



AVALIAÇÃO DA RECUPERAÇÃO DE PRODUTOS A PARTIR DA DIGESTÃO
ANAERÓBIA EM ESTADO SÓLIDO DA FRAÇÃO ORGÂNICA DE RESÍDUOS SÓLIDOS
URBANOS

Luíza Santana Franca

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia Química.

Orientadores: João Paulo Bassin

Bernardo Ornelas Ferreira

Rio de Janeiro
Setembro de 2023

AVALIAÇÃO DA RECUPERAÇÃO DE PRODUTOS A PARTIR DA DIGESTÃO
ANAERÓBIA EM ESTADO SÓLIDO DA FRAÇÃO ORGÂNICA DE RESÍDUOS SÓLIDOS
URBANOS

Luíza Santana Franca

TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO INSTITUTO ALBERTO LUIZ COIMBRA
DE PÓS-GRADUAÇÃO E PESQUISA DE ENGENHARIA DA UNIVERSIDADE FEDERAL
DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A
OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA QUÍMICA.

Orientadores: João Paulo Bassin

Bernardo Ornelas Ferreira

Aprovada por: Prof. João Paulo Bassin

Dr. Bernardo Ornelas Ferreira

Prof. Tito Livio Moitinho Alves

Profª. Elisabeth Ritter

Dr. Renato Carrhá Leitão

RIO DE JANEIRO, RJ - BRASIL

SETEMBRO DE 2023

Franca, Luíza Santana

Avaliação da Recuperação de Produtos a partir da Digestão Anaeróbia em Estado Sólido da Fração Orgânica de Resíduos Sólidos Urbanos / Luíza Santana Franca. – Rio de Janeiro: UFRJ/COPPE, 2023.

XX, 291 p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: João Paulo Bassin

Bernardo Ornelas Ferreira

Tese (doutorado) – UFRJ/ COPPE/ Programa de Engenharia Química, 2023.

Referências Bibliográficas: p. 224-250.

1. Digestão anaeróbia em estado sólido. 2. Fração orgânica de resíduos sólidos urbanos. 3. Biogás. I. Bassin, João Paulo *et al.* II. Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE, Programa de Engenharia Química. III. Título.

“Ora, o mundo de lixo que nós, humanos, estamos gerando todos os dias pode ser visto
como o atestado de um agir imprudente.”
(Pedagogia da Autonomia e Escolas Lixo Zero)

“Prefiro virar adubo dessa terra do que parar de lutar por ela.”
(Provérbio indígena)

“Nenhuma decisão sensata pode ser tomada sem que se leve em conta o mundo não
apenas como ele é, mas como ele virá a ser.”
(Isaac Asimov)

“Em algum lugar alguma coisa incrível está esperando para ser conhecida.”
(Carl Sagan)

AGRADECIMENTOS

Foi partindo da indignação e do sentimento de que as coisas podem ser diferentes, que podem existir outros caminhos que ali me encontrei...perdida em por onde seguir e, ao mesmo tempo, vislumbrando uma possibilidade incrível de existir. Mas, como concretizá-la? Como tornar em algo que pudesse ser vivenciado, realmente? E, à medida em que a ideia foi se tornando mais clara, cada vez mais ia aumentando o senso de urgência e necessidade pessoal.

Foi aí que se iniciaram os primeiros anos dessa pesquisa. Entre correrias, inseguranças, sentimentos de “o que eu estou fazendo?”, muitos foram os aprendizados e as vivências com os colegas do LabPol, sobretudo o Renato, a quem sou muito grata por toda a sua calma, conhecimento, prática e vontade de ajudar. Obrigada por tudo!

A partir daí, preparada ou não, se deu a imersão no Caju, por todas as cores, cheiros, vidas áridas e uma energia brutal de viver. É aí que nesse momento você se dá conta de que não era nada daquilo que pensamos e idealizamos por trás das portas da ciência... Não é aplicar teorias para os resultados. É observar, observar, observar... E aí sim, formular para desenvolver. No final das contas era esse o desejo intrínseco da minha existência.

E foi assim que a pesquisa se desenvