 METODOLOGIA

Esse capítulo apresenta o esquema experimental geral e a unidade de metanização em que os estudos foram desenvolvidos, assim como as fórmulas utilizadas para os cálculos dos parâmetros gerais. A metodologia completa e específica de cada estudo se encontra em seu respectivo capítulo.

5.1 Esquema experimental geral

Os capítulos a seguir foram estruturados para a avaliação e resposta dos objetivos específicos, os quais, de forma associada, fornecem elementos para o objetivo geral. A distribuição geral dos capítulos é apresentada na Figura 5.1.

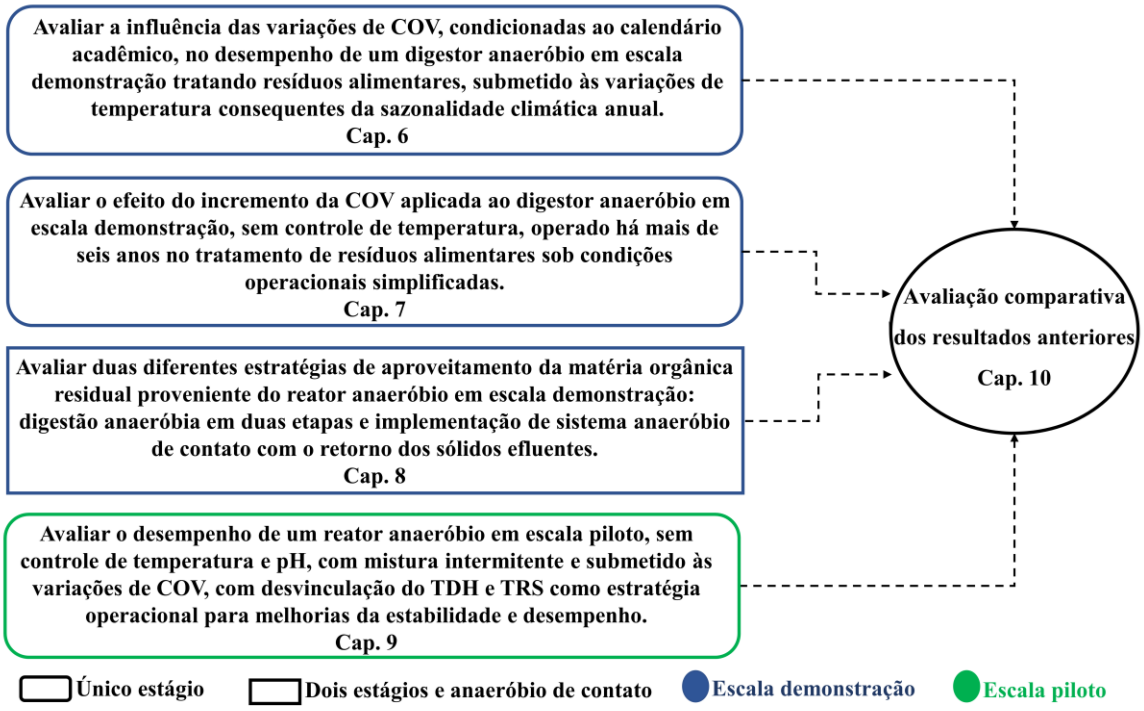


Figura 5.1. Esquema da distribuição dos objetivos específicos em seus respectivos capítulos.

5.2 Plataforma de metanização de resíduos orgânicos – pMethar/UFMG

Os experimentos desenvolvidos em escala demonstração (objetivo específico 1, 2 e 3) e piloto (objetivo específico 4) foram realizados junto à plataforma de metanização de resíduos orgânicos (pMethar) implantada no Quarteirão 10 do Campus Pampulha da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG). A pMethar é composta por diversas sub-unidades, conforme mostrado no fluxograma apresentado na Figura 5.2.

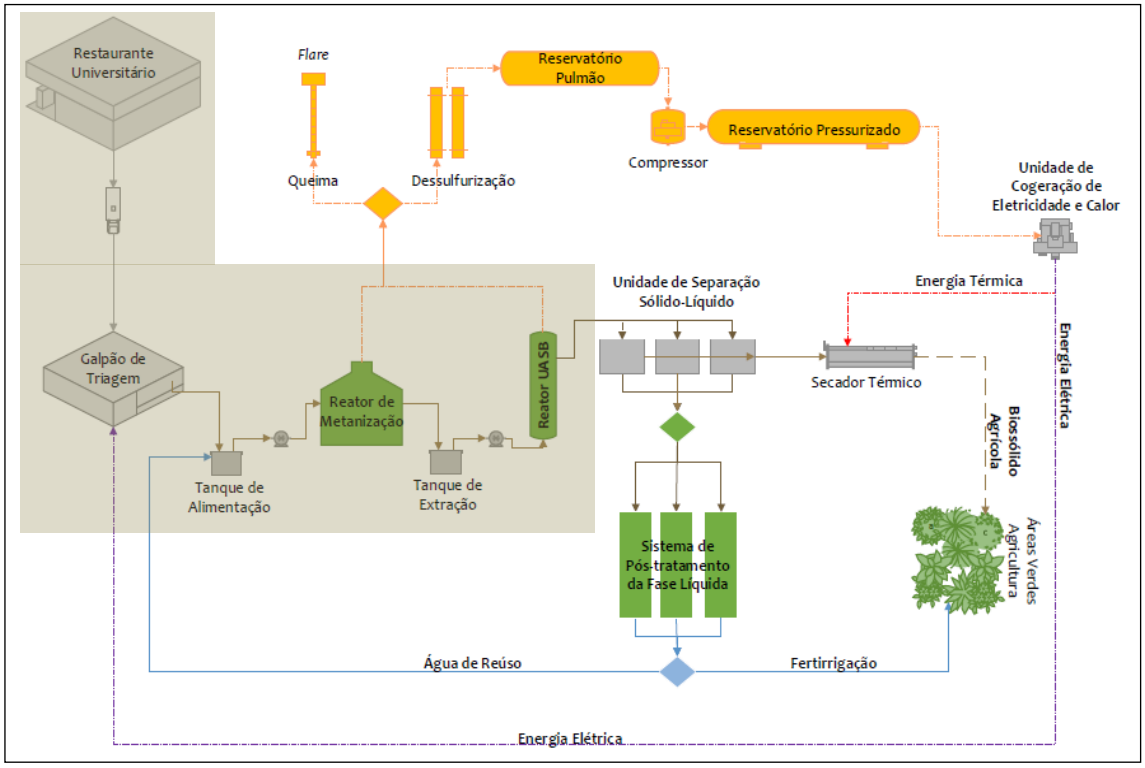


Figura 5.2. Fluxograma do sistema integrado de metanização de resíduos orgânicos implantados no Campus Pampulha da UFMG.
Fonte: Ornelas Ferreira (2015).

Para efeito da presente pesquisa, foram utilizadas apenas as unidades de triagem e trituração de resíduos e os reatores anaeróbios: digestor (reator de metanização) e reator UASB, conforme área hachurada destacada na Figura 5.2, além do laboratório de análises físico-químicas integrante da unidade. Para o objetivo específico 4 foi utilizado um digestor em escala piloto, instalado na pMethar, porém, não integrante direto de seu processo de tratamento de resíduos alimentares.

5.3 Equações aplicadas aos cálculos de parâmetros gerais

Os principais parâmetros operacionais, dentre eles o TDH, a COV e o TRS, foram determinados por fórmulas adaptadas à realidade operacional dos reatores. Para o TDH (Equação 5.1) e a COV (Equação 5.2) considerou-se o regime semicontínuo, com alimentações três vezes por semana.

$$\mathrm{TDH} = \frac{\mathrm{V_{reator}}}{\frac{\mathrm{V_{alim.}}}{\mathrm{d_{alim.}}}} \tag{5.1}$$

$$\mathrm{COV} = \frac{\mathrm{S_{subs.}} \times \mathrm{V_{alim.}}}{\mathrm{V_{reator}} \times \mathrm{d_{alim.}}} \tag{5.2}$$

Onde TDH: tempo de detenção hidráulica (d), $\mathrm{V_{reator}}$: volume de trabalho do reator (m^3), $\mathrm{V_{alim.}}$: volume introduzido em determinada alimentação (m^3), $\mathrm{d_{alim.}}$: tempo entre a alimentação específica e a próxima (d), COV: carga orgânica volumétrica (kg SV m^{-3} d^{-1}), $\mathrm{S_{subs.}}$: concentração do substrato utilizado na alimentação específica (kg VS m^{-3}).

De forma semelhante, o TRS foi determinado a partir de SV, parâmetro empregado em estudo prévio realizado com resíduos alimentares (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a), sendo a fórmula utilizada descrita na Equação 5.3.

$$\mathrm{TRS} = \frac{\mathrm{S_{média}} \times \mathrm{V_{reator}}}{\mathrm{S_e} \times \mathrm{Q_e}} \tag{5.3}$$

Onde TRS: tempo de retenção de sólidos (d), $S_{média}$: concentração média ponderada de SV no interior do reator (mg L^{-1}), V_{reator}: volume de trabalho do reator (L), S_e: concentração de SV efluente (mg L^{-1}) e Q_e: vazão efluente (L d^{-1}).

Por outro lado, dentre os parâmetros utilizados para a avaliação do desempenho dos reatores, destaca-se a eficiência de conversão de matéria orgânica, o rendimento de metano e sua produção volumétrica. A eficiência da conversão de matéria orgânica pelo reator foi determinada com base em sólidos voláteis (SV), parâmetro mais utilizado pela literatura quando aplicado a compostos orgânicos sólidos ou com elevada concentração de sólidos, segundo a Equação 5.4.

$$\text{Ef. Conv.} = \left(\frac{S_a - S_e}{S_a}\right) \times 100 \tag{5.4}$$

Onde Ef. Conv.: eficiência de conversão de matéria orgânica (%), S_a: Concentração de SV afluente (mg SV L^{-1}) e S_e: Concentração de SV efluente (mg SV L^{-1}).

Consequentemente, o rendimento de metano também foi calculado em função de SV (Nm^3 CH_4 kg SV^{-1}), sendo utilizada produção normalizada do gás, em condições normais de temperatura e pressão (CNTP – 1 atm e 0 °C). A normalização do biogás foi realizada com base na pressão atmosférica local (0,910 atm – Belo Horizonte, MG) e a temperatura média diária do biogás, para produções dos reatores em escala demonstração ou, ainda, temperaturas do reator, no caso do sistema em escala piloto. O rendimento foi determinado em função da matéria orgânica adicionada (Equação 5.5).

$$\text{Rend.}_{CH_4} = \frac{V_{CH_4}}{(V_a \times S_a)} \tag{5.5}$$

Onde Rend._{CH_4}: rendimento de metano referente à matéria orgânica adicionada (Nm^3 CH_4 kg SV^{-1} ou Nm^3 CH_4 kg DQO^{-1}), V_{CH_4}: volume de metano (Nm^3), V_a e S_a: volume de afluente (substrato) (m^3) e concentração de matéria orgânica no afluente (kg SV m^{-3} ou kg DQO m^{-3}).

A produção volumétrica de metano (PVM) foi determinada em função de unidade volumétrica de reator e intervalo de tempo (Nm^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}), assim como explicitada na Equação 5.6.

$$\text{PVM} = \frac{Q_{CH_4}}{V_{reator}} \tag{5.6}$$

Onde PVM: produção volumétrica de metano (Nm^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}), Q_{CH_4}: vazão diária de metano (m^3 d^{-1}) e V_{reator}: volume de trabalho do reator (m^3).

6 PRODUÇÃO DE METANO A PARTIR DE RESÍDUOS ALIMENTARES: EFEITO DA VARIAÇÃO DE CARGA ORGÂNICA EM UM SISTEMA EM ESCALA DEMONSTRAÇÃO[1]

6.1 Introdução

Anualmente, o total de 1,3 a 1,6 bilhões de toneladas de alimento como vegetais, frutas, carne, produtos panificados e lácteos são perdidos ao longo de toda a sua cadeia produtiva, o que representa cerca de 1/3 de todo o alimento produzido para consumo humano (BRAGUGLIA *et al*., 2018; FAO, 2010). Os resíduos alimentares custam 990 bilhões de dólares para a economia global anualmente, além de consumir 25% de toda a água utilizada para fins agrícolas e ser responsável por 8% da emissão antropogênica de gases de efeito estufa (BRAGUGLIA *et al*., 2018).

Apesar de possuírem variações em suas características físico-químicas condicionadas pela origem, métodos de processamento, padrão cultural, clima e estação do ano (MENG *et al*., 2015), de forma geral, os resíduos alimentares apresentam fácil biodegradabilidade, disponibilidade de nutrientes e elevada umidade (ZHOU *et al*., 2018). Por todas essas características e pelo fato de possuírem elevado conteúdo energético, serem gerados em grandes quantidades e estarem amplamente disponíveis, esses resíduos possuem elevado potencial para serem tratados pela digestão anaeróbia (LIN *et al*., 2013; PARITOSH *et al*., 2017a; ZHOU *et al*., 2018). A digestão anaeróbia é um processo biológico de conversão de substratos orgânicos em efluente parcialmente tratado, lodo estabilizado e biogás. Todos esses subprodutos possuem potencial reaproveitamento, em especial o biogás que, com alto teor de metano, pode ser usado como biocombustível em caldeiras para conversão em energia térmica, em motores de

[1] Capítulo publicado na forma de artigo científico na Revista *Waste and Biomass Valorization* (Apêndice III).

cogeração para conversão em energia elétrica ou térmica, ou purificado a biometano para ser usado na rede de gás natural.

A temperatura de operação do reator é um parâmetro operacional de impacto na biodegradabilidade e potencial de geração de biogás (MCCARTY, 1964). Os resíduos alimentares, apesar de não serem compostos de difícil degradação, geralmente são tratados sob temperaturas controladas, apresentando resultados positivos com a elevação e manutenção da temperatura, como apresentado na literatura (ALGAPANI *et al*., 2017; PARK *et al*., 2017a; SCANO *et al*., 2014; ZHAO *et al*., 2017). Por exemplo, um estudo recente mostrou maior rendimento de metano em condição termofílica (550 NL $kgSV^{-1}$) quando comparada à condição mesofílica (470 NL $kgSV^{-1}$), além de conversão de sólidos voláteis superior (MICOLUCCI *et al.,* 2016).

Apesar dessa reportada eficiência, a elevação e o controle da temperatura de operação demanda maior infraestrutura, contando com reatores adequados para recebimento de calor (construídos com materiais específicos, com estrutura que possibilite seu aquecimento e sistemas que o proporcione). Outro inconveniente do controle da temperatura é a necessidade de fornecer energia continuamente ao sistema para o seu aquecimento. A necessidade de manutenção de elevada temperatura do reator pode representar aumento do custo de implantação e operação de unidades de digestão, o que poderia, inclusive, contribuir para inviabilizar sua aplicação (VÖGELI *et al.*, 2014), principalmente em pequena escala, de forma descentralizada, diretamente nas unidades geradoras de resíduos. Estudos recentes demonstram a aplicação da digestão anaeróbia a resíduos alimentares em temperatura ambiente sem comprometimento do desempenho do reator e produção de biogás (GULHANE *et al*., 2016; LOGAN *et al*., 2019; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018).

Os campi universitários possuem diversas dessas pequenas fontes geradoras, como restaurantes e cantinas. As quantidades de resíduos geradas nessas unidades estão condicionadas ao calendário acadêmico, com redução da geração durante os períodos de recesso, como finais de semana e férias. Essa variação na oferta de resíduos durante o ano afeta a carga orgânica

alimentada ao reator anaeróbio. Porém, segundo Grimberg *et al.* (2015), a redução de 86% no número de refeições servidas nas férias de verão, não comprometeu a operação do sistema anaeróbio mesofílico (37 °C) no tratamento dos resíduos alimentares gerados.

Nesse contexto, esse estudo teve o objetivo de avaliar a operação de um reator anaeróbio em condições de temperatura ambiente, visando o aproveitamento das condições climáticas brasileiras favoráveis. Além disso, objetivou-se entender o impacto da redução da geração de resíduos em períodos não-letivos sob uma unidade real em escala demonstração operada sob essas condições.

6.2 Material e Métodos

6.2.1 Aparato experimental

O tratamento anaeróbio de resíduos alimentares foi implantado na Universidade Federal de Minas Gerais (Belo Horizonte, Brasil). O sistema foi constituído por uma unidade de triagem e trituração, um tanque de alimentação e um reator anaeróbio (Figura 6.1). O reator anaeróbio operou com volume de trabalho de 18,8 m³. Concebido como reator de mistura completa (CSTR), foi construído em PRFV (polipropileno reforçado com fibra de vidro), com isolamento térmico composto por lã de vidro e superfície externa em aço inoxidável em suas laterais. A operação do sistema ocorreu em regime semicontínuo, por meio de uma bomba helicoidal (Netzsch®, modelo Nemo®), controlada por inversor de frequência (Vacon®) com vazão de 54 L $min.^{-1}$. O ponto de introdução da alimentação foi localizado a 0,1 m do fundo do reator a fim de proporcionar o fluxo ascensional do substrato, facilitando o contato do substrato com a biomassa/lodo, haja vista a saída de efluente situada na parte superior do reator. A bomba utilizada na alimentação também foi aplicada às operações de mistura do reator, realizando a circulação do conteúdo do reator com tomada de material em altura média, (0,9 m) e reintrodução no mesmo nível da alimentação (0,1 m).

O biogás gerado era conduzido para fora do reator em sua parte superior, em dois pontos, sendo direcionado ao selo hídrico (55 L). A pressão manométrica imposta à linha de biogás que

antecede ao selo hídrico e câmara de gás (*headspace*) do reator foi inferior a 0,05 m de coluna de água.

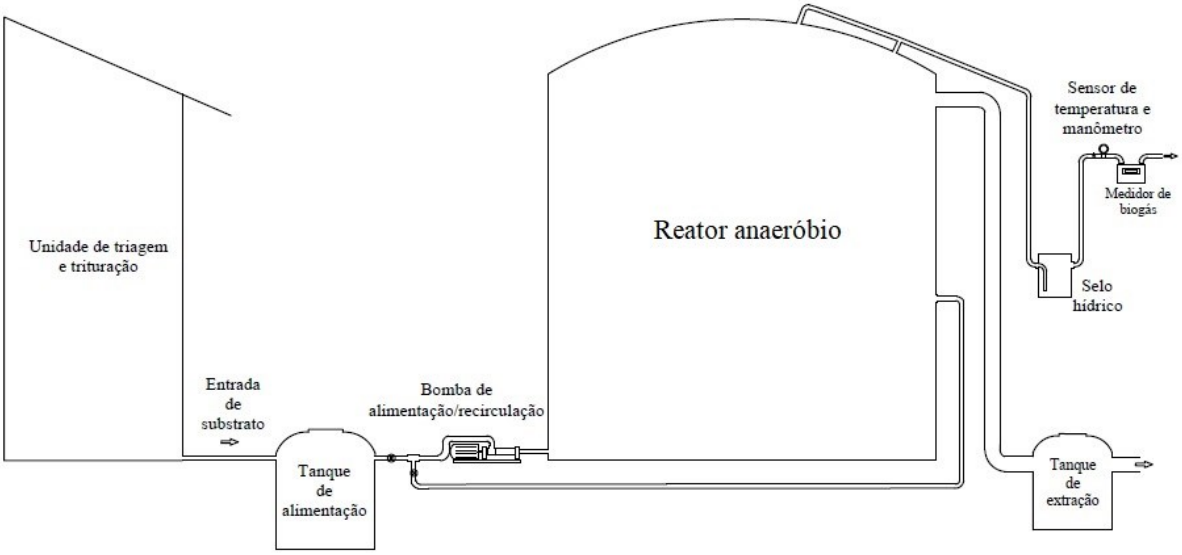


Figura 6.1. Desenho esquemático de todos os componentes presentes no sistema de tratamento de resíduos alimentares.

A contabilização do volume de biogás foi realizada com um medidor volumétrico, modelo de diafragma, produzido para medições de gás natural/gás liquefeito de petróleo (LAO® G4) com erro relativo médio de 1,9% para essa aplicação, em comparação a um medidor referência (FERREIRA *et al.*, 2020). O sensor de temperatura com registrador de dados (Elitech® RC-4HC) esteve instalado na tubulação que interliga o selo hídrico ao medidor de biogás.

6.2.2 Características do substrato e inoculação

O substrato utilizado foi obtido a partir de resíduos alimentares de um dos restaurantes universitários do Campus Pampulha da UFMG. A preparação dos resíduos constou de uma prévia triagem, com o objetivo de retirar materiais inorgânicos, assim como compostos que limitariam o adequado funcionamento do sistema de trituração, como ossos de bovinos e suínos. Posteriormente, ocorria a trituração do material orgânico, realizada em via úmida, com adição contínua de água, em triturador industrial (Tritury®, ACX500). A adição de água não foi superior à manutenção do substrato com a concentração máxima de 5% de sólidos totais,

caracterizando-se como uma biodigestão em via úmida (NAGAO *et al*., 2012). A Tabela 6.1 contém a composição média do substrato utilizado ao longo de todo o período experimental.

Tabela 6.1. Composição média do substrato.

Parâmetro	Média (D.P.)
ST (g L^{-1})[a]	39,7 (16,3)
SV (g L^{-1})[a]	35,5 (15,6)
SV/ST (%)	0,89 (0,1)
COT (g $kg_{M.S}^{-1}$)[b]	479,4 (25,8)
N_{total} (g $kg_{M.S}^{-1}$)[c]	29,4 (4,0)
P_{total} (g $kg_{M.S}^{-1}$)[c]	7,0 (2,9)
K (g $kg_{M.S}^{-1}$)[c]	27,4 (2,4)
Na (g $kg_{M.S}^{-1}$)[c]	19,9 (3,7)

M.S: matéria seca à 60 °C; D.P: desvio padrão; COT: carbono orgânico total; [a]n:105; [b]n:13; [c]n: 5.

O reator anaeróbio estava em prévia operação desde 2013 (há 7 anos) e sua inoculação foi realizada com lodo de reator UASB alimentado com esgoto doméstico em temperatura ambiente.

6.2.3 Estratégia operacional

O regime de operação aplicado ao sistema foi semicontínuo, com alimentações condicionadas à disponibilidade de resíduo e seu transporte, distribuídos entre segunda e sexta-feira. Com objetivo de avaliar o desempenho do reator sob os diferentes períodos acadêmicos e operado em temperatura ambiente, seu monitoramento foi realizado em todas as estações do ano (330 dias), divididos em três fases (Tabela 6.2).

Tabela 6.2. Períodos operacionais.

Períodos	Meses	Dias de operação
Letivo I	Abril a julho*	100
Letivo II	Agosto a dezembro*	138
Férias	Janeiro e fevereiro	58

*Primeira quinzena

As fases operacionais foram condicionadas pelo calendário letivo, pois a geração de resíduos no Campus está diretamente relacionada ao período letivo e férias.

A COV aplicada ao reator foi condicionada à estabilidade do processo e ao acesso aos resíduos. A estabilidade foi monitorada com base na relação AI/AP (alcalinidade intermediária e alcalinidade parcial), alcalinidade a bicarbonatos, pH e concentração de metano no biogás.

6.2.4 Parâmetros analíticos

Os parâmetros analíticos monitorados estão descritos na Tabela 6.3, bem como a sua frequência e o método utilizado.

Tabela 6.3. Parâmetros monitorados e suas respectivas metodologias

Parâmetro	Amostra	Frequência de monitoramento	Metodologia/equipamento
Umidade prévia	substrato	3 vezes por semana	Analisador Shimadzu® MOC63u
pH	substrato e reator	diária	Multianalisador Hanna® pH21
Temperatura	substrato e reator	diária	
Alcalinidade a bicarbonatos	reator	diária	(RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986)
Ácidos totais	reator	diária	
Relação AI/AP	reator	diária	
Volume	biogás	diária	Medidor Lao® G4
CH_4, CO_2 e H_2S	biogás	diária	Analisador Landtec® GEM5000
Temperatura	biogás	contínua	Analisador Elitech® RC-4HC
Série de sólidos (ST, SV, SF)	substrato e efluente	3 vezes por semana	2540 B, E, G (APHA, 2012)
Demanda química de oxigênio (DQO)	efluente	3 vezes por semana	5220 D (APHA, 2012)
Carbono orgânico total (COT)	substrato	mensal	Analisador*
Nitrogênio total (N_{total})	substrato	mensal	Método Jackson e Bremner (MATOS, 2015)
Fósforo total (P_{total})	substrato	mensal	4500P.B4; P.C (APHA, 2012)
Potássio (K)	substrato	mensal	3030E; 3500K (APHA, 2012)
Sódio (Na)	substrato	mensal	3030E; 3500NaB (APHA, 2012)

*Shimadzu® TOC-V-CPN com modulo de análise sólida SSM5000A, detector NDIR, oxigênio ultrapuro como gás de arrase em fluxo de 500 mL min^{-1} e temperatura do forno de 900 °C.

A demanda química de oxigênio (DQO) foi realizada como DQO total e filtrada, sendo esta última realizada com o efluente filtrado em microfiltro de fibra de vidro de 1,4 µm (Macherey-nagel®, GF4). O monitoramento da massa de sólidos presentes no interior do reator foi realizado em três diferentes pontos de amostragem, localizados a 0,1; 0,9 e 1,7 m de sua parte inferior.

6.2.5 Avaliação de energia

A produção e consumo de energia na operação do sistema foi estimada a partir de um balanço de energia simplificado, considerando as demandas para sua operação e o conteúdo de energia primária presente no biogás produzido.

A determinação da demanda de energia para a operação ($E_{entrada}$) do sistema foi adaptada de Scano *et al.* (2014) (Equação 6.1).

$$E_{entrada} = Q_H - Q_r + E_{aux.} + Q_1 \quad (6.1)$$

Onde: $E_{entrada}$: energia consumida, Q_H: energia térmica aportada ao sistema para seu aquecimento, Q_r: energia liberada pelas reações bioquímicas exotérmicas, $E_{aux.}$: energia utilizada para os equipamentos auxiliares (triturador de resíduos, bombas) e Q_1: energia perdida pela diferença de temperatura entre o reator e o meio externo.

Como o sistema foi operado em temperatura ambiente, sem aporte de energia para aquecimento, não houve Q_H, além de não haver diferença de temperaturas entre o reator e o ambiente externo, resultando em ausência de fluxo de energia (Q_1). A energia liberada pelas reações bioquímicas exotérmicas (Q_r) podem ser desconsideradas por representarem valores mínimos (SCANO *et al.*, 2014). Assim, a energia demandada pelo sistema se resume aquela consumida pelos equipamentos auxiliares da unidade (Tabela 6.4). Para determinação dessa energia ($E_{aux.}$) foi utilizada a Equação 6.2.

Tabela 6.4. Equipamentos auxiliares utilizados no sistema.

Equipamento	Potência (Watt)	Eficiência do motor elétrico (%)	Tempo de uso semanal (h)
Conjunto moto bomba	395*	84,5	168
Triturador industrial	3700	88	4,5
Analisador de umidade	400	-	1,8

*valore referente à vazão de 54 L min.$^{-1}$.

$$E_{aux.} = \frac{Pm}{\eta m} \times t \tag{6.2}$$

Onde: $E_{aux.}$: energia de cada equipamento auxiliar, Pm: potência, ηm: rendimento do motor elétrico, t: tempo de uso.

A energia primária presente no biogás foi determinada usando a produção diária de metano (Y_{CH4}) (m^3 CH_4 d^{-1}) e o poder calorífico inferior (PCI) 9,97 kWh Nm^3 (FNR, 2010; SATHIANATHAN, 1975). A energia primária produzida ($E_{saída}$) foi calculada utilizando a Equação 6.3.

$$E_{saída} = Y_{CH4} \times PCI \tag{6.3}$$

Os resultados da avaliação da energia foram expressados em relação de energia líquida (REL), composta pela divisão da energia produzida (saída) pela energia consumida pelo sistema (entrada), como representado na Equação 6.4.

$$REL = \frac{E_{saída}}{E_{entrada}} \tag{6.4}$$

6.2.6 Tratamento estatístico

O tratamento estatístico dos dados foi realizado com o objetivo de determinar a diferença entre as fases experimentais, assim como as correlações entre o volume e concentração de sólidos afluente no efluente do reator. Para tal, utilizou-se o teste de hipótese Kruskal-Wallis, método não paramétrico para amostra independentes, com teste complementar de Dunn, para

determinação das categorias com diferença estatística a nível de confiança de 95%. Ademais, foi utilizada correlação de Spearman. Essas análises estatísticas e representações gráficas foram realizadas nos programas Microsoft Excel® e BioEstat 5.3.

6.3 Resultados e discussão

Os resultados verificados no tratamento anaeróbio dos resíduos alimentares, durante 330 dias de operação, foram analisados em relação a: i) efeito da variação de carga orgânica e sazonalidade da temperatura; ii) estabilidade do reator; iii) desempenho do reator em relação a remoção de matéria orgânica e produção de biogás; e iv) avaliação da energia do sistema.

6.3.1 Condições operacionais resultantes do calendário acadêmico e sazonalidade da temperatura

O recebimento dos resíduos pela unidade de tratamento dependeu de diversos fatores, entre eles o calendário acadêmico (períodos escolares e não-escolares). Contando com os diversos eventos ocorridos durante o período de monitoramento (4 de abril de 2018 a 28 de fevereiro de 2019), houve 109 alimentações do sistema, as quais tiveram intervalos médios de três dias. O desempenho da digestão anaeróbia foi analisado ao longo dos três diferentes períodos experimentais: i) Letivo I (dia 0-100), ii) Letivo II (119-257) e iii) Férias (273-329). Os dois intervalos curtos entre esses períodos (entre os dias 101-118 e 258-272) foram desconsiderados por apresentarem diferentes condições e comportamento. Os principais parâmetros de operação são apresentados na Tabela 6.5 e Figura 6.2.

Tabela 6.5. Principais parâmetros operacionais.

Parâmetro	Letivo I (n: 35)	Letivo II (n: 45)	Férias (n: 20)
Resíduo alimentar (kg alimentação^{-1})	176,3 (91,7)	173,0 (56,1)	88,8 (37,1)
COV (kg SV m^{-3} d^{-1})	0,51 (0,30)	0,32 (0,17)	0,15 (0,12)
TDH (d)	121 (37)	125 (31)	229 (58)
Temperatura do reator (°C)	24,4 (1,4)	26,9 (2,3)	31,6 (1,6)

Média (desvio padrão).

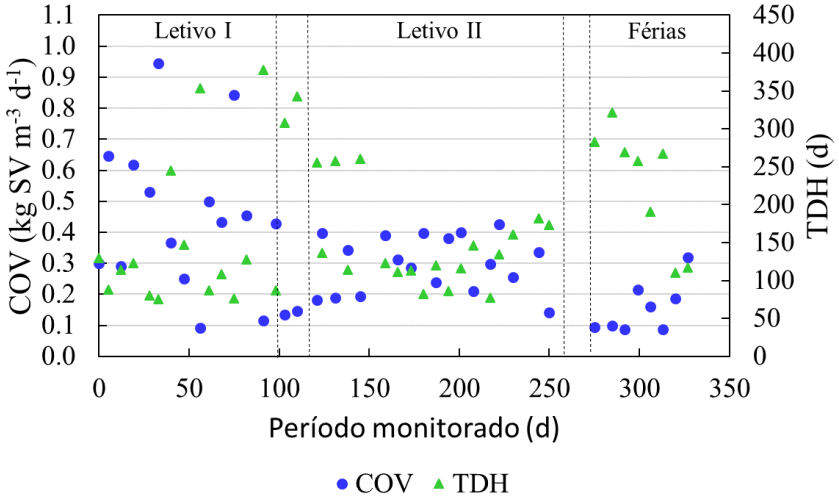


Figura 6.2. Carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica ao longo de todo o período experimental. Parâmetros apresentados em valores médios semanais.

Em relação a temperatura e sua sazonalidade, a literatura descreve a importância do controle de temperatura em valores ótimos e constantes para a seleção e ativação dos microrganismos (MCCARTY, 1964), havendo predomínio de sistemas com controle deste fator, mantendo-o em valores ótimos e constantes (BRAGUGLIA *et al*., 2018). Pelo fato de operar sem controle de temperatura, com o objetivo de simplificação de estrutura e operação, além de redução de custos, a faixa de temperatura verificada durante o experimento oscilou entre 22,2 e 34,3 °C (Figura 6.3). Esses valores, mínimo e máximo, foram identificados durante o mês de junho e janeiro, situados na estação seca (inverno) e chuvosa (verão), respectivamente. Os valores médios apresentados na Tabela 6.5 também demonstram essa sazonalidade, havendo diferença significativa entre todos os períodos operacionais. De qualquer forma, os valores registrados se enquadram dentro da faixa mesofílica, porém, em patamares inferiores aos valores ótimos (35-37 °C) (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964; YENIGÜN; DEMIREL, 2013). É importante pontuar que as medidas de temperatura do reator foram registradas uma única vez durante o dia, entre 14 e 17 horas, e não contabilizam suas variações diárias.

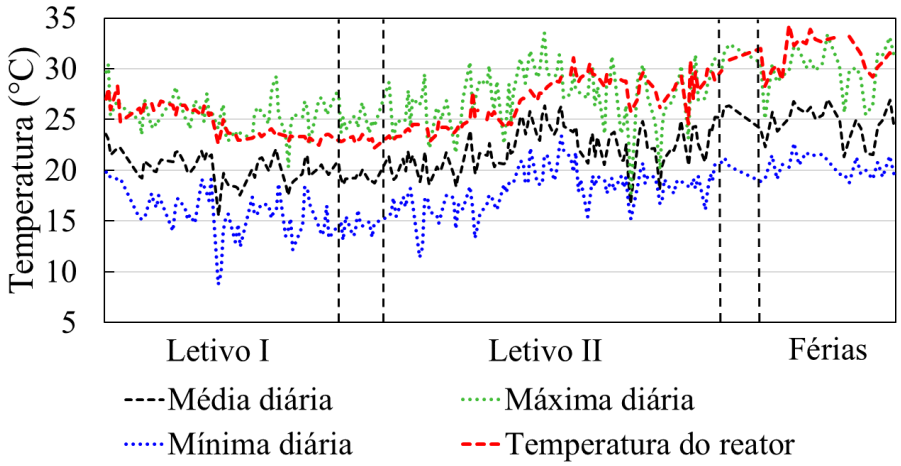


Figura 6.3. Temperatura do ambiente, mínima, média e máxima, além da temperatura instantânea do reator (entre 14 e 17h), durante todo período experimental.
Fonte: temperatura do ambiente - INMET <www.inmet.gov.br>.

A temperatura do ambiente, registrada na estação climática automática do INMET (estação Pampulha), apresentou variação ao longo do dia similar em todo o período experimental, com diferenças significativas somente entre os períodos Letivo I e Férias. Apesar de haver poucos estudos com reatores utilizando substratos semelhantes aos resíduos alimentares em temperatura ambiente, estudos publicados reportaram desempenho satisfatório de um reator tubular aplicado ao tratamento de resíduos de frutas e verduras sob temperaturas de 17 a 26 °C no interior do reator. Nesse caso, os autores aplicaram carga orgânica volumétrica (COV) de até 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1} com produção volumétrica de metano (PVM) de 0,15 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} (MARTÍ-HERRERO *et al.,* 2018).

De forma geral, temperaturas mais elevadas do que as mínimas reportadas nesse estudo, podem proporcionar maior atividade microbiana, beneficiando, principalmente a hidrólise do substrato (BOUALLAGUI *et al*., 2004).

Como pode ser observado, as menores COVs foram verificadas no período Férias, sendo causadas pela redução do número de refeições fornecidas nesse período, o que, consequentemente, reduz a produção de resíduo alimentar. Durante os períodos Letivo I e II, não houve restrição de disponibilidade de alimento. Nesses períodos a determinação da COV

aplicada ao reator foi baseada na estabilidade do processo, avaliada por meio da relação AI/AP, alcalinidade a bicarbonatos e concentração de metano, discutidos na seção seguinte.

Durante a fase Letivo I, foi possível a aplicação de 0,51 kg SV m^{-3} d^{-1}, o que resultou em desempenho adequado do reator, com valores de AI/AP próximo ao citado pela literatura. Ruffino *et al.* (2015) e Kuczman *et al.* (2018) aplicaram 0,87 e 0,8 kg SV m^{-3} d^{-1} em reatores CSTR com temperatura controlada (29,4 e 35 °C, respectivamente). Entretanto, deve-se ressaltar que as maiores COVs foram possivelmente associadas às temperaturas mais elevadas e controladas se comparados ao presente estudo. Nesse caso, o fato do reator ter sido submetido às variações de temperaturas ao longo do dia, com temperatura média da citada fase de 24,4 °C, pode ter reduzido a atividade microbiana (BOUALLAGUI *et al.*, 2004, LETTINGA *et al.*, 1999). Somado a isso, houve um longo período de operação prévia do reator (seis anos), com introdução de material de difícil degradação no substrato, com consequente acumulação em seu interior, resultando em efeitos hidrodinâmicos, melhor discutidos a seguir.

Em estudo realizado com um digestor tubular alimentado com resíduos de frutas e verduras e operado em temperatura ambiente (~ 21 °C), o sistema obteve melhor desempenho quando submetido a menor COV avaliada (MARTÍ-HERRERO *et al.,* 2018). Os autores reportaram um incremento no rendimento de metano ao reduzirem a COV de 1,06 para 0,56 kg SV m^{-3} d^{-1}, valor próximo ao aplicado na fase Letivo I. COV semelhante (0,5 kg SV m^{-3} d^{-1}) foi aplicada em um reator compartimentado, sob condições não controladas de temperatura, em tratamento de resíduos de frutas e verduras (GULHANE *et al*., 2016).

Elevados TDHs foram observados durante a operação do reator. Durante o período Férias, devido à limitação de resíduos alimentares, o TDH médio foi cerca de 230 dias. Nos demais períodos, Letivo I e Letivo II, esse parâmetro se manteve próximo de 120 dias. Este valor é alto, quando comparado a sistemas operados sob condições controladas de temperatura e em pequenas escalas (~20-40 dias) (FIORE *et al*., 2016; RUFFINO *et al*., 2015; SCANO *et al*., 2014; TONANZI *et al*., 2018). Por outro lado, para reatores operados em temperatura constante inferior a reportada como ótima para microrganismos mesofílicos, os TDHs apresentam valores

mais elevados. Por exemplo, à 29,4 °C usou-se o TDH de operação de 103 dias (KUCZMAN *et al.,* 2018) e à 21 °C de média com oscilações ao longo do dia e sazonais, os valores reportados foram de 87 a 164 dias (MARTÍ-HERRERO *et al.,* 2018).

Adicionalmente à operação em temperatura ambiente, neste estudo, o TDH foi condicionado pela capacidade de suporte orgânico (ou seja, COV) do reator, pois a concentração de sólidos no substrato foi predeterminada e fixa para a manutenção da digestão em via úmida (NAGAO *et al*., 2012). Como a redução da disponibilidade de resíduos alimentares e problemas hidrodinâmicos limitaram o reator em diferentes momentos, o TDH se manteve elevado.

O condicionamento da COV pelo calendário acadêmico, com sua redução durante o período de maior temperatura (Férias), impossibilitou a avaliação do desempenho do reator nessa condição. Contudo, os dados experimentais e da estação meteorológica apresentam variações sazonais de temperatura que não representariam uma limitação a operação do reator sem o controle da temperatura, havendo alguns estudos recentes, realizados nestas condições simplificadas, com amplitudes sazonais superiores (BEGUM *et al*., 2020; CHOUDHARY *et al*., 2020).

6.3.2 Estabilidade do processo

A estabilidade do processo anaeróbio foi monitorada, durante sua avaliação de desempenho, utilizando os parâmetros de alcalinidade a bicarbonatos, ácidos totais, relação AI/AP, pH, além da concentração de metano no biogás (Tabela 6.6).

A relação AI/AP correlaciona as alcalinidades parcial e intermediária, atribuídas ao bicarbonato e ânions de ácidos orgânicos de cadeia curta, respectivamente. Outros autores também associaram esse índice à estabilidade do reator anaeróbio aplicado ao tratamento de resíduos alimentares (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a). De acordo com a literatura, o valor de 0,3 foi reportado como limite para uma operação estável e segura (RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986). Os valores de AI/AP verificados nos três períodos operacionais apresentaram diferenças significativas.

Tabela 6.6. Parâmetros relacionados a estabilidade do reator.

Parâmetro	Letivo I (n: 63)	Letivo II (n: 91)	Férias (n: 22)
Alcalinidade[a] (mg $CaCO_3$ L^{-1})	6113 (639)	6105 (503)	7638 (623)
Ácidos totais (mg Hac L^{-1})	2784 (838)	3477 (430)	2254 (436)
AI/AP	0,32 (0,13)	0,39 (0,08)	0,21 (0,06)
pH	7,36 (0,13)	7,30 (0,12)	7,46 (0,08)
% metano no biogás	58,6 (7,4)	58,6 (7,1)	58,7 (3,8)

Nota: média (desvio padrão); [a]: alcalinidade a bicarbonatos.

A fase Letivo I apresentou um valor médio próximo ao limite (0,3) reportado pela literatura, apesar de dois momentos com valores superiores (Figura 6.4). No entanto, a fase Letivo II apresentou valores majoritariamente superiores a 0,3, e valor médio próximo a 0,4 (Tabela 6.6). Estudo prévio também observou relações marginalmente superiores (~0,45) à reportada na literatura (0,3) durante a operação estável do reator (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a), o que corrobora com a possibilidade de aplicação da relação AI/AP com valores superiores aos 0,3, reportado inicialmente, quando utilizada no monitoramento do tratamento de resíduos alimentares.

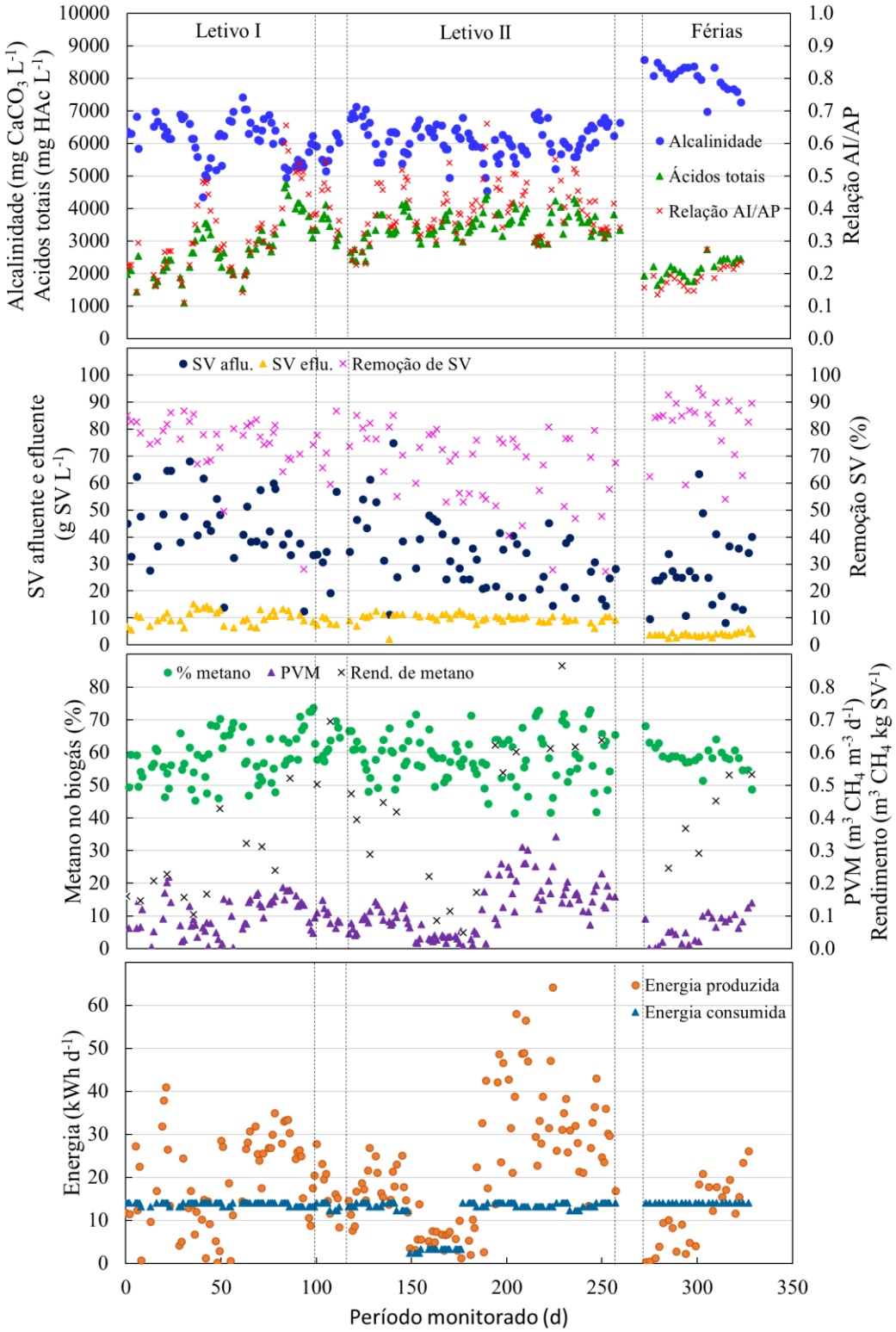


Figura 6.4. Comportamento do reator ao longo de todo o período monitorado.

Apesar de valores de AI/AP próximos de 0,4, a alcalinidade a bicarbonatos elevada verificada em todas as fases (~ 6000 mg $CaCO_3$ L^{-1}), provavelmente promoveu o tamponamento do sistema. Segundo a literatura, valores entre 2.500 e 5.000 mg $CaCO_3$ L^{-1} já seriam suficientes para o desenvolvimento seguro da digestão anaeróbia (METCALF AND EDDY, 2003; SAWYER; HOWARD; PERSHE, 1954; SHAHRIARI *et al*., 2012; VÖGELI *et al*., 2014a). O pH permaneceu na faixa de 6,6 a 8,2 recomendada pela literatura para reator metanogênico (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964), o que, juntamente com a alcalinidade reportada, corrobora com aplicação de valores de AI/AP mais elevados, sem o comprometimento do sistema. A fase Férias, com reduzida COV aplicada pela limitação de substrato, apresentou pH marginalmente superior as demais (Tabela 6.6). Comportamento semelhante ao reportado na literatura, como observado por Shen *et al.* (2013).

Em suma, a estabilidade do reator foi controlada pela redução da COV quando a relação AI/AP atingiu valores superiores a 0,4 (Letivo II) (Figura 6.4). Isso significa que o reator foi mantido em condição estável durante todo esse período, apesar de aplicação de reduzida quantidade de resíduos alimentares (0,30 kg SV m^{-3} d^{-1}). Porém, o sistema de mistura do reator ficou inoperante durante o mês de setembro, o que comprometeu a hidrodinâmica e, consequentemente, afetou o desempenho do sistema neste mês e meses subsequentes. De forma geral, a explicação para a limitação na capacidade de suporte orgânico do reator pode estar relacionada a sua insuficiente mistura e existência de zonas mortas, o que poderia leva-lo à sobrecarga orgânica em partes específicas do volume reacional.

6.3.3 Desempenho do reator: conversão da matéria orgânica

Em relação a hidrodinâmica do reator, análises estatísticas demonstraram maior influência da concentração de SV no substrato que seu volume, porém, afetada por ambos. Isso pode sugerir a presença de caminhos preferenciais, também conhecidos como curtos-circuitos, no interior do reator. As concentrações médias de ST verificadas a 0,1; 0,9 e 1,7 m foram 32,2 (7,2), 14,7 (2,9) e 14,5 (3,6) g L^{-1}, respectivamente. A sedimentação de sólidos resultou no acúmulo de materiais de difícil degradação ou inertes dentro no reator, possibilitando a formação dessas zonas mortas e curtos-circuitos. O reator foi operado por mais de seis anos, durante o qual não

se restringiu a introdução de sementes de frutas e ossos de aves. Assim, além da disponibilidade de resíduos alimentares, questões relacionadas a hidrodinâmica do reator foram possíveis limitações a aplicação de COV mais elevada.

Como se pode verificar, apesar da elevada variação da COV durante os diferentes períodos avaliados, a remoção de SV não foi afetada (Tabela 6.7).

Tabela 6.7. Parâmetros relacionados à matéria orgânica aplicada ao reator nas diferentes fases.

Parâmetro	Letivo I (n: 35)	Letivo II (n: 45)	Férias (n: 23)
ST $_{afluente}$ (g L^{-1})	49,1 (16,7)	38,1 (13,7)	30,4 (12)
SV $_{afluente}$ (g L^{-1})	44,9 (15,9)	34,3 (12,2)	27,2 (12,9)
ST $_{efluente}$ (g L^{-1})	14,6 (3,0)	14,6 (4,7)	7,8 (0,1)
SV $_{efluente}$ (g L^{-1})	10,2 (2,6)	10,2 (3,9)	3,9 (0,7)
Remoção de SV (%)	74,9 (10,7)	67,8 (12,5)	81,2 (11,2)
DQO total $_{efluente}$ (g L^{-1})	15,3 (3,8)	17,9 (2,7)	7,9 (1,5)
DQO solúvel $_{efluente}$ (g L^{-1})	4,1 (1,5)	4,9 (1,9)	2,7 (1,8)

A fase Letivo II apresentou menor concentração de SV afluente quando comparada a Letivo I, porém, a concentração de SV efluente foi similar (10,2 g L^{-1}) em ambas. Assim, a redução da remoção de SV não pode ser atribuída a uma limitação do desempenho do reator, mas impactado pela concentração de entrada. Durante a fase Letivo II não houve a aplicação da totalidade dos resíduos disponíveis, limitados pela estabilidade do reator. Restrição necessária para se evitar uma potencial sobrecarga orgânica, possivelmente, pelo acúmulo de matéria orgânica ocorrida durante o mês de setembro, quando o reator foi operado sem sistema de mistura.

Como os TDH observados em ambos os períodos foram similares, 121 e 125 dias, o que demonstra volumes de substrato também similares, além da concentração de SV menor no substrato, uma possível explicação para a manutenção da concentração de SV no efluente seria a maior atividade microbiana, proporcionada pela disponibilidade de matéria orgânica mantida por maior período no interior do reator, e maior temperatura do reator. A elevada concentração de compostos solúveis, provavelmente ácidos intermediários, foram corroborados pelo

incremento da DQO solúvel e ácidos totais, 19 e 25% mais elevados, respectivamente, na fase Letivo II quando comparada à Letivo I. Contudo, esse incremento pode estar relacionado a insuficiente mistura do reator, o que resulta em sobrecarga de partes específicas do volume reacional, como mencionado anteriormente.

Durante a fase Férias houve o elevado consumo percentual de matéria orgânica, causada pela aplicação da menor COV (0,15 kg SV m^{-3} d^{-1}) e maior temperatura (31,6 °C) de todo o período experimental. O que resultou na produção de efluente com a menor concentração média de sólidos voláteis (3,9 g SV L^{-1}). A relação SV/ST efluente também confirmaram o maior consumo de matéria orgânica com o valor de 0,5, inferior ao 0,7 observado nos demais períodos. Como foi verificada correlação entre as concentrações de SV no substrato e efluente, a menor massa de resíduos alimentares (88,8 kg por alimentação) pode ter contribuído para a menor concentração de VS efluente e, consequentemente, a mais elevada remoção de SV. De forma geral, a remoção de SV verificada em todo o período avaliado se manteve superior a 65%, valores semelhantes ao reportado na literatura para experimentos similares (RUFFINO *et al.,* 2015; MARTÍ-HERRERO *et al.,* 2018).

6.3.4 Desempenho do reator: produção de metano

Como a operação do reator foi submetida às variações da COV, condicionadas pelo calendário acadêmico, a produção volumétrica de metano (PVM) também apresentou variações resultantes dessas condições (Figura 6.4 e Tabela 6.8).

Como pode ser observado para o período Letivo I, a maior COV não significou uma maior produção de metano, enquanto nas demais fases essa relação pode ser percebida. Em outros estudos essa relação foi mais notória. Por exemplo, Shen *et al.* (2013) reportaram relação direta entre a PVM e a COV aplicada, citando incremento de 3,9 para 9,3 L CH_4 d^{-1} consequente da elevação de 1,0 para 3,5 kg SV m^{-3} d^{-1} em CSTR com temperatura controlada (35 °C).

Tabela 6.8. Parâmetros relacionados à produção de metano.

Parâmetro	Letivo I (n: 65)	Letivo II (n: 92)	Férias (n: 23)
CH_4 no biogás (%)	58,6 (7,4)	58,6 (7,1)	58,7 (3,8)
PVM (m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1})	0,11 (0,05)	0,12 (0,08)	0,07 (0,04)
Rend. CH_4 (m^3 CH_4 kg SV^{-1})	0,32 (0,19)	0,43 (0,24)	0,43 (0,13)

Média (desvio padrão).

O conteúdo de metano no biogás se mostrou menos influenciado pelas diferentes condições operacionais que a PVM e o rendimento. Na fase Férias o conteúdo de metano se manteve semelhante às demais fases, com valores, majoritariamente, próximos de 60%. Porém, durante as fases Letivo I e II, houve maior amplitude de variações, com valores desde 42 a 73%, apesar de valor médio de 58,6%. Essas concentrações estão de acordo com o conteúdo de metano reportado na literatura (CHOUDHARY *et al*., 2020; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018; RUFFINO *et al*., 2015; SCANO *et al*., 2014). A concentração de metano presente no biogás é um importante parâmetro para a definição de suas diferentes aplicações. Por exemplo, para recuperação energética em conjunto CHP, a concentração de metano deve ser superior a 45% (FNR, 2010).

O período experimental entre os dias 200 e 260, incluso na fase Letivo II, apresentou as menores concentrações de metano no biogás, porém, as maiores PVM, com valores de 0,11 a 0,35 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, apesar de COV marginalmente inferior a aplicada na fase Letivo I. Essas maiores PVM ocorreram por dois fatores, provavelmente: período com as temperaturas mais elevadas sem limitação de substrato e o acúmulo de matéria orgânica ocorrida no mês de setembro, quando não houve mistura do reator por comprometimento do sistema de bombeamento. PVM entre 0,12 e 0,19 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} foram reportados em estudos com temperatura inferior a faixa mesofílica ótima e usando substratos similares (KUCZMAN *et al*., 2018; MARTÍ-HERRERO et al., 2018).

Durante a fase Letivo II foram verificados rendimentos de metano superiores às demais fases, variando entre 0,602 e 0,866 m^3 CH_4 kg SV^{-1}. De forma semelhante ao verificado na PVM, esse maior rendimento ocorreu, provavelmente, pelo consumo da matéria orgânica acumulada em

períodos anteriores. Apesar de alimentação com COV típica da fase, a PVM e rendimento do mês de setembro, entre os dias 150 e 180, foram inferiores aos demais períodos sem restrição de substrato, como agosto e outubro, por exemplo, devido à ausência de mistura no reator. Exceto para esses dois períodos, de acúmulo e posterior consumo da matéria orgânica, quando analisados isoladamente, os rendimentos de metano observados estiveram de acordo com o intervalo de 0,110 a 0,591 m^3 CH_4 kg SV^{-1}, reportado por estudos anteriores em condições operacionais semelhantes (ANDRÉA *et al.*, 2020; BOUALLAGUI *et al.*, 2004; KUCZMAN *et al.*, 2018; MARTÍ-HERRERO *et al.*, 2018; NKEMKA; HAO, 2018; RUFFINO *et al.*, 2015), sendo que os valores de rendimento são condicionados a composição do substrato, além da temperatura de operação (Tabela 6.9 e Figura 6.5).

A redução da disponibilidade de resíduos alimentares e, consequentemente, da COV aplicada durante a fase Férias, intervalo entre os dias 273 e 329, resultaram no decréscimo da PVM, quando comparado a outros períodos com funcionamento do sistema de mistura do reator. Porém, o conteúdo de metano, como apresentado anteriormente, e seu rendimento se mantiveram semelhantes aos demais períodos sem restrição de substrato, com médias de 57% e 0,430 m^3 CH_4 kg SV^{-1}, respectivamente. Concentração e rendimento de metano semelhantes aos 56% e 0,420 m^3 CH_4 kg SV^{-1} observados em CSTR piloto aplicado ao tratamento de resíduos alimentares em temperatura ambiente (LOGAN *et al*., 2019).

A manutenção do conteúdo de metano no biogás e rendimento pode indicar o desempenho adequado do reator, apesar da redução da PVM. Assim como estudo prévio desenvolvido com sistema de dois estágios em temperatura controlada, para o qual a redução de 86% do volume de refeições servidas durante a fase de recesso escolar não comprometeu o sistema de tratamento de seus resíduos (GRIMBERG *et al*., 2015).

Tabela 6.9. Estudos desenvolvidos em condições semelhantes ao presente estudo.

Modelo do Reator	Substrato	Vol. do reator (m^3)	Temperatura (°C)	COV (kg SV m^{-3} d^{-1})	TDH (d)	Referência	
Digestor	RFV	0,2	32-37	-	-	Sitorus *et al.* (2013)	Ref. 1
Fluxo horizontal	RA	1,13	35	2,5-3,0	27	Scano *et al.* (2014)	Ref. 2
CSTR	RIPA	0,3	35	0,87	30	Ruffino *et al.* (2015)	Ref. 3
CSTR	RA	2,5	37	3,79	-	Grimberg *et al.* (2015)	Ref. 4
Fluxo ascendente	RA	0,08	35	3,7-6,8[b]	40-12	Park *et al.* (2017)	Ref.5
CSTR	RA	0,4	29,4	0,8	103	Kuczman *et al.* (2018)	Ref. 6
Digestor tubular	RFV	13,9	17 – 22[a]	0,56-1,06	87-164	Martí-Herrero *et al.* (2018)	Ref. 7
CSTR	RA	18,8	23 – 31[a]	0,13-0,51	121-229	Presente estudo	Ref. 8

RFV: resíduos de frutas e verduras; RA: resíduos alimentares; RIPA: resíduos de indústria processadora de alimentos; [a] temperatura não controlada; [b] calculado a partir dos dados apresentados.

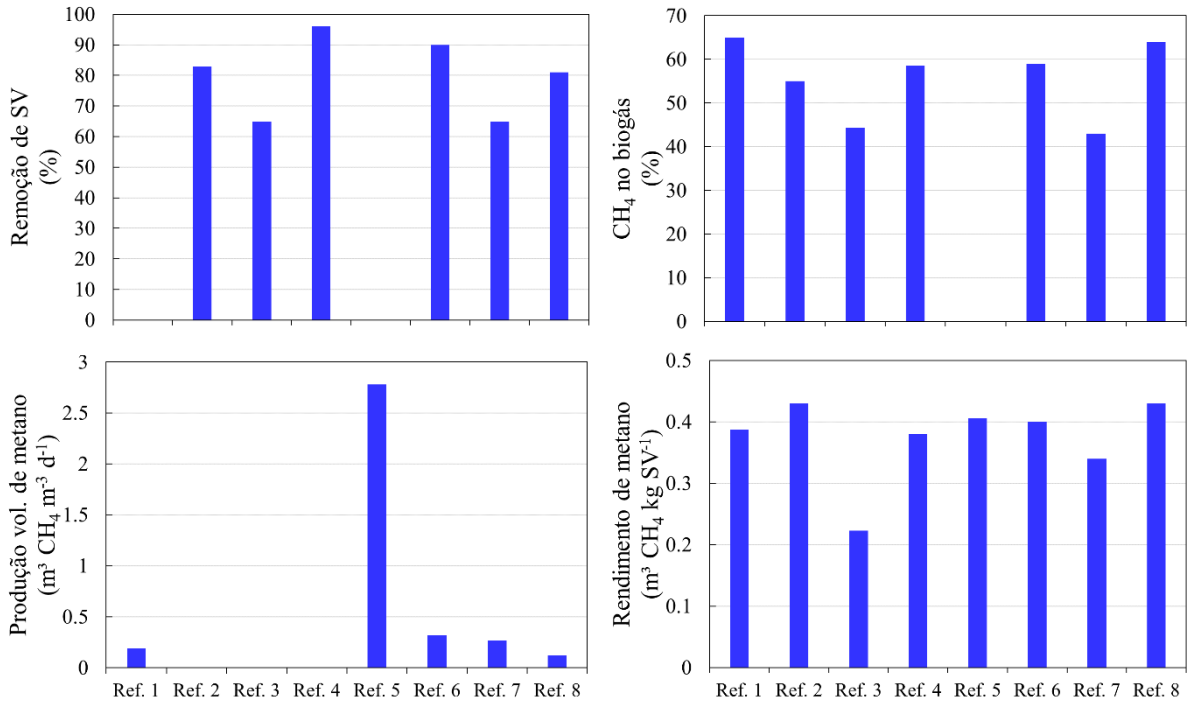


Figura 6.5. Remoção de SV e parâmetros referentes à produção de metano.

6.3.5 Energia e aspectos ambientais

O sistema avaliado para o tratamento anaeróbio dos resíduos alimentares somente demandou energia para sua alimentação e agitação, além dos equipamentos auxiliares como triturador e analisador de umidade. Assim, a demanda diária de energia variou entre 3,27 e 14,12 kWh, condicionada ao número de alimentações semanais e da mistura do reator. A energia média consumida foi 13,8; 11,3 e 14,1 kWh d^{-1}, nas fases Letivo I, Letivo II e Férias, respectivamente (Tabela 6.10). O conjunto moto-bomba foi responsável por cerca de 80% de toda a energia consumida, a qual foi aplicada, majoritariamente, à mistura do reator (165 h $semana^{-1}$), pois o sistema foi operado em modo semicontínuo de alimentações, com média de três alimentações semanais (3 h $semana^{-1}$). Apesar da ineficiente mistura verificada no estudo, a operação contínua do conjunto moto-bomba (24 h d^{-1}) representa uma elevada porcentagem do consumo de energia do sistema. Apesar de sistema com controle de temperatura, estudo prévio reportou somente 2% da demanda elétrica para o sistema de mistura mecânica do reator, porém, 58% para o sistema de alimentação, pois foi operado em modo contínuo (SCANO *et al*., 2014). De fato, a operação em regime semicontínuo pode reduzir o consumo de energia pelo sistema de alimentação, porém, a mistura hidráulica do reator, realizada pelo mesmo conjunto, pode resultar em elevado consumo de energia, além de baixa eficiência, como verificado neste estudo. Essa ineficiência energética do sistema de mistura poderia ser mitigada com sua operação intermitente, por exemplo, no entanto, no caso específico deste estudo, outas questões que afetam a hidrodinâmica do reator também necessitam resolução.

Tabela 6.10. Parâmetros relacionados à avaliação de energia.

Parâmetro	Letivo I (n: 65)	Letivo II (n: 92)	Férias (n: 23)
Energia consumida - Ee (kWh d^{-1})	13,78 (10,16)	11,34 (15,23)	14,05 (0,00)
Energia do biogás - Es (kWh d^{-1})	19,25 (10,33)	22,67 (14,79)	11,58 (7,54)
Relação de Energia Líquida (Ee/Es)	1,37 (0,76)	1,98 (1,05)	0,82 (0,54)

Média (desvio padrão).

A energia contida no biogás produzido pelo reator variou de 11,6 a 22,7 kWh d^{-1}, o que resultou em maior produção primária de energia que seu consumo, durante as fases Letivas. Essa maior

quantidade de energia foi cerca de 40 e 100% superior nas fases Letivo I e II, respectivamente. Apesar de PVMs similares em ambas as fases, 0,11 e 0,12 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, a ausência de mistura durante o mês de setembro contribuiu para a redução do consumo de energia. A fase Férias, no entanto, apresentou um balanço negativo, com energia primária no biogás inferior ao seu consumo em cerca de 17%, causada pela redução da COV, como discutido anteriormente.

Sabe-se, no entanto, que a conversão do biogás em energia elétrica em conjuntos CHP apresentam eficiência entre 20 e 30% (BEGUM *et al.*, 2020; FNR, 2010; VÖGELI *et al.*, 2014). Contudo, sistemas de tratamento anaeróbios descentralizados possibilitam o potencial aproveitamento do biogás pelo próprio gerador dos resíduos, por exemplo, na substituição de gás liquefeito de petróleo (GLP) utilizado para cocção de alimentos. A produção de energia térmica a partir do biogás pode resultar em rendimento energético mais eficiente que sua conversão a energia elétrica. O biogás com cerca de 60% de metano, como o produzido durante este estudo, apresenta energia equivalente a 20% da energia contida no GLP (VÖGELI *et al.*, 2014). Levando em consideração o período de monitoramento da unidade (329 dias), houve o tratamento de 15.970 kg de resíduos tratados e produção de 375 Nm^3 de metano. Essa produção poderia substituir cerca de 130 m^3 de GLP utilizado no restaurante, contribuindo para a sustentabilidade econômica e ambiental.

Além do biogás produzido, o efluente do reator, também conhecido como digestato, devido à sua abundância em nutrientes essenciais aos vegetais, pode ser utilizado como fertilizante orgânico para jardins e áreas de agricultura (FENG *et al.*, 2020). Sua utilização como fertilizante é uma das formas mais simples para o fechamento do ciclo do gerenciamento dos resíduos alimentares (CHEONG *et al.*, 2020; KOIDO; TAKEUCHI; HASEGAWA, 2018; STOKNES *et al.*, 2016).

6.4 Conclusões

A operação de reator anaeróbio em escala demonstração aplicado ao tratamento de resíduos alimentares ao longo de 330 dias possibilitou verificar a influência do calendário acadêmico na

geração de resíduos alimentares, causando a redução de mais de 70% na COV aplicada (0,51 – 0,15 kg SV m^{-3} d^{-1}). A temperatura do reator não foi controlada, apresentando variações sazonais de 8,6 °C (23 – 31,6 °C). Contudo, o desempenho do reator foi afetado somente pela redução da COV durante as férias de verão.

Em relação à estabilidade, o reator se manteve, durante todo o período experimental, com intervalos de relação AI/AP e pH entre 0,21 - 0,39 e 7,2 - 7,46, respectivamente. As maiores médias de produção volumétrica de metano e remoção de sólidos voláteis foram 0,12 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} e 81%, respectivamente.

O balanço de energia apresentou valores positivos durante os períodos Letivos, demonstrando a importância do incremento da carga orgânica para a sustentabilidade energética desses sistemas.

Por fim, esse estudo demonstrou que aplicação do tratamento anaeróbio em temperatura ambiente pode representar uma alternativa para o gerenciamento de resíduos alimentares, inclusive para condições operacionais variáveis. No entanto, a adequada mistura do reator é um fator limitante para esse sistema em escala demonstração, tanto no aspecto hidrodinâmico como energético.

7 EFEITO DA ELEVAÇÃO DA CARGA ORGÂNICA EM REATOR ANAERÓBIO TRATANDO RESÍDUOS ALIMENTARES APÓS LONGO PERÍODO DE OPERAÇÃO EM CONDIÇÕES SIMPLIFICADAS[2]

7.1 Introdução

O tratamento anaeróbio aplicado aos resíduos alimentares (RA) é uma das melhores alternativas por ser ambientalmente adequado e possibilitar a recuperação de subprodutos; biogás e biofertilizante (BRAGUGLIA *et al*., 2018; FENG *et al*., 2020) podendo ainda representar a possibilidade da sua gestão descentralizada, reduzindo a pressão sobre os meios coletivos e centralizados de destinação final. A simplificação dos sistemas empregados pode viabilizar pequenas unidades localizadas próximas das fontes geradoras, o que pode possibilitar o uso do biogás, com fins térmicos, no próprio processo produtivo, pois segundo FNR (2010), sua utilização para tal finalidade é mais eficiente quando comparado à geração de energia elétrica. Sistemas em escala laboratorial, com elevação e controle da temperatura (LIU *et al.*, 2018; TONANZI *et al.*, 2018) representam a maior parte dos estudos atuais, porém, a operação em escala piloto com temperatura inferior a ótima (KUCZMAN *et al*., 2018) e temperatura ambiente (CHOUDHARY *et al*., 2020; GULHANE *et al*., 2016; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018) têm se desenvolvido recentemente. Apesar de baixa temperatura ambiente e mistura não otimizada, esses estudos têm demonstrado a possibilidade da operação sem controle de temperatura, o que reduz os custos de instalação e operação (VÖGELI *et al.*, 2014). Contudo, a operação em temperaturas ambientais mais elevadas, como aquelas que caracterizam o clima tropical, poderia resultar em melhor performance do reator pela relação deste parâmetro com a atividade microbiana envolvida na metanogênese (KETTUNEN; RINTALA, 1997). Valores de COV entre 0,08 e 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1} são reportados nesses estudos em escala piloto sem

[2] Capítulo submetido, na forma de artigo científico, em revista internacional.

controle de temperatura e pH, condicionada a temperatura ambiente e a configuração do reator (CHOUDHARY *et al*., 2020; GULHANE *et al*., 2016; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018). No entanto, mesmo em sistemas com controle de temperatura, em maiores escalas, tratando resíduos alimentares, as COV observadas são baixas/moderadas (0,8 a 2,25 kg SV m^{-3} d^{-1}), assim como longos TDH (80 a 103 d), devido à instabilidade do processo, o que pode resultar em baixas produções de metano (BANKS *et al*., 2011; KUCZMAN *et al*., 2018; TONANZI *et al*., 2018).

Apesar da hidrólise ser a fase limitante para digestão de resíduos sólidos (GIANICO *et al*., 2013; MANI; SUNDARAM; DAS, 2016), a instabilidade reportada em sistemas aplicados a resíduos alimentares contradiz essa limitação, sendo, possivelmente, as fases finais do processo, acetogênese e metanogênese, as limitantes para esse substrato. Isso é mais acentuado em sistemas operados sem controle de temperatura, em faixa inferior à reportada pela literatura como ótima para sistemas mesofílicos, pois segundo (LETTINGA; REBAC; ZEEMAN, 2001; RINZEMA; VAN LIER; LETTINGA, 1988), as arqueias metanogênicas têm sua atividade reduzida em baixas temperaturas.

Contudo, o incremento da COV é um desafio para a manutenção da estabilidade do processo e produção de biogás para reatores aplicados ao tratamento de resíduos alimentares em condições simplificadas, ou seja, sem controle de temperatura e pH, além da mistura não otimizada. Apesar dessas limitações, não há estudos sobre o efeito da operação de longo prazo em reatores em grande escala submetido a condições simplificadas.

Visando contribuir para essa lacuna, o objetivo desse estudo foi avaliar o desempenho e estabilidade de reator anaeróbio, em escala demonstração, após seis anos de operação. Para tal, o reator foi submetido ao incremento da COV até sua sobrecarga orgânica e, posteriormente, redução, permitindo o reestabelecimento de sua condição estável.

7.2 Material e Métodos

7.2.1 Aparato experimental

O reator anaeróbio avaliado é parte integrante da plataforma de metanização (pMethar) instalada na Universidade Federal de Minas Gerais (Belo Horizonte, Brasil). A parte da pMethar utilizada neste estudo foi constituída pela unidade de recepção, triagem e trituração, tanque de alimentação e reator anaeróbio. A tubulação de entrada das alimentações esteve localizada a 0,1 m da base do reator com objetivo de proporcionar o fluxo ascensional do substrato, possibilitando melhor contato com os microrganismos. A alimentação e mistura do reator foi realizada por bomba de cavidade progressiva (Netzsch®, modelo Nemo®), com vazão de 54 L min.$^{-1}$, controlada por um inversor de frequência (Vacon®). A mistura foi realizada com sucção a 0,9 m da base do reator (posição A e ponto vertical 2 da Figura 7.1) e reintrodução no mesmo ponto de alimentação (0,1 m). Somente um dos pontos de entrada da alimentação e recirculação foi utilizado por vez, havendo alternância da posição semanalmente. O reator foi construído em PRFV (polipropileno reforçado com fibra de vidro), com isolamento térmico em manta de vidro e superfície externa em aço inoxidável, sendo operado com volume de trabalho de 18,8 m³. O monitoramento do perfil de sólidos foi realizado em três pontos verticais, localizados na posição D com alturas de 0,1; 0,9 e 1,7 m (Figura 7.1a).

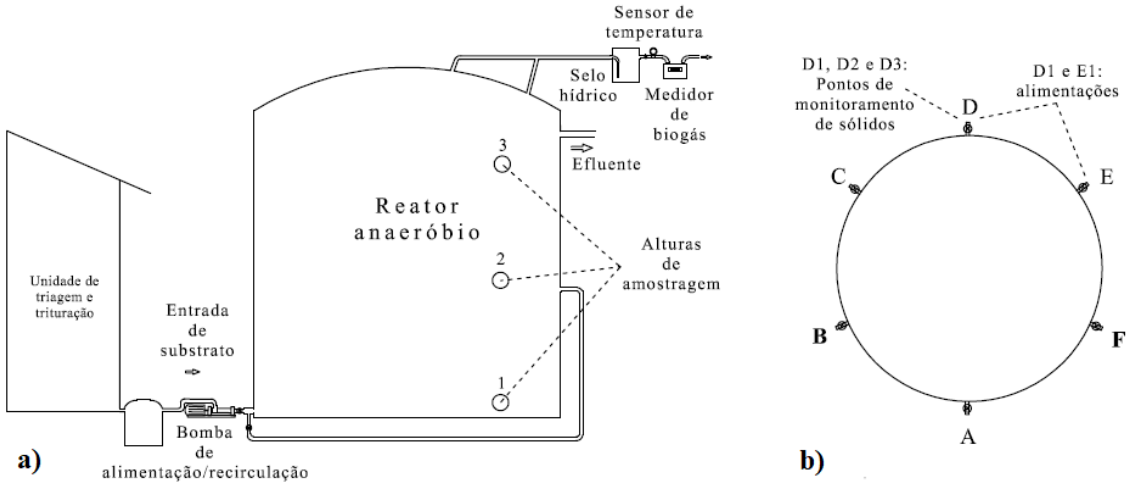


Figura 7.1 Desenho esquemático dos componentes do sistema (a) e dos pontos de coleta de amostras (b).

Nota: letras A – F indicam as seis diferentes posições e os número 1, 2 e 3 indicam os pontos verticais (nas alturas 0,1; 0,9 e 1,7 m, respectivamente). D1, D2 e D3: três diferentes pontos da posição D. E1: ponto 1 (0,1 m) da posição E.

A determinação da distribuição da biomassa ao longo do volume reacional do reator foi realizada após a fase COV III, com amostragem em 18 pontos, distribuídos em seis diferentes posições (A, B, C, D, E e F) ao longo de toda sua lateral (Figura 7.1b).

A coleta do biogás produzido foi realizada em dois pontos na parte superior do reator e, posteriormente, conduzido ao selo hídrico. Com a finalidade de uniformizar a pressão manométrica na parte superior do reator (*headspace*) e linha coletora de biogás, o selo hídrico operou com a coluna de água de cerca de 0,05 m.

Para a determinação da produção de biogás foi utilizado um medidor volumétrico de gás, modelo de diafragma (LAO® G4), com erro relativo médio de 1,9% quando comparado ao medidor referência na mensuração de biogás em reator anaeróbio (FERREIRA *et al.*, 2020). O monitoramento e registro da temperatura do biogás foi realizado com medidor Elitech® (RC-4HC) instalado na tubulação de entrada do medidor de biogás.

7.2.2 Características do substrato e inóculo

O substrato utilizado foi preparado a partir de resíduos alimentares de um dos restaurantes universitários do Campus Pampulha da UFMG. A preparação foi realizada com triagem prévia para retirada de materiais que oferecessem risco ao adequado funcionamento do sistema de trituração, como ossos de suínos e bovinos, assim como materiais inorgânicos. Posteriormente, os resíduos selecionados eram triturados em via úmida, com adição de água, em triturador industrial (Tritury®, ACX500). A concentração final de sólidos totais (ST) era ajustada em valor máximo de 5%, caracterizando-se como uma biodigestão em via úmida (NAGAO *et al.*, 2012).

A determinação da concentração de sólidos totais (ST), sólidos voláteis (SV) e sólidos totais fixos (SF), assim como os principais elementos químicos de interesse, foram realizadas para a caracterização do substrato utilizado (Tabela 7.1). A temperatura e pH foram determinadas em pHmetro Hanna® pH21.

Tabela 7.1. Parâmetros físico-químicos avaliados no substrato e suas metodologias.

Parâmetro	Frequência	Método	Referência
Sólidos (ST, SV, SF)	3 vezes por semana	2540 B, E, G	APHA (2012)
C. Org.Total (COT)	Quinzenal	Analisador de carbono[a]	Matos (2015)
Nitrogênio (N_{total})		Jackson e Bremner	
Fósforo (P_{total})		4500 P.C	
Potássio (K)		3030E e 3500 K	APHA (2012)
Sódio (Na)		3030E e 3500 NaB	

[a]Shimadzu TOC-V-CPN com módulo de análise sólida SSM5000A – detector NDIR, gás de arraste: oxigênio ultrapuro, 500 mL min^{-1} e temperatura do forno de 900 °C.

O reator estava em prévia operação há cerca de 6 anos, desde 2013, quando sua inoculação foi realizada com lodo de reator UASB aplicado ao tratamento de esgoto sanitário em temperatura ambiente.

7.2.3 Estratégia operacional

O sistema foi operado em regime semicontínuo, com alimentações condicionadas ao acesso aos resíduos, geralmente três vezes por semana, distribuídas entre segunda e sexta-feira. Com objetivo de avaliar o desempenho do reator quando submetido a diferentes cargas orgânicas em temperatura ambiente, foi realizado seu monitoramento em três fases operacionais distintas (Tabela 7.2), condicionadas pela carga orgânica volumétrica (COV).

Tabela 7.2. Estratégias operacionais aplicadas ao reator durante o experimento

Temperatura do reator	Fases operacionais	Característica do reator
Temperatura ambiente	COV I	Estável
	COV II	Sobrecarga
	COV III	Recuperação

A COV aplicada foi condicionada à condição preestabelecida para a respectiva fase experimental (Tabela 7.2), sendo utilizada para esse monitoramento a relação AI/AP, pH e alcalinidade a bicarbonatos.

7.2.4 Monitoramento do reator

Os parâmetros analíticos empregados no monitoramento do reator estão descritos na Tabela 7.3, assim como sua frequência, método e/ou equipamento utilizado.

A especiação dos metabólitos intermediários dissolvidos, tanto ácidos orgânicos de cadeia curta (cadeia carbônico com menos de 6 carbonos) como etanol, foi realizada em cromatografia líquida de alta eficiência em Cromatógrafo iônico Metrohm® 850 Professional IC com detector UV/Vis 210nm e coluna Aminex HPX 87H, fluxo de 0,6 mL min.$^{-1}$, temperatura de 50 °C, tempo de registro de 30min e ácido sulfúrico 0,5 mM como eluente. As amostras foram filtradas (0,45 µm) e ajustado o pH (< 3). Os metabólitos analisados foram ácidos acético, butítico, fórmico, isobutirico, lático, propiônico e etanol.

Tabela 7.3. Parâmetros monitorados e suas respectivas metodologias.

Parâmetro	Amostra	Frequência	Método/equipamento/referência
Alcalinidade a bicarbonatos Ácidos totais Relação AI/AP	reator	3 vezes por semana	Ripley *et al*. (1986)
pH Temperatura	reator		Multianalisador Hanna® pH21
Volume	biogás		Medidor tipo diafragma Lao G4
Concentração de CH_4, CO_2 e H_2S			Analisador Landtec® GEM5000
Temperatura		contínua	Analisador Elitech® RC-4HC
Sólidos (ST, STV, STF)	efluente	3 vezes por semana	2540 B, E, G - APHA (2012)
Demanda química de oxigênio (DQO)			5220 D - APHA (2012)
Ácidos orgânicos de cadeia curta (AOCC) e álcoois		quinzenal	HPLC*

*HPLC (*high performance liquid chromatography)*: cromatografia líquida de alta eficiência.

Para a determinação da demanda química de oxigênio (DQO) solúvel foi utilizada o efluente filtrado em microfiltro de fibra de vidro de 1,4 µm (Macherey-nagel, GF4).

O monitoramento do fluxo de matéria orgânica no reator foi realizado com base em sólidos voláteis (SV). Assim, a eficiência de conversão e o rendimento de metano também foram

calculados em função deste parâmetro. Os parâmetros relacionados ao biogás foram calculados com as produções normalizadas nas condições normais de temperatura e pressão (CNTP – 1 atm e 0 °C). A normalização do biogás foi realizada com base na pressão atmosférica local (0,910 atm – Belo Horizonte, MG) e a temperatura média diária do biogás.

7.2.5 Estudo das condições de mistura

Para a avaliação da mistura hidráulica aplicada no reator, dois parâmetros foram determinados: a velocidade de entrada (v_e, em m s^{-1}) e o nível de energia da mistura (NEM, em Watt m^{-3}). Primeiramente a v_e foi calculada a partir da potência relativa a cada entrada (E_i) e potência total (E), aplicada na mistura, ambas em Watt (W), determinadas pela Equação 7.1, 7.2 e 7.3, respectivamente (WU, 2010a).

$$v_e = \frac{Q}{(\frac{1}{4}\pi d^2)} \tag{7.1}$$

$$E_i = \rho_L \times g \times H \times Q \tag{7.2}$$

$$E = \sum_{i:1}^{m} E_i \tag{7.3}$$

Onde v_e: velocidade de entrada (m s^{-1}), Q: vazão de recirculação, d: diâmetro da tubulação (50 mm), E_i: potência de cada entrada (W), ρ_L: densidade do líquido (1001.73 kg m^{-3} para ~12% ST (WU; CHEN, 2007), g: força gravitacional (m s^{-2}), H: altura hidrostática (2.5 m), E: potência total (W) e m: número de entradas (1.0).

Posteriormente, o NEM foi calculado pela Equação 7.4 (STUKENBERG *et al.*, 1992).

$$\mathrm{NEM} = \frac{\mathrm{E}}{\mathrm{V}} \tag{7.4}$$

Onde NEM: nível de energia da mistura (W m^{-3}), V: volume de trabalho do reator (m^{-3}).

7.2.6 Análises estatísticas

As análises estatísticas foram realizadas para a comparação dos parâmetros analíticos em relação à eficiência do tratamento e produção de biogás nas três diferentes fases. Adicionalmente, foram verificadas a correlação entre concentração de SV efluente com o volume e SV afluente. Para isso, foram realizadas correlação de Spearman e Kruskal-Wallis, com teste complementar de Dunn, ambos para o nível de confiança de 95% (*p-value*: 0,05), realizados nos programas Microsoft Excel® e BioEstat 5.3.

7.3 Resultados e discussão

7.3.1 Substrato e variação da carga orgânica

A composição do resíduo alimentar de uma mesma fonte pode variar conforme a estação do ano, pelas diferenças dos alimentos preparados (MENG *et al*., 2015). O desenvolvimento do experimento ocorreu de forma mais expressiva durante o outono e o inverno (1 de março a 9 de agosto de 2019). A caracterização dos resíduos em relação a aspectos físico-químicos se encontra descrita na Tabela 7.4.

Tabela 7.4. Composição média do substrato.

Parâmetro	Média (D.P)/n
ST (g L^{-1})	33,9 (14,5)[a]
STV (g L^{-1})	30,6 (13,8)[a]
COT (g $kg^{-1}_{M.S}$)	510,0 (22,2)[b]
N_{total} (g $kg^{-1}_{M.S}$)	28,2 (2,0)[b]
P_{total} (g $kg^{-1}_{M.S}$)	7,0 (3,1)[b]
K (g $kg^{-1}_{M.S}$)	23,6 (4,0)[b]
Na (g $kg^{-1}_{M.S}$)	31,9 (5,3)[b]
C/N	18,1 (1,7)[b]

M.S: matéria seca à 60 °C; [a] n: 26, [b] n: 4.

Como se pode verificar, as concentrações médias de nitrogênio total são semelhantes ao intervalo de 20,9 e 30 mg g ST^{-1} citado pela literatura (CHEN *et al.*, 2016a; TONANZI *et al.*, 2018), assim como as concentrações de potássio e sódio, não representam níveis tóxicos (MCCARTY, 1964). A relação C/N se manteve abaixo do intervalo entre 20 e 30 apresentado como ideal para a digestão anaeróbia (NAYAK; BHUSHAN, 2019). No entanto, relações inferiores (12 – 16,4) têm sido reportadas no tratamento de resíduos alimentares sem comprometimento de seu desempenho (LOGAN *et al.*, 2019; TONANZI *et al.*, 2018).

Para a definição das três fases operacionais, diferentes massas de resíduos alimentares foram processadas pela unidade e introduzida no reator, condicionando a COV aplicada em cada uma delas (Tabela 7.5).

Tabela 7.5. Valores médios de resíduos alimentares, substrato e COVs aplicadas em cada uma das fases operacionais.

Parâmetro	Fase		
	COV I[a]	COV II[a]	COV III[b]
Massa úmida de RA (kg alim.$^{-1}$)	172 (35)	288 (52)	85 (71)
Substrato final (L alim.$^{-1}$)*	423 (59)	536 (100)	142 (50)
ST substrato (g L^{-1})	26 (8)	40 (13)	35 (19)
Intervalo médio entre alimentações (d)	3,0	2,6	3,9

Média (desvio padrão); *Após trituração úmida e correção da concentração de ST; [a] n: 14, [b] n: 20.

A COV aplicada foi determinada pela estabilidade do reator, assim como a duração das fases. A duração foi de 42, 37 e 77 dias para as fases COV I, II e III, respectivamente. A fase COV II foi restringida a esse menor período pela tendência de colapso do sistema, como apresentado posteriormente. A elevação de 67% na massa de resíduos alimentares resultou no incremento de 48% na COV aplicada, porém, somente 27% no volume introduzido a cada alimentação. A diferença no incremento destes dois parâmetros está relacionada a concentração de ST presente no substrato e número de alimentações em cada uma das fases, o que resultou em menor intervalo entre alimentações na fase COV II. A elevação da COV aplicada resultou na

instabilidade do reator ao final da COV II, o que afetou o seu desempenho, e pôde ser verificado nos diferentes parâmetros analisados.

7.3.2 Estabilidade do processo

Para o monitoramento da estabilidade do reator foram utilizados diferentes parâmetros, determinados a partir de análises do material presente no reator (Figuras 7.2 e 7.3), assim como a concentração de metano no biogás.

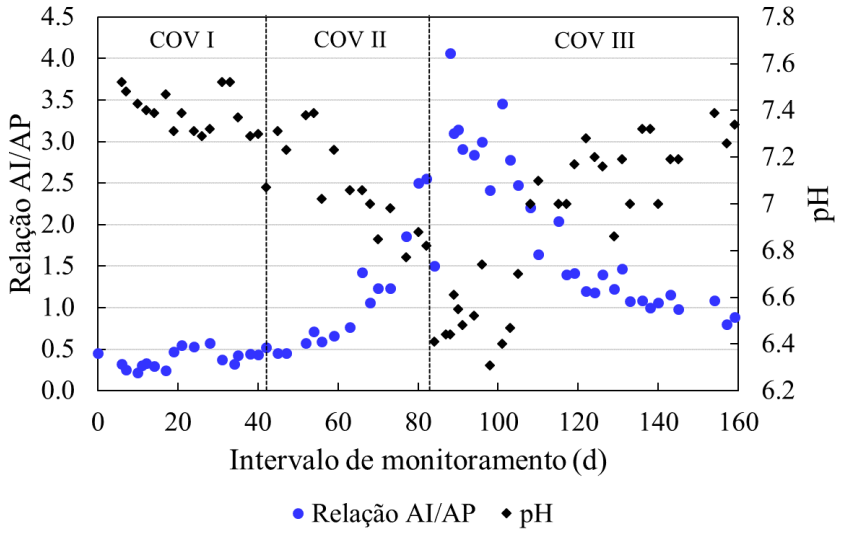


Figura 7.2. Comportamento da relação AI/AP e pH durante as três fases operacionais.

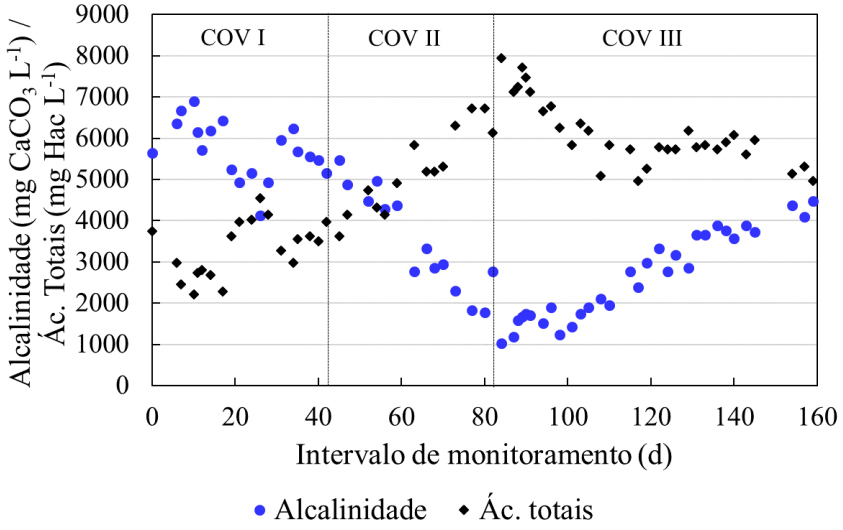


Figura 7.3. Alcalinidade a bicarbonatos e ácidos totais em relação as três fases operacionais.

A relação AI/AP é um teste simples de monitoramento das condições instantâneas do reator. A Figura 7.2 apresenta valor médio de 0,4 na fase em que o reator foi operado em condição estável (COV I). Relações de 0,3 a 0,45 são reportados na literatura como valores limites para garantir a estabilidade do reator (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a; RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986). O valor do pH nessa fase também permaneceu estável, variando de 7,3 a 7,5, assim como a alcalinidade a bicarbonatos, que permaneceu entre 4.900 e 6.900 mg $CaCO_3$ L^{-1}. Segundo a literatura, a faixa ótima de pH para operação de reatores anaeróbios se localiza entre 6,6 e 8,2 (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964), sendo descrito para alcalinidade valores mínimos de 2.500 mg $CaCO_3$ L^{-1} (METCALF AND EDDY, 2003; SAWYER; HOWARD; PERSHE, 1954; VÖGELI *et al.*, 2014).

No entanto, durante a fase COV II houve a elevação da COV aplicada ao reator, resultando no incremento da relação AI/AP, chegando ao valor de 2,5 ao final da fase (dia 81). Todos os outros parâmetros de monitoramento também apresentaram expressivas alterações, com pH chegando a 6,8 e a alcalinidade a bicarbonatos em valores próximos a 1.800 mg $CaCO_3$ L^{-1}. Apesar da fase COV II ter sido aplicada por período mais curto que as demais (37 dias), sua continuação poderia representar o colapso do reator. O valor de pH atingiu seu limite inferior,

segundo a literatura. Shen *et al.* (2013) também reportaram a redução do pH de 7,1 para 6,8 quando incrementada a COV aplicada ao reator.

A alteração desses parâmetros está relacionada ao acúmulo de ácidos intermediários, os quais reduzem a alcalinidade do sistema, resultando na redução da capacidade de tamponamento e consequente decréscimo do pH. A concentração de ácidos totais apresentou incremento de mais de 100% nesse período, passando de valor médio de 3.300 mg HAc L^{-1} na fase COV I para 6.700 mg HAc L^{-1} ao final da fase COV II.

Na fase seguinte, COV III, houve a redução da carga orgânica aplicada para possibilitar a recuperação do reator às condições adequadas de operação. Pelo fato do reator compor uma plataforma de processamento integrado dos resíduos alimentares, com diversos sistemas que utilizam seu efluente, manteve-se as alimentações, mesmo que com frequência reduzida e menor quantidade de resíduos (Tabela 7.5). Durante a fase COV III a temperatura ambiente permaneceu em valor médio de 24,3 °C, consideravelmente inferior aos valores de 30,3 e 28,5 °C verificados na fase COV I e II, respectivamente. O fato de não ser possível evitar a introdução de resíduos, assim como a redução da temperatura, podem ter influenciado no período necessário para a recuperação do reator, pois as arqueias metanogênicas apresentam atividade reduzida em temperaturas baixas (LETTINGA *et al.*, 1999). A parte inicial da fase COV III possui características semelhantes à fase COV II, justificada pelo tempo necessário para a degradação dos sólidos aplicados. A relação AI/AP, por exemplo, continua sendo incrementada, chegando a valores superiores a 4,0 (dia 88) e somente retornando a valores próximos daqueles obtidos ao final da fase COV II no dia 98. O pH, no entanto, atingiu seu menor valor (6,3) no dia 98, cerca de 16 dias após a finalização da fase COV II. Essa diferença dos períodos necessários para mudança nos comportamentos da relação AI/AP e pH está relacionada ao fato deste último ser determinado em escala logarítmica, representando menor sensibilidade a pequenas mudanças nas condições do reator. Caso o monitoramento seja somente realizado por meio deste parâmetro, deve-se manter valores mais restritivos para as tomadas de decisão. Após esse período de influência da fase anterior, o reator se recuperou gradualmente.

Os valores de COV de todas as fases (Tabela 7.6) são inferiores aos reportados na literatura, mesmo para sistemas operados sem controle de temperatura, como é o caso deste reator. Martí-Herrero *et al.* (2018) reportaram COV de 0,56 e 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1} na operação de reator tubular tratando resíduos de frutas e verduras em temperatura ambiente. Valores de COV semelhantes (0,87 e 0,8 kg SV m^{-3} d^{-1}) foram aplicados por Ruffino *et al.* (2015) e Kuczman *et al.* (2018) ao operarem CSTRs com temperatura de 35 e 29,4 °C, respectivamente.

Tabela 7.6. Parâmetros relacionados à matéria orgânica aplicada ao reator nas diferentes fases.

Parâmetro	Fase		
	COV I[a]	COV II[b]	COV III[c]
COV (kg SV m^{-3} d^{-1})	0,25 (0,10)	0,37 (0,13)	0,07 (0,04)
TDH (d)	123 (38)	108 (21)	349 (25)
SV substrato (g L^{-1})	27 (7)	34 (10)	33 (18)

Média (desvio padrão); [a] n:13, [b] n:14, [c] n:18.

O TDH esteve condicionado a COV aplicada ao sistema, haja vista a operação em via úmida; concentração de ST no substrato inferior a 5%. Assim, fases em que foram aplicadas maiores cargas orgânicas tiveram menores TDHs. Apesar da fase COV III ter resultado em TDH muito elevado (~350 dias) pela reduzida COV aplicada, os valores verificados nas demais fases (128 e 108d) são próximos ao reportado na literatura com temperaturas inferiores à faixa ótima da condição mesofílica (KUCZMAN *et al.,* 2018) e sem controle de temperatura (MARTÍ-HERRERO *et al.,* 2018), os quais reportaram 103 d e intervalo de 87 a 164 d, respectivamente.

A carga orgânica aplicada ao sistema, tanto em sua fase estável (COV I) como na fase que houve sobrecarga orgânica (COV II) é inferior aos reportados na literatura para operações semelhantes, sendo o acúmulo de material de difícil degradação no interior do reator e a hidrodinâmica alguns dos fatores que poderiam influenciar na sua capacidade. Apesar de limitações amostrais causadas pela presença de materiais inertes próximos do ponto de amostragem, a Figura 7.4 reúne dados quantitativos da biomassa presente no reator durante as três fases operacionais.

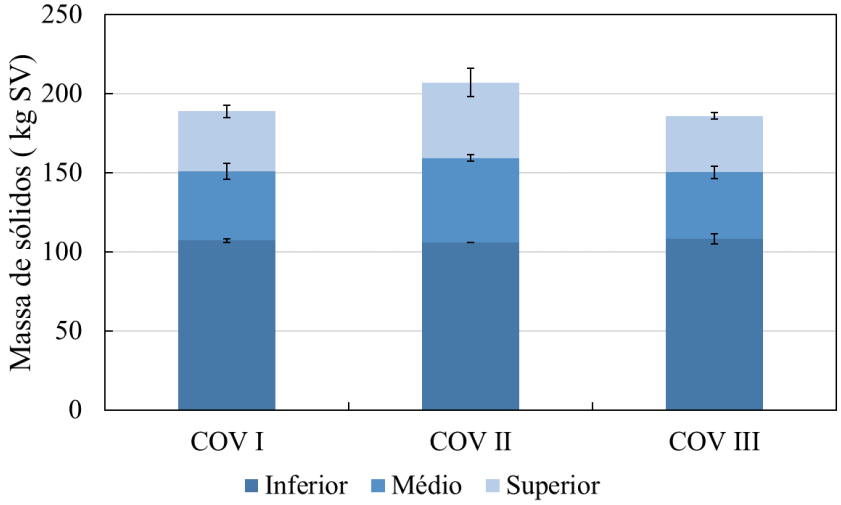


Figura 7.4. Massa de sólidos voláteis presente no interior do reator em função do ponto de amostragem e fase operacional.

A biomassa total, determinada a partir dos SVs presentes nas amostras coletadas nos três pontos de amostragem não apresentou diferença significativa (*p-value*: 0,37) entre as três fases avaliadas. Porém, quando retirada a porção referente ao volume da base, amostrado no ponto inferior, houve diferença significativa (*p-value*: 0,01) entre as biomassas verificadas em COV II e as demais fases. Esse fato possibilita a inferência de não haver efeito da COV aplicada sobre a biomassa presente no volume inferior, assim como há nas partes superiores.

A determinação das concentrações de SV ao longo das diferentes alturas evidenciou a formação de um gradiente de concentração, com valores médios mais elevados (29,5 g SV L^{-1}) no ponto inferior (0,1 m), com redução ao longo do perfil, chegando a 4,3 g SV L^{-1} no ponto superior (1,7 m). Esse gradiente de concentração foi, provavelmente, resultado da configuração do reator, pois a forma cilíndrica e mistura hidráulica contribuem para a sedimentação da biomassa (FNR, 2010; METCALF AND EDDY, 2003). Apesar de várias características poderem afetar as condições de mistura, como a forma do reator, a concentração de sólidos, o regime de operação, o diâmetro da tubulação ou rotores, os dois parâmetros mais utilizados para avaliar a intensidade da mistura hidráulica são o NEM e v_e (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018). A mistura hidráulica não otimizada, adotada para reduzir os custos de instalação e operação, proporcionou um NEM de 1,17 W m^{-3}, inferior ao intervalo de 5 a 8 W m^{-3} recomendado na literatura

(METCALF AND EDDY, 2003). Ademais, a v_e calculada (0,46 m s^{-1}) também foi inferior ao intervalo de 6,46 e 6,62 m s^{-1} reportado em estudos prévios (WU, 2010a, 2010b). Portanto, a associação dessas características; configuração do reator e mistura hidráulica não otimizada podem ter contribuído para a sedimentação dos sólidos no interior do reator.

A amostragem sistemática, realizada ao final da fase COV III, em todos os 18 pontos localizados no volume reacional (Figura 7.1), também corroboraram com a presença do gradiente de concentração vertical, além de apresentar uma distribuição da biomassa não uniforme (Tabela 7.7).

Tabela 7.7. Concentrações de sólidos verificadas na amostragem sistemática dos 18 pontos de amostragem presentes no reator.

Ponto	ST (g L^{-1})	SV (g L^{-1})	Ponto	ST (g L^{-1})	SV (g L^{-1})
A1	6,0	2,9	D1	37,3	29,1
A2	10,8	6,9	D2	10,4	6,8
A3	10,4	6,5	D3	10,0	6,3
B1	8,0	4,5	E1	28,7	23,0
B2	10,7	6,9	E2	12,6	8,5
B3	9,6	5,8	E3	9,9	6,1
C1	12,5	8,0	F1	31,6	23,5
C2	10,8	6,9	F2	10,7	6,8
C3	9,8	6,0	F3	24,4	18,8

Com base no esquema apresentado na Figura 7.1 e resultados da Tabela 7.7, as regiões próximas dos pontos de alimentação, representadas pelas letras D, E e F, verifica-se o perfil característico, com gradiente de concentração no sentido vertical. De forma bastante distinta, no lado oposto esquerdo (A, B e C), há distribuições irregulares, com concentrações bastante reduzidas no ponto inferior. Verificou-se nesses pontos a presença de fragmentos de ossos de frango, pois sua trituração e introdução no reator foi comum desde sua partida, em 2013. O acúmulo de materiais inertes; ossos, sementes e outros materiais de difícil degradação pode ter influência na homogeneização do reator, reduzindo a distribuição de substrato na totalidade do volume reacional, afetando assim o acesso dos microrganismos a esses compostos, resultando em zonas mortas.

Como resultado dessa distribuição não uniforme, regiões específicas do reator, próximas dos pontos de alimentação principalmente, podem ter sido submetidas à COV superiores à média determinada para todo o reator, o que causaria a sua sobrecarga em valores de COV inferiores aos reportados tipicamente na literatura. Baixa eficiência da digestão anaeróbia, distúrbios e eventual colapso do reator por acumulação de sólidos provenientes de longos períodos de operação podem ser evitados com sua adequada mistura (KARIM *et al*., 2005; KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018; NANDI *et al*., 2017), no entanto, para sistemas de baixo custo, a triagem mais restritiva dos resíduos alimentares e/ou retirada frequente dos sólidos sedimentados (purga de fundo) podem contribuir mais efetivamente.

O comportamento característico das três fases pode ser verificado no desempenho do reator, tanto em relação à conversão da matéria orgânica, como na produção de metano.

7.3.3 Eficiência do tratamento dos resíduos alimentares

Apesar de COV inferior à literatura, a fase COV II foi operada com valor cerca de 50% superior à COV I, o que causou a instabilidade verificada no reator. A remoção de SV não apresentou expressiva diferença entre as fases COV I e COV II (~75%), havendo marginal elevação durante COV III (~80%) (Figura 7.5).

A concentração de SV no efluente do reator apresenta incremento em maior intensidade ao longo de COV II, com valores mais elevados localizados ao final desta fase, quando ultrapassa 10 g SV L^{-1}. Com base em análise de correlação de Spearman, verifica-se efeito significativo do volume de substrato na concentração de SV no efluente (ρ: 0,53 e *p-value*: 0,0001), diferentemente da contração de SV afluente (ρ: 0,22 e *p-value*: 0,13). Essa correlação corrobora com a existência de caminhos preferenciais, conhecidos como curtos-circuitos, no interior do reator, causados, provavelmente, pelo acúmulo de inertes, reportado anteriormente. Assim, o aumento do volume de substrato aplicado na fase COV II contribuiu com a elevação da concentração de SV no efluente, afetando sua remoção nesse período. Somente a acidificação do reator, aos níveis verificados nessa fase não afetaria a conversão de SV, pois as bactérias acidogênicas são beneficiadas pelo pH mais baixo, sendo valores entre 5 e 6,5 seu intervalo

ótimo de desenvolvimento (DEMIRER; CHEN, 2004; PRIYA RAVI *et al.*, 2017). Tonanzi *et al.* (2018) reportaram a elevação da conversão de SV de 76 para 81-83% quando o reator se encontrava em sobrecarga orgânica.

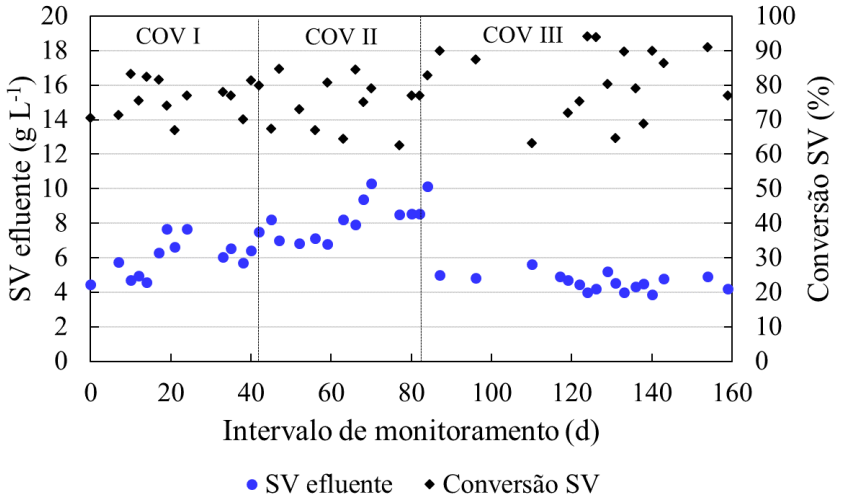


Figura 7.5. Concentração de sólidos voláteis efluente e remoções.

A elevação da perda de matéria orgânica durante a fase COV II também foi verificada na DQO total e solúvel efluente (Figura 7.6).

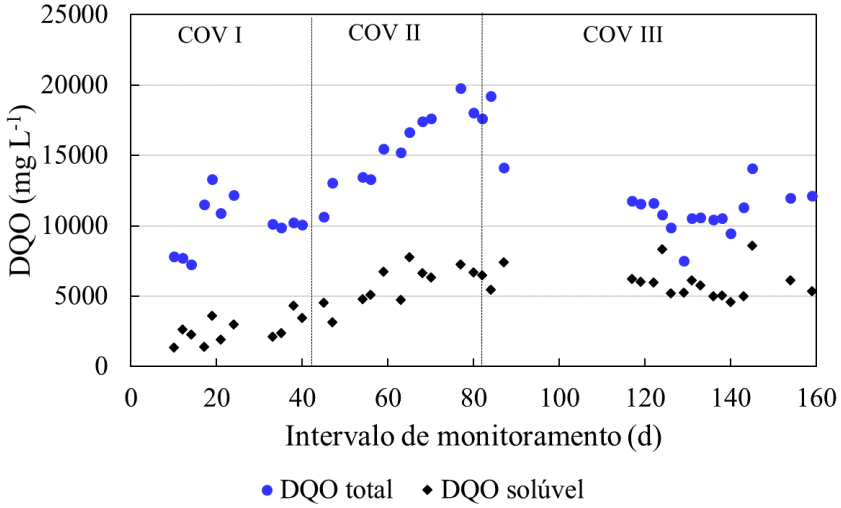


Figura 7.6. DQO total e solúvel presente no efluente do reator ao longo do experimento.

Assim como na concentração de SV efluente, o comportamento da DQO total demonstra o incremento da perda de matéria orgânica do reator com a elevação da carga orgânica aplicada. A fase COV I apresentou valores razoavelmente estáveis, com DQO média de cerca de 10.000 mg L^{-1}, porém, com o desenvolver da COV II esse valor foi incrementado progressivamente, atingindo valores 98% mais elevados (~19.800 mg L^{-1}) ao final da fase. Com a posterior redução da COV, além de menor frequência de alimentações (Tabela 7.5), seus valores retornaram aos níveis verificados na fase estável (Figura 7.6).

A DQO solúvel, no entanto, apresenta comportamento semelhante somente nas duas primeiras fases, com valor médio de cerca de 2.600 mg L^{-1}, verificado na fase COV I, atingindo valores 169% mais elevados ao final de COV II (~7.000 mg L^{-1}). Incremento semelhantes foi observado em CSTR com temperatura controlada (37 °C) também aplicado ao tratamento de resíduos alimentares. Os autores atribuíram o aumento de 2.500 para 14.000 mg L^{-1} aos metabolitos intermediários produzidos durante a sobrecarga orgânica (TONANZI *et al*., 2018). Durante a fase COV III, diferentemente do verificado na DQO total, não se verificou redução dos valores de DQO solúvel, permanecendo com valor médio elevado (~5.900 mg L^{-1}) quando comparado a COV I. Esse comportamento esteve relacionado aos metabólitos dissolvidos, como também pôde ser apreciado na determinação dos ácidos totais (Figura 7.3). Com a elevação da COV aplicada (COV II), há maior disponibilidade de substrato para as fases iniciais da digestão anaeróbia (hidrólise e acidogênese), as quais possuem menor tempo de duplicação quando comparadas às fases finais, como a metanogênese (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964), resultando no acúmulo de metabólitos intermediários (Figura 7.7). A temperatura do reator também é um fator determinante da conversão da matéria orgânica a ácidos orgânicos e estes a metano, pois segundo Kettunen; Rintala (1997), a intensidade da atividade microbiana na produção de metano é condicionada pela temperatura.

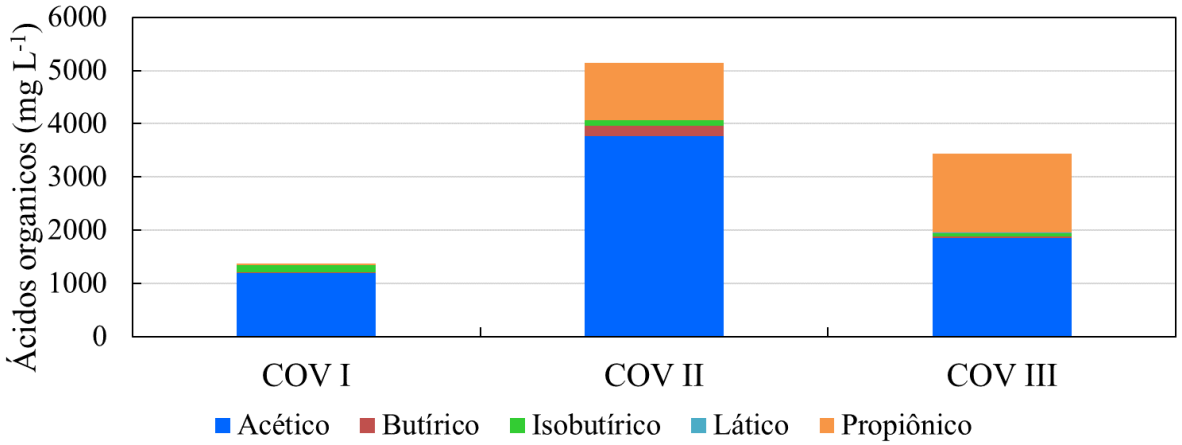


Figura 7.7. Ácidos orgânicos intermediários presentes no efluente do reator em cada uma das fases operacionais.

Com relação aos metabólitos solúveis presentes, a fase COV I apresenta predomínio de ácido acético (~1200 mg L^{-1}). Essa concentração pode ser considerada elevadas se comparado a outros estudos com COV reduzidas (CHEN *et al*., 2016). No entanto, essa maior elevação pode estar relacionada à operação em temperatura ambiente, com valores inferiores à faixa ótima de operação de sistemas mesofílicos, pois a literatura reporta menor atividade de microrganismos metanogênicos acetoclásticos em temperaturas mais baixas (LETTINGA *et al.*, 1999), além de possíveis regiões submetidas a COVs equivalentes superiores à média calculada para o reator, promovida pelo acúmulo de inertes e zonas mortas.

A elevação da carga orgânica aplicada na fase COV II resultou em incremento e alteração do perfil dos ácidos presentes no efluente. Houve incremento de cerca de 70% na concentração de ácido acético, além do surgimento de ácido propiônico e butírico.

De forma geral, a rota acidogênica propiônica está relacionado ao controle da pressão parcial de hidrogênio (FERREIRA *et al.*, 2018), pois a produção de cada mol de ácido propiônico a partir de glicose demanda o consumo de dois mols de H_2 (Equação 7.5) (ZHU *et al*., 2008), diferentemente do ácido butírico (Equação 7.6) e acético (Equação 7.7) (DAS; VEZIROGLU, 2008), que produzem dois e quatro mols de H_2, respectivamente.

$$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COOH + 2H_2O \quad (7.5)$$

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow CH_3(CH_2)2COOH + 2CO_2 + 2H_2 \quad (7.6)$$

$$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2 \quad (7.7)$$

Com a redução da COV aplicada, houve a redução das concentrações desses ácidos, porém, mantendo-se em concentrações superiores as COV I, além de composição distinta: presença de ácido propiônico.

A maior presença de ácido reduzidos, como o butírico, isobutírico e propiônico, implicam em maior demanda da fase acetogênica, na qual há a conversão destes a ácido acético por rotas acetogênicas de próton-redução (STAMS *et al*., 2006). Por sua vez, a temperatura do reator durante a fase COV III (24,3 °C) foi inferior as fases anteriores (~28–30 °C), o que pode ter interferido na degradação de acetato, pois segundo Lettinga *et al*. (1999), temperaturas reduzidas proporcionam menor atividade à microrganismos acetoclásticos, o que pode resultar em acúmulo de acetato. Esses fatores podem tornar a degradação do ácido propiônico menos efetivas, pois a energia livre de Gibbs resultante de sua conversão de propionato a acetato é positiva, +76,1, ou seja, termodinamicamente desfavorável, somente ocorrendo em baixas pressões parciais de hidrogênio (ppH_2) e acetato (AQUINO; CHERNICHARO, 2005; FORESTI, 1994; MCCARTY; SMITH, 1986). Além disso, a intensidade da mistura pode afetar as relações sintróficas entre acetogênicas (produtoras de acetato/H_2) e metanogênicas (consumidoras de acetato/H_2) (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018). As zonas mortas e curtos-circuitos podem ter incrementado a intensidade da mistura em regiões específicas do reator e também influenciado na degradação dos metabolitos. A redução da intensidade de mistura permitiu a rápida degradação de propionato em reator com elevada concentração de acetato e propionato (KAPARAJU *et al*., 2008). Assim como baixo pH, instabilidade e prolongado período de partida foi observado em reator com mistura, quando comparado a reator sem mistura (KARIM *et al*., 2005).

O acúmulo de ácido propiônico, butírico e isobutírico também foram reportados no tratamento de substrato semelhante em condições operacionais distintas, porém, ambos com predominância das mesmas rotas metabólicas verificada em COV II e III. A operação de reator em batelada com concentração de 6% de SV e temperatura ambiente (20 – 25 °C), resultou em acúmulo predominante de ácido acético (~5000 mg L^{-1}) e propiônico (~2000 mg L^{-1}) (CHENG *et al*., 2016). Tonanzi *et al.* (2018) também verificaram acúmulo de ácidos intermediários na operação de um CSTR, porém, operado com temperatura controlada (37 °C) e fornecimento de fonte externa de alcalinidade (Na_2CO_3). Semelhante ao verificado nesse estudo, os autores verificaram acúmulo de ácido acético inicialmente, com incremento posterior de propiônico e butírico. Calculada a ppH_2 para a manutenção das reações endergônicas, com energia livre de Gibbs negativas na conversão do propiônico, os autores verificaram ppH_2 muito baixas (50 a 100 Pa), afirmando ser difícil evitar seu acúmulo no tratamento de resíduo alimentar, substrato de rápida acidificação.

7.3.4 Produção de metano

A produção de metano apresentou variações condicionadas pela COV aplicada. Seu comportamento, em relação às fases experimentais, pode ser observado na Figura 7.8.

A produção volumétrica de metano (PVM) verificada na fase COV I apresentou valor médio de 0,11 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, com variações referentes às alimentações e temperaturas ambiente. Na fase COV II, com a elevação da carga orgânica aplicada, pode-se verificar a tendência de elevação desse parâmetro em um primeiro momento, principalmente entre os dias 52 e 70, nos quais a PVM média foi de 0,15 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}. No entanto, a partir do dia 71 verifica-se a redução da PVM, mantendo-se em valores similares até a finalização da fase, com valor médio de 0,08 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}. Apesar de COV mais elevada, os valores de PVM da segunda parte da fase COV II se aproximam dos verificados em COV I. Neste período do experimento, as condições do reator demonstravam instabilidade, com relação AI/AP variando entre 1,2 a 2,5 e concentração de ácidos totais superiores a 6000 mg HAc L^{-1}.

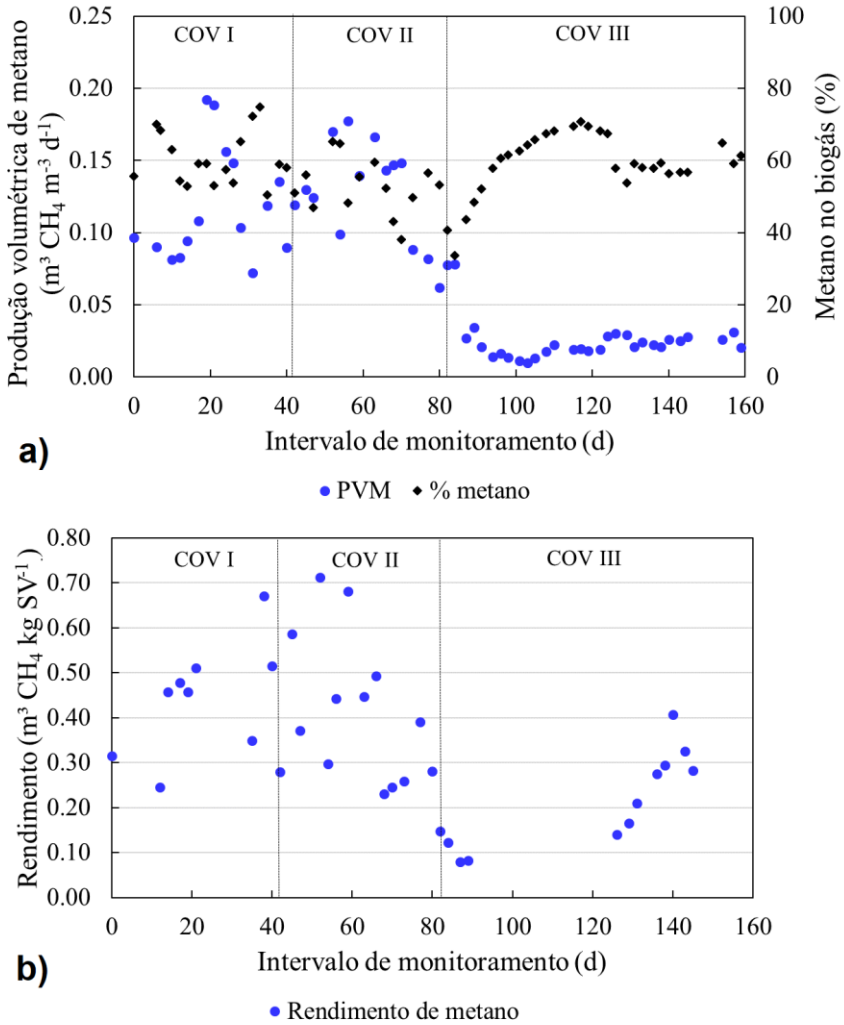


Figura 7.8. Produção de metano e concentração no biogás (a) e rendimento (b) ao longo de todo o período monitorado.

Com comportamento semelhante ao verificado na fase COV I e primeira metade de COV II, a literatura apresenta relação direta da PVM com a COV, reportando produções mais elevadas para estudos realizados em condições controladas. Estudo prévio reportou incremento de 0,49 para 1,16 m³ CH_4 m^{-3} d^{-1} para a elevação da COV de 1,0 para 3,5 kg SV m^{-3} d^{-1} em um CSTR somente com controle de temperatura, 35 °C (SHEN *et al.,* 2013). Em operação com temperatura controlada, porém, em faixa psicrofílica (20 °C), Bouallagui *et al.* (2004) também reportaram incremento da PVM com elevação da carga orgânica aplicada, passando de 0,37 para 0,59 m³ CH_4 m^{-3} d^{-1} ao incrementar ST de 4 para 6%. No entanto, esses autores reportam

colapso do sistema ao seguir elevando a carga orgânica (8% ST) nessas condições. Apesar de manter a relação direta da PVM com a COV, quando operados em temperatura ambiente os valores de PVM reportados são inferiores, como a elevação de 0,08 para 0,12 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, reportados por Martí-Herrero *et al.* (2018) quando a COV do reator tubular tratando resíduos de frutas e verduras foi elevada de 0,57 para 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1}. Além da produção de metano ser menor em temperaturas mais baixas, como reportado por Bouallagui *et al.* (2004), sua variação característica entre dia e noite pode afetar o comportamento dos microrganismos, pois a manutenção da temperatura é uma condição importante, sendo reportado efeitos negativos para variações diárias superiores a 1,0 °C (METCALF AND EDDY, 2003).

O decréscimo da PVM verificado durante a parte final de COV II, assim como descrito por Bouallagui *et al.* (2004), representa a superação da COV ótima, com início de sobrecarga orgânica, o que poderia levar o reator ao colapso, caso houvesse a manutenção do incremento da COV aplicada.

A concentração de metano no biogás também apresentou comportamento semelhante à PVM, sendo observado seu decréscimo com a elevação da carga orgânica aplicada. Durante a fase COV I, as concentrações de metano não foram inferiores a 50%, com valor médio de 60%, porém, na porção final da fase COV II foram registrados valores inferiores a 40% (Figura 7.8). Assim como verificado na fase estável (COV I), valores de metano no biogás próximos de 60% são reportados pela literatura (KUCZMAN *et al.*, 2018; LIU *et al.*, 2018; SHEN *et al.*, 2013). De forma geral, a redução do conteúdo de metano no biogás está relacionada ao aumento da COV, sendo utilizado, juntamente com outros parâmetros, no monitoramento da estabilidade. Bouallagui *et al.* (2004) também constataram a redução da concentração de metano condicionada ao incremento da COV para todas as temperaturas avaliadas (20, 35 e 55°C), sendo verificadas as menores porcentagem nos testes em 20 °C.

O rendimento de metano, assim como os demais parâmetros, demonstra a redução do desempenho do reator quando aplicado carga orgânica superior à sua capacidade. O valor médio do rendimento durante a fase COV I foi 0,43 m^3 CH_4 kg SV^{-1}. Com a elevação da carga orgânica

o rendimento de metano foi sendo reduzido ao longo da fase, atingindo valores próximo a 0,15 m^3 CH_4 kg SV^{-1}. Após o término da fase COV II e redução da carga orgânica (COV III), os valores de rendimento continuaram em decréscimo, chegando a 0,08 m^3 CH_4 kg SV^{-1} próximo ao dia 89. Alguns estudos apresentam o rendimento como parâmetros determinante na verificação da COV ótima para o sistema, havendo seu incremento com a elevação da COV, sendo que uma vez superada a COV máxima, há a inflexão da curva e posterior decréscimo do rendimento (BANKS; HEAVEN, 2013). Assim como verificado para os parâmetros de estabilidade, como relação AI/AP, pH e alcalinidade a bicarbonatos, a produção de metano também apresentou o mesmo comportamento instável para a parte final da fase COV II. Embora a operação do sistema tenha sido realizada em temperatura ambiente, é provável que a estratificação e acúmulo de sólidos por longo período contribuíram de forma mais efetiva para a instabilidade em baixa COV (0,37 kg SV m^{-3} d^{-1}) (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018).

A fase COV III apresentou progressiva recuperação do reator, com elevação da porcentagem de metano no biogás e rendimento de metano, apesar da redução da PVM. Essa redução pode ser justificada pela COV bastante reduzida (0,07 kg SV m^{-3} d^{-1}) aplicada ao sistema.

7.4 Conclusões

A elevação da COV de 0,25 para 0,37 kg SV m^{-3} d^{-1} comprometeu o desempenho do reator em relação à remoção de matéria orgânica e produção de metano, pois apesar de conversão de SV semelhante (~75%), houve aumento da matéria orgânica dissolvida, com incremento da DQO total efluente de 10.000 para 19.800 mg L^{-1}. Apesar da produção volumétrica de metano apresentar valores semelhantes (0,11 e 0,08 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}), o rendimento de metano decresceu de 0,43 para 0,15 m^3 CH_4 kg SV^{-1}.

Embora operado com COV inferior à reportada na literatura, houve sobrecarga orgânica, causada, possivelmente, por problemas hidrodinâmicos resultantes da mistura não otimizada e acúmulo de inertes no interior do reator durante o longo período prévio de operação. Esses fatores resultaram em zonas mortas e curtos-circuitos, com o quais algumas partes do reator

estavam submetidos a COV equivalente mais elevada que os valores determinados para seu volume total.

Contudo, para uma operação sustentável de longo prazo, foi verificado a necessidade de triagem mais restritiva do resíduo alimentar, evitando a introdução de resíduos de baixa biodegradabilidade e/ou a instalação de dispositivos de limpeza para a remoção destes materiais quando acumulados no interior do reator.

8 AVALIAÇÃO DE DUAS CONFIGURAÇÕES DE REATORES ANAERÓBIOS PARA O INCREMENTO DO DESEMPENHO DE SISTEMA OPERADO EM TEMPERATURA AMBIENTE

8.1 Introdução

Os resíduos alimentares possuem elevada biodegradabilidade (LIN *et al*., 2013; ZHOU *et al*., 2018), além de fácil solubilização e acidificação (NAGAO *et al*., 2012), o que pode resultar em limitações na aplicação do tratamento anaeróbio em reator de único estágio pelo acúmulo de ácidos intermediários. Reatores anaeróbios em grande escala são geralmente operados com baixas cargas orgânicas volumétricas (COV) e/ou elevados tempos de detenção hidráulicas (TDH) pela grande preocupação com a instabilidade do processo (TONANZI *et al*., 2018).

O sistema em dois estágios pode proporcionar maior estabilidade, conversão de matéria orgânica e produtividade ao tratamento (DE GIOANNIS *et al.*, 2017; PISUTPAISAL; NATHAO; SIRISUKPOKA, 2014), porém, demandando condições bem definidas e controladas em relação ao pH e temperatura dos reatores, além de, em grande parte dos estudos, ser aplicado pré-tratamento do inóculo do reator acidogênico para eliminação dos microrganismos metanogênicos (CHENG *et al*., 2016; DING *et al*., 2017; INTANOO; CHAIMONGKOL; CHAVADEJ, 2016; SUNYOTO *et al*., 2016), fatores que podem tornar mais complexo o aumento da escala.

Uma alternativa para elevação da estabilidade e desempenho de CSTR, um dos principais modelos de reator aplicado aos resíduos alimentares, seria o retorno de sua biomassa efluente, configurando o sistema anaeróbio de contato. Essa é uma estratégia que, além de possibilitar a degradação da matéria orgânica residual, resulta na desvinculação do TDH e TRS, possibilitando a aplicação de COVs mais elevadas e menores TDHs (MCCARTY, 1981). A aplicação desta configuração ao tratamento de resíduos alimentares, em temperatura controlada, resultou em operação estável, apesar da aplicação de elevada COV (10,5 kg SV m^{-3} d^{-1}) e TDH bastante reduzido (16 d) (NAGAO *et al*., 2012).

No entanto, a operação de sistema anaeróbio em condições controladas de temperatura pode elevar seus custos de instalação e operação, o que poderia contribuir para sua inviabilização (VÖGELI *et al.*, 2014). Estudos prévios, em escala piloto, apresentaram a possibilidade de aplicação de reatores sequenciais sem controle de pH e temperatura para águas residuárias de bovinocultura leiteira (MONTOYA *et al.*, 2017) e beneficiamento de café (BRUNO; OLIVEIRA, 2013), além de reator em único estágio para resíduos de frutas e verduras nessas mesmas condições (GULHANE *et al.*, 2016; MARTÍ-HERRERO *et al.*, 2018).

Portanto, o objetivo do presente estudo foi avaliar duas diferentes configurações: sistema com dois reatores metanogênicos sequenciais e sistema anaeróbio de contato, com vistas ao incremento do desempenho do sistema anaeróbio operado em condições não controladas de temperatura e sem adição de fonte externa de alcalinidade. Assim, pretende-se apresentar alternativas de configuração de sistemas anaeróbios, operados sob condições simplificadas, para o tratamento de resíduos alimentares, contribuindo com a sua reciclagem em unidades descentralizadas.

8.2 Material e Métodos

8.2.1 Aparato experimental

Instalados na pMethar/UFMG, os reatores anaeróbios utilizados para o desenvolvimento deste estudo foram um digestor, projetado para operar como CSTR, e um reator UASB, com volumes de trabalho de 18,8 e 1,87 m³, respectivamente. O reator UASB apresentava diâmetro interno constante de 0,72 m e altura útil e total de 4,55 e 5,1 m, respectivamente. Seu separador trifásico se localizava a 3,0 m de sua base, resultando em 1,22 m³ de volume reacional.

O digestor foi construído em PRFV (polipropileno reforçado com fibra de vidro), com isolamento térmico, somente em suas laterais, constituído de lã de vidro e superfície externa em aço inoxidável (Figura 8.1a) e o reator UASB foi construído em RPVC (PVC reforçado com fibra de vidro) (Figura 8.1b). A Figura 8.2 apresenta o desenho esquemático do aparato utilizado no experimento.

A introdução de substrato (alimentação), tanto no digestor como no reator UASB, além da agitação do digestor, foram realizadas por duas bombas de cavidade progressiva, modelo Nemo® (Netzsch®), controladas por meio de inversor de frequência (Vacon®), com vazão de 54 L min.$^{-1}$. As alimentações foram realizadas na parte inferior dos reatores, sendo no digestor a uma altura de 0,1 m, distribuída em dois pontos de alimentação, e no reator UASB, em um único ponto, a 0,2 m da base. Essa estratégia foi utilizada para forçar o fluxo ascensional do substrato, facilitando seu contato com o lodo, haja vista as saídas de efluente localizadas na parte superior dos reatores.

Figura 8.1. Digestor (a) e reator UASB (b) utilizados neste estudo.

A agitação do digestor foi realizada por circulação hidráulica do conteúdo do reator, com tomada de material em altura média, localizada a 0,9 m da base, e reintroduzido no mesmo nível

da alimentação (0,1 m). A vazão de recirculação, responsável pela mistura do reator, foi a mesma da alimentação (54 L min $^{-1}$). No reator UASB não houve recirculação.

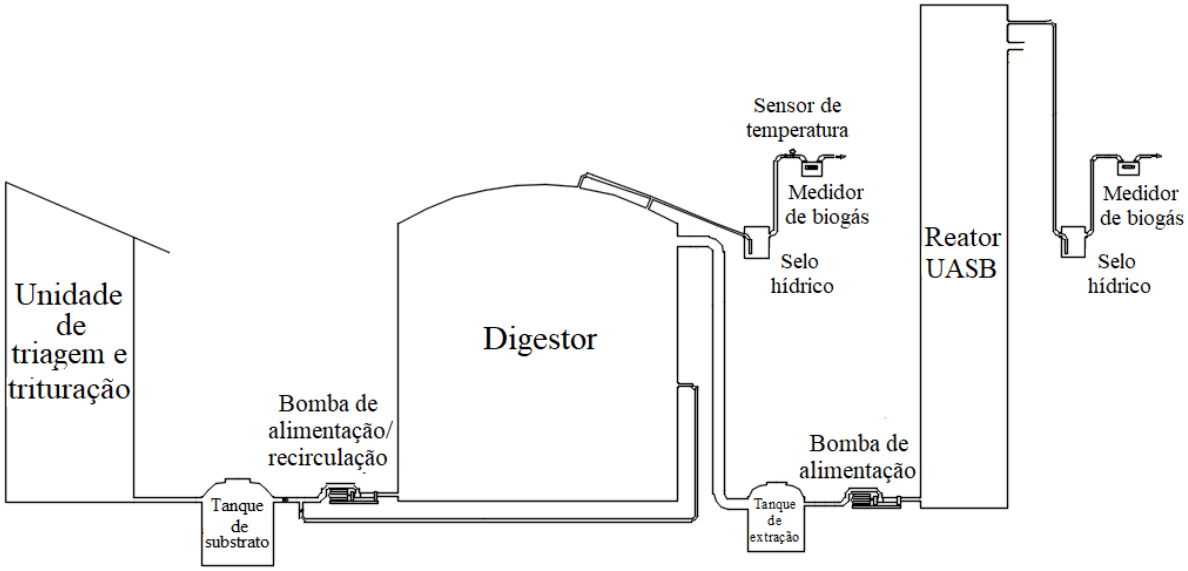


Figura 8.2. Desenho esquemático de todos os componentes utilizados nos experimentos.

A tubulação de saída do biogás gerado esteve conectada ao digestor em sua parte superior, em dois pontos, sendo coletado e conduzido até o selo hídrico de 0,8 m de altura, produzido com tubo de PVC de 300 mm (55 L). O reator UASB possuía somente uma saída de biogás, localizada em sua lateral, com sistema de condução e selo hídrico semelhante ao digestor. O uso de selo hídrico tem como função manter a pressão constante na região gasosa do interior do reator (*headspace*), além de operar como aparato de segurança, impedindo a eventual propagação de chamas (corta-fogo). A pressão manométrica imposta às linhas de biogás que antecedem aos selos hídricos e câmaras de gás dos reatores foi cerca de 50 mm de coluna de água. Após a passagem pelos aparatos de mensuração, o biogás era destinado à unidade de beneficiamento e aproveitamento energético, ou ainda, ao queimador de segurança instalado na pMethar.

8.2.2 Substrato e inóculo

O substrato utilizado foi obtido a partir de resíduos alimentares do restaurante universitário II do Campus Pampulha da UFMG. Segundo Ornelas Ferreira (2015), os resíduos alimentares recebidos pela unidade, ou seja, antes da trituração, possuíam 23,6% de sólidos totais (ST), 22,2% de sólidos voláteis (SV) e 1,4% de sólidos fixos (SF), resultando em cerca de 94% de sólidos orgânicos (SV/ST). A composição do substrato final, após trituração e adição de água, está apresentada na Tabela 8.1.

A preparação dos resíduos constava de dupla triagem, sendo a primeira realizada ainda no restaurante (separação na fonte geradora) e a segunda triagem imediatamente antes da trituração. As triagens eram realizadas com o objetivo de retirar materiais que acidentalmente estariam presentes, como materiais inorgânicos e talheres, assim como compostos que limitariam o adequado funcionamento do sistema de trituração, como ossos de bovinos e suínos. A trituração era realizada em via úmida, com adição contínua de água, em triturador industrial ACX500 (Tritury®).

A operação do digestor foi realizada com concentração de ST final no substrato próxima de 5%, o que a caracteriza como uma digestão em via úmida (NAGAO *et al*., 2012).

A operação do sistema foi realizada de duas formas distintas, detalhadas no item seguinte, mas em ambas as fases o reator UASB foi operado sequencialmente ao digestor, recebendo assim seu efluente como substrato. Os substratos (afluentes) aplicado ao digestor e UASB apresentaram diferentes características, ambos com elevada concentração de matéria orgânica e nutrientes (Tabela 8.1).

Tabela 8.1. Caracterização dos afluentes.

Parâmetro	Média (D.P)	
	Digestor	UASB
pH	5,2 (0,5)[a]	7,5 (0,2)[b]
ST (g L^{-1})	55,1 (14,7)[b]	12,3 (0,8)[a]
SV (g L^{-1})	50,1 (13,1)[b]	7,9 (0,6)[a]
DQO (g L^{-1})	-	14,6 (1,9)[a]

Parâmetro	Média (D.P)	
	Digestor	UASB
$DQO_{solúvel}$ (g L^{-1})	-	4,8 (1,2)[a]
N-NH_4 (g L^{-1})	-	0,8 (0,1)[c]
COT (g $kg^{-1}_{M.S}$)	464,9 (12,6)[c]	-
N_{total} (g $kg^{-1}_{M.S}$)	26,7 (1,5)[c]	-
P_{total} (g $kg^{-1}_{M.S}$)	3,0 (0,2)[c]	-
K (g $kg^{-1}_{M.S}$)	28,7 (7,5)[c]	-
Na (g $kg^{-1}_{M.S}$)	29,9 (3,6)[c]	-
C/N	17,4 (0,87)[c]	-

D.P.: desvio padrão, [a]n: 16, [b]n: 21, [c]n: 4.

A inoculação do reator não foi realizada durante esse experimento, sendo que o mesmo se encontrava em operação desde 2013, possuindo, assim, lodo com características próprias, intrínsecas de sua estratégia de operação anterior. A partida do reator, em 2013, foi realizada com lodo de reator UASB tratando esgoto doméstico em temperatura ambiente (ORNELAS FERREIRA, 2015). Diferentemente, o reator UASB não teve sua partida realizada com inóculo externo, sendo inoculado a partir de sua operação sequencial ao digestor. Apesar do processo ter sido lento, ocorreu de forma natural, em período que também antecedeu a execução desse estudo.

8.2.3 Parâmetros monitorados e metodologias

O desempenho de reatores anaeróbios pode ser avaliado segundo diversos parâmetros, sendo utilizado neste experimento a conversão de matéria orgânica, a produção de metano e a estabilidade operacional. Para tal monitoramento foram utilizados os parâmetros e metodologias descritos na Tabela 8.1.

A matéria orgânica foi monitorada com base em SV no digestor, parâmetro mais utilizado pela literatura quando aplicado a compostos orgânicos com elevada concentração de sólidos, e também em DQO para o reator UASB.

A determinação do volume de biogás gerado foi realizada em medidores volumétricos de baixo custo, modelo de diafragma G4 e G1.6 (LAO®), produzido para medições de gás natural e gás liquefeito de petróleo (GLP), os quais possuem erro relativo médio de 1,9%, quando comparado

a medidor referência na medição de biogás em reatores anaeróbios (FERREIRA *et al.*, 2020). A produção de biogás e, consequentemente, de metano, foi padronizada em condições normais de temperatura e pressão (CNTP – 1 atm e 0 °C). A normalização do biogás foi realizada com base na pressão atmosférica local (0,910 atm – Belo Horizonte, MG) e a temperatura média diária do biogás, no caso do digestor, porém, para o reator UASB, utilizada a temperatura média do ambiente, registrada na estação automática Pampulha/INMET (inmet.gov.br).

Tabela 8.2. Parâmetros monitorados e suas respectivas metodologias.

Parâmetro	Amostra	Frequência de monitoramento	Metodologia/equipamento
pH	substrato e reator	3 vezes por semana[b]	Analisador Hanna pH21
Temperatura	substrato e reator		
Alcalinidade[a]	reator		(RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986)
Ácidos totais	reator		
Relação AI/AP	reator		
Volume	biogás		Medidor Lao G4
CH_4, CO_2 e H_2S	biogás		Analisador Landtec GEM5000
Temperatura	biogás	contínuo	Analisador Elitech RC-4HC
Sólidos (ST, SV, SF)	substrato e efluente	3 vezes por semana	2540 B, E, G (APHA, 2012)
DQO	efluente		5220 D (APHA, 2012)
DQO solúvel	efluente[c]		5220 D (APHA, 2012)
Nitrogênio amoniacal ($N\text{-}NH_3$)	efluente	mensalmente	4500 NH_3 F (APHA, 2012)
Carbono Orgânico Total (COT)	substrato		Analisador de carbono[d]
Nitrogênio total (N_{total})	substrato		Método Jackson e Bremner (MATOS, 2015)
Fósforo total (P_{total})	substrato		4500P.B4; P.C (APHA, 2012)
Potássio (K)	substrato		3030E; 3500K (APHA, 2012)
Sódio (Na)	substrato		3030E; 3500Na.B (APHA, 2012)

[a]alcalinidade a bicarbonatos. [b]5 vezes por semana durante o período I. [c]filtrado em filtro de fibra de vidro com retenção de partículas superiores a 1,4 µm (Macherey-nagel, GF4). [d]Shimadzu TOC-V-CPN com módulo de análise sólida SSM5000A – detector NDIR, gás de arraste: oxigênio ultrapuro, 500 mL min^{-1} e temperatura do forno de 900 °C.

8.2.4 Estratégias operacionais

O reator UASB foi operado com duas diferentes finalidades: reator sequencial e decantador.

A primeira alternativa avaliada utilizou esse reator em sua aplicação de projeto, reator anaeróbio sequencial ao digestor anaeróbio. Nessa configuração o reator recebeu todo o efluente do digestor, havendo coleta e contabilização do biogás em seu sistema independente.

Durante a segunda estratégia avaliada, o reator UASB foi convertido a um decantador (Figura 8.3). Ele também foi operado recebendo todo o efluente do digestor, porém, a biomassa sedimentada era retornada para o digestor com frequência semanal. O volume retornado foi 242 L por semana, o qual foi estabelecido para manutenção da concentração de 15 – 20 g SV L^{-1}. Essa configuração é reportada na literatura como reator de contato e possibilita a desvinculação do TDH do TRS (MCCARTY, 1981).

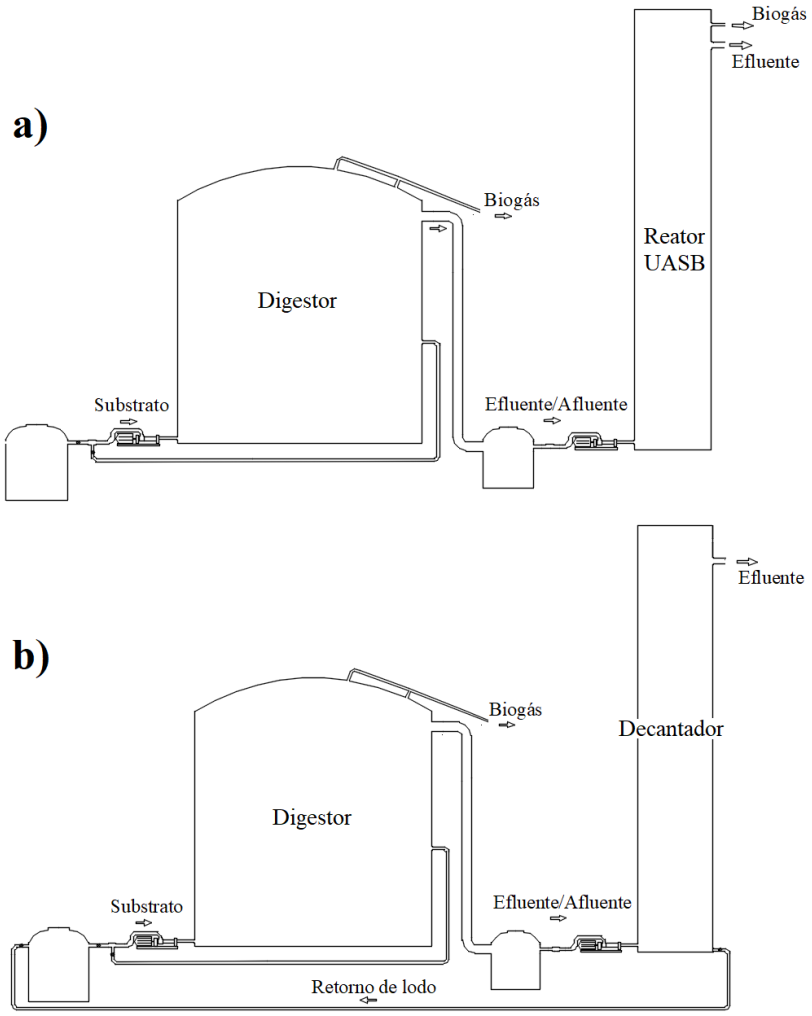


Figura 8.3. Sistema com dois reatores metanogênicos, avaliado no período I (a), e Sistema anaeróbio de contato, avaliado no período II (b).

Em ambas as configurações o regime de operação foi semicontínuo, com frequências de alimentações condicionada à disponibilidade de resíduos alimentares e transporte para o mesmo, resultando, de forma geral, em três vezes por semana (segunda, quarta e sexta-feira).

Assim como nos experimentos anteriores, os sistemas foram operados sem controle de temperatura, além de não haver adição de fontes externas de alcalinidade ou nutrientes.

As estratégias operacionais de cada um dos períodos avaliados se encontram na Tabela 8.2.

Tabela 8.3. Estratégias operacionais aplicadas nas duas diferentes configurações do reator UASB.

Período	Configuração do sistema	Temperatura de operação	Duração (d)
I	Digestor + reator anaeróbio	Temperatura ambiente	62
II	Digestor + decantador		45

Em ambos os períodos operacionais, o volume de substrato aplicado ao sistema foi determinado pela estabilidade do digestor, condicionando assim a COV e TDH de ambas as unidades.

8.2.5 Tratamento e análise estatística

Para o tratamento dos dados foram utilizadas metodologias estatísticas descritivas e representações gráficas em *software* Microsoft Excel®. Os testes de hipótese e correlação utilizados foram Kruskal-Wallis e Coeficiente de Spearman (r_s), respectivamente. Esses métodos não-paramétrico foram realizados em *software* livre nacional, BioEstat 5.3.

8.3 Resultados e discussão

8.3.1 Carga orgânica aplicada e temperatura

Os dados referentes ao digestor durante o período I estão apresentados no Capítulo 6, pois foi desenvolvida concomitantemente ao estudo descrito neste capítulo. Seus resultados serão retomados, de forma resumida, somente para possibilitar a comparação entre as duas configurações avaliadas.

As frequências de alimentações dos sistemas foram distintas em cada um dos períodos avaliados (Tabela 8.3), motivado principalmente pelo acesso ao resíduo.

Tabela 8.4. Principais parâmetros relacionados às alimentações dos sistemas.

Período operacional	Reator	Intervalo entre alim. (d)	Vol. de substrato (L alim.$^{-1}$)	Lodo retornado (L alim.$^{-1}$)	COV (kg SV m^{-3} d^{-} *kg DQO m^{-3} d^{-1})	TDH (d)	Temperatura (°C)
I	Digestor	2,7	402 (178)[a]	-	0,43 (0,28)[b]	128 (43)[c]	23,6 (0,9)[d]
	UASB				*1,4 (0,6)[a]	13 (3)[c]	22,4 (1,2)[d]
II	Digestor	3,1	263 (87)[e]	113[e]	0,23 (0,13)[c]	219 (64)[c]	28,5 (2,0)[b]

Média (desvio padrão), [a]n:23, [b]n:21, [c]n:7, [d]n:41, [e]n:14.

O período II ocorreu de 6 de novembro a 23 de dezembro de 2019, havendo nesse período algumas limitações em relação ao acesso aos resíduos, tanto de transporte como disponibilidade. Isso resultou em maior intervalo entre alimentações (Tabela 8.3). Por outro lado, durante o período I, desenvolvido entre 15 de maio e 16 de julho de 2018, houve maior regularidade do transporte.

O maior intervalo entre alimentações e o menor volume de substrato resultaram no incremento do TDH. O TDH médio verificado no digestor durante o período I foi de 128 dias, contra 219 d no período II. Intervalos de TDH entre 20 e 164 d são reportados na literatura (MARTINS *et al.*, 2017; FIORE *et al.*, 2016; MARTÍ-HERRERO *et al.*, 2018; RUFFINO *et al.*, 2015; SCANO *et al.*, 2014) sendo verificado valores mais elevados, entre 103 e 164 d, para os reatores operados em faixa de temperaturas controladas inferiores à ótima mesofílica – 29,4 °C (KUCZMAN *et al.,* 2018) ou sem controle de temperatura (17-26 °C) (MARTÍ-HERRERO *et al.,* 2018), nos quais também se enquadra este estudo.

O TDH médio do reator UASB durante o período I (13 d) foi superior ao intervalo de 4 a 8 d utilizado por Montoya *et al.* (2017) no segundo reator UASB de seu sistema aplicado ao tratamento de água residuária de bovinocultura leiteira em temperatura ambiente. No entanto, no caso do reator UASB sequencial ao digestor aplicado ao tratamento de resíduos alimentares, seu TDH foi condicionado pelo volume de substrato aplicado ao primeiro reator.

O maior volume de substrato aplicado e o menor intervalor entre alimentações também resultaram em maior COV no digestor durante o período I, com valor médio de 0,43 kg SV m^{-}

^{3} d^{-1}. Estudos desenvolvidos com resíduos semelhantes, reatores em escala piloto e sem controle de temperatura apresentaram faixa de COV marginalmente superior (0,5 a 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1}) (GULHANE *et al*., 2016; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018). A COV aplicada ao reator UASB durante o período I, quando foi operado como reator sequencial ao digestor, resultou em 1,4 kg DQO m^{-3} d^{-1}, valor também inferior à faixa descrita na literatura (2 a 20 kg DQO m^{-3} d^{-1}) (CHERNICHARO, 2007; METCALF AND EDDY, 2003). Além de estar limitado ao primeiro reator, a COV aplicada ao reator UASB é composta pela matéria orgânica residual, possivelmente com características recalcitrantes. Outra condição desfavorável a sua operação foi a operação em regime semicontínuo, pois com vazão de alimentação elevada (54 L min^{-1}), a ação da manta de lodo, característica dessa configuração de reatores, é prejudicada.

Assim como o TDH, a COV do digestor durante o período II se manteve distinta, com valor médio de 0,23 kg SV m^{-3} d^{-1}. Associada à deficiência da logística regular dos resíduos, a instabilidade do digestor foi uma limitação para o incremento da COV aplicada, como discutida detalhadamente no item seguinte.

As temperaturas verificadas no digestor durante os dois períodos apresentaram diferença significativa (*p-value* < 0,0001). Os valores médios apresentaram diferença de cerca de 5 °C (Tabela 8.3), com valores inferiores aos valores ótimos da faixa mesofílica (35-37 °C) (CHERNICHARO, 2016; MCCARTY, 1964; YENIGÜN; DEMIREL, 2013), sendo que o período I pode ser enquadrado em faixa psicrofílica, baseado no valor limite próximo à 25 °C, apresentado por alguns autores (BOUALLAGUI *et al.*, 2004; MARTÍ-HERRERO *et al.*, 2018). Assim como nos capítulos anteriores, as temperaturas do reator são medidas pontuais, realizadas geralmente entre 13 e 16h, representando os valores mais elevados do dia, como se pode verificar na Figura 8.4, quando apresentados os intervalos de variação da temperatura ambiente do mesmo período.

Com base nas temperaturas ambiente dos dois períodos, pode-se verificar considerável variação ao longo do dia, a qual não pode ser determinada por medida pontual da temperatura do reator. A localização da temperatura do reator dentro desse intervalo, em ambos os períodos, esteve

próxima da temperatura máxima, pela característica do horário de coleta. No entanto, o intervalo de variação do período I está situado em faixa inferior ao período II, com valores mínimos inferiores a 15 °C em diversos dias (Figura 8.3). Esse fato corrobora com a possível influência da temperatura na estabilidade e desempenho dos reatores ao longo dos períodos avaliados.

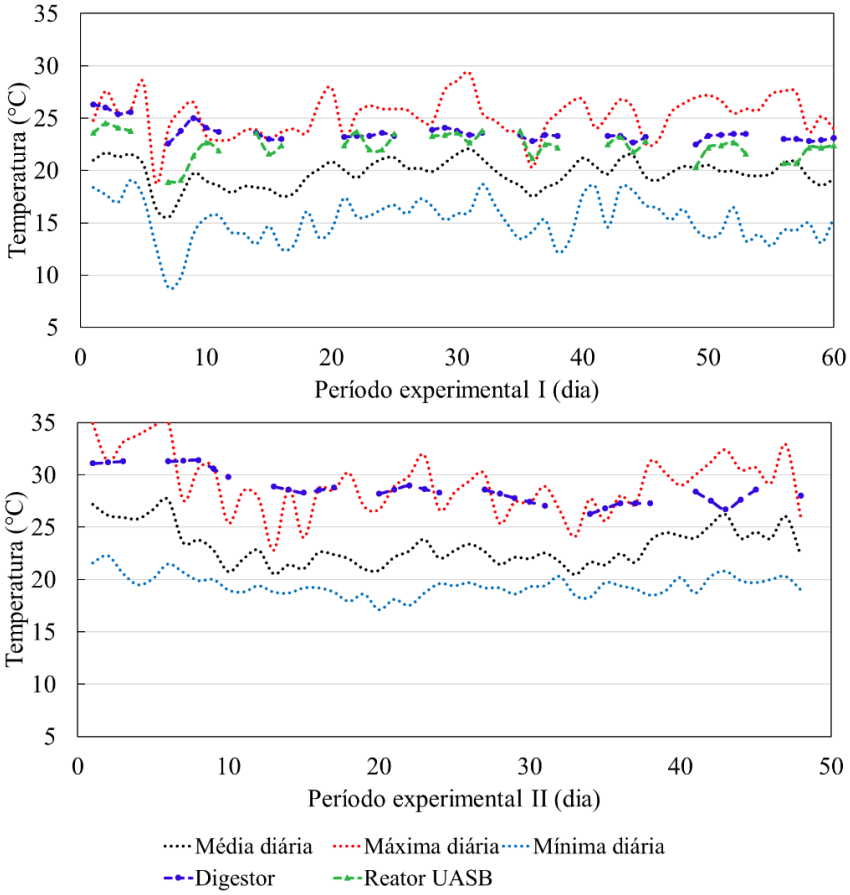


Figura 8.4. Temperaturas ambiente e dos reatores nos dois diferentes períodos avaliados.
Fonte: INMET – Estação Pampulha. Disponível em: inmet.gov.br.

8.3.2 Estabilidade do sistema

A estabilidade dos sistemas avaliados foi monitorada a partir de parâmetros relacionados ao equilíbrio dos metabólitos solúveis e capacidade de tamponamento do sistema, como apresentado na Tabela 8.4 e Figura 8.5.

Tabela 8.5. Parâmetros relacionados à estabilidade dos sistemas.

Parâmetro	Período I		Período II
	Digestor	UASB	Digestor
Alcalinidade* (mg $CaCO_3$ L^{-1})	5984 (663)[a]	5489 (378)[b]	5149 (432)[c]
Ácidos totais (mg Hac L^{-1})	3158 (766)[a]	2101 (487)[b]	4816 (390)[c]
Relação AI/AP	0,37 (0,12)[a]	0,27 (0,08)[b]	0,66 (0,09)[c]
pH	7,34 (0,16)[a]	7,51 (0,11)[b]	7,49 (0,19)[c]

Nota: média (desvio padrão); *alcalinidade a bicarbonatos; [a]n:42, [b]n:41, [c]n:20.

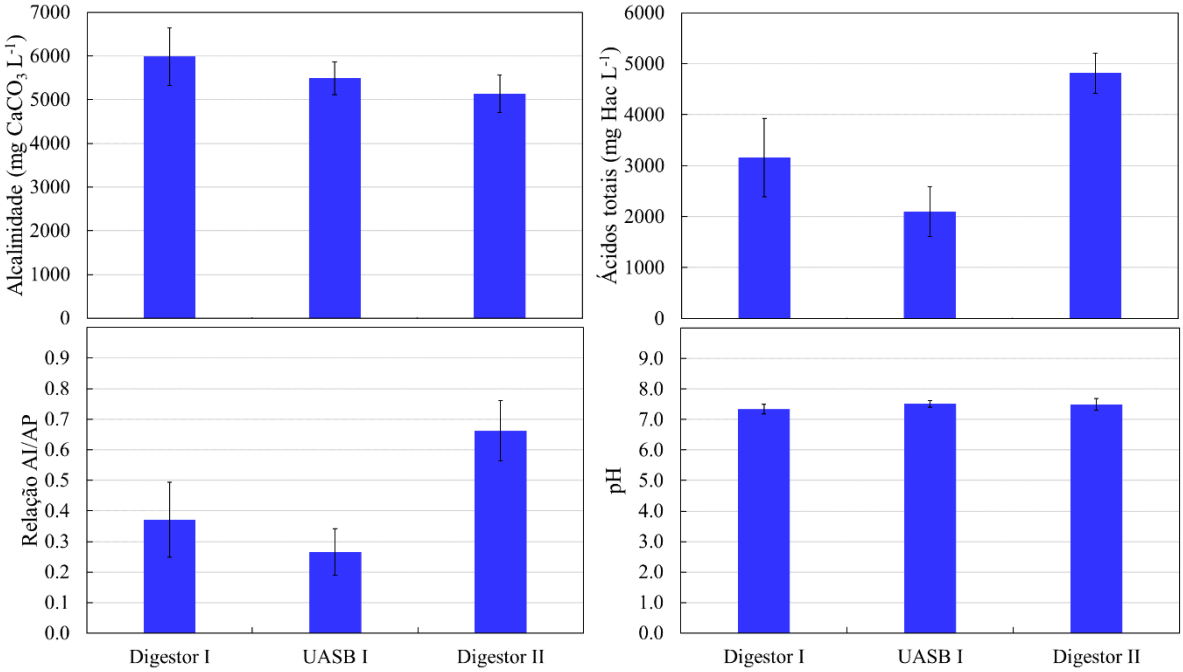


Figura 8.5. Parâmetros utilizados no monitoramento da estabilidade dos sistemas. Colunas com valores médios e barras com desvios padrão.

Assim como nos demais capítulos, um dos principais parâmetros de monitoramento foi a relação AI/AP, a qual correlaciona a alcalinidade parcial e intermediária, atribuídas, principalmente, ao bicarbonato e ânions de ácidos orgânicos de cadeia curta, respectivamente (RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986). Durante o período experimental I, foram verificados, tanto no digestor como no reator UASB, valores médios (0,37 e 0,27) próximos ao intervalo de 0,3 a 0,45 reportado pela literatura (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a; RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986). Durante o período II, no entanto, o valor médio verificado foi superior (0,66), porém, a elevada alcalinidade a bicarbonatos, maior que 5000 mg $CaCO_3$ L^{-1} em 70%

das determinações, provavelmente promoveu o tamponamento do sistema. Segundo a literatura, valores entre 2.500 e 5.000 mg $CaCO_3$ L^{-1} seriam suficientes para a desenvolvimento seguro da digestão anaeróbia (METCALF AND EDDY, 2003; SAWYER; HOWARD; PERSHE, 1954; SHAHRIARI *et al.*, 2012; VÖGELI *et al.*, 2014).

Embora a COV aplicada durante o período II tenha sido 46% menor que no período I, os parâmetros relacionados à estabilidade do processo (i.e. ácidos totais, alcalinidade e relação AI/AP) não apresentaram valores mais favoráveis. O valor médio da concentração de ácidos totais foi cerca de 50% maior no período II (4815 mg Hac L^{-1}) quando comparado ao período I (3158 mg Hac L^{-1}). O menor acúmulo de ácidos durante o período I, apesar da maior COV, pode ter sido influenciado pelo eventual acúmulo de matéria particulada pela menor atividade microbiana em temperaturas mais baixas (MAHMOUD *et al.*, 2003). Essa condição somada às concentrações residuais de ácidos intermediários, proveniente de uma sobrecarga orgânica prévia, reportada no Capítulo 7, podem ter contribuído para a maior concentração de ácidos totais no período II se comparado ao período I.

Em ambos os períodos avaliados, o pH permaneceu na faixa de 6,6 a 8,2 recomendada pela literatura para reator metanogênico (CHERNICHARO, 2016; MCCARTY, 1964). Mesmo com valor médio de alcalinidade a bicarbonatos marginalmente inferior e ácidos totais mais elevados no período II, o pH médio do digestor nesta fase (7,49) apresentou diferença significativa, sendo superior ao verificado no período I (7,34). Esse comportamento pode ser atribuído à reintrodução de alcalinidade proveniente do lodo sedimentado e retornado nesse período. Apesar dos bicarbonatos serem solúveis, sua adsorção e posterior recuperação da biomassa ativa foi verificada para sistemas com desvinculação do TRS do TDH (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a). Outro fator favorável nesse sentido é o maior TDH do período II, mantendo a biomassa por maior período no interior do reator.

8.3.3 Desempenho do reator: remoção da matéria orgânica

O fluxo de matéria orgânica no digestor foi realizado com base em SV, porém, para o reator UASB no período I, o monitoramento também foi realizado em função de DQO pelo fato de

haver metabólitos intermediários proveniente do digestor. Os dados relacionados ao monitoramento da matéria orgânica estão apresentados na Tabela 8.5.

Tabela 8.6. Matéria orgânica e conversões para os períodos I e II.

Parâmetro	Período I		Período II	
	Digestor	UASB	Digestor	Decantador
SV afluente (g L^{-1})	42,6 (8,8)[a]	10,6 (2,4)[a]	52,3 (12,5)[b]	-
ST efluente (g L^{-1})	15,1 (2,7)[a]	14,5 (2,2)[a]	12,4 (0,7)[b]	23,7 (4,9)[c]*
SV efluente (g L^{-1})	10,6 (2,4)[a]	4,7 (0,4)[a]	8,0 (0,5)[b]	16,5 (3,5)[c]*
Relação SV/ST efluente	0,69 (0,05)[a]	0,33 (0,03)[a]	0,64 (0,01)[b]	0,69 (0,02)[c]*
Remoção de SV (kg $semana^{-1}$)	36,8 (14,4)[a]	5,9 (3,9)[a]	27,3 (15,5)[b]	-
Remoção de SV (%)	74,7 (5,6)[a]	53,4 (10,8)[a]	83,6 (5,0)[b]	-
DQO total afluente (g L^{-1})	-	17,1 (3,1)[a]	-	-
DQO total efluente (g L^{-1})	17,1 (3,1)[a]	-	14,7 (1,9)[b]	-
DQO filtrada efluente (g L^{-1})	4,6 (0,9)[a]	3,4 (1,4)[a]	4,8 (1,2)[b]	-
Conversão de DQO (%)	-	80,4 (6,1)[a]	-	-

Média (desvio padrão), *lodo sedimentado, [a]n: 21, [b]n: 15, [c]n: 7.

Apesar de concentração de SV afluente mais elevada, o digestor apresentou, durante o período II, efluente com concentrações inferiores, com diferenças significativas (*p-value*: 0,002) se comparado ao período I. Isso ocorreu, possivelmente, pela menor COV e menor volume de substrato (maior TDH) aplicados nesta última fase, o que possibilitou maior degradação e/ou menor arraste de biomassa e, consequentemente, menor concentração de SV no efluente. A eficiência de remoção de SV corrobora com essa afirmação ao ser verificado valores médios de cerca de 84 e 75% nos períodos II e I, respectivamente. As remoções verificadas em ambos os períodos foram superiores ao reportado em alguns estudos (65%) (RUFFINO *et al.,* 2015; MARTÍ-HERRERO *et al.,* 2018), possivelmente pela menor COV e maior TDH.

Comportamento semelhante foi reportado no Capítulo 6, no qual houve remoções de SV entre 71 e 68% para as fases com maiores COVs (0,51 e 0,32 kg SV m^{-3} d^{-1}) e 81% para a fase com COV reduzida (0,15 kg SV m^{-3} d^{-1}).

Por se tratar de sistemas operado sem controle da temperatura, deve-se ressaltar que os dois períodos foram desenvolvidos em estações do ano distintas, com variações de temperatura (Figura 8.4) e valores médios (Tabela 8.3) diferentes, o que pode ter influenciado em seus desempenhos. A literatura reporta a redução da atividade microbiana com o decréscimo da temperatura (BOUALLAGUI *et al.*, 2004, LETTINGA *et al.*, 1999). Langenhoff; Stuckey (2000) verificaram redução de cerca de 25% na conversão de DQO quando seu reator compartimentado foi operado com temperatura de 20 °C, em comparação a operação em temperatura de 35 °C.

A utilização do reator UASB sequencial ao digestor possibilitou o incremento de cerca de 14% na remoção de SV, totalizando remoção média de 89% dos SVs introduzidos no sistema. Eficiência semelhante à remoção de 90% reportada para CSTR aplicados ao tratamento de resíduos alimentares com temperaturas controladas (KUCZMAN *et al.*, 2018; MATA-ALVAREZ *et al.*, 1992). A remoção de SV do sistema ao longo do período I se mostrou bastante estável, refletindo em menor intensidade as variações da concentração de SV do substrato, quando comparado somente ao digestor durante esse mesmo período (digestor I) ou período II (digestor II) (Figura 8.6).

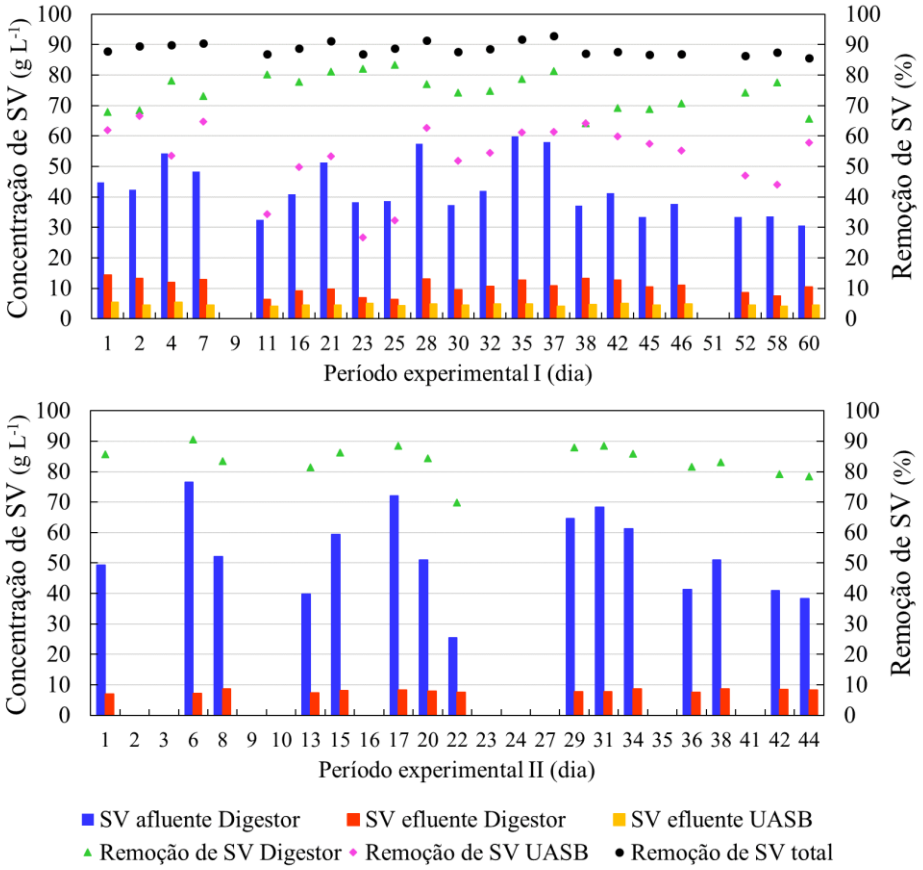


Figura 8.6. Concentrações e remoções de SV, em função dos dias de operação, verificadas nos períodos I e II.

Outra característica alterada com a presença do reator UASB é a relação SV/ST, pois, no período I e II, o efluente do CSTR apresentou valores médios de 0,69 e 0,64, respectivamente. No entanto, a relação SV/ST média dos sólidos presentes no efluente do reator UASB foi 0,33. Valores de acordo com o intervalo de 0,33 a 0,71 reportados na literatura para reatores aplicados ao tratamento de resíduos orgânicos (KUCZMAN *et al.*, 2018; MARTÍ-HERRERO *et al.*, 2018; MATA-ALVAREZ *et al.*, 1992; MONTOYA *et al.*, 2017).

Com relação à DQO efluente do digestor, verificou-se maior valor durante o período I (17,1 g L^{-1}), se comparado ao período II (14,7 g L^{-1}) (Tabela 8.5). No entanto, a DQO solúvel apresentou valor semelhante em ambos os períodos (4,6 e 4,8 g L^{-1}). Isso é reflexo da maior perda de matéria orgânica particulada durante o período I, assim como maior concentração de

metabólitos solúveis no período II, confirmada pela maior concentração de SV presente no efluente do CSTR durante o período I e maior concentração de ácidos totais no período II (Tabela 8.4).

A Figura 8.7 apresenta os valores de DQO e eficiência de conversão verificados no período I.

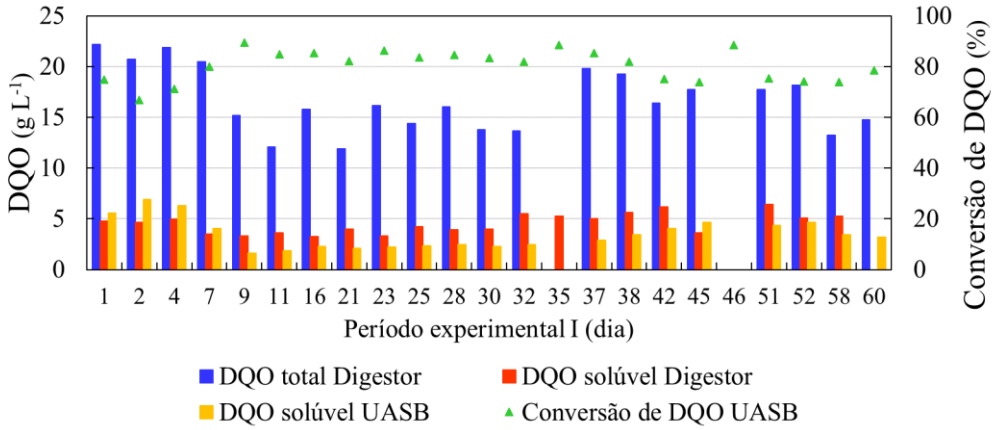


Figura 8.7. DQO efluente e suas conversões verificadas no período I.

Como se pode verificar, houve variação da DQO total afluente ao UASB, com valores oscilando entre cerca de 12 e 22 g L^{-1}, assim como a DQO solúvel, que se manteve entre 3 e 6 g L^{-1}. Apesar de resultar em conversões de DQO elevadas, com valor médio superior a 80%, a DQO solúvel efluente desse reator também flutuou consideravelmente, com valores entre 2 e 7 g L^{-1}. Com base em análise de correlação, a DQO total afluente condicionou a DQO solúvel efluente em maior intensidade – r_s: 0,77 (p: <0,0001) que a DQO solúvel afluente – r_s: 0,52 (p: 0,0136). Assim, pode-se afirmar que, apesar de se tratar de um reator sequencial a outro reator anaeróbio operado com elevado TDH, houve hidrólise do material particulado, contribuindo, possivelmente, com a produção de metano.

Estudos prévios com reatores metanogênicos sequenciais operados em temperatura ambiente reportaram eficiência de conversão de DQO de 60 a 68% no segundo reator UASB (BRUNO; DE OLIVEIRA, 2013; MONTOYA *et al.*, 2017). A maior conversão de DQO verificada no reator UASB durante o período I pode estar relacionada ao seu maior TDH (13 d).

A partir das duas estratégias avaliadas e as diferentes utilizações do segundo reator; operado como reator anaeróbio ou como sedimentador, a Figura 8.8 apresenta os percentuais de contribuição no fluxo de SV no sistema em ambos os arranjos.

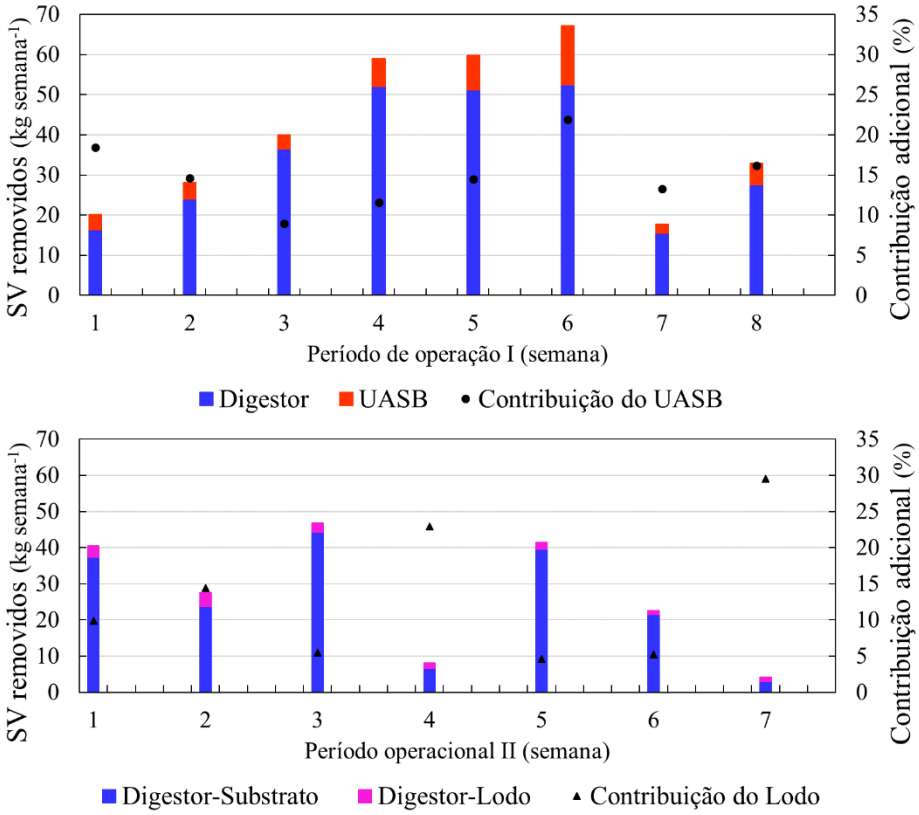


Figura 8.8. Remoções de SV e contribuições dos SV residuais, em função de períodos semanais, referentes ao reator UASB (a) e ao lodo retornado (b).

Quando operado como reator UASB, sua contribuição ocorreu na remoção de SV residual após saírem do digestor, atuando efetivamente na conversão desses SV. O fato desse processo ocorrer em um segundo reator pode viabilizar a aplicação de COV mais elevada, não demandando elevada eficiência de remoção no primeiro reator e proporcionando maior estabilidade da remoção associada. A configuração avaliada no período II, no entanto, apresenta maior vantagem em sistemas que estão submetidos à baixa disponibilidade de substrato em determinados períodos, como reportado no Capítulo 6 durante as férias de verão. Em relação ao período II, a contribuição no melhor aproveitamento da matéria orgânica foi analisada com

base na diferença das concentrações de SV presente no lodo retornado para o digestor, com valor médio de 16,5 g SV L^{-1}, e seu efluente, com valor médio de 8,0 g SV L^{-1}. Pode-se verificar na Figura 8.8 que a contribuição da matéria orgânica retornada para o reator é mais expressiva em semanas que apresentaram restrição na alimentação. Apesar dessa possível aplicação em períodos de baixa COV, estudos prévios reportaram COV elevada (10,5 kg SV m^{-3} d^{-1}) para uma configuração semelhante: reator CSTR seguido de sedimentação e retorno da biomassa para o reator (NAGAO et al., 2012). Os autores atribuíram essa melhor estabilidade em carga elevada, principalmente, à desvinculação do TDH (16 d) do tempo de retenção celular (60 d). No caso do digestor avaliado, a determinação do TRS ficou prejudicada pelo acúmulo de materiais inertes em seu interior, o que resultou em determinações da sua biomassa pouco confiáveis pela elevada variação.

8.3.4 Desempenho do reator: produção de metano

As produções de metano nos reatores, durante os dois períodos avaliados, se mostraram distintas. A Tabela 8.6 apresenta os valores médios dos principais parâmetros relacionados à produção de metano durante os dois períodos experimentais.

As concentrações de metano no biogás do reator UASB foram significativamente superiores (p: <0,0001) às concentrações verificadas no CSTR em ambos os períodos monitorados, com valores médios entre 15 a 20% mais elevados. Por outro lado, quando comparados os conteúdos de metano do biogás produzido no digestor durante os dois períodos experimentais, apesar de concentrações marginalmente superiores no período I, não houve diferença significativa entre eles (Tabela 8.6).

De forma geral, sistemas de reatores sequenciais, tanto acidogênico-metanogênico como dois metanogênicos, apresentam concentrações de metano mais elevadas no segundo reator quando comparados a sistemas de único estágio. Conteúdos de metano entre 65 e 80% foram verificados nos reatores metanogênicos operados sequencialmente a reatores acidogênicos aplicados ao tratamento de resíduos alimentares (ALGAPANI *et al.*, 2017; CARVALHEIRA *et al.*, 2018; CHU *et al.*, 2008; PAUDEL *et al.*, 2017b; PRIYA RAVI *et al.*, 2017; VOELKLEIN

et al., 2016). Reatores UASB metanogênicos operados de forma sequencial a reatores metanogênicos também apresentaram concentrações de metano semelhantes (67,9 a 78%) (BRUNO; DE OLIVEIRA, 2013; MONTOYA *et al*., 2017).

Tabela 8.7. Principais parâmetros referentes à produção de metano.

Parâmetro	Período I		Período II
	Digestor	UASB	Digestor
Conteúdo de metano no biogás (%)	60,6 (7,6)[a]	70,3 (4,7)[a]	57,0 (7.8)[b]
Produção volumétrica de metano (m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1})	0,118 (0,046)[a]	0,066 (0,025)[a]	0,111 (0,044)[b]
Rendimento de metano (m^3 CH_4 kg SV^{-1})	0,350 (0,126)[c]	0,108 (0,072)[d]	0,486 (0,126)[c]
Rendimento de metano (m^3 CH_4 kg DQO^{-1})	-	0,062 (0,039)[e]	-

Média (desvio padrão), [a]n: 42, [b]n: 21, [c]n: 7, [e]n: 23.

No caso dos reatores operados em único estágio, como podem ser classificados o digestor isoladamente ao longo dos dois períodos de operação (Figura 8.9), as concentrações médias de metano verificadas (57 e 60%) estão de acordo com a faixa reportada pela literatura (53 - 63%) (GRIMBERG *et al.*, 2015; GULHANE *et al.*, 2016; KUCZMAN *et al.*, 2018; LIU *et al.*, 2018; MATA-ALVAREZ *et al.*, 1992).

Apesar da concentração de metano no biogás ser um importante parâmetro de monitoramento do reator, a produção volumétrica de metano (PVM) reflete a eficiência do reator de forma mais direta. Apesar de COV cerca de 46% menor, a PVM resultante do digestor com o retorno do lodo (0,111 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}) não foi significativamente diferente da PVM verificada no período I (0,118 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}). Esses valores são inferiores aos 0,32 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} reportados em estudos com substrato semelhante e temperatura inferior à faixa ótima mesofílica, possivelmente pela menor COV suportada pelo reator (KUCZMAN *et al*., 2018). Assim como na COV aplicada, a PVM demonstra condições de operação limitadas do digestor, possivelmente por problemas hidrodinâmicos causados pelo acúmulo de materiais inertes em seu interior, discutido com detalhes no Capítulo 7.

Apesar do digestor ter sido operado com TDH elevado e COV reduzida, a PVM média verificada no UASB (0,066 m³ CH_4 m^{-3} d^{-1}) foi semelhante à PVM (0,05 m³ CH_4 m^{-3} d^{-1}) reportada por Montoya *et al.* (2017) ao operarem um sistema de dois reatores UASB sequenciais em temperatura ambiente e com COV baixa (2,5 kg DQO m^{-3} d^{-1}) no segundo reator.

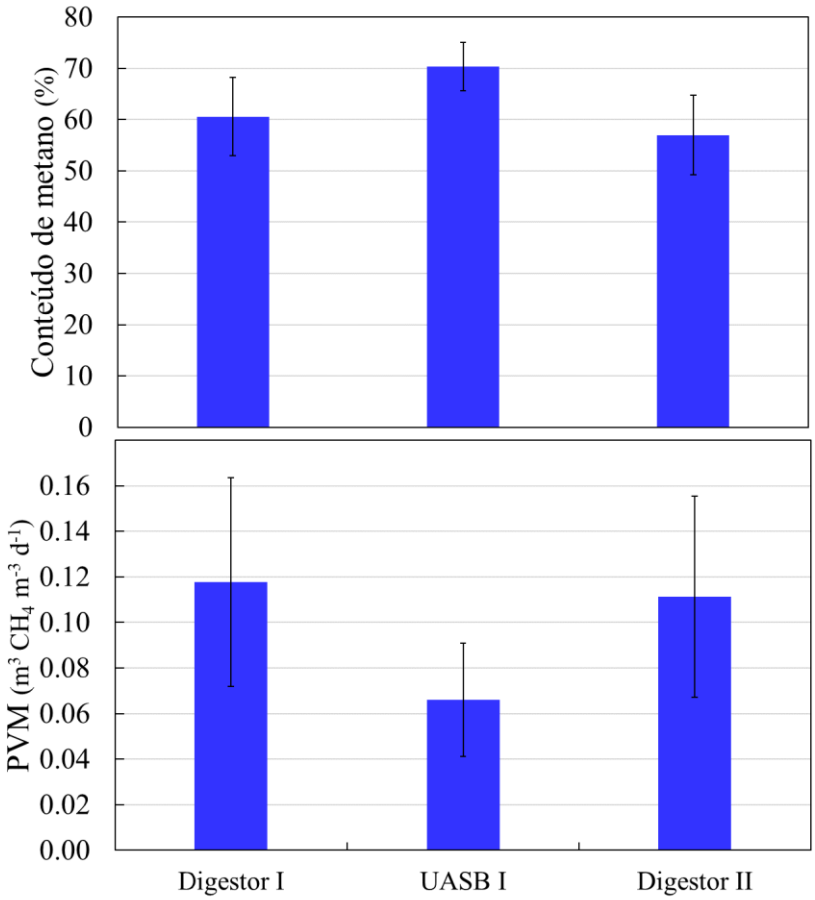


Figura 8.9. Conteúdo de metano e produção volumétrica.
Colunas com valores médios e barras delimitando o desvio padrão.

Assim como nos demais parâmetros relacionados à produção de metano, o rendimento apresenta intensa variação (Figura 8.10) em cada um dos períodos avaliados, porém, sem diferença significativa entre eles, para o digestor.

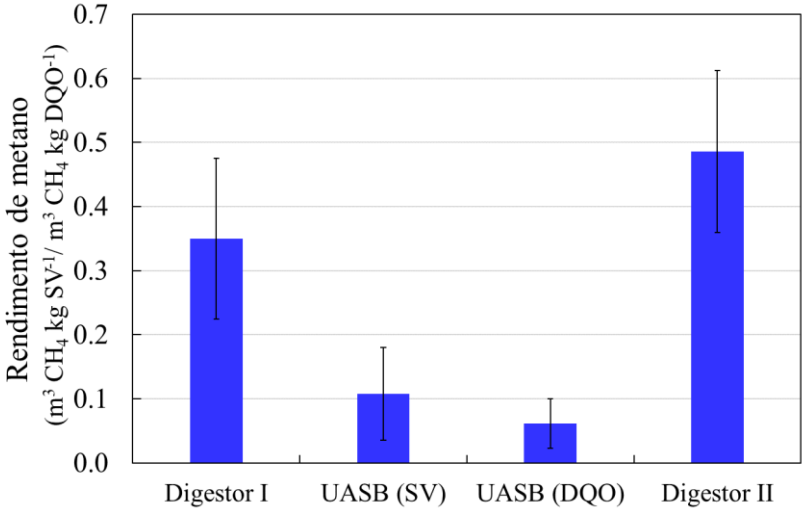


Figura 8.10. Rendimento médio de metano verificado em cada um dos períodos. Colunas com valores médios e barras delimitando o desvio padrão.

O reator UASB apresentou rendimento médio (0,062 m^3 CH_4 kg DQO^{-1}) semelhante ao reportado para reatores operados na sequência de reatores metanogênicos. Montoya *et al.* (2017) reportaram rendimentos de 0,01 e 0,02 m^3 CH_4 kg DQO^{-1}, condicionada à COV aplicada, no tratamento de água residuária de bovinocultura leiteira em temperatura ambiente. Apesar de substrato distinto, o rendimento percentual do segundo reator em relação ao primeiro foi similar, pois esses autores reportaram rendimentos entre 10 e 40%, sendo verificado percentuais inclusos nesse intervalo (~30%), quando considerados os rendimentos em função dos SV.

A contribuição do reator UASB sequencial ao digestor resultou no maior aproveitamento dos SVs aplicados ao sistema, ou seja, o incremento no rendimento de metano, variou de 4 a 11% (Figura 8.11).

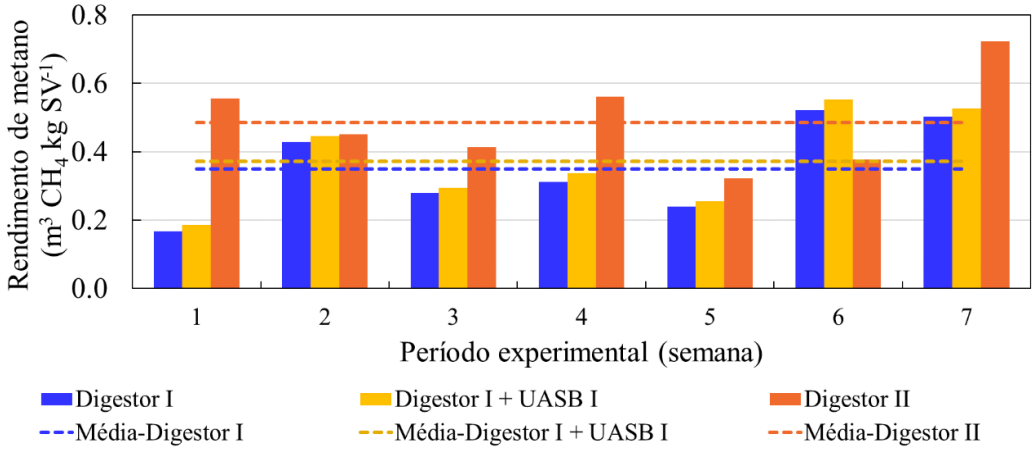


Figura 8.11. Rendimento de metano determinado com intervalos semanais em ambos os períodos avaliados.

O maior rendimento de metano verificado no digestor durante o período II pode haver sido viabilizado pela presença de ácidos intermediários residuais de uma fase prévia, reportada no Capítulo 7, assim como a maior temperatura ambiente (Figura 8.4) e o retorno do lodo sedimentado. Os rendimentos médios verificados no período I, tanto unicamente para o digestor (0,350 m^3 CH_4 kg SV^{-1}) como para a junção do digestor e reator UASB (0,371 m^3 CH_4 kg SV^{-1}) foram inferiores ao reportado na literatura (0,400 a 0,480 m^3 CH_4 kg SV^{-1}) para CSTR operado em temperatura controlada (KUCZMAN *et al.*, 2018; MATA-ALVAREZ *et al.*, 1992). Temperaturas baixas podem afetar a taxa de degradação da matéria particulada, resultando em acúmulo no interior do reator, o que resultaria em menor rendimento de metano (MAHMOUD *et al.*, 2003).

Durante o período II, no entanto, houve maior rendimento de metano (0,486 m^3 CH_4 kg SV^{-1}), valor superior à literatura e próximo ao rendimento teórico (0,496 m^3 CH_4 kg SV^{-1}) reportado para resíduos alimentares (FENG *et al.*, 2020). Esse rendimento é marginalmente superior ao valor de 0,455 m^3 CH_4 kg SV^{-1}, reportado em estudo prévio desenvolvido com sistema semelhante à configuração do período II, CSTR com retorno de biomassa (sistema de contato), aplicado ao tratamento de resíduos alimentares (NAGAO *et al.*, 2012). Esse maior rendimento de metano corrobora com a hipótese da presença de concentrações residuais de ácidos

intermediários provenientes de fase anterior, além da degradação da biomassa recirculada, abordados anteriormente.

8.4 Conclusões

Nesse estudo foram avaliadas duas diferentes configurações de sistemas anaeróbios para o aproveitamento da matéria orgânica residual: i) configuração em dois estágios, pelo acoplamento do reator UASB sequencialmente ao digestor; ii) sistema anaeróbio de contato, promovido pela instalação de um decantador após o digestor e a recirculação da biomassa sedimentada.

Os sistemas foram operados em diferentes estações do ano, com os digestores expostos à distintas temperaturas (~ 23 e 28 °C) e COVs (0,43 e 0,23 kg SV m^{-3} d^{-1}).

A aplicação do reator UASB na sequência do digestor proporcionou efluente com menor concentração de matéria orgânica (4,7 g SV L^{-1}), remoção de SV mais elevada (89%) e estável, apresentando menor influência da concentração de SV do substrato.

As concentrações de metano no biogás e a produção volumétrica de metano no digestor durante o período I e II foram semelhantes, com 57 e 60%; 0,118 e 0,111 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, respectivamente. No entanto, apesar de produção volumétrica menor (0,066 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}), a concentração de metano no biogás gerado no reator UASB foi significativamente superior (70%), contribuindo para incremento de 4 a 11% no rendimento de metano do sistema operado no período I. Apesar do incremento proporcionado pelo reator UASB, os rendimentos de metano verificados no período I (0,371 m^3 CH_4 kg SV^{-1}) e II (0,486 m^3 CH_4 kg SV^{-1}) não apresentaram diferença significativa.

Apesar de algumas diferenças gerenciais, em relação ao biogás e lodo gerados em um ou dois reatores, as duas configurações apresentaram potencial para incremento do desempenho do tratamento de resíduos alimentares sem controle de temperatura ou adição de fonte de alcalinidade externa.

9 EFEITO DA CARGA ORGÂNICA EM DIGESTOR COM DESVINCULAÇÃO DO TDH E TRS EM ESCALA PILOTO[3]

9.1 Introdução

Os resíduos alimentares apresentam potencial para tratamento via digestão anaeróbia por possuírem fácil biodegradabilidade, disponibilidade de nutrientes, elevada umidade e conteúdo energético (LIN *et al*., 2013; PARITOSH *et al*., 2017a; ZHOU *et al*., 2018).

Apesar de fácil degradação, reatores anaeróbios aplicados a esse tratamento geralmente são operados com controle de temperatura (35 – 37 °C) (ALGAPANI *et al*., 2017; PARK *et al*., 2017a; SCANO *et al*., 2014; ZHAO *et al*., 2017), pois baixas temperaturas podem afetar o equilíbrio das comunidades microbianas de forma desproporcional entre os diversos grupos, resultando em acúmulo de metabólitos intermediários (ÁLVAREZ *et al*., 2008; CHOUDHARY *et al*., 2020; TAMKIN *et al*., 2015). Arqueias metanogênicas acetoclásticas apresentam maior sensibilidade à redução da temperatura, sendo verificado predomínio de microrganismos hidrogenotróficos e homoacetogênicos nessas condições (DEV *et al*., 2019; KOTSYURBENKO *et al*., 2001; NOZHEVNIKOVA *et al*., 2007) Além da temperatura, outros parâmetros operacionais que podem influenciar o desempenho desse tratamento é a COV e o TDH. Mesmo em sistemas com temperatura controlada, a instabilidade do processo e, consequentemente, baixa produção de biogás, pode ser causada por essas condições operacionais, resultando, comumente, em operações com baixas COV e/ou elevados TDH em unidades em escala real (TONANZI *et al*., 2018). Estudo com reatores de mistura completa (CSTR) operados em condições ótimas de temperatura (37 °C) relataram sobrecarga orgânica com COV de 0,8 kg SV m^{-3} d^{-1} para TDH de 20 dias (TONANZI *et al*., 2020), no entanto, mesma COV foi observada em condição estável de operação de CSTR com temperatura inferior (29,5 °C), porém, com TDH de 103 d (KUCZMAN *et al*., 2018). Essa melhor estabilidade

[3] Capítulo submetido, na forma de artigo científico, em revista internacional.

verificada está relacionada à manutenção da biomassa no interior do reator, o que parece contribuir com a alcalinidade do sistema (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a). Assim, a desvinculação entre TDH e tempo de retenção de sólidos (TRS) pode proporcionar incremento da estabilidade e desempenho do sistema. Estudo prévio em CSTR com desvinculação do TDH e TRS e, temperatura controlada (37 °C) e fornecimento de álcali, reportou operação estável com COV elevada e TDH reduzido (10,5 kg SV m^{-3} d^{-1} e 16 d, respectivamente) para o tratamento de resíduos alimentares em escala laboratorial (NAGAO *et al.,* 2012). Por outro lado, um aspecto operacional que pode contribuir para a redução de custos operacionais e para o desempenho do reator é a otimização de sua mistura. A adoção de regime de mistura intermitente apresentou efeitos positivos no equilíbrio microbiano, conversão de metabolitos intermediários e produção de biogás (KAPARAJU *et al*., 2008; KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018), além de reduzir a demanda energética do sistema.

Portanto, o objetivo desse estudo foi avaliar o efeito da elevação da COV e, consequentemente, redução do TDH, na estabilidade e desempenho de um digestor anaeróbio aplicado ao tratamento de resíduos alimentares. O reator, em escala piloto, foi operado em temperatura ambiente, com regime de mistura intermitente e sedimentação da biomassa em seu interior. Esse estudo contribui para a avaliação de reatores simplificados no tratamento de resíduos alimentares, associando estratégias operacionais geralmente aplicadas a sistemas com maior nível tecnológico, com o intuito de atingir melhor desempenho e baixo custo operacional.

9.2 Material e Métodos

9.2.1 Características do substrato e inóculo

Os resíduos alimentares utilizados na preparação do substrato foram coletados no restaurante universitário setorial II, instalado no campus Pampulha da Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG). Esses resíduos passavam por dupla triagem, sendo a primeira, realizada na fonte geradora, e uma segunda, na unidade de pesagem e trituração, na plataforma de metanização de resíduos alimentares (pMethar). O objetivo desse processo foi a retirada de materiais inorgânicos, além de orgânicos que pudessem limitar a adequada operação do reator,

como talheres, plásticos e ossos. Posteriormente, realizava-se a trituração do material orgânico já segregado, com adição contínua de água, em triturador industrial (Tritury, ACX500). A adição de água nesse processo não era superior à manutenção do substrato com a concentração máxima de 5% de sólidos totais (ST), com eventual ajuste do volume de água posteriormente. Essa concentração máxima de ST no substrato caracteriza o processo como uma biodigestão em via úmida (NAGAO *et al*., 2012).

O processo de inoculação do reator ocorreu com a utilização de 50 L de lodo anaeróbio proveniente de um reator UASB aplicado ao tratamento de esgoto sanitário em temperatura ambiente, instalado no Centro de Pesquisa e Treinamento em Saneamento (CePTS-UFMG/COPASA).

A Tabela 9.1 apresenta a composição média do substrato utilizado ao longo de todo o período experimental, assim como as características do inóculo.

Tabela 9.1. Caracterização do substrato e inóculo.

Parâmetro	Substrato	Inóculo
pH	5,2 (0,6)[a]	6,55
ST (g L^{-1})	53,6 (12,7)[b]	41,2 (7,7)
SV (g L^{-1})	49,0 (11,8)[b]	27,0 (2,1)
COT (g $kg^{-1}_{M.S}$)	466,6 (11,7)[c]	-
N_{total} (g $kg^{-1}_{M.S}$)	27,6 (2,2)[c]	-
P_{total} (g $kg^{-1}_{M.S}$)	2,8 (0,3)[c]	-
K (g $kg^{-1}_{M.S}$)	27,8 (6,9)[c]	-
Na (g $kg^{-1}_{M.S}$)	28,8 (3,9)[c]	-
C/N	16,9 (1,2)[c]	-

M.S: matéria seca à 60 °C; média (desvio padrão); [a] n:21, [b] n:43, [c] n:5.

9.2.2 Aparato experimental

O reator anaeróbio avaliado foi instalado junto à pMethar/UFMG (Belo Horizonte, Brasil). O sistema foi constituído pela unidade de triagem e trituração da plataforma e reator anaeróbio em escala piloto. O reator possuía volume total de 75 L e volume de trabalho de 52 L. Construído em PVC (policloreto de vinila), com diâmetro e altura total de 0,31 e 1,0 m, respectivamente. Os pontos de introdução do substrato e saída de efluente foram localizados a

0,6 m do fundo do reator, sendo as alimentações realizadas em estrutura desenvolvida para tal função e a retirada de efluente em sua face oposta (Figura 9.1). Apesar da saída de efluente na altura de 0,6 m, a altura de trabalho do reator esteve situada em 0,69 m, coincidindo com a válvula localizada em plano perpendicular às entradas e saídas de material.

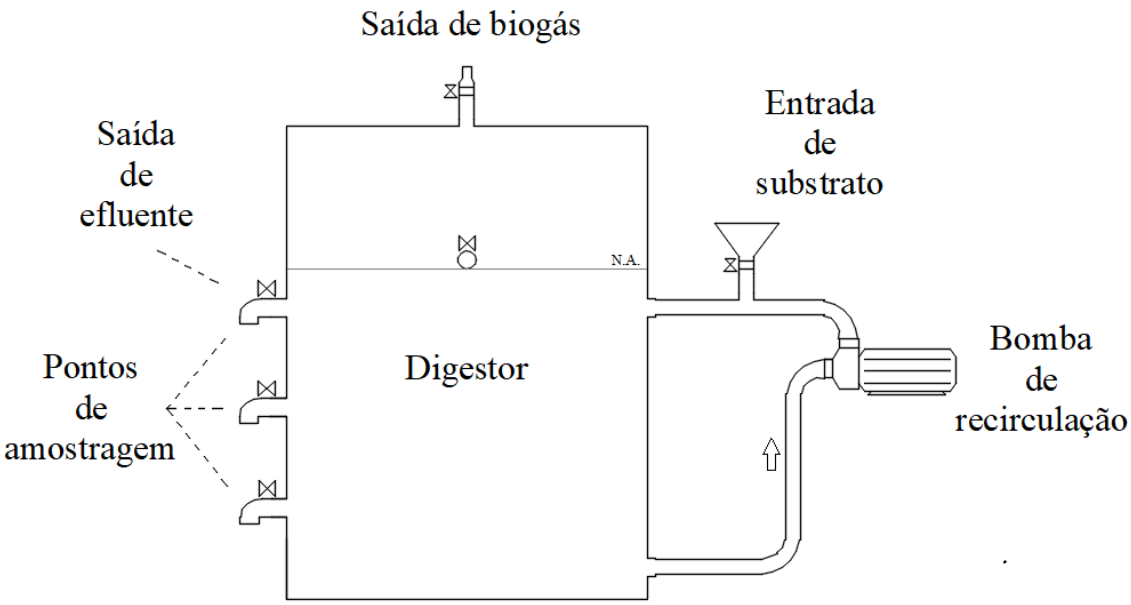


Figura 9.1. Esquema do aparato experimental.
Nota: N.A.: nível d'água.

Na lateral esquerda do reator (Figura 9.1 e Figura 9.2) havia três pontos de amostragem, com alturas de 0,2, 0,4 e 0,6 m, utilizados para o monitoramento do perfil de sólidos e determinação da biomassa presente no reator.

Figura 9.2. Aparato experimental.

Para a contabilização do biogás gerado foi utilizado um medidor tipo tambor (Ritter, TG 3) com erro relativo médio de 0,5% (RITTER, 2019).

A mistura do reator foi promovida por uma motobomba centrífuga (Lynus, LYN-50B – 1/2cv), controlada por temporizador analógico, com funcionamento de 15 minutos a cada hora (1:4). Como base nas equações apresentada no item 7.2.5, esse conjunto motobomba, operado de forma intermitente (vazão horária média 5 vezes menor), resultou em NEM de 11,15 W m^{-3}. Além da intermitência ser recomendada na literatura (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018) e contribuir para a redução da demanda energética, sua adoção teve o objetivo de evitar a alteração da temperatura do reator pela energia térmica dissipada no rotor da bomba. As alturas de captação e retorno de material pela agitação foram 0,1 e 0,6 m, respectivamente (Figura 9.2). Esse sentido de recirculação, captação na parte inferior e retorno na parte superior, foi utilizado para minimização dos eventos de entupimentos da bomba, ocorridos, principalmente, por material orgânico flotante.

9.2.3 Estratégia operacional

A operação do sistema ocorreu em regime semicontínuo, com alimentações manuais realizadas três vezes por semana (segunda, quarta e sexta-feira). O processo de alimentação do reator era realizado com a sedimentação prévia de sua biomassa, mantendo-o por três horas sem agitação. Após esse período, realizava-se a extração do efluente (volume condicionado à condição operacional aplicada) e, posteriormente, a introdução do substrato. Esse procedimento tinha o objetivo de permitir a retenção de maior quantidade de biomassa no interior do reator, além de evitar a extração de substrato ainda não digerido (curto-circuito). Essa configuração operacional, ou seja, alimentação em regime semicontínuo, mistura intermitente e sedimentação interna, se aproxima de um reator anaeróbio em bateladas sequenciais (ASBR), apesar de não apresentar ciclos adequadamente divididos em quatro partes (alimentação, reação, sedimentação e descarga) e TDH curto (METCALF AND EDDY, 2003).

Com objetivo de avaliar o efeito da COV aplicada ao reator operado em temperatura ambiente, incluindo um período de restrição nas alimentações e outro de readaptação, foram aplicados seis períodos operacionais, como apresentada na Tabela 9.2.

Tabela 9.2. Períodos operacionais.

Período	COV (kg SV m^{-3} d^{-1})	TDH (d)
I	0,6	60
II	1,5	36
III[a]	0	-
IV[b]	0,3-1,1	156-52
V	1,3	36
VI	1,8	25

[a]Período sem alimentação; [b]período de incremento gradual.

O período operacional III foi realizado com o objetivo de verificar o impacto da ausência e/ou redução da matéria orgânica aplicada, como ocorre durante os períodos de férias acadêmicas pela redução do número de refeições produzidas e, consequentemente, da geração de resíduos alimentares. Por outro lado, o período IV foi realizado com intuito de readaptação do reator, com o incremento progressivo da COV aplicada.

9.2.4 Parâmetros analíticos

O monitoramento do desempenho do reator foi realizado com base nos principais parâmetros analíticos, sendo sua descrição, frequência de análise e o método utilizado apresentados na Tabela 9.3.

Tabela 9.3. Parâmetros, frequência e respectivas metodologias.

Parâmetro	Amostra	Frequência de monitoramento	Metodologia/equipamento
pH	substrato e reator	3 vezes por semana	Multianalisador Hanna® pH21
Temperatura	substrato e reator	3 vezes por semana	
Alcalinidade a bicarbonatos	reator	3 vezes por semana	(RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986)
Ácidos totais	reator	3 vezes por semana	
Relação AI/AP	reator	3 vezes por semana	
Volume	biogás	3-5 vezes por semana	Medidor Ritter® TG3
CH_4, CO_2 e H_2S	biogás	3-5 vezes por semana	Analisador Landtec® GEM5000
Temperatura	reator	contínua	Analisador Elitech® RC-4HC
Série de sólidos (ST, SV, SF)	substrato e efluente	3 vezes por semana	2540 B, E, G (APHA, 2012)
Série de sólidos - Perfil	reator	semanalmente	2540 B, E, G (APHA, 2012)
Demanda química de oxigênio (DQO)	efluente	3 vezes por semana	5220 D (APHA, 2012)
Carbono Orgânico Total (COT)	substrato	mensal	Analisador de carbono*
Nitrogênio amoniacal ($N\text{-}NH_3$)	efluente	mensal	4500 NH3 F (APHA, 2012)
Nitrogênio total (N_{total})	substrato	mensal	Método Jackson e Bremner (MATOS, 2015)
Fósforo total (P_{total})	substrato	mensal	4500P.B4; P.C (APHA, 2012)
Potássio (K)	substrato	mensal	3030E; 3500K (APHA, 2012)
Sódio (Na)	substrato	mensal	3030E; 3500NaB (APHA, 2012)

*Shimadzu TOC-V-CPN com módulo de análise sólida SSM5000A – detector NDIR, gás de arraste: oxigênio extrapuro, 500 mL min^{-1} e temperatura do forno de 900 °C.

A demanda química de oxigênio (DQO) foi determinada sob a forma total e solúvel. A DQO solúvel foi determinada a partir do efluente filtrado em microfiltro de fibra de vidro de 1,4 µm (Macherey-nagel, GF4).

O fluxo de matéria orgânica e sua eficiência de conversão, assim como a biomassa presente no interior do reator, foram monitorados com base em sólidos voláteis (SV). Consequentemente, o rendimento de metano também foi calculado em função dos SV adicionados (m^3 CH_4 kg SV^{-1}), sendo padronizada a produção de metano para condições normais de temperatura e pressão (CNTP – 1 atm e 0 °C). A normalização do biogás foi realizada com base na pressão atmosférica local (0,910 atm – Belo Horizonte, MG) e na temperatura média diária do reator. A produção volumétrica de metano (PVM) foi calculada em relação à unidade volumétrica de reator e intervalo de tempo (m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}). Com exceção dos parâmetros relacionados à estabilidade do reator (relação AI/AP, alcalinidade a bicarbonatos, ácidos totais e pH), todos os resultados foram determinados a partir de médias semanais, com o intuito de padronizar os dados, atenuando o efeito dos maiores períodos sem alimentação (finais de semana).

9.2.5 Análise estatística

Para a verificação do efeito da COV na estabilidade e desempenho do reator, foram realizadas análises descritivas, além de teste de hipóteses para determinação de diferenças significativas com nível de confiança de 95%. O teste de hipótese aplicado foi Kruskal-Wallis, método não paramétrico para amostra independentes, com teste complementar de Dunn. Os *softwares* empregados no tratamento estatístico dos dados foram Microsoft Excel® e BioEstat 5.3.

9.3 Resultados e discussão

9.3.1 Inoculação e partida do reator

O processo de partida do reator foi iniciado com a introdução do inóculo e seu posterior fechamento. Houve o acompanhamento da estabilidade do inóculo (Figura 9.3), sem introdução de substrato nessa fase inicial.

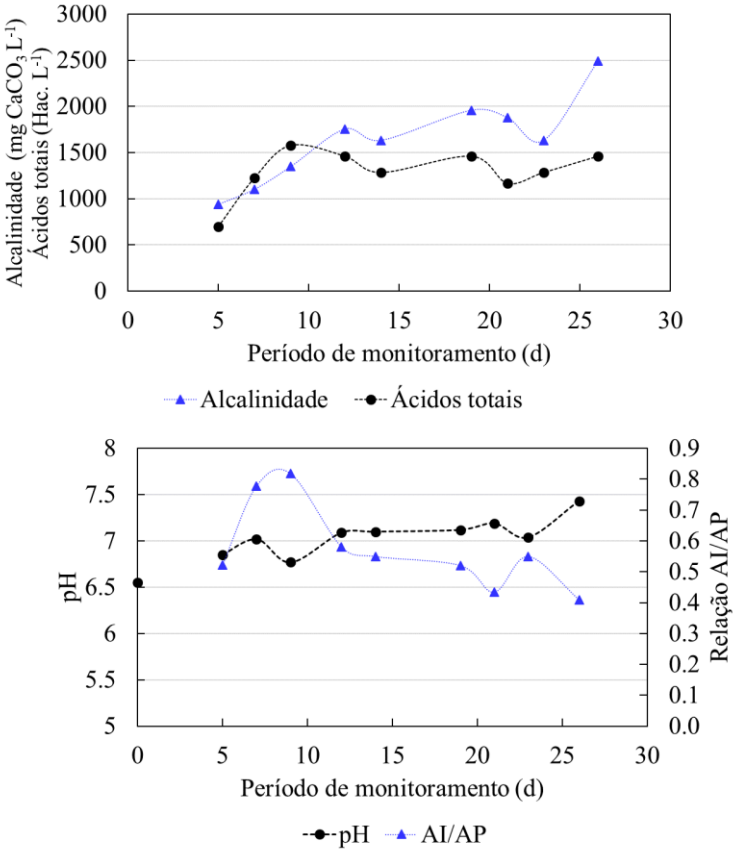


Figura 9.3. Monitoramento da estabilidade do reator durante seu processo de partida.

O inóculo utilizado apresentou pH relativamente baixo (6,55) com posteriores oscilações e estabilização em valores mais adequados aos reatores anaeróbios. A relação AI/AP relaciona a alcalinidade a bicarbonato, descrita como alcalinidade parcial (AP), e alcalinidade referente a dissociação dos ácidos orgânicos intermediários, alcalinidade intermediária (AI). Esse parâmetro, assim como a alcalinidade, apresentou variações com amplitudes maiores que o pH,

atingindo valores inferiores a 0,4 e superiores a 2000 mg $CaCO_3$ L^{-1}, respectivamente, somente após 25 dias de monitoramento.

9.3.2 Condições operacionais: COV, TDH, temperatura e mistura

As alimentações do reator ocorreram em intervalos médios de 2,33 dias, sendo realizadas três vezes por semana (segunda, quarta e sexta-feira), durante os 194 dias de operação, excetuando-se somente o período operacional III, de restrição de aplicação de substrato ao reator. A COV aplicada ao reator foi condicionada pelos diferentes períodos operacionais, sendo sua alteração determinada, principalmente, pela redução do TDH, haja vista a concentração de matéria orgânica predefinida e, aproximadamente, fixa (Tabela 9.4 e Figura 9.4).

Tabela 9.4. Principais parâmetros operacionais.

Parâmetro	Períodos operacionais					
	I	II	III	IV	V	VI
COV (kg SV m^{-3} d^{-1})	0,6 (0,3)[a]	1,5 (0,3)[a]	0	0,6 (0,3)[d]	1,3 (0,4)[f]	1,8 (0,4)[h]
TDH (d)	59 (3)[a]	36 (0)[a]	-	98 (40)[d]	36 (0)[f]	25 (0)[h]
Temperatura do digestor (°C)	NA	24 (2)[b]	26 (1)[c]	28 (3)[e]	27 (2)[g]	26 (2)[i]
Duração (d)	49	40	11	17	32	17

Média (desvio padrão); NA: não analisado; [a] n: 19, [b] n: 42, [c] n: 13, [d] n: 5, [e] n: 15, [f] n: 14, [g] n: 29, [h] n: 8, [i] n: 18.

As COV médias aplicadas ao reator durante o período experimental variaram de 0,6 a 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1}. O TDH, principal fator condicionante da COV, se manteve entre 60 e 25 dias para os períodos I, II, V e VI. Como pode ser observado da Tabela 9.4, os períodos experimentais III e IV mantiveram uma dinâmica distinta dos demais, com ausência de alimentações nesse primeiro e posterior incremento gradual no segundo. Esses períodos foram realizados para a verificação do efeito dos períodos de redução e/ou ausência de resíduos alimentares, como é o caso do recesso de final de ano e férias de verão. Durante o período VI, foi verificado o comprometimento de parâmetros relacionados à estabilidade do reator, sendo perceptível o acúmulo de metabólitos intermediários, como discutido detalhadamente nos itens subsequentes.

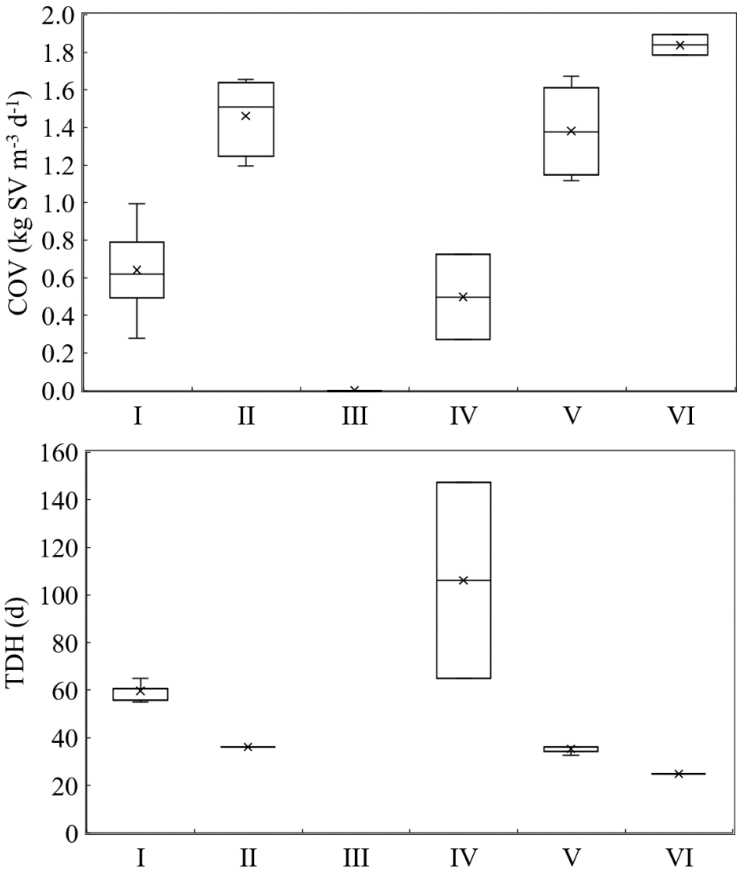


Figura 9.4. Carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica aplicados ao reator ao longo de todo o período avaliado.

Os valores de COV aplicados nos períodos II, V e VI estão de acordo com aos reportados pela literatura. Alguns estudos realizados com CSTRs operados em temperatura controlada aplicaram COV entre 0,8 e 1,6 kg SV m^{-3} d^{-1} (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a; KUCZMAN *et al*., 2018; RUFFINO *et al*., 2015; TONANZI *et al*., 2018). Esses mesmos estudos utilizaram TDHs de 20 a 103 dias, intervalo semelhante ao aplicado no estudo em questão (60 a 25 d). Estudo prévio avaliou a digestão anaeróbia de resíduos alimentares em CSTR com dois diferentes TDHs: 50 e 25 dias. Verificou-se que o TDH maior resultou em maior alcalinidade no sistema, o que contribuiu para maior estabilidade do reator (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a). Maior estabilidade do CSTR aplicado ao tratamento de resíduos alimentares com TDH mais elevado também foi reportada por Tonanzi *et al.* (2018). Segundo os autores, a elevação do TDH de 20 para 40 dias e operação em regime semicontínuo, mantendo a COV de 1,6 kg

SV m^{-3} d^{-1}, resultou em menor acúmulo de ácidos intermediários e operação menos instável do reator. A operação do reator em estudo foi realizada em regime semicontínuo e com estratégia de retenção de sólidos em seu interior, discutido em tópico específico, o que pode ter viabilizado sua operação com COV semelhante e sem controle de temperatura.

O controle da temperatura do reator pode proporcionar valores constantes e mais adequados, como intervalo de 35 a 37 °C para sistemas operados em temperatura mesofílica (CHERNICHARO, 2016; MCCARTY, 1964; YENIGÜN; DEMIREL, 2013). No entanto, o reator em questão foi operado sem controle de temperatura, exposto às oscilações da temperatura ambiente. A faixa de temperatura observada no interior do reator permaneceu entre 19,5 e 36,2 °C, enquanto a temperatura do ambiente se manteve entre 16,8 e 34,9 °C durante o mesmo período (Figura 9.5).

As temperaturas médias diárias observadas no interior do reator e no ambiente, mensuradas na estação meteorológica automática Pampulha (INMET), apresentaram diferença significativa, sendo 2,4 ± 1,9 °C, mais elevado no interior do reator. Temperatura superior no interior do reator (1 – 4 °C) também foi reportada por Martí-Herrero *et al.* (2018) ao operarem reator sem controle de temperatura.

Assim como as temperaturas médias, as amplitudes de variação diária também apresentaram diferença significativa, com média de 4,6 °C e valores superiores a 12 °C em alguns dias específicos (Figura 9.6). Essa variação pode ter efeito no desempenho do reator por impactar a microbiota, sendo 1,0 °C o limite diário recomendado (METCALF AND EDDY, 2003).

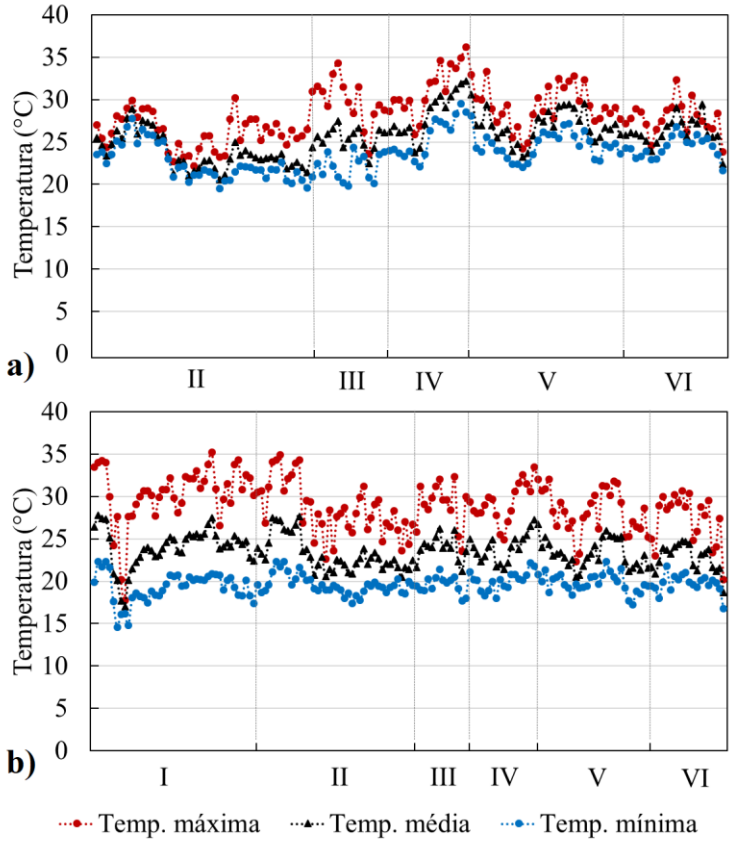


Figura 9.5. Temperatura média, máxima e mínima registrada no interior do reator (a) e ambiente (b), registrada na estação meteorológica Pampulha.
Fonte: INMET <www.inmet.gov.br>.

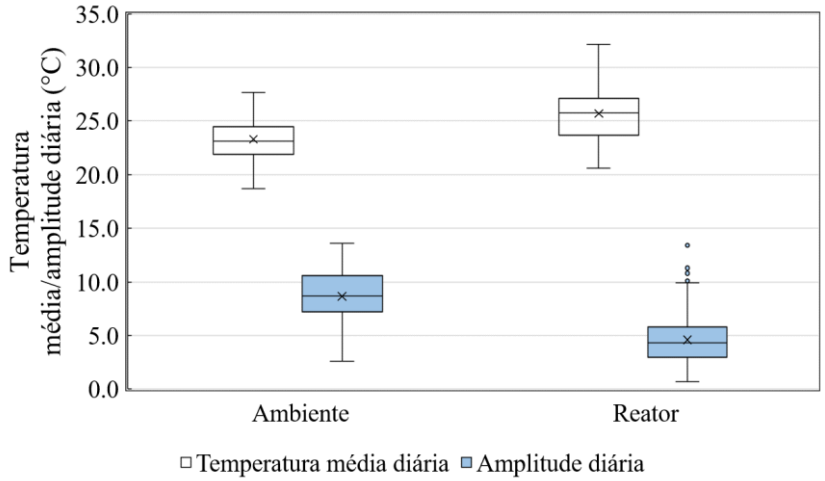


Figura 9.6. Temperatura média e amplitude diária no ambiente e no reator em todo o período experimental.
Fonte: INMET <www.inmet.gov.br>.

As temperaturas médias diárias registradas em cada um dos períodos somente apresentaram diferenças significativas em relação ao período II, para o qual se registrou a menor média geral (24 °C). Coincidentemente, durante o período II, houve a aplicação de uma das maiores COV média (1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}). A operação com COV superior a diversos estudos com temperaturas controladas, mesmo com oscilação diária superior ao recomendado pela literatura e valores inferiores à faixa ótima, reforça a possibilidade da aplicação do tratamento anaeróbio de resíduos alimentares em condições simplificadas. Estudo desenvolvido em temperaturas ambiente (13 e 21 °C) na operação de reator anaeróbio tubular aplicado ao tratamento de resíduos de frutas e verduras corrobora com essa alternativa (MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018).

Outra condição operacional que pode contribuir para a redução de custos operacionais e, consequentemente, melhorar a viabilidade econômica da digestão anaeróbia é a mistura em regime intermitente (KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018). A mistura intermitente utilizada ao longo do experimento (*on:off* de 1:4) reduziu 80% da demanda que seria necessária para a operação em regime contínuo. Ademais, a literatura reporta melhor desempenho em reatores operados com mistura de baixa intensidade ou intermitente (RICO *et al*., 2011; STROOT *et al*., 2001). A associação dessas duas condições, mistura de baixa intensidade e intermitente, foi reportada como condição ótima para a produção de biogás e eficiência energética (LINDMARK; ERIKSSON; THORIN, 2014). Contudo, a otimização do período de intermitência (*on:off*) é um importante passo para o desenvolvimento e operação de sistemas anaeróbios eficientes. Em um estudo prévio, o tempo de mistura foi usado como um dos principais parâmetros avaliados em um reator piloto desenvolvido para o tratamento de resíduos alimentares sob temperatura controlada (35 °C). Foram avaliadas três diferentes durações do período de mistura (30, 60 e 90 min.) duas vezes por dia, tendo sido observado melhores resultados para o período de 60 min. (RATANATAMSKUL; SALEART, 2016). Esse valor resultou em período de intermitência de 1:11, relação consideravelmente superior ao utilizado nesse estudo (1:4). Portanto, apesar de outros parâmetros relacionados à mistura do reator (ex.: velocidade de entrada do fluxo no reator), a otimização do regime intermitente pode possibilitar a melhora do desempenho e eficiência energética do reator.

9.3.3 Estabilidade do processo

O desempenho do reator anaeróbio está estreitamente relacionado à sua estabilidade. O monitoramento da estabilidade do reator foi realizado de forma integrada, utilizando diferentes parâmetros (Tabela 9.5).

A relação AI/AP foi utilizada como principal parâmetro de monitoramento, permanecendo entre 0,15 e 0,26 para os períodos de I a V. De forma distinta, o valor médio verificado no período VI foi cerca de 120% superior (0,58) a mais elevada das fases anteriores. Com exceção do período V, todos os demais períodos apresentaram diferença significativa em comparação ao período VI. De acordo com a literatura, relação de 0,3 seria o limite para uma operação estável e segura (RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986). Outro estudo prévio desenvolvido especificamente com a biodigestão de resíduos alimentares apresentou comportamento estável com relação AI/AP de cerca de 0,45 (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a). Apesar de valor médio (0,58) marginalmente superior ao reportado pela literatura, ao final do período VI foi verificado valor superior a 1,5 (Figura 9.7), além de valores superiores a 0,65 em toda a semana seguinte, mesmo com a suspensão das alimentações (dados não apresentados). Os demais parâmetros de monitoramento da estabilidade também corroboram com essa sobrecarga no período VI.

Tabela 9.5. Parâmetros utilizados para o monitoramento da estabilidade do reator.

Parâmetro	Período experimental					
	I	II	III	IV	V	VI
Alcalinidade[a] (mg $CaCO_3$ L^{-1})	4034 (182)	4924 (179)	6514 (471)	6726 (693)	5495 (420)	4245 (989)
Ácidos totais (mg Hac L^{-1})	1364 (203)	1409 (129)	1401 (152)	1903 (512)	1970 (409)	2978 (758)
AI/AP	0,24 (0,04)	0,20 (0,03)	0,15 (0,02)	0,21 (0,07)	0,26 (0,07)	0,58 (0,39)
pH	7,55 (0,15)	7,53 (0,13)	7,69 (0,08)	7,64 (0,19)	7,36 (0,14)	7,14 (0,17)
n	13	9	5	5	8	8

Nota: média (desvio padrão), calculados a partir de dados diários; [a]alcalinidade a bicarbonatos

Apesar da alcalinidade a bicarbonato do período VI apresentar valor semelhante ao verificado no período I (~4000 mg $CaCO_3$ L^{-1}), o perceptível incremento dos ácidos totais evidencia a tendência à sobrecarga. A literatura apresenta alcalinidades mínimas entre 2.500 e 5.000 mg

$CaCO_3$ L^{-1} para o desenvolvimento seguro da digestão anaeróbia (METCALF AND EDDY, 2003; SAWYER; HOWARD; PERSHE, 1954; SHAHRIARI *et al.*, 2012; VÖGELI *et al.*, 2014a).

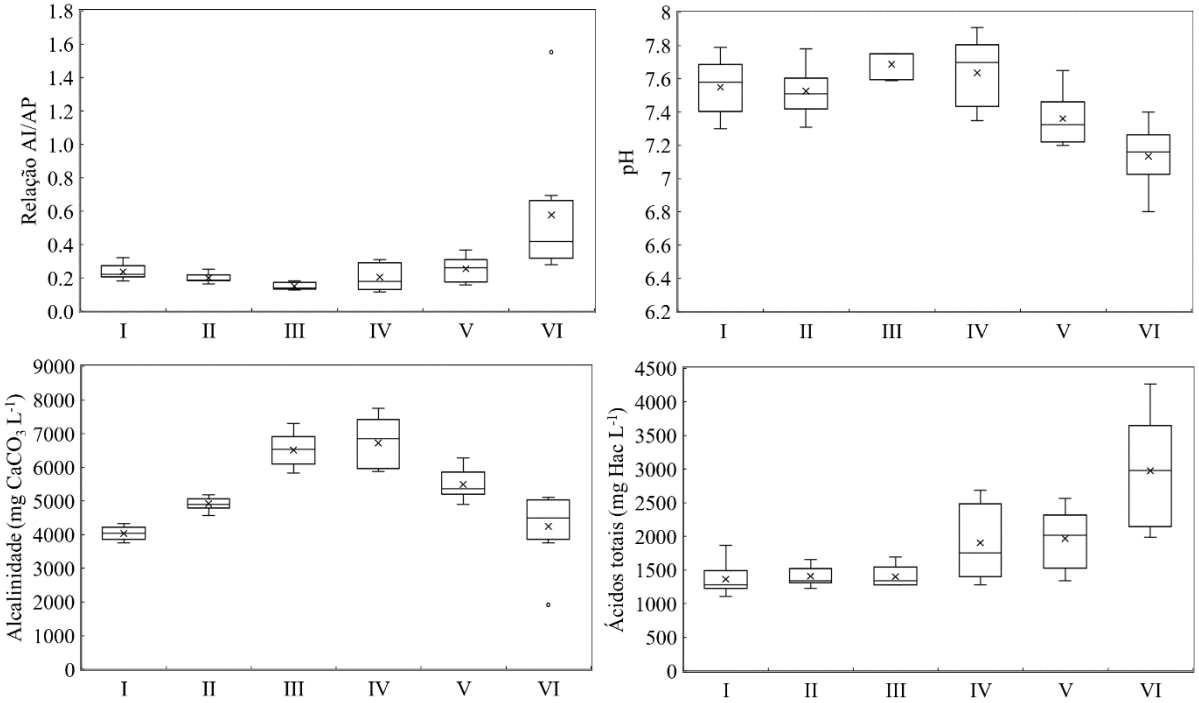


Figura 9.7. Parâmetros relacionados à estabilidade do processo ao longo dos seis períodos experimentais.

Os valores médios de pH, verificados em todos os períodos, permaneceram dentro do intervalo de 6,8 a 8,2 recomendado para reator metanogênico (CHERNICHARO, 2007; MCCARTY, 1964). No entanto, verifica-se na Figura 9.7 a variação acentuada do pH no período VI, com valores próximos desse limite inferior. Além desses valores menores, houve diferenças significativas entre todos os demais períodos, exceto para o período V, assim como na relação AI/AP. Esses resultados para esse período V podem estar relacionados aos efeitos da fase sem alimentação e o posterior incremento da COV em curto espaço de tempo (14 dias), pois algumas espécies de arqueias acetoclástica, principalmente do gênero *Methanosaeta*, responsável pela produção de metano, a partir do grupo metil do ácido acético, possuem taxa máxima de

crescimento específico relativamente baixa, com tempo de duplicação de 3,5 a 9 dias (CHERNICHARO, 2007).

De forma geral, o decréscimo do pH com a elevação da COV também foi reportada por outros estudos (LIU *et al.*, 2018; SHEN *et al.*, 2013).

9.3.4 Conversão da matéria orgânica e dinâmica da biomassa

A remoção de sólidos voláteis foi o principal parâmetro referente ao fluxo de matéria orgânica. A concentração de ST afluente (substrato) oscilou entre 46,4 e 57,6 g L^{-1} (Tabela 9.6) mantendo o processo em via úmida de digestão (NAGAO *et al.*, 2012).

Tabela 9.6. Parâmetros relacionados à matéria orgânica aplicada ao reator.

Parâmetro	Período operacional					
	I	II	II	IV	V	VI
ST afluente (g L^{-1})	46,4 (1,3)	57,6 (9,5)	-	-	53,1 (6,8)	53,7 (8,2)
SV afluente (g L^{-1})	42,6 (1,4)	51,9 (7,3)	-	-	48,5 (7,7)	48,5 (7,7)
ST efluente (g L^{-1})	9,4 (1,0)	13,9 (3,3)	-	-	16,4 (3,2)	16,0 (1,2)
SV efluente (g L^{-1})	5,5 (0,5)	9,1 (2,0)	-	-	8,0 (1,0)	11,4 (1,5)
Remoção SV (%)	87,0 (1,0)	82,1 (5,3)	-	-	82,3 (2,7)	71,5 (1,0)
DQO efluente (g L^{-1})	8,9 (0,4)	17,0 (5,2)	-	-	17,7 (4,1)	22,1 (1,0)
DQO solúvel efluente (g L^{-1})	1,8 (0,6)	1,9 (0,5)	-	-	2,5 (0,8)	7,4 (2,7)
n	3	6	-	-	5	3

Média (desvio padrão), calculados a partir das médias semanais.

As concentrações de SV efluente variaram entre 5,5 e 11,4 g L^{-1}, condicionada possivelmente pela COV aplicada, pois é perceptível a relação direta de incremento de ambos os parâmetros. No entanto, pelo fato de haver maior variação da concentração de SV afluente, resultando em menores concentrações no período V em relação ao período II, a remoção de SV não apresentou esse comportamento linear (Figura 9.8), havendo diferença significativa somente entre os períodos I e VI. Apesar de não haver diferença significativa, a elevação da COV de 1,3 para 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1} implicou na redução da remoção de SV de 82 para 72%.

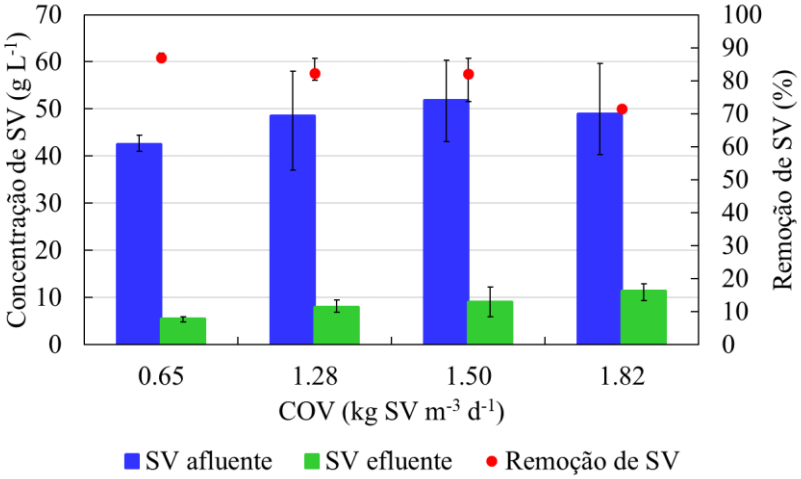


Figura 9.8. Concentrações de SV afluentes e efluentes e suas respectivas remoções.

Em geral, as remoções de SV verificadas no período I, II e V (82 a 87%) estão e acordo com estudos realizados com CSTR e temperatura controlada aplicados ao tratamento de resíduos alimentares. Estudos realizados com TDH reduzido (20 a 40 d) reportaram remoções de SV entre 65 e 83% (LIU *et al.*, 2018; RUFFINO *et al.*, 2015; TONANZI *et al.*, 2018), no entanto, remoção mais elevada (90%) foi reportada para reator operado com maior TDH (103 d) (KUCZMAN *et al.*, 2018). Por outro lado, a realização da sedimentação e retorno da biomassa efluente para o CSTR, obteve remoções elevadas (84 a 92%) mesmo com TDH de 16 d, mantendo TRS de 60 d (NAGAO *et al.*, 2012).

A desvinculação do TDH e TRS pode ser uma estratégia adequada para o incremento do desempenho de CSTR. Climenhaga; Banks (2008b) reportaram estabilidade e robustez do CSTR operado com TDH de 25 d e TRS de 150 d, para um COV 1,45 kg SV m^{-3} d^{-1}, destacando, inclusive, a não necessidade de suplementação com micronutrientes, previamente necessário para longo período de operação neste sistema (CLIMENHAGA; BANKS, 2008b).

A operação dessa configuração de reatores com TDH reduzido pode implicar na saída excessiva de biomassa, processo conhecido como lavagem do reator. No reator em estudo, avaliou-se uma potencial forma de desvinculação do TDH e TRS, por meio da sedimentação da biomassa, como descrito anteriormente, característica de ASBR. A aplicação dessa estratégia resultou na maior

retenção de biomassa no interior do reator, com concentrações de SV efluente inferiores à média presente em seu interior, proporcionando a manutenção de TRS até 144% mais elevado que seu respectivo TDH (Figura 9.9).

O TRS calculado para a operação do reator sem a sedimentação prévia aplicada nesse estudo coincide com seu próprio TDH, como conceitualmente apresentado para um CSTR. A utilização de membranas seletivas, sedimentadores ou sistemas mecanizados específicos, como é o caso de centrífuga, podem resultar em maior diferença percentual entre o TRS e TDH, porém, com potencial incremento de custos, tanto de instalação como de operação. A centrifugação da biomassa efluente e posterior retorno ao CSTR resultou em diferença de cerca de 275% entre o TRS e o TDH (NAGAO *et al*., 2012).

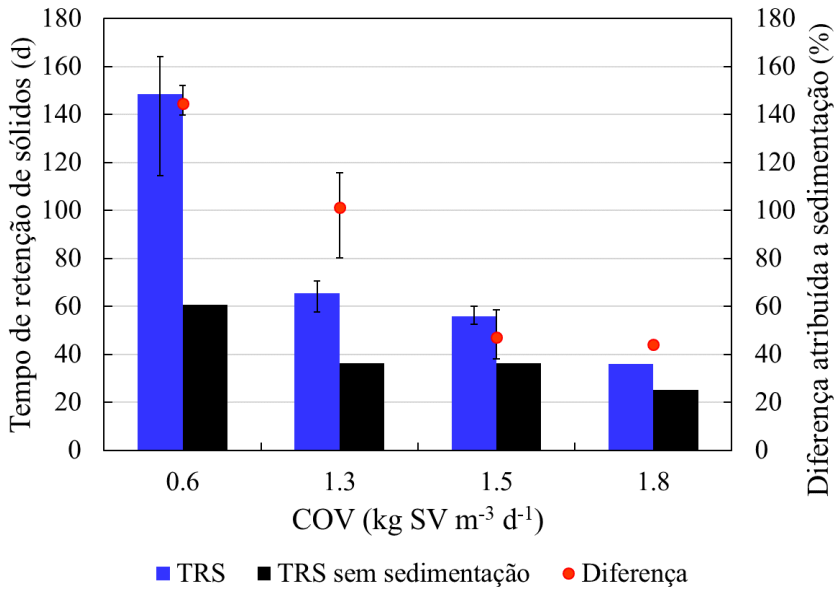


Figura 9.9. Tempo de retenção de sólidos verificado e calculado, caso não houvesse a sedimentação, assim como a diferença percentual.

Os benefícios da desvinculação do TDH e TRS não se restringem à maior estabilidade do sistema, mas à possibilidade de redução somente do TDH, o que pode proporcionar maior eficiência do reator. Além desses aspectos, a maior permanência dos sólidos pode viabilizar a degradação de compostos de degradação mais lenta, como lignocelulósicos e ácidos orgânicos de cadeia longa (CLIMENHAGA; BANKS, 2008b).

A biomassa presente no interior do reator, determinada a partir de SV, também se mostrou influenciada pela COV aplicada, porém, não houve diferenças significativas entre os períodos I, II, V e VI (Figura 9.10). Isso sugere que para a faixa de 0,6 a 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1}, nas condições de TDH e TRS avaliadas, a COV não é um fator condicionante da massa de sólidos presente no interior do reator.

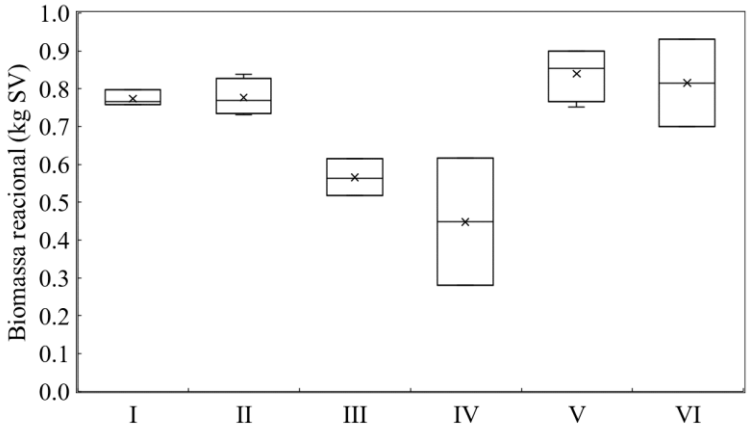


Figura 9.10. Biomassa presente no interior do reator em função do período operacional.

A biomassa presente no interior do digestor permaneceu com massa entre 15,4 e 16,8 kg SV m^{-3}, com pequena variação ao longo do experimento. Estudo prévio realizado com CSTR, também utilizado para o tratamento de resíduos alimentares, reportou valor inferior (13 kg SV m^{-3}), apesar de concentração superior de SV no efluente (11,3 g SV L^{-1}), quando comparado aos observados nesse estudo (Tabela 9.6) (KUCZMAN *et al.*, 2018). Essa diferença pode ser atribuída a sedimentação da biomassa no interior do reator, a qual proporcionou melhor condição de manutenção da biomassa em seu interior sem a degradação da qualidade do efluente.

O período III, para o qual houve a suspensão das alimentações do reator, apresentou redução da biomassa presente em seu interior, atingindo valores 30% menores em apenas sete dias. O período IV apresentou variação elevada em seus valores, porém, demonstrando rápida recuperação quantitativa da biomassa. No entanto, com base nos valores de DQO solúvel efluente (Tabela 9.6) e ácidos totais (Tabela 9.5) do período V, é provável que a comunidade

metanogênica não tenha se desenvolvido adequadamente durante o período IV, como discutido previamente.

9.3.5 Produção de metano

A variação da COV e TDH também condicionaram a produção de metano. A produção volumétrica de metano (PVM) foi incrementada de 0,281 para 0,645 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} com a elevação da COV de 0,6 para 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}, porém, com posterior redução para 0,531 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} quando elevada para 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1} (Tabela 9.7 e Figura 9.11).

Tabela 9.7. Parâmetros relacionados à produção de metano.

Parâmetro	Período experimental					
	I	II	III	IV	V	VI
Metano no biogás (%)	51,2 (2,5)	55,0 (1,2)	64,5 (0,2)	57,0 (3,7)	53,6 (3,5)	49 – 51[a]
Produção volumétrica de metano (m^3 CH_4 m^3 d^{-1})	0,281 (0,06)	0,645 (0,05)	0,443 (0,25)	0,276 (0,15)	0,576 (0,05)	0,72 – 0,27[a]
Rendimento de metano (m^3 CH_4 kg SV^{-1})	0,439 (0,15)	0,429 (0,08)	-	0,495 (0,02)	0,462 (0,09)	0,383 – 0,351
n	7	4	4[b]	6[b]	4	2

Média (desvio padrão), calculados a partir de médias semanais; [a] mínimo – máximo, [b] resultados não agrupados em médias semanais.

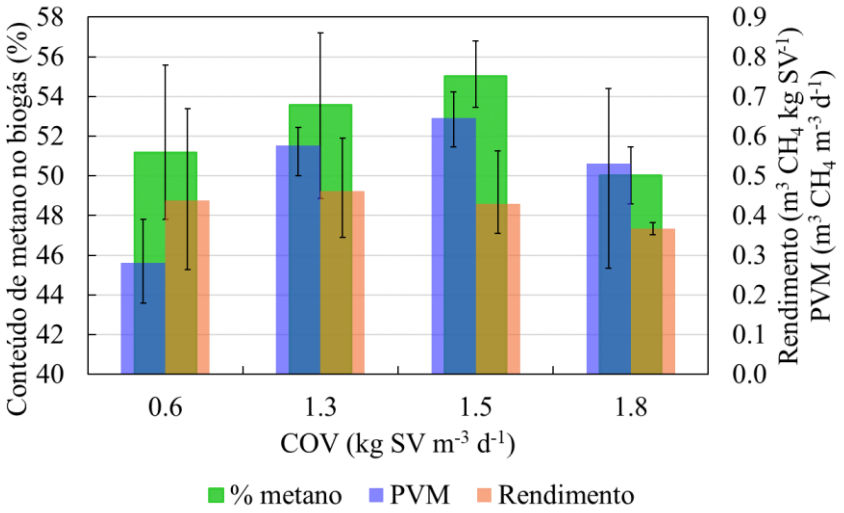


Figura 9.11. Parâmetros referentes à produção de metano em função de COV crescente.

Essa relação entre a PVM e a COV é reportada pela literatura. Incremento de 0,19 para 0,27 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} foi verificado para a elevação da COV de 0,56 para 1,06 kg SV m^{-3} d^{-1} em reator tubular operado sem controle de temperatura (~21 °C) (MARTÍ-HERRERO *et al.*, 2018). Estudos em CSTR com temperaturas controladas também reportam essa relação como, por exemplo, a elevação de 3,9 para 9,3 L CH_4 d^{-1} resultante do incremento de 1,0 para 3,5 kg SV m^{-3} d^{-1} em sistema operado a 35 °C (SHEN *et al.*, 2013). No entanto, o contínuo incremento da COV pode resultar na superação das condições adequadas de operação, resultando na redução da taxa de acréscimo na PVM e tendência à estabilização, independente do subsequente aumento da COV (BANKS; HEAVEN, 2013), ou ainda, a inflexão da curva, consequente da redução da PVM, como verificado neste estudo e reportado por Liu *et al.* (2018).

No entanto, deve-se destacar a contribuição da redução do TDH e TRS, pois apesar de incremento de cerca de 20% na COV entre os períodos V e VI, para esses dois parâmetros houve reduções de cerca de 30%, respectivamente. Apesar de Nagao *et al.* (2012) haver obtido elevada produção de metano em COV superior e TDH reduzido (16 d), seu TRS foi 60 d, próximo ao verificado no período II (56 d), porém, superior aos 36 d do período VI. Intervalo de 20 a 25 d de TDH foram descritos na literatura como insuficiente em CSTR tratando resíduo alimentar com COV entre 1,45 e 1,6 kg SV m^{-3} d^{-1}, resultando em colapso por acúmulo de ácidos intermediários (CLIMENHAGA; BANKS, 2008b; TONANZI *et al.*, 2018), no entanto, quando desvinculado do TRS (150 d) foi reportada produção de metano estável para operação com COV similar (1,45 kg SV m^{-3} d^{-1}) (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a). Portanto, é provável que tenha havido efeito associado da elevação da COV e redução do TDH/TRS a níveis que causaram a instabilidade e iminente colapso do reator.

Apesar das concentrações de metano no biogás, assim como a PVM, apresentarem diferenças significativas somente em relação ao período I, pode-se verificar o seu incremento em função da elevação da COV até o período V, com posterior redução (Figura 9.10). Os valores de concentração permaneceram entre 51,2 e 55% para o intervalo de COV de 0,6 a 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}, com marginal redução para 50% quando aplicado 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1}. Esses valores estão de acordo com o intervalo reportado pela literatura. Estudos com CSTR operados em temperatura

controlada citaram concentrações entre 53 e 63% (KUCZMAN *et al.*, 2018; LIU *et al.*, 2018; MATA-ALVAREZ *et al.*, 1992). A concentração de metano no biogás é um parâmetro essencial ao gerenciamento dos potenciais usos desse subproduto.

Diferentemente dos demais parâmetros relacionados à produção de metano, o seu rendimento não apresentou diferença significativa e, tampouco, o mesmo comportamento em relação à COV aplicada. Para COV de 0,6 a 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1} os rendimentos de metano permaneceram entre 0,429 e 0,462 m^3 CH_4 kg SV^{-1} (Tabela 9.7). No entanto, quando a COV foi elevada para 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1} ocorreu a redução do rendimento para 0,367 kg SV m^{-3} d^{-1}. Os rendimentos verificados estão de acordo com estudos realizados no tratamento de resíduos alimentares em CSTR com temperatura controlada, os quais reportam entre 0,343 e 0,480 m^3 CH_4 kg SV^{-1} (KUCZMAN *et al.*, 2018; LIU *et al.*, 2018; MATA-ALVAREZ *et al.*, 1992; NAGAO *et al.*, 2012).

Em relação ao período de suspensão da alimentação do reator na produção de metano, não há evidência de efeito negativos nos períodos posteriores (Figura 9.12).

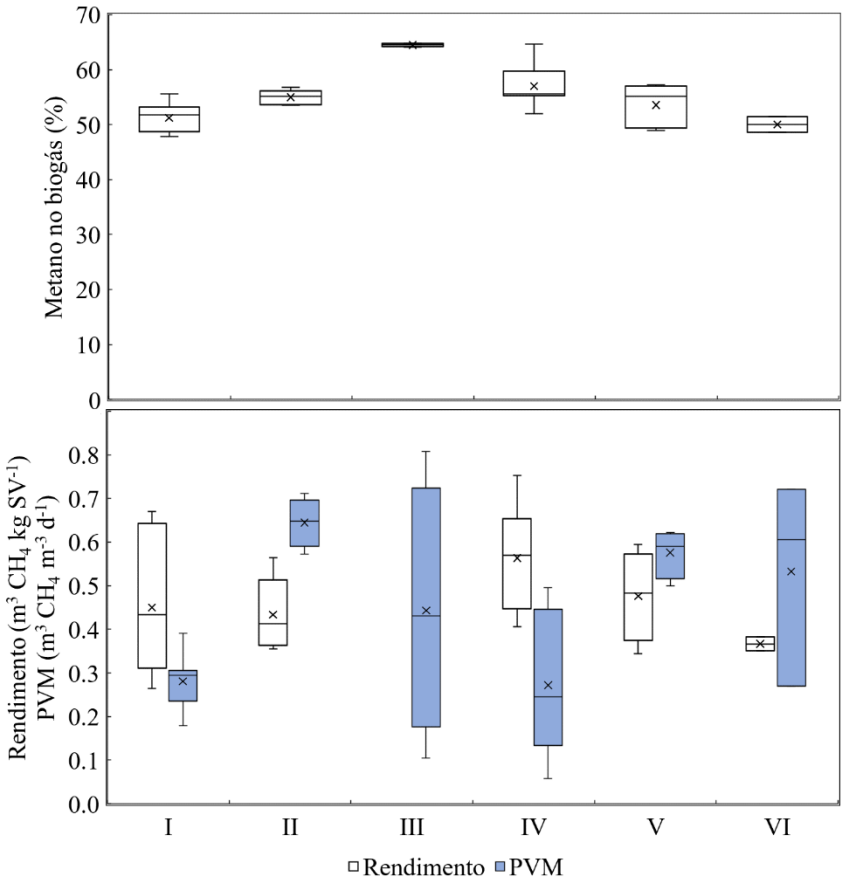


Figura 9.12. Produção de metano em relação aos períodos experimentais.

Durante o período sem alimentação houve uma redução progressiva da PVM e incremento da concentração de metano no biogás. Aplicado por 11 dias, esse período resultou na diminuição da PVM de 0,81 para 0,06 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, resultando na elevada variação apresentadas pelos dados.

9.4 Conclusões

A operação do sistema sem controle de temperatura possibilita afirmar que, apesar de variações de temperaturas diárias superiores a 10 °C em alguns períodos, o comportamento do reator é comparável a reatores operados com controle de temperatura, além de não haver influência da variação da temperatura média diária, para o intervalo de 23 a 27 °C, no desempenho do reator.

O intervalo sem alimentação, período III, não afetou o desempenho do reator em relação à produção de metano e remoção de sólidos voláteis, apesar de, possivelmente, resultar em efeito negativo em sua estabilidade.

A remoção de sólidos voláteis se mostrou condicionada pela carga orgânica volumétrica aplicada, variando de 87 a 71,5% com o incremento de 0,6 a 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1} na carga orgânica.

A produção de metano também apresentou relação com a carga orgânica volumétrica, com produções volumétricas de 0,281 a 0,645 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} e rendimentos de 0,429 a 0,462 m^3 CH_4 kg SV^{-1} para cargas orgânicas de 0,6 a 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}. Valores inferiores foram verificados quando aplicado 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1}, evidenciando a superação da carga orgânica ótima e comprometimento do desempenho do reator.

A desvinculação do tempo de detenção hidráulica e tempo de retenção de sólidos, possivelmente, contribuiu para suporte de carga orgânica volumétrica (1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}) e tempo de detenção hidráulica (36 dias) tipicamente reportados para sistemas com controle de temperatura e pH.

10 AVALIAÇÃO COMPARATIVA DOS RESULTADOS ANTERIORES

Apesar do desenvolvimento de cada fase experimental descrito nos capítulos anteriores ter ocorrido de forma independente, todos subsidiaram o objetivo geral da tese, ou seja, avaliar a digestão anaeróbia de resíduos alimentares em condições operacionais simplificadas. Com o objetivo de relacionar os dados obtidos, possibilitando uma análise global, este capítulo reúne os principais resultados e os discute de forma integrada.

A Tabela 10.1 reúne os valores médios verificados em cada um dos capítulos, tanto com o sistema em escala demonstração, como em escala piloto.

10.1 Parâmetros operacionais

10.1.1 Temperatura

A operação dos reatores sem controle de temperatura os submeteu às variações sazonal e diária da temperatura ambiente. O Capítulo 6 apresentou a variação sazonal típica por ter sido desenvolvido em período de 330 dias, abrangendo todas as estações do ano. As temperaturas registradas no ambiente (estação climática Pampulha - INMET) entre abril de 2018 e fevereiro de 2019 variaram de 12 a 33 °C, com valores médios diários de 16 a 28 °C. De forma geral, há estudos com digestão anaeróbia sem controle de temperatura em condições semelhantes reportados na literatura e que obtiveram condições de desempenho satisfatórias (CHOUDHARY *et al*., 2020; MARTÍ-HERRERO *et al*., 2018).

No entanto, deve-se destacar que essa é uma medida da temperatura ambiente. Em relação à temperatura dos reatores, o sistema de isolamento térmico presente no digestor, em escala demonstração, pode ter contribuído para uma menor amplitude de variação, porém, não foi realizado seu monitoramento de forma contínua. O reator UASB não possuía sistema de isolamento, o que pode ter resultado em maior variação diária, porém, assim como o digestor, não houve monitoramento contínuo. O digestor em escala piloto, sem nenhum sistema de isolamento e também exposto às variações climáticas semelhantes (instalado na pMethar),

manteve temperaturas entre 20 e 35 °C durante o monitoramento realizado entre outubro de 2019 e março de 2020. A amplitude diária média de variação de temperatura foi de 4,6 °C, apesar de atingir amplitudes superiores a 10 °C em alguns períodos. Essa variação pode ter influenciado no desempenho do reator, como discutido detalhadamente no Capítulo 9.

Apesar da diferença no isolamento dos reatores, a operação do digestor piloto possibilitou a confirmação da possibilidade de tratamento de resíduos alimentares na ausência destes sistemas de isolamento e sem controle de temperatura, para as condições climáticas avaliadas, inclusive, com desempenho semelhante a reatores com temperatura controlada, com a adoção das condições operacionais aplicadas no Capítulo 9.

10.1.2 COV e TDH

As COVs aplicadas ao digestor em escala demonstração nos Capítulos 6, 7 e 8 variaram de 0,15 a 0,51 kg SV m^{-3} d^{-1}. Este intervalo de valores é inferior ao indicado na literatura, como discutido nesses capítulos. Porém, apesar de operados em temperatura ambiente, o que, possivelmente, contribuiu para a redução do seu desempenho e capacidade de suporte de carga orgânica, o Capítulo 9 permitiu a refutação da temperatura de operação como limitação principal. Este capítulo discorreu sobre a operação do reator em escala piloto também em temperatura ambiente, no qual foram aplicadas COV de 0,6 a 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1} e TDH de 60 a 25 dias.

Descartando a temperatura como fator determinante da baixa COV suportada no digestor demonstração, o Capítulo 7 apresentou uma discussão a respeito das limitações de mistura e acúmulo de materiais de difícil degradação em seu interior, relacionando esse baixo desempenho a fatores hidrodinâmicos. Esse reator está em operação há cerca de seis anos, como apresentado nesse capítulo, sem a separação de ossos de frangos ou sementes no processo de triagem, além de não possuir rotina de limpeza de materiais sedimentados em seu interior. Além desses fatores, a mistura de baixa intensidade adotada no projeto para reduzir custos, resultou na estratificação de sua biomassa, relatada no Capítulo 7, verificada desde o princípio de sua operação (ORNELAS FERREIRA, 2015).

Tabela 10.1. Parâmetros operacionais e resultados verificados nos diferentes períodos operacionais.

Parâmetro	Cap. 6			Cap. 7		Cap. 8		Cap. 9 - Piloto			
	Letivo I	Letivo II	Férias	COV I	COV II*	CSTR I	CSTR II	I	II	V	VI
Temperatura (°C)	24,4	26,9	31,6	30,3	28,5	23,6	28,5	-	23,8	26,8	26,2
COV (kg SV m^{-3} d^{-1})	0,51	0,32	0,15	0,25	0,37	0,43	0,26	0,65	1,50	1,28	1,82
TDH (d)	121	125	229	123	108	128	163	59	36	36	25
Relação AI/AP	0,32	0,39	0,21	0,4	2,5	0,37	0,66	0,24	0,20	0,26	0,58
Alcalinidade[a] (mg $CaCO_3$ L^{-1})	6113	6105	7638	5900	1800	5984	5149	4034	4924	5495	4245
Ácidos totais (mg Hac L^{-1})	2784	3477	2254	3300	6700	3158	4816	1365	1409	1970	2978
pH	7,36	7,30	7,46	7,4	6,8	7,34	7,49	7,55	7,53	7,36	7,14
SV afluente (g L^{-1})	44,9	34,3	27,2	27	34	42,6	52,3	42,6	51,9	48,5	48,5
SV efluente (g L^{-1})	10,2	10,2	3,9	6	~10	10,6	8,0	5,5	9,1	8,0	11,4
Remoção de SV (%)	74,9	67,8	81,2	75	~75	74,7	83,6	87,0	82,1	82,3	71,5
CH_4 no biogás (%)	58,6	58,6	58,7	60	40	60,6	57,0	51,2	55,0	53,6	50,0
PVM (m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1})	0,11	0,12	0,07	0,11	0,15	0,12	0,11	0,28	0,65	0,58	0,53
Rendimento de metano (m^3 CH_4 kg SV^{-1})	0,32	0,43	0,43	0,43	0,15	0,35	0,421	0,439	0,429	0,462	0,367

Nota: [a] alcalinidade a bicarbonatos

Com base nos resultados obtidos, sugere-se a não introdução de resíduos com essas mesmas características no substrato de reatores, ou ainda, que se projete um sistema de descarte de fundo para sua retirada. Com o acúmulo desse material no interior do reator, sua mistura, realizada pela própria bomba de alimentação, foi prejudicada, com possíveis zonas mortas e curtos-circuitos. Na prática, isso pode ter resultado em frações do volume reacional que não receberam a proporção média de substrato aplicado, assim como partes em que houve a aplicação de maior quantidade de matéria orgânica, resultando em sobrecarga dessas porções ativas, mesmo com COV média inferior aos valores típicos reportados na literatura. A literatura reporta o acúmulo de matéria de difícil degradação, incrustações, como causa de redução do volume reacional e eventual colapso em operações de longo prazo (KARIM *et al*., 2005; NANDI *et al*., 2017).

O digestor em escala piloto suportou COV relativamente elevadas (1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}) em relação a outros sistemas em temperatura ambiente. Esse resultado demonstra a potencialidade de tratamento de resíduos alimentares sem controle de temperatura para as condições de temperatura avaliada, com capacidade de suporte orgânico semelhante a sistemas com controle de temperatura em faixa ótima (35-37 °C), como discutido detalhadamente no Capítulo 9. A sedimentação da biomassa no interior do reator como artifício de desvinculação do TDH e TRS (CLIMENHAGA; BANKS, 2008a; NAGAO *et al*., 2012), assim como a mistura intermitente (KAPARAJU *et al*., 2008; KARIYAMA; ZHAI; WU, 2018) e operação em regime semicontínuo (TONANZI *et al*., 2018), possivelmente, contribuíram para o bom desempenho dessa configuração de baixo custo.

O TDH dos reatores esteve condicionado à COV aplicada, pelo fato de ter sido mantida a mesma concentração de sólidos no substrato (~ 5% ST), o que o relacionou à capacidade de suporte orgânico de cada um deles. O digestor em escala demonstração apresentou TDH elevado (108 – 229 dias), valores superiores à literatura, como discutidos em cada um de seus respectivos capítulos. Como apresentado anteriormente, o condicionamento do TDH à COV e as limitações desta, resultaram nesses valores de TDH elevados. No entanto, o reator em escala piloto apresentou valores de TDH inferiores, entre 60 e 25 dias, dependendo da fase de operação. Esses valores são semelhantes aos verificados na literatura para reatores com controle de

temperatura, assim como verificado para a COV. A desvinculação do TDH e TRS tem efeito nesse bom desempenho, pois mesmo com TDH baixo, seu TRS permaneceu até 140% mais elevado. A discussão detalhada sobre as condições operacionais e seus efeitos no desempenho do digestor em escala piloto se encontra descrita no Capítulo 9.

10.1.3 Mistura do reator

A mistura do digestor em escala demonstração foi realizada pela própria bomba de alimentação, bomba de cavidade progressiva, e sem sistema de direcionamento interno, tendo resultado em uma mistura de baixa intensidade, com v_e de 0,46 m s^{-1} e NEM de 1,17 W m^{-3}, não otimizada e com regime contínuo de operação (24h d^{-1}). Apesar da redução do custo de instalação, a operação desse sistema demanda considerável energia (Capítulo 6), além de resultar em mistura pouco efetiva (Capítulo 7). No entanto, apesar de também ter sido operado com sistema de mistura hidráulico e sem sistema de direcionamento interno, o digestor em escala piloto foi operado com mistura em regime intermitente e bomba centrífuga. A intensidade da mistura, apesar de aplicada de forma intermitente, foi superior à aplicada para o digestor em escala demonstração, com v_e resultante de 0,99 m s^{-1} e NEM de 11,15 W m^{-3}. Essa NEM é superior ao recomendado pela literatura, 5-8 W m^{-3} (METCALF AND EDDY, 2003), pois o dimensionamento nessa escala, com substrato heterogêneo, impossibilitou a redução da capacidade da bomba utilizada. Mesmo com a bomba ligeiramente superdimensionada e rotor semiaberto, houve a necessidade de limpeza de seu interior semanalmente.

10.2 Estabilidade do processo

A estabilidade da digestão anaeróbia foi monitorada a partir da relação AI/AP, pH e alcalinidade a bicarbonatos, principalmente. Esses parâmetros, analisados de forma conjunta, possibilitou o adequado monitoramento dos reatores.

A relação AI/AP, quando em operação estável, variou de 0,20 (Capítulo 9) a 0,66 (Capítulo 8), sendo este limite superior verificado durante a fase de retorno de biomassa para o reator em escala demonstração. Apesar de apresentar valor superior ao reportado na literatura (0,3 – 0,45)

(CLIMENHAGA; BANKS, 2008a; RIPLEY; BOYLE; CONVERSE, 1986) em alguns períodos, a alcalinidade a bicarbonatos se manteve elevada (> 5000 mg $CaCO_3$ L^{-1}) e pH superior a 7,2. Especificamente no período operacional de maior relação AI/AP (0,66), os demais parâmetros de estabilidade permaneceram elevados (5150 mg $CaCO_3$ L^{-1} e 7,49), porém, por ter sido desenvolvida após um período de sobrecarga orgânica do reator, concentrações residuais de ácidos intermediários permaneciam no reator, sendo registrada a maior concentração de ácidos totais (4816 mg HAc L^{-1}).

Houve um período operacional de sobrecarga orgânica (Capítulo 7), no qual foi verificado relação AI/AP de até 2,5; alcalinidade a bicarbonato de 1800 mg $CaCO_3$ L^{-1} e pH 6,8. Em situação de tendência à instabilidade e desequilíbrio entre as fases do processo, resultando em acúmulo de ácidos intermediários, como reportado na literatura, o parâmetro mais sensível foi a relação AI/AP. Porém, valores marginalmente superiores à literatura (0,66) não representaram desequilíbrio, pois houve alcalinidade suficiente para o tamponamento do sistema, o que não resultou na redução do pH a valores fora do intervalo adequado reportado pela literatura (6,8-8,2). No digestor piloto houve situação semelhante no final do período VI (COV 1,8 kg SV m^{-3} d^{-1} e TDH 25 d), com a relação AI/AP atingindo valor de 1,5. Com base nesse parâmetro foi suspensa a introdução de substrato, sendo realizado o monitoramento da posterior recuperação do reator.

De forma geral, o monitoramento da estabilidade do reator aplicado ao tratamento de resíduos alimentares por esses três parâmetros proporcionou o controle adequado do processo, com possível flexibilização do valor limite da relação AI/AP.

10.3 Desempenho da digestão anaeróbia

10.3.1 Conversão de matéria orgânica

A concentração média de SV de entrada ($ST_{afluente}$) oscilou de 27 a 52 g L^{-1}, influenciando diretamente na COV e TDH. Os cardápios disponibilizados em cada uma das estações do ano,

assim como a mudança frequente do operador da unidade podem ter influenciado nessa variação.

As concentrações de SV no efluente do digestor em escala demonstração variaram entre 4 e 10 g SV L^{-1}, condicionada, principalmente, ao volume de substrato aplicado consequente dos diferentes períodos acadêmicos. Apesar de COV e concentração afluente inferiores (0,37 kg SV m^{-3} d^{-1} e 34 g SV L^{-1}) ao período de máxima COV aplicada (0,51 kg SV m^{-3} d^{-1} e 45 g SV L^{-1}), os volumes aplicados foram semelhantes, assim como as concentrações de SV efluente. Contudo, vários outros fatores podem estar envolvidos nessa questão, porém, o fato do volume de substrato também influir, mesmo com TDH elevado, corrobora com a hipótese de zonas mortas e curtos-circuitos, discutido detalhadamente no Capítulo 7. A introdução do reator UASB posterior ao digestor proporcionou a menor concentração de SV efluente do sistema para operação sem restrição de alimentações, com concentração média de 4,7 g SV L^{-1}, efeito apresentado e discutido no Capítulo 8.

As eficiências médias de conversão de SV permaneceram entre 68 e 84%, condicionada à variação da concentração de SV no substrato e à COV aplicada.

No reator em escala piloto, as eficiências permaneceram elevadas em todos os seus períodos de operação estáveis, oscilando entre 82 e 87%. Possivelmente, essa melhor eficiência está relacionada às melhores condições hidrodinâmicas verificadas nesse reator, além de concentrações de SV afluente mais estáveis e elevadas. Quando comparado ao digestor em escala demonstração com período operacional coincidente e, consequentemente, mesmo substrato, as eficiências permaneceram próximas; 83,6 e 81,8%, para a escala demonstração e piloto, respectivamente. No entanto, vale ressaltar que o reator em escala piloto estava sendo operado com COV mais de 200% superior (0,46 e 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1}).

10.3.2 Produção de metano

As produções volumétricas de metano (PVM) verificadas no digestor em escala demonstração foram semelhantes, independente do momento operacional (Tabela 10.1). Os valores médios

permaneceram entre 0,11 e 0,15 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, para as fases em que não houve restrição de substrato e operação em condições estáveis. Valores inferiores foram verificados durante o período de recesso escolar (Férias, Capítulo 6) e sobrecarga orgânica (COV II, Capítulo 7).

As concentrações de metano também se mantiveram semelhantes, com valores próximos de 60% (57 – 60,6%) para as fases estáveis e sem restrição de substrato, assim como o rendimento de metano, com cerca de 0,43 m^3 CH_4 kg SV^{-1} (0,42 – 0,43 m^{-3} CH_4 kg SV^{-1}).

Assim como na conversão de matéria orgânica, a operação do reator em escala piloto possibilitou a refutação da influência da temperatura, com possível atribuição do baixo desempenho a fatores hidrodinâmicos - acúmulo de inertes e mistura de baixa intensidade.

As PVM verificadas no reator em escala piloto variaram de 0,281 a 0,645 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, em função das diferentes COV aplicadas em cada fase. As concentrações de metano no biogás permaneceram próximas de 53% (51,2 – 55,0%) e o rendimento oscilou entre 0,43 e 0,46 m^3 CH_4 kg SV^{-1}. Esses resultados estão discutidos à luz da literatura no Capítulo 9, porém, vale destacar que eles reforçam a possibilidade de se realizar o tratamento do resíduo alimentar com configuração de reator e condições operacionais simplificadas, nas condições climáticas avaliadas, sem comprometer seu desempenho.

11 CONSIDERAÇÕES FINAIS

Embasado pelos resultados verificados nos experimentos, pode-se afirmar que a digestão anaeróbia em condições operacionais simplificadas, como temperatura e pH não controlados, apresenta potencial para o tratamento de resíduos alimentares nas condições avaliadas, inclusive para o regime de geração condicionado ao calendário acadêmico.

As variações de temperatura, resultante da sazonalidade climática, não se mostraram condicionantes do desempenho do reator anaeróbio operado em amplitude de 23 a 31,6 °C. No entanto, a redução da carga orgânica aplicada durante as férias de verão (dezembro, janeiro e fevereiro), passando de 0,32 para 0,15 kg SV m^{-3} d^{-1}, afetou o seu desempenho. Vale destacar que a operação do reator nesse experimento compreendeu todas as estações climáticas e períodos acadêmicos ao longo de 330 dias. Durante esse período, verificou-se redução de mais de 70% na COV (0,51 – 0,15 kg SV m^{-3} d^{-1}) e amplitude de variação sazonal de 8,6 °C na temperatura interna do reator. Em geral, o reator se manteve estável, com máxima produção de metano e remoção de sólidos voláteis de 0,12 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1} e 81%, respectivamente. (*refutou-se parcialmente a Hipótese 1*)

A elevação da COV de 0,25 para 0,37 kg SV m^{-3} d^{-1} foi suficiente para comprometer o desempenho do digestor em escala demonstração, não tendo havido incremento da produção de metano ou remoção de sólidos voláteis. A operação em temperatura ambiente não representou o fator limitante à capacidade de suporte de uma carga orgânica mais elevada. O aspecto limitante para o suporte de cargas mais elevadas foram as restrições hidrodinâmicas resultantes de uma mistura não otimizada, e, principalmente, ao acúmulo de materiais de difícil degradação ao longo dos mais de seis anos de operação. (*refutou-se totalmente a Hipótese 2*)

As diferentes estratégias de aproveitamento da matéria orgânica residual presente no efluente do digestor em escala demonstração apresentaram incremento do desempenho dos sistemas. A utilização do reator UASB sequencialmente ao digestor proporcionou maior estabilidade, remoção de SV mais elevada (89%) e incremento do rendimento de metano (4 a 11%) do

sistema. O retorno da biomassa efluente, promovido pelo sistema anaeróbio de contato, apresentou potencialidade para aplicação em períodos com reduzida oferta de resíduos alimentares, como ocorre no período de férias, mantendo a produção de metano mais elevada. (*confirmou-se a Hipótese 3*)

O digestor em escala piloto sem controle de temperatura e condições operacionais específicas: desvinculação passiva do tempo de detenção hidráulica e tempo de retenção de sólidos e mistura intermitente apresentou capacidade de suporte de carga orgânica semelhante a estudos realizados com CSTRs com controle de temperatura em valores mesofílicos ótimos (35 – 37 °C). Um curto período (17 dias) de readaptação do reator após a ausência de alimentações (11 dias) foi suficiente para alcançar valores satisfatórios em relação à remoção de sólidos voláteis e produção de metano. A variação média da temperatura diária do reator foi 4,6 °C, com remoções de sólidos voláteis e produção de metano de até 87% e 0,65 m^3 CH_4 m^{-3} d^{-1}, respectivamente. Adicionalmente, a carga orgânica volumétrica e tempo de detenção hidráulica ótimos para as condições avaliadas foram 1,5 kg SV m^{-3} d^{-1} e 36 dias, respectivamente. (*refutou-se parcialmente a Hipótese 4*)

Portanto, o tratamento de resíduos alimentares em temperatura ambiente, para as temperaturas avaliadas, pode ser realizado sem efeito negativo expressivo. Havendo diferentes configurações que podem contribuir com o processo nessas condições, para reatores de mistura completa (CSTR), principalmente, dentre as quais vale destacar a desvinculação do tempo de detenção hidráulica e tempo de retenção de sólidos associada à mistura intermitente. Essas estratégias possibilitaram a operação com carga orgânica e tempo de detenção hidráulica semelhantes aos aplicados em sistemas mesofílicos com controle de temperatura.

12 RECOMENDAÇÕES

O funcionamento adequado da pMethar depende de remoção dos materiais acumulados no interior do digestor, assim como a possível necessidade de reinoculação, agravada pelo período sem operação resultante da pandemia do Covid 19. Com base nesse estudo, em relação à digestão anaeróbia de resíduos alimentares em temperatura ambiente, seguem algumas recomendações:

- A desvinculação do TDH e TRS por meio da sedimentação no próprio reator pode ser uma potencial alternativa. O estudo da máxima COV suportada e a influência da sazonalidade da temperatura contribuirá para melhor entendimento do tema para condições climáticas específicas;
- As estratégias avaliadas: reatores metanogênicos sequenciais e retorno da biomassa efluente, também podem ser avaliadas aplicando COVs mais elevadas, em digestores que não estejam limitados por fatores hidrodinâmicos.
- A verificação da influência do intervalo entre alimentações, no regime semicontínuo, pode proporcionar informações relevantes para o entendimento do funcionamento de reatores nessas condições.
- A otimização da mistura intermitente pode contribuir com a redução dos custos operacionais, assim como resultar em maior desempenho do reator, sendo fator importante no desenvolvimento de sistemas simplificados.
- A baixa concentração de ST no substrato pode ser fator limitante em regiões que possuem limitada disponibilidade hídrica. Assim, avaliar os efeitos de aplicação de concentração mais elevada, além da possibilidade de recirculação do efluente ou adição de outras águas residuárias, pode auxiliar nessa possível limitação.

13 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALGAPANI, D. E.; QIAO, W.; DI PUMPO, F.; BIANCHI, D.; WANDERA, S. M.; ADANI, F.; DONG, R. Long-term bio-H 2 and bio-CH 4 production from food waste in a continuous two-stage system: Energy efficiency and conversion pathways. *Bioresource Technology*, v. 248, p. 204-213, 2017. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.05.164.

ÁLVAREZ, J. A.; ARMSTRONG, E.; GÓMEZ, M.; SOTO, M. Anaerobic treatment of low-strength municipal wastewater by a two-stage pilot plant under psychrophilic conditions. *Bioresource Technology*, v. 99, p. 7051–7062, 2008.

AMHA, Y. M.; ANWAR, M. Z.; BROWER, A.; JACOBSEN, C. S.; STADLER, L. B.; WEBSTER, T. M.; SMITH, A. L. Inhibition of anaerobic digestion processes: applications of molecular tools. *Bioresource Technology*, v. 247, p. 999–1014, 2018.

ANDRÉA, L.; VALENÇA, R. B.; CÉSAR, L.; HENRIQUE, S.; HOLANDA, B. De; FELIPE, A.; FERNANDO, J. Methane generation potential through anaerobic digestion of fruit waste. *Journal of Cleaner Production*, p. 120389, 2020. DOI: 10.1016/j.jclepro.2020.120389.

APHA; AWWA; WEF. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.* 22. ed. Washington: American Public Health Association, 2012.

AQUINO, S. F. De; CHERNICHARO, C. A. L. Acúmulo de ácidos graxos voláteis (AGVs) em reatores anaeróbios sob estresse: causas e estratégias de controle. *Engenharia Sanitaria e Ambiental,* v. 10, n. 2, p. 152–161, 2005. DOI: 10.1590/s1413-41522005000200009.

ARAÚJO, V. O. De.; SILVA, F. A. T.; MAROTTA, H.; MADEIRA, J. G. F. New Compact Biodigester Model for Organic Waste Treatment in Urban Residences and Buildings. *Journal of Environmental Engineering*, v. 147, n. 2, p. 1–8, 2021. DOI: 10.1061/(ASCE)EE.1943-7870.0001849.

BANKS, C. J.; CHESSHIRE, M.; HEAVEN, S.; ARNOLD, R.. Anaerobic digestion of source-segregated domestic food waste: Performance assessment by mass and energy balance. *Bioresource Technology*, v. 102, n. 2, p. 612–620, 2011. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.08.005.

BANKS, C. J.; HEAVEN, S. Optimisation of biogas yields from anaerobic digestion by feedstock type. *In*: WELLINGER, A.; MURPHY, J.; BAXTER, D. (org.). *The biogas handbook*. Sawston: Woodhead, 2013. p. 131–165.

BEGUM, S.; AHUJA, S.; ANUPOJU, G. R.; AHUJA, D. K.; ARELLI, V.; JUNTUPALLY, S. Operational strategy of high rate anaerobic digester with mixed organic wastes: effect of co-digestion on biogas yield at full scale. *Environmental Technology*, v. 41, n. 9, p. 1151–1159, 2020. DOI: 10.1080/09593330.2018.1523232.

BENITO MARTIN, P. C.; SCHLIENZ, M.; GREGER, M. Production of bio-hydrogen and methane during semi-continuous digestion of maize silage in a two-stage system. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 42, n. 9, p. 5768-5779, 2017. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2017.01.020.

BI, S.; HONG, X.; YANG, H.; YU, X.; FANG, S.; BAI, Y.; LIU, J.; GAO, Y.; YAN, L.; WANG, W.; WANG, Y. Effect of hydraulic retention time on anaerobic co-digestion of cattle manure and food waste. *Renewable Energy*, v. 150, p. 213–220, 2020. DOI: 10.1016/j.renene.2019.12.091. Disponível em: https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.12.091.

BOTELLO SUÁREZ, W. A.; DA SILVA VANTINI, J.; DUDA, R. M.; GIACHETTO, P. F.; CINTRA, L. C.; TIRABOSCHI FERRO, M. I.; DE OLIVEIRA, R. A.. Predominance of syntrophic bacteria, Methanosaeta and Methanoculleus in a two-stage up-flow anaerobic sludge blanket reactor treating coffee processing wastewater at high organic loading rate. *Bioresource Technology*, v. 268, n. July, p. 158–168, 2018. DOI: 10.1016/j.biortech.2018.06.091.

BOUALLAGUI, H.; HAOUARI, O.; TOUHAMI, Y.; BEN CHEIKH, R.; MAROUANI, L.; HAMDI, M. Effect of temperature on the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetable waste. *Process Biochemistry*, v. 39, n. 12, p. 2143–2148, 2004. DOI: 10.1016/j.procbio.2003.11.022.

BRAGUGLIA, C. M.; GALLIPOLI, A.; GIANICO, A.; PAGLIACCIA, P. Anaerobic bioconversion of food waste into energy: A critical review. *Bioresource Technology*, v. 248, p. 37-56, 2018. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.06.145.

BRASIL. *Atlas Esgotos: Despolição de Bacias Hidrográficas*. Brasília. Disponível em: https://www.ana.gov.br.

BROWNE, J. D.; ALLEN, E.; MURPHY, J. D. Assessing the variability in biomethane production from the organic fraction of municipal solid waste in batch and continuous operation. *Applied Energy*, v. 128, p. 307–314, 2014.

BRUNO, M.; DE OLIVEIRA, R. A. Performance of uasb reactors in two stages followed by post-treatment with activated sludge in wastewater batch of wet-processed coffee. *Engenharia Agricola*, v. 33, n. 4, p. 808–819, 2013. DOI: 10.1590/S0100-69162013000400020.

BUTLER, D.; PAYNE, J. Septic tanks: problems and practice. *Building and Environment*, v. 30, n. 3, p. 419–425, 1995.

CARVALHEIRA, M.; CASSIDY, J.; RIBEIRO, J. M.; OLIVEIRA, B. A.; FREITAS, E. B.; ROCA, C.; CARVALHO, G.; OEHMEN, A.; REIS, M. A. M. Performance of a two-stage anaerobic digestion system treating fruit pulp waste: The impact of substrate shift and operational conditions. *Waste Management*, v. 78, p. 434–445, 2018. DOI: 10.1016/j.wasman.2018.06.013.

CAVINATO, C.; GIULIANO, A.; BOLZONELLA, D.; PAVAN, P.; CECCHI, F. Bio-hythane production from food waste by dark fermentation coupled with anaerobic digestion process: A long-term pilot scale experience. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 37, n. 15, p. 11549–11555, 2012. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2012.03.065.

CECCHI, F.; TRAVERSO, P.; PAVAN, P.; BOLZONELLA, D.; INNOCENTI, L. Characteristics of the OFMSW and behavior of the anaerobic digestion process. *In*: MATA-ALVAREZ, J. (org.). *Biomethanisation of the Organic Fraction of Municipal Solid Wastes.* London: IWA Publising, 2003. p. 336.

CHAGANTI, S. R.; KIM, D. H.; LALMAN, J. A. Flux balance analysis of mixed anaerobic microbial communities: effects of linoleic acid (LA) and pH on biohydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 36, n. 21, p. 14141–14152, 2011.

CHAN, P. C.; TOLEDO, R. A. De; SHIM, H.. Anaerobic co-digestion of food waste and domestic wastewater e Effect of intermittent feeding on short and long chain fatty acids accumulation. *Renewable Energy*, p. 1–7, 2017. DOI: 10.1016/j.renene.2017.07.029.

CHEN, L.; JIAN, S.; BI, J.; LI, Y.; CHANG, Z.; HE, J.; YE, X.. Anaerobic digestion in mesophilic and room temperature conditions: Digestion performance and soil-borne pathogen survival. *Journal of Environmental Sciences,* v. 43, p. 224–233, 2016. DOI: 10.1016/j.jes.2015.11.013.

CHEN, Y.; CHENG, J. J.; CREAMER, K. S. Inhibition of anaerobic digestion process: a review. *Bioresource Technology*, v. 99, n. 10, p. 4044–4064, 2008.

CHENG, J.; DING, L.; LIN, R.; YUE, L.; LIU, J.; ZHOU, J.; CEN, K. Fermentative biohydrogen and biomethane co-production from mixture of food waste and sewage sludge: Effects of physiochemical properties and mix ratios on fermentation performance. *Applied Energy*, v. 184, p. 1–8, 2016. DOI: 10.1016/j.apenergy.2016.10.003.

CHEONG, J. C.; LEE, J. T. E.; LIM, J. W.; SONG, S.; TAN, J. K, N.; CHIAM, Z. Y.; YAP, K. Y.; ZANG, J.; TAN, H. T. W.; TONG, Y. W. Closing the food waste loop: Food waste anaerobic digestate as fertilizer for the cultivation of the leafy vegetable, xiao bai cai (Brassica rapa). *Science of the Total Environment*, v. 715, p. 136789, 2020. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2020.136789.

CHERNICHARO, C. A de L. *Reatores anaeróbios*. 2ª ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2007.

CHOUDHARY, A.; KUMAR, A.; GOVIL, T.; SANI, R. K.; GORKY; KUMAR, S. Sustainable production of biogas in large bioreactor under psychrophilic and mesophilic conditions. *Journal of Environmental Engineering*, v. 146, n. 3, p. 1–10, 2020. DOI: 10.1061/(ASCE)EE.1943-7870.0001645.

CHU, C. F.; LI, Y. Y.; XU, K. Q.; EBIE, Y.; INAMORI, Y.; KONG, H. N.. 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. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2008.06.060.

CIBIOGÁS, Centro Internacional de Energias Renováveis |. *Panorama do Biogás no Brasil em 2019*. Foz do Iguaçu. Disponível em: https://biblioteca.cibiogas.org/biblioteca/notatecnica/pdf/panorama-do-biogas-no-brasil-em-2019.pdf.

CIOTOLA, R. J.; MARTIN, J. F.; CASTAŃO, J. M.; LEE, J.; MICHEL, F.. Microbial community response to seasonal temperature variation in a small-scale anaerobic digester. *Energies*, v. 6, n. 10, p. 5182–5199, 2013. DOI: 10.3390/en6105182.

CLIMENHAGA, M. A.; BANKS, C. J. Uncoupling of liquid and solid retention times in

anaerobic digestion of catering wastes. *Water Science and Technology*, v. 58, n. 8, p. 1581–1587, 2008. a. DOI: 10.2166/wst.2008.497.

CLIMENHAGA, M. A.; BANKS, C. J. Anaerobic digestion of catering wastes: Effect of micronutrients and retention time. *Water Science and Technology*, v. 57, n. 5, p. 687–692, 2008. b. DOI: 10.2166/wst.2008.092.

DAGUE, R. R.; HABBEN, C. E.; PIDAPARTI, S. R. Initial Studies on the anaerobic sequencing bath reactor. *Water Science and Technology*, v. 26, n. 9, p. 2429–2432, 1992.

DAS, D.; VEZIROGLU, T. N. Advances in biological hydrogen production processes. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 33, p. 6046–6057, 2008.

DE ABREU NETO, M. S.; DE OLIVEIRA, R. A. Remoção de matéria orgânica, de nutrientes e de coliformes no processo anaeróbio em dois estágios (reator compartimentado seguido de reator UASB) para o tratamento de águas residuárias de suinocultura. ***Engenharia Agricola***, v. 29, n. 1, p. 148–161, 2009. DOI: 10.1590/S0100-69162009000100015.

DE GIOANNIS, G.; MUNTONI, A.; POLETTINI, A.; POMI, R.; SPIGA, D. Energy recovery from one- and two-stage anaerobic digestion of food waste. *Waste Management*, v. 68, p. 596-602, 2017. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.06.013.

DE MENEZES, C. A.; SILVA, E. L.. Hydrogen production from sugarcane juice in expanded granular sludge bed reactors under mesophilic conditions: The role of homoacetogenesis and lactic acid production. *Industrial Crops and Products*, v. 138, n. April, p. 111586, 2019. DOI: 10.1016/j.indcrop.2019.111586.

DEMIRER, G. N.; CHEN, S. Effect of retention time and organic loading rate on anaerobic acidification and biogasification of dairy manure. *Journal of Chemical Technology & Biotechnology*, v. 79, n. 12, p. 1381–1387, 2004.

DEUBLEIN, D.; STEINHAUSER, A. *Biogas from Waste and Renewable Resources: an introduction*. Weinheim: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2008.

DEV, S.; SAHA, S.; KURADE, M. B.; SALAMA, S.; EL-DALATONY, M. M.; HA, G. S.; CHANG, S. W.; JEON, B. H. Perspective on anaerobic digestion for biomethanation in cold environments. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 103, p. 85–95, 2019.

DING, L.; CHENG, J.; QIAO, D.; YUE, L.; LI, Yu Y.; ZHOU, J.; CEN, K.. Investigating hydrothermal pretreatment of food waste for two-stage fermentative hydrogen and methane co-production. *Bioresource Technology*, v. 241, p. 491–499, 2017. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.05.114.

DRAKE, H. L.; KÜSEL, K.; MATTHIES, C. Acetogenic prokaryotes. *In*: DWORKIN, M.; FALKOW, S.; ROSENBERG, E.; SCHLEIFER, K. H.; STACKEBRANDT, E. (org.). *The Prokaryotes.* New York: Springer-Verlag, 2006. p. 354–420.

DUNG, T.; SEN, B.; CHEN, C.; KUMAR, G.; LIN, C. Food waste to bioenergy via anaerobic processes. *Energy Procedia,* v. 61, p. 307–312, 2014.

FAO. *Global food losses and food waste,* 2010. Disponível em:

http://www.fao.org/docrep/014/%0Amb060e/mb060e00.pdf %0A.

FENG, Kai; LI, Huan; DENG, Zhou; WANG, Qiao; ZHANG, Yangyang; ZHENG, Chengzhi. Effect of pre-fermentation types on the potential of methane production and energy recovery from food waste. *Renewable Energy,* v. 146, p. 1588–1595, 2020. DOI: 10.1016/j.renene.2019.07.127.

FERRAZ JÚNIOR, A. D. N.; ETCHEBEHERE, C.; ZAIAT, M. Mesophilic hydrogen production in acidogenic packed-bed reactors (APBR) using raw sugarcane vinasse as substrate: Influence of support materials. *Anaerobe*, v. 34, p. 94–105, 2015. DOI: 10.1016/j.anaerobe.2015.04.008.

FERREIRA, T. B.; REGO, G. C.; RAMOS, L. R.; MENEZES, C. A. D.; SOARES, L. A.; SAKAMOTO, I. K.; VARESCHE, M. B. A.; SILVA, E. L. HRT control as a strategy to enhance continuous hydrogen production from sugarcane juice under mesophilic and thermophilic conditions in AFBRs. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 44, n. 36, 2019. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2019.06.050.

FERREIRA, T. B.; SOUZA, C. L.; POSSETTI, G. R. C.; CHERNICHARO, C. A. .. Aplicabilidade de medidor de gás natural tipo diafragma para monitoramento da produção de biogás de reatores anaeróbios de pequena escala. *DAE*, v. 68, n. 224, p. 113–121, 2020. a. DOI: https://doi.org/10.36659/dae.2020.043.

FERREIRA, T. B.; REGO, G. C.; MENEZES, C. A. De; RAMOS, L. R.; SILVA, E. L. Improved dark fermentation of cane molasses in mesophilic and thermophilic anaerobic fluidized bed reactors by selecting operational conditions. *International Journal of Energy Research*, v. 44, n. 13, p. 10442–10452, 2020. b. DOI: 10.1002/er.5673.

FERREIRA, T. B.; REGO, G. C.; RAMOS, L. R.; SOARES, L. A.; SAKAMOTO, I. Kimiko; DE OLIVEIRA, L. L.; VARESCHE, M. B. A.; SILVA, E. L.. Selection of metabolic pathways for continuous hydrogen production under thermophilic and mesophilic temperature conditions in anaerobic fluidized bed reactors. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 3, 2018. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2018.08.177.

FEY, A.; CONRAD, R. Effect of temperature on carbon and electron flow and on the Soil, archaeal community in methanogenic rice field. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 66, n. 11, p. 4790–4797, 2000.

FINKE, N.; JØRGENSEN, B. B. Response of fermentation and sulfate reduction to experimental temperature changes in temperate and Arctic marine sediments. *International Society for Microbial Ecology*, v. 2, p. 815–829, 2008.

FIORE, S.; RUFFINO, B.; CAMPO, G.; ROATI, C.; ZANETTI, M. C. Scale-up evaluation of the anaerobic digestion of food-processing industrial wastes. *Renewable Energy*, v. 96, p. 949–959, 2016. DOI: 10.1016/j.renene.2016.05.049.

FNR, Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe. *Guia Prático do Biogás: Geração e Utilização.* 5° ed. Gülzow: Ministério da Nutrição Agricultura e Defesa do Consumidor da Alemanha, 2010.

FORESTI, E. Fundamentos do processo de digestão anaeróbia. *In*: TALLER Y SEMINARIO LATINOAMERICANO 1994, Montevideo. *Anais* [...]. Montevideo p. 97–110.

GIANICO, A.; BRAGUGLIA, C. M.; MESCIA, D.; MININNI, G. Ultrasonic and thermal pre-treatments to enhance the anaerobic bioconversion of olive husks. *Bioresource Technology*, v. 147, p. 623–626, 2013.

GONÇALVES NETO, J.; VIDAL OZORIO, L.; CAMPOS DE ABREU, T. C.; FERREIRA DOS SANTOS, B.; PRADELLE, F.. Modeling of biogas production from food, fruits and vegetables wastes using artificial neural network (ANN). *Fuel*, v. 285, n. June 2020, p. 119081, 2021. DOI: 10.1016/j.fuel.2020.119081.

GOTTARDO, M.; MICOLUCCI, F.; BOLZONELLA, D.; UELLENDAHL, H.; PAVAN, P. Pilot scale fermentation coupled with anaerobic digestion of food waste - Effect of dynamic digestate recirculation. *Renewable Energy*, v. 114, p. 455–463, 2017. DOI: 10.1016/j.renene.2017.07.047.

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. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.09.001.

GUENDOUZ, J.; BUFFIÈRE, P.; CACHO, J.; CARRÈRE, M.; DELGENES, J. P. Dry anaerobic digestion in batch mode: Design and operation of a laboratory-scale, completely mixed reactor. *Waste Management*, v. 30, n. 10, p. 1768–1771, 2010. DOI: 10.1016/j.wasman.2009.12.024.

GULHANE, M.; KHARDENAVIS, A. A.; KARIA, S.; PANDIT, P.; KANADE, G. S.; LOKHANDE, S.; VAIDYA, A. N.; PUROHIT, H. J. Biomethanation of vegetable market waste in an anaerobic baffled reactor: Effect of effluent recirculation and carbon mass balance analysis. *Bioresource Technology*, v. 215, p. 100–109, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.04.039.

GUO, J.; DONG, R.; CLEMENS, J.; WANG, W. Thermal modelling of the completely stirred anaerobic reactor treating pig manure at low range of mesophilic conditions. *Journal of Environmental Management,* v. 127, p. 18–22, 2013. DOI: 10.1016/j.jenvman.2013.04.026.

HUNTER, S. M.; BLANCO, E.; BORRION, A. Expanding the Anaerobic Digestion Map: A Review of Intermediates in the Digestion of Food Waste. *Science of the Total Environment*, v. 767, p. 144265, 2020. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2020.144265.

INTANOO, P.; CHAIMONGKOL, P.; CHAVADEJ, S.. Hydrogen and methane production from cassava wastewater using two-stage upflow anaerobic sludge blanket reactors (UASB) with an emphasis on maximum hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 41, n. 14, p. 6107–6114, 2016. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2015.10.125.

JAIMES-ESTÉVEZ, J.; ZAFRA, G.; MARTÍ-HERRERO, J.; PELAZ, G.; MORÁN, A.; PUENTES, A.; GOMEZ, C.; CASTRO, L. d. P.; ESCALANTE HERNÁNDEZ, H. Psychrophilic Full Scale Tubular Digester Operating over Eight Years : Complete Performance

Evaluation and Microbiological Population. *Energies*, v. 14, n. 151, p. 1–17, 2021. DOI: 10.3390/en14010151.

KAPARAJU, P.; BUENDIA, I.; ELLEGAARD, L.; ANGELIDAKIA, I. Effects of mixing on methane production during thermophilic anaerobic digestion of manure: Lab-scale and pilot-scale studies. *Bioresource Technology*, v. 99, n. 11, p. 4919–4928, 2008. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.09.015.

KARIM, K.; HOFFMANN, R.; KLASSON, K. T.; AL-DAHHAN, M. H. Anaerobic digestion of animal waste: Effect of mode of mixing. *Water Research*, v. 39, n. 15, p. 3597–3606, 2005. DOI: 10.1016/j.watres.2005.06.019.

KARIYAMA, I. D.; ZHAI, X.; WU, B.. Influence of Mixing on Anaerobic Digestion Efficiency in Stirred Tank Digesters: A Review. *Water Research*, v. 143, p. 503–517, 2018. DOI: https://doi.org/10.1016/j.watres.2018.06.065.

KETTUNEN, R. H.; RINTALA, J. A. The effect of low temperature (5–29◦C) and adaption on the methanogenic activity of biomass. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 48, p. 570–576, 1997.

KIM, J. K.; HAN, G. H.; OH, B. R.; CHUN, Y. N.; EOM, C.; KIM, S. W. Volumetric scale-up of a three stage fermentation system for food waste treatment. *Bioresource Technology*, v. 99, p. 4394–4399, 2008.

KOIDO, K.; TAKEUCHI, H.; HASEGAWA, T.. Life cycle environmental and economic analysis of regional-scale food-waste biogas production with digestate nutrient management for fig fertilisation. *Journal of Cleaner Production,* v. 190, n. March 2014, p. 552–562, 2018. DOI: 10.1016/j.jclepro.2018.04.165.

KOTSYURBENKO, O. R.; GLAGOLEV, M. V.; NOZHEVNIKOVA, A. N.; CONRAD, R. Competition between homoacetogenic bacteria and methanogenic archaea for hydrogen at low temperature. *Microbial Ecology*, v. 38, p. 153–159, 2001.

KOVALOVSZKI, A.; TREU, L.; ELLEGAARD, L.; LUO, G.; ANGELIDAKI, I.. Modeling temperature response in bioenergy production: Novel solution to a common challenge of anaerobic digestion. *Applied Energy*, v. 263, n. November 2019, p. 114646, 2020. DOI: 10.1016/j.apenergy.2020.114646.

KUCZMAN, O.; GUERI, M. V. D.; DE SOUZA, S. N. M.; SCHIRMER, W. N.; ALVES, H. J.; SECCO, D.; BURATTO, W. G.; RIBEIRO, C. B.; HERNANDES, F. B.. Food waste anaerobic digestion of a popular restaurant in Southern Brazil. *Journal of Cleaner Production,* v. 196, p. 382–389, 2018. DOI: 10.1016/j.jclepro.2018.05.282.

KUMAR, A.; SAMADDER, S. R. Performance evaluation of anaerobic digestion technology for energy recovery from organic fraction of municipal solid waste: A review. *Energy*, v. 197, 2020. DOI: 10.1016/j.energy.2020.117253.

LANGENHOFF, A. A. M.; STUCKEY, D. C. Treatment of dilute wastewater using an anaerobic baffled reactor: effect of low temperature. *Water Research*, v. 34, n. 15, p. 3867–3875, 2000.

LAZARO, C. Z.; PERNA, V.; ETCHEBEHERE, C.; VARESCHE, M. B. A. Sugarcane vinasse as substrate for fermentative hydrogen production: The effects of temperature and substrate concentration. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 39, n. 12, p. 6407–6418, 2014. DOI: 10.1016/j.ijhydene.2014.02.058.

LEE, D. H.; BEHERA, S. K.; KIM, J. W.; PARK, H. S. Methane production potential of leachate generated from Korean food waste recycling facilities: A lab-scale study. *Waste Management*, v. 29, p. 876–882, 2009.

LETTINGA, G.; REBAC, S.; ZEEMAN, G. Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. *Trends Biotechnology*, v. 19, p. 363–370, 2001.

LETTINGA, G.; REBAC, S.; PARSHINA, S.; NOZHEVNIKOVA, A.; VAN LIER, J. B.; STAMS, A. J. M. High-rate anaerobic treatment of wastewater at low temperatures. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 65, n. 4, p. 1696–1702, 1999.

LIN, C.; PFATZGRAFF, L. A.; HERRERO-DAVILA, L.; MUBOFU, E. B.; ABDERRAHIM, S.; CLARK, J. H.; KOUTINAS, A. A.; KOPSAHELIS, N.; SAMATELATOU, K.; DICKSON, F.; THANKAPPAN, S.; MOHAMED, Z.; BROCKLESBY, R.; LUQUE, R. Food waste as a valuable resource for the production of chemicals, materials and fuels. Current situation and global perspective. *Energy and Environmental Science*, v. 6, p. 426–464, 2013.

LINDMARK, J.; ERIKSSON, P.; THORIN, E.. The effects of different mixing intensities during anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste. *Waste Management*, v. 34, n. 8, p. 1391–1397, 2014. DOI: 10.1016/j.wasman.2014.04.006.

LIU, D.; LIU, D.; ZENG, R. J.; ANGELIDAKI, I. Hydrogen and methane production from household solid waste in the two-stage fermentation process. *Water Research*, v. 40, n. 11, p. 2230-2236, 2006. DOI: 10.1016/j.watres.2006.03.029.

LIU, X.; KHALID, H.; AMIN, F. R.; MA, X.; LI, X.; CHEN, C.; LIU, G. Effects of hydraulic retention time on anaerobic digestion performance of food waste to produce methane as a biofuel. *Environmental Technology and Innovation*, v. 11, p. 348–357, 2018. DOI: 10.1016/j.eti.2018.06.004.

LOGAN, M.; SAFI, M.; LENS, P.; VISVANATHAN, C.. Investigating the performance of internet of things based anaerobic digestion of food waste. *Process Safety and Environmental Protection,* v. 127, p. 277–287, 2019. DOI: 10.1016/j.psep.2019.05.025.

LU, L.; XING, D.; REN, N. Bioreactor Performance and Quantitative Analysis of Methanogenic and Bacterial Community Dynamics in Microbial Electrolysis Cells during Large Temperature Fluctuations. *Environmental Science &Technology*, v. 46, p. 6874–6881, 2012.

MAHMOUD, N.; ZEEMAN, G.; GIJZEN, H.; LETTINGA, G. Solids removal in upflow anaerobic reactors, a review. *Bioresource Technology*, v. 90, p. 1–9, 2003.

MANI, S.; SUNDARAM, J.; DAS, K. C. Process simulation and modeling: anaerobic digestion of complex organic matter. *Biomass Bioenergy*, v. 93, p. 158–167, 2016.

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

MARTÍ-HERRERO, J.; SORIA-CASTELLÓN, G.; DIAZ-DE-BASURTO, A.; ALVAREZ, R.; CHEMISANA, D. Biogas from a full scale digester operated in psychrophilic conditions and fed only with fruit and vegetable waste. *Renewable Energy*, v. 133, p. 676–684, 2018. DOI: 10.1016/j.renene.2018.10.030.

MARTINS, A. da S.; ORNELAS FERREIRA, B.; RIBEIRO, N. C.; MARTINS, R.; RABELO LEITE, L.; OLIVEIRA, G.; COLTURATO, L. F.; CHERNICHARO, C. A.; DE ARAUJO, J. C.. Metagenomic analysis and performance of a mesophilic anaerobic reactor treating food waste at various load rates. *Environmental Technology*, v. 38, n. 17, p. 2153–2163, 2017. DOI: 10.1080/09593330.2016.1247197.

MATA-ALVAREZ, J. *Biomethanization of the organic fraction of municipal solid wastes.* London: IWA Publising, 2003.

MATA-ALVAREZ, J.; CECCHI, F.; LLABRÉS, P.; PAVAN, P.. Anaerobic digestion of the Barcelona central food market organic wastes. Plant design and feasibility study. *Bioresource Technology,* v. 42, n. 1, p. 33–42, 1992. a. DOI: 10.1016/0960-8524(92)90085-C.

MATA-ALVAREZ, J.; LLABRÉS, P.; CECCHI, F.; PAVAN, P. Anaerobic digestion of the Barcelona central food market organic wastes: Experimental study. *Bioresource Technology*, v. 39, n. 1, p. 39–48, 1992. b. DOI: 10.1016/0960-8524(92)90054-2.

MATOS, A. T. De. *Manual de Análise de Resíduos Sólidos e Águas Residuárias*. 1° ed. Viçosa: Editora UFV, 2015.

MCCARTY, P. L. One hundred years of anaerobic treatment. *Elsevier Biochemical Press B. V.*, 1981.

MCCARTY, P. L. Anaerobic Waste Treatment Fundamentals. *Chemistry and microbiology*, v. 95, n. 9, p. 107–112, 1964. DOI: 10.1300/J118v09n01_08.

MCCARTY, P. L.; SMITH, D. P. Anaerobic wastewater treatment. *Environmental Science and Technology,* v. 20, n. 12, p. 1200–1206, 1986. DOI: 10.1021/es00154a002.

MENG, Y.; LI, S.; YUAN, H.; ZOU, D.; LIU, Y.; ZHU, B.; LI, X. Effect of lipase addition on hydrolysis and biomethane production of Chinese food waste. *Bioresource Technology*, v. 179, p. 452–459, 2015.

METCALF AND EDDY. *Wastewater engineering, treatment and reuse*. 4th. ed. New York: McGrawl-Hill, 2003.

MICOLUCCI, F.; GOTTARDO, M.; CAVINATO, C.; PAVAN, P.; BOLZONELLA, D.. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of the liquid fraction of pressed biowaste for high energy yields recovery. *Waste Management*, v. 48, p. 227–235, 2016. DOI: 10.1016/j.wasman.2015.09.031.

MONTOYA, A. C. V.; DA MAZARELI, R. C. S.; DA SILVA, D. C.; DE OLIVEIRA, R. A.; LEITE, V. D. Dairy manure wastewater in serial UASB reactors for energy recovery and

potential effluent reuse. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, v. 34, n. 4, p. 971–983, 2017. DOI: 10.1590/0104-6632.20170344s20160297.

NAGAO, N.; TAJIMA, N.; KAWAI, M.; NIWA, C.; KUROSAWA, N.; MATSUYAMA, T.; YUSOFF, F. M.; TODA, T. Maximum organic loading rate for the single-stage wet anaerobic digestion of food waste. *Bioresource Technology*, v. 118, p. 210–218, 2012. DOI: 10.1016/j.biortech.2012.05.045.

NANDI, R.; SAHA, C. K.; HUDA, M. S.; ALAM, M. M. Effect of mixing on biogas production from cow dung. *Eco-friendly Agril*, v. 10, n. 2, p. 7–13, 2017.

NAYAK, A.; BHUSHAN, B. An overview of the recent trends on the waste valorization techniques for food wastes. *Journal of Environmental Management*, v. 233, p. 352–379, 2019. DOI: https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2018.12.041.

NEGRI, C.; RICCI, M.; ZILIO, M.; D'IMPORZANO, G.; QIAO, W.; DONG, R.; ADANI, Fabrizio. Anaerobic digestion of food waste for bio-energy production in China and Southeast Asia: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 133, n. November 2019, p. 110138, 2020. DOI: 10.1016/j.rser.2020.110138.

NKEMKA, V. N.; HAO, X.. Start-up of a sequential dry anaerobic digestion of paunch under psychrophilic and mesophilic temperatures. *Waste Management*, v. 74, p. 144-149, 2018. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.06.022.

NOZHEVNIKOVA, A. N.; NEKRASOVA, V.; AMMANN, A.; ZEHNDER, A. J. B.; WEHRLI, B.; HOLLIGER, C. Influence of temperature and high acetate concentrations on methanogenensis in lake sediment slurries. *Microbial Ecology*, v. 62, p. 336–344, 2007.

ORNELAS-FERREIRA, B.; LOBATO, L. C. S.; COLTURATO, L. F. D.; TORRES, E. O.; POMBO, L. M.; PUJATTI, F. J. P.; ARAÚJO, J. C.; CHERNICHARO, C. A. L. Strategies for energy recovery and gains associated with the implementation of a solid state batch methanization system for treating organic waste from the city of Rio de Janeiro - Brazil. *Renewable Energy*, v. 146, p. 1976–1983, 2020. DOI: 10.1016/j.renene.2019.08.049.

ORNELAS FERREIRA, B. *Avaliação de um sistema de metanização de resíduos alimentares com vistas ao aproveitamento energético do biogás*. 2015. Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2015. Disponível em: http://www.smarh.eng.ufmg.br/defesas/1132M.PDF.

PARANHOS, A. G. de O.; SILVA, E. L.. Statistical optimization of H2, 1,3-propanediol and propionic acid production from crude glycerol using an anaerobic fluidized bed reactor: Interaction effects of substrate concentration and hydraulic retention time. *Biomass and Bioenergy*, v. 138, n. April 2019, p. 105575, 2020. DOI: 10.1016/j.biombioe.2020.105575.

PARFITT, J.; BARTHEL, M.; MACNAUGHTON, S. Food waste within food supply chains: quantification and potential for change to 2050. *Philosophical Transactions of the Royal Society B: Biological Sciences,* v. 365, p. 3065–3081, 2010.

PARITOSH, K.; KUSHWAHA, S. K.; YADAV, M.; PAREEK, N.; CHAWADE, A.; VIVEKANAND, V. Food waste to energy: an overview of sustainable approaches for food

waste management and nutrient recycling. *BioMed Research International*, v. 2, p. 1–19, 2017. a. DOI: 10.1155/2017/2370927.

PARITOSH, K.; KUSHWAHA, S. K.; YADAV, M.; PAREEK, N.; CHAWADE, A.; VIVEKANAND, V. Food waste to energy: an overview of sustainable approaches for food waste management and nutrient recycling. *BioMed Research International*, v. 2, p. 1–19, 2017. b.

PARK, J.-H.; KUMAR, G.; YUN, Y.-M.; KWON, J.-C.; KIM, S.-H.. Effect of feeding mode and dilution on the performance and microbial community population in anaerobic digestion of food waste. *Bioresource Technology*, 2017. a. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.07.025.

PARK, J.-H.; KUMAR, G.; YUN, Y.-M.; KWON, J.-C.; KIM, S.-H.. Effect of feeding mode and dilution on the performance and microbial community population in anaerobic digestion of food waste. *Bioresource Technology*, v. 248, p. 134–140, 2017. b. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.07.025.

PAUDEL, S.; KANG, Y.; YOO, Y. S.; SEO, G. T. 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. a. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.12.013.

PAUDEL, S.; KANG, Y.; YOO, Y. S.; SEO, G. T.. Effect of volumetric organic loading rate (OLR) on H2and CH4production by two-stage anaerobic co-digestion of food waste and brown water. *Waste Management*, v. 61, p. 484–493, 2017. b. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.12.013.

PAVLOSTATHIS, S. G.; GIRALDO-GOMEZ, E. Kinetic of anaerobic treatment. *Water Science and Technology Technology*, v. 24, n. 8, p. 35–59, 1991.

PISUTPAISAL, N.; NATHAO, C.; SIRISUKPOKA, U.. Biological hydrogen and methane production in from food waste in two-stage CSTR. *Energy Procedia*, v. 50, p. 719–722, 2014. DOI: 10.1016/j.egypro.2014.06.088.

POHLAND, F. G.; BLOODGOOD, D. .. Laboratory Studies on Mesophilic and Thermophilic Anaerobic Sludge Digestion. *Water Pollution Control Federation*, v. 1, p. 11–42, 1963.

PRIYA RAVI, P.; LINDNER, J.; OECHSNER, H.; LEMMER, A.. Effects of target pH-value on organic acids and methane production in two-stage anaerobic digestion of vegetable waste. *Bioresource Technology*, v. 247, n. July 2017, p. 96–102, 2017. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.09.068.

PUYUELO, B.; PONSÁ, S.; GEA, T.; SÁNCHEZ, A. Determining C/N ratios for typical organic wastes using biodegradable fractions. *Chemosphere*, v. 85, p. 653–659, 2011.

RAJENDRAN, K.; ASLANZADEH, S.; TAHERZADEH, M. J. Household Biogas Digesters – A Review. *Energies*, v. 5, p. 2911–2942, 2012.

RASAPOOR, M.; YOUNG, B.; BRAR, R.; SARMAH, A.; ZHUANG, W. Q.; BAROUTIAN, S. Recognizing the challenges of anaerobic digestion: Critical steps toward improving biogas generation. *Fuel*, v. 261, n. September 2019, p. 116497, 2020. DOI:

10.1016/j.fuel.2019.116497.

RATANATAMSKUL, C.; ONNUM, G.; YAMAMOTO, K. A prototype single-stage anaerobic digester for co-digestion of food waste and sewage sludge from high-rise building for on-site biogas production. *International Biodeterioration and Biodegradation*, v. 95, p. 176-180, 2014. DOI: 10.1016/j.ibiod.2014.06.010.

RATANATAMSKUL, C.; WATTANAYOMMANAPORN, O.; YAMAMOTO, K. An on-site prototype two-stage anaerobic digester for co-digestion of food waste and sewage sludge for biogas production from high-rise building. *International Biodeterioration & Biodegradation,* v. 102, p. 143–148, 2015. DOI: 10.1016/j.ibiod.2015.03.019.

RATANATAMSKUL, C.; SALEART, T.. Effects of sludge recirculation rate and mixing time on performance of a prototype single-stage anaerobic digester for conversion of food wastes to biogas and energy recovery. *Environmental Science and Pollution Research*, v. 23, n. 8, p. 7092–7098, 2016. DOI: 10.1007/s11356-015-4448-0.

REHM, H. J; REED, G.; PÜHLER, A.; STADLER, P. J. W. *Biotechnology: environmental processes I, Vol.11A.* 2nd. ed. New York: Wiley, 2000.

RICO, C.; RICO, J. L.; MUÑOZ, N.; GÓMEZ, B.; TEJERO, I.. Effect of mixing on biogas production during mesophilic anaerobic digestion of screened dairy manure in a pilot plant. *Engineering in Life Sciences*, v. 11, n. 5, p. 476–481, 2011. DOI: 10.1002/elsc.201100010.

RINZEMA, A.; VAN LIER, J.; LETTINGA, G.. Sodium inhibition of acetoclastic methanogens in granular sludge from a UASB reactor. *Enzyme and Microbial Technology*, *[S. l.]*, v. 10, n. 1, p. 24–32, 1988. DOI: 10.1016/0141-0229(88)90094-4.

RIPLEY, L. E.; BOYLE, W. C.; CONVERSE, J. C. alkalimetric Improved for anaerobic digestion wastes monitoring of. *Water Pollution Contron Federation*, v. 58, n. 5, p. 406–411, 1986.

ROCAMORA, I.; WAGLAND, S. T.; VILLA, R.; SIMPSON, E. W.; FERNÁNDEZ, O.; BAJÓN-FERNÁNDEZ, Y.. Dry anaerobic digestion of organic waste: A review of operational parameters and their impact on process performance. *Bioresource Technology*, v. 299, n. September 2019, 2020. DOI: 10.1016/j.biortech.2019.122681.

RUFFINO, B.; FIORE, S.; ROATI, C.; CAMPO, G.; NOVARINO, D.; ZANETTI, M.. Scale effect of anaerobic digestion tests in fed-batch and semi-continuous mode for the technical and economic feasibility of a full scale digester. *Bioresource Technology*, v. 182, p. 302–313, 2015. DOI: 10.1016/j.biortech.2015.02.021.

SAADY, N. M. Homoacetogenesis during hydrogen production by mixed cultures dark fermentation: unresolved challenge. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 38, n. 30, p. 13172–13191, 2013.

SAMBUSITI, C.; MONLAU, F.; FICARA, E.; MUSATTI, A.; ROLLINI, M.; BARAKAT, A.; MALPEI, F. Comparison of various post-treatments for recovering methane from agricultural digestate. *Fuel Processing Technology*, v. 137, p. 359–365, 2015. DOI: 10.1016/j.fuproc.2015.04.028.

SÁNCHEZ, E.; BORJA, R.; WEILAND, P.; TRAVIESO, L.; MARTÍN, A. Effect of substrate concentration and temperature on the anaerobic digestion of piggery waste in a tropical climate. *Process Biochemistry*, v. 37, p. 483–489, 2001.

SATHIANATHAN, M. A. *Biogas achievements challenges*. New Delhi: Association of Voluntary Agencies for Rural Development, 1975.

SAWYER, C. N.; HOWARD, F. S.; PERSHE, E. R. Scientific Basis for Liming of Digesters. *Sewage and Industrial Wastes*, v. 26, p. 935–944, 1954.

SCANO, E. A.; ASQUER, C.; PISTIS, A.; ORTU, L.; DEMONTIS, V.; COCCO, D. Biogas from anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes: Experimental results on pilot-scale and preliminary performance evaluation of a full-scale power plant. *Energy Conversion and Management*, v. 77, p. 22–30, 2014. DOI: 10.1016/j.enconman.2013.09.004.

SHAHRIARI, H.; WARITH, M.; HAMODA, M.; KENNEDY, K. J. Effect of leachate recirculation on mesophilic anaerobic digestion of food waste. *Waste Management*, v. 32, n. 3, p. 400–403, 2012. DOI: 10.1016/j.wasman.2011.10.022.

SHAMURAD, B.; SALLIS, P.; PETROPOULOS, E.; TABRAIZ, S.; OSPINA, C.; LEARY, P.; DOL, J.; GRAY, N. Stable biogas production from single-stage anaerobic digestion of food waste. *Applied Energy*, v. 263, n. January, 2020. DOI: 10.1016/j.apenergy.2020.114609.

SHARMA, P.; GAUR, V. K.; KIM, S. H.; PANDEY, A. Microbial strategies for bio-transforming food waste into resources. *Bioresource Technology*, v. 299, p. 122580, 2020. DOI: 10.1016/j.biortech.2019.122580.

SHEN, F.; YUAN, H.; PANG, Y.; CHEN, S.; ZHU, B.; ZOU, D.; LIU, Y.; MA, J.; YU, L.; LI, X. 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. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.06.099.

SIRIWONGRUNGSON, V. ZENG, R. J.; ANGELIDAKI, I. Homoacetogenesis as the alternative pathway for H2 sink during thermophilic anaerobic degradation of butyrate under suppressed methanogenesis. *Water Research*, v. 41, n. 18, p. 4204–4210, 2007. DOI: https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.05.037.

SITORUS, B.; SUKANDAR; PANJAITAN, S. D. Biogas recovery from anaerobic digestion process of mixed fruit -vegetable wastes. *Energy Procedia*, v. 32, p. 176–182, 2013. DOI: 10.1016/j.egypro.2013.05.023.

SMITH, A. L.; SKERLOS, S. J.; RASKIN, L.. Psychrophilic anaerobic membrane bioreactor treatment of domestic wastewater. *Water Research*, v. 47, n. 4, p. 1655–1665, 2013. DOI: 10.1016/j.watres.2012.12.028.

SOUZA, M. E.; FUZARO, G.; POLEGATO, A. R. Thermophilic anaerobic digestion of vinasse in pilot plant UASB reactor. *Water Science and Technology*, v. 25, n. 7, p. 213–222, 1992. DOI: 10.2166/wst.1992.0153.

SPEECE, R. E. Environmental Requirements for Anaerobic Digestion of Biomass. *In*: BÖER,

K. W.; DUFFIE, J. .. (org.). *Advances in Solar Energy*. Boston: Springer, 1985. p. 51–123. DOI: 10.1007/978-1-4613-9951-3_2.

STAMS, A. J.; DE BOK, F. A.; PLUGGE, C. M.; VAN EEKERT, M. H.; DOLFING, J.; SCHRAA, G. Exocellular electron transfer in anaerobic microbial communities. *Environmental Microbiology*, v. 8, n. 3, p. 371–382, 2006.

STOKNES, K.; SCHOLWIN, F.; KRZESIŃSKI, W.; WOJCIECHOWSKA, E.; JASIŃSKA, A. Efficiency of a novel "Food to waste to food" system including anaerobic digestion of food waste and cultivation of vegetables on digestate in a bubble-insulated greenhouse. *Waste Management*, v. 56, p. 466–476, 2016. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.06.027.

STROOT, P. G.; MCMAHON, K. D.; MACKIE, R. I.; RASKIN, L. Anaerobic codigestion of municipal solid waste and biosolids under various mixing conditions—I. digester performance. *Water Research*, v. 35, n. 7, p. 1804–1816, 2001.

STUKENBERG, J. R.; CLARK, J. H.; SANDINO, J.; NAYDO, W. R.; JAMES, H.; CLARK, H.; SANDINO, J. Egg-Shaped Digesters : Digesters : From From Germany Germany. v. 4, n. 4, p. 42–51, 1992.

SUNYOTO, N. M. S.; ZHU, M.; ZHANG, Z.; ZHANG, D. Effect of biochar addition on hydrogen and methane production in two-phase anaerobic digestion of aqueous carbohydrates food waste. *Bioresource Technology*, v. 219, p. 29–36, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.07.089.

TAMKIN, A.; MARTIN, J.; CASTANO, J.; CIOTOLA, R.; ROSENBLUM, J.; BISESI, M.. Impact of organic loading rates on the performance of variable temperature biodigesters. *Ecological Engineering*, v. 78, p. 87–94, 2015. DOI: 10.1016/j.ecoleng.2014.06.005.

TONANZI, B.; BRAGUGLIA, C. M.; GALLIPOLI, A.; MONTECCHIO, D.; PAGLIACCIA, P.; ROSSETTI, S.; GIANICO, A. Anaerobic digestion of mixed urban biowaste: The microbial community shift towards stability. *New Biotechnology*, v. 55, p. 108-117, 2020. DOI: 10.1016/j.nbt.2019.10.008.

TONANZI, B.; GALLIPOLI, A.; GIANICO, A.; MONTECCHIO, D.; PAGLIACCIA, P.; DI CARLO, M.; ROSSETTI, S.; BRAGUGLIA, C. M. Long-term anaerobic digestion of food waste at semi-pilot scale: Relationship between microbial community structure and process performances. *Biomass and Bioenergy*, v. 118, n. July, p. 55–64, 2018. DOI: 10.1016/j.biombioe.2018.08.001.

URBINATI, E.; DUDA, M. R.; OLIVEIRA, R. A. Performance of Uasb Reactors in Two Stages Under Different Hrt. *Engenharia Agricola,* v. 23, n. 2, p. 367–378, 2013.

VANDEVIVERE, P.; DE BAERE, L.; VERSTRAETE, W. Types of anaerobic digesters for solid wastes. *In*: MATA-ALVAREZ, J. (org.). *Biomethanization of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste*. Barcelona: IWA Publishing, 2003. p. 111–140.

VEEKEN, A.; HAMELERS, B. Effect of temperature on hydrolysis rates of selected biowaste components. *Bioresource Technology*, v. 69, p. 249–254, 1999.

VITAL, M.; HOWE, A. C.; TIEDJE, J. M. Revealing the bacterial butyrate synthesis pathways by analyzing (meta)genomic data. *mBio,* v. 5, n. 2, 2014. DOI: 10.1128/mBio.00889-14.

VOELKLEIN, M. A.; JACOB, A.; O' SHEA, R.; MURPHY, J. D. Assessment of increasing loading rate on two-stage digestion of food waste. *Bioresource Technology*, v. 202, p. 172–180, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2015.12.001.

VÖGELI, Y.; LOHRI, C. R.; GALLARDO, A.; DIENER, S.; ZURBRÜGG, C. *Anaerobic digestion of biowaste in developing coutries: practical information and case studies*. Dübendorf: Eawag – Swiss Federal Institute of Aquatic Science and Technology, 2014. a.

WANG, S.; RUAN, Y.; ZHOU, W.; LI, Z.; WU, J.; LIU, D.. Net energy analysis of small-scale biogas self-supply anaerobic digestion system operated at psychrophilic to thermophilic conditions. *Journal of Cleaner Production*, v. 174, p. 226–236, 2018. DOI: 10.1016/j.jclepro.2017.10.186.

WARD, A. J.; HOBBS, P. J.; HOLLIMAN, P, J.; JONES, D. L. Optimization of the anaerobic digestion of agricultural resources. *Bioresource Technology*, v. 99, p. 7928–7940, 2008.

WEI, S.; GUO, Y. Comparative study of reactor performance and microbial community in psychrophilic and mesophilic biogas digesters under solid state condition. *Journal of Bioscience and Bioengineering,* v. 125, n. 5, p. 543–551, 2018. DOI: 10.1016/j.jbiosc.2017.12.001.

WEI, S.; ZHANG, H.; CAI, X.; XU, J.; FANG, J.; LIU, H.. Psychrophilic anaerobic co-digestion of highland barley straw with two animal manures at high altitude for enhancing biogas production. *Energy Conversion and Management*, v. 88, p. 40–48, 2014. DOI: 10.1016/j.enconman.2014.08.018.

WU, B. CFD simulation of gas and non-Newtonian fluid two-phase flow in anaerobic digesters. *Water Research*, v. 44, n. 13, p. 3861–3874, 2010. a. DOI: 10.1016/j.watres.2010.04.043.

WU, B.. Computational fluid dynamics investigation of turbulence models for non-newtonian fluid flow in anaerobic digesters. *Environmental Science and Technology*, v. 44, n. 23, p. 8989–8995, 2010. b. DOI: 10.1021/es1010016.

WU, B.; CHEN, S. CFD Simulation of Non-Newtonian Fluid Flow in Anaerobic Digesters. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 99, n. 3, p. 700–711, 2007. DOI: 10.1002/bit.21613.

XU, F.; LI, Y.; GE, X.; YANG, L.; LI, Y.. Anaerobic digestion of food waste – Challenges and opportunities. *Bioresource Technology*, v. 247, n. September 2017, p. 1047–1058, 2018. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.09.020.

YAN, B. H.; SELVAM, A.; WONG, J. W. C. Innovative method for increased methane recovery from two-phase anaerobic digestion of food waste through reutilization of acidogenic off-gas in methanogenic reactor. *Bioresource Technology*, v. 217, p. 3–9, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.03.116.

YAO, Y.; HUANG, G.; AN, C.; CHEN, X.; ZHANG, P.; XIN, X.; JIAN S.; AGNEW, J. Anaerobic digestion of livestock manure in cold regions: Technological advancements and

global impacts. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 119, n. October, p. 109494, 2020. DOI: 10.1016/j.rser.2019.109494.

YENIGÜN, O.; DEMIREL, B.. Ammonia inhibition in anaerobic digestion: A review. *Process Biochemistry*, v. 48, n. 5–6, p. 901–911, 2013. DOI: 10.1016/j.procbio.2013.04.012.

YESHANEW, M. M.; FRUNZO, L.; PIROZZI, F.; LENS, P. N. L.; ESPOSITO, G. Production of biohythane from food waste via an integrated system of continuously stirred tank and anaerobic fixed bed reactors. *Bioresource Technology*, v. 220, p. 312–322, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.08.078.

ZEALAND, A. M.; ROSKILLY, A. P.; GRAHAM, D. W. Effect of feeding frequency and organic loading rate on biomethane production in the anaerobic digestion of rice straw. *Applied Energy*, p. 1–10, 2017. DOI: 10.1016/j.apenergy.2017.05.170.

ZEHNDER, A. J. B. Ecology of methane formation. *In*: MITCHELL, R. (org.). *Microbiology of water pollution*. 2. ed. [s.l.] : Wiley Interscience Pub, 1978. p. 349–376.

ZHANG, C.; SU, H.; BAEYENS, J.; TAN, T. Reviewing the anaerobic digestion of food waste for biogas production. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 38, p. 383–392, 2014.

ZHAO, J.; LIU, Y.; WANG, D.; CHEN, F.; LI, X.; ZENG, G.; YANG, Q.. Potential impact of salinity on methane production from food waste anaerobic digestion. *Waste Management*, v. 67, p. 308–314, 2017. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.05.016.

ZHOU, M.; YAN, B.; WONG, J. W. C.; ZHANG, Y.. Enhanced volatile fatty acids production from anaerobic fermentation of food waste: A mini-review focusing on acidogenic metabolic pathways. *Bioresource Technology*, v. 248, p. 68–78, 2018. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.06.121.

ZHU, H.; PARKER, W.; BASNAR, R.; PRORACKI, A.; FALLETA, P.; BELAND, M.; SETO, P. Biohydrogen production by anaerobic co-digestion of municipal food waste and sewage sludges. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 33, n. 14, p. 5097–5102, 2008.

ZIELS, R. M.; SVENSSON, B. H.; SUNDBERG, C.; LARSSON, M.; KARLSSON, A.; YEKTA, S. S.. Microbial rRNA gene expression and co-occurrence profiles associate with biokinetics and elemental composition in full-scale anaerobic digesters. *Microbial Biotechnology*, v. 11, n. 4, p. 694–709, 2018. DOI: 10.1111/1751-7915.13264.

ZUPANCIC, G.; JEMEC, A. Anaerobic digestion of tannery waste: semi-continuous and anaerobic sequencing batch reactor processes. *Bioresource Technology*, v. 101, p. 26–33, 2010.

14 APÊNDICES

Apêndice I – Primeira página do artigo publicado na Revista DAE.

ARTIGO ORIGINAL

Aplicabilidade de medidor de gás natural tipo diafragma para monitoramento da produção de biogás de reatores anaeróbios de pequena escala

Aplicability of diaphragm type gas flowmeter for monitoring of biogas production of small scale anaerobic reactor

Data de entrada: 20/11/2018
Data de aprovação: 20/12/2018

Tiago Borges Ferreira[1*] | Cláudio Leite de Souza[1] | Gustavo Rafael Collere Possetti[2] | Carlos Augusto de Lemos Chernicharo[1]

DOI: https://doi.org/10.36659/dae.2020.043

ORCID ID
Ferreira TB https://orcid.org/0000-0002-9425-9851
Souza CL https://orcid.org/0000-0003-3560-3488
Possetti GRC https://orcid.org/0000-0001-8816-5632
Chernicharo CAL https://orcid.org/0000-0001-7226-8266

Resumo

A produção de biogás é um importante parâmetro do monitoramento de reatores anaeróbios, porém o elevado custo dos medidores é um dos fatores limitantes para essa mensuração. Apesar de considerável fração das estações de tratamento de esgoto brasileiras empregar reatores anaeróbios, poucas unidades monitoram a produção de biogás. Com base nisso, avaliou-se um medidor de diafragma, utilizado para quantificar o volume de gás natural e/ou GLP, montado em série com um medidor tipo tambor rotativo Ritter, reconhecidamente eficiente em monitoramentos de produção de biogás em reatores anaeróbios. Avaliou-se a precisão relativa do medidor de diafragma, verificando erro relativo percentual médio e máximo de 1,9 e 3,4%, respectivamente. Esses resultados são positivos se considerados fatores como simplicidade estrutural, disponibilidade nacional e baixo custo inerentes ao medidor de diafragma.

Palavras-chave: Reator UASB. Tratamento de esgoto. Aproveitamento energético. Biometano. Medidor de vazão de biogás.

Abstract

The biogas production is an important parameter of anaerobic reactors monitoring. However, the high cost of flowmeters is one of the main limiting factors for this control. Despite considerable numbers of Brazilian sewage treatment plants employ the anaerobic reactors, small part of this units monitoring the biogas production. Based on this, this study evaluated a diaphragm type gas flowmeter, used for monitoring the domestic gas (LPG or natural gas), installed in series with a drum type gas flowmeter Ritter, admittedly efficient for biogas monitoring from anaerobic reactors. It also evaluated the relative precision of diaphragm flowmeter, obtained relative percentage error average and maximum of 1.9 and 3.4%, respectively. These results were positive, if considered the structural simplicity, national available and low cost inherent of diaphragm flowmeter.

Keywords: *UASB reactor. Sewage treatment. Energy recovery. Biomethane. Flow biogas meter.*

[1] Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG) - Belo Horizonte - Minas Gerais - Brasil.
[2] Instituto Superior de Administração e Economia do Mercosul - Curitiba - Paraná - Brasil.
[*] **Autor correspondente:** tiago_bferreira@hotmail.com.

Apêndice II – Primeira página do artigo publicado na Revista RedBioLAC.

Digestión anaerobia acoplada a la producción de biomasa microalgal para el tratamiento integrado de residuos de alimentos

Artículo largo

Tiago B. Ferreira; Andrés F. Torres-Franco; Luísa O. Ferreira; César R. Mota; Cláudio L. Souza; Fabiana Passos*

Universidad Federal de Minas Gerais, Brasil

*fabiana@desa.ufmg.br

Resumen

En este trabajo se evaluó el desempeño de una plataforma en escala demostración para el tratamiento de residuos de alimentos, compuesta por un digestor anaerobio de mezcla completa (18,8 m^3) y una laguna algal de alta tasa (LAAT) (1,25 m^3). El digestor operó a temperatura ambiente (20-28 °C) con una tasa de aplicación de 0,36 kg SV/m^3·d y presentó un comportamiento estable durante los 260 días de monitoreo. Los resultados indicaron una remoción de 70% de sólidos volátiles (SV) y un rendimiento de 0,37 m^3 CH_4/kg SV en el digestor. El pos-tratamiento del digestato en la LAAT permitió la remoción del 53-56% de materia orgánica en DQO y 48-85% de nitrógeno total, adecuando el efluente para su futuro aprovechamiento. La biomasa microalgal puede ser convertida en sub-productos, como biofertilizante agrícola o bioenergía, al aumentar el potencial del acople Digestor Anaerobio-LAAT para tratar residuos de alimentos y a la vez generar productos de interés.

Palabras clave:

Biogás; Laguna Algal de Alta Tasa; Microalgas; Residuo Orgánico; Subproductos.

Anaerobic digestion and microalgal biomass production for an integrated treatment of food waste

Abstract

This work evaluated a demonstration-scale system for food waste treatment, composed of an Anaerobic Digester (18.8 m^3) and a High Rate Algal Pond (HRAP) (1.25 m^3). The digester operated at ambient temperature (20-28 °C) and with an organic loading rate of 0.36 kg SV/ m^3·d, showing a stable performance during the 260 days experimental period, removing 70% of VS and attaining a methane yield of 0.37 m^3 CH_4/kg SV. Digestate post-treatment in the HRAP achieved 53-56% removal of COD and 48-85% removal of total nitrogen, transforming the treated effluent as suitable for future use. Moreover, produced microalgal biomass may be converted into by-products, as agriculture biofertiliser or bioenergy. In this way, the integrated system showed great potential for organic residue treatment, while generating valuable products.

Keywords:

Biogas; By-products; High Rate Algal Pond; Microalgae; Organic Waste.

Forma de citar: Ferreira, T. B, Torres-Franco, A. F., Ferreira, L. O., Mota, C. R., Souza, C. L. & Passos, F. (2020). Digestión anaerobia acoplada a la producción de biomasa microalgal para el tratamiento integrado de residuos de alimentos. *RedBioLAC*, 4, 83-88.

Apêndice III – Primeira página do artigo publicado na Revista *Waste and Biomass Valorization.*

Waste and Biomass Valorization
https://doi.org/10.1007/s12649-020-01328-3

ORIGINAL PAPER

Anaerobic Digestion of Food Waste: Effect of the Organic Load Variation in a Demo-Scale System

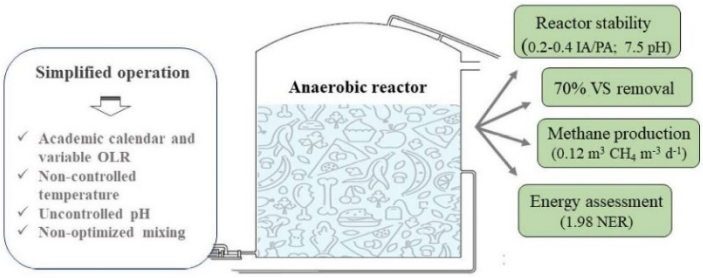
Tiago B. Ferreira[1] · Fabiana Passos[1] · Carlos A. L. Chernicharo[1] · Cláudio L. de Souza[1]

Received: 24 June 2020 / Accepted: 18 December 2020
© The Author(s), under exclusive licence to Springer Nature B.V. part of Springer Nature 2021

Abstract

This study aimed to evaluate the effect of organic loading rate (OLR) variation on the anaerobic treatment of food waste from a university restaurant in a demonstration-scale set-up. The system was submitted to the academic calendar and seasonal variation of temperature. During 330 days of semi-continuous operation in three different periods (i.e. school-period/fall, school-period/spring and vacation-period/summer), the reactor performance and stability process were analysed. The reactor temperature was not controlled and varied seasonally from 23 to 32 °C. Differently, the OLR and hydraulic retention time (HRT) were controlled by food waste available in the vacation period and by the reactor stability in the school periods, ranging from 0.15 to 0.51 kg VS m^{-3} day^{-1} for the OLR and from 121 to 230 days for the HRT. The highest average methane production rate and VS removal were 0.12 m^3 CH_4 m^{-3} day^{-1} and 81%, respectively. The results indicated that as the reactor had been operated using non-optimized mixing for six years before the experiment, probably the accumulation of inert materials inside affected its performance. In addition, despite the non-optimized mixing of the reactor, which represented up to 80% of the energy consumed, a net energy ratio of 1.98 was achieved. Throughout the experimental period a total of 15,970 kg of food waste was treated and 375 m^3 of methane were produced. Despite the system limitations, the valorization of food waste through anaerobic digestion proved to be possible under simplified operating conditions, i.e. even without pH and temperature control, besides the organic loading rate reduction caused by the vacation period.

Graphic Abstract



Keywords Bioenergy · Biogas · Methanation · Temperature · OLR variations

✉ Cláudio L. de Souza
claudio@desa.ufmg.br

1 Department of Sanitary and Environmental Engineering, Federal University of Minas Gerais, Av. Antônio Carlos, 6627, Belo Horizonte 31270-901, Brazil

Statement of Novelty

The study evaluated a demonstration-scale system treating real and variable food waste, considering its limitations and potential. Most studies dealing with anaerobic digestion have

Published online: 04 January 2021

Content courtesy of Springer Nature, terms of use apply. Rights reserved.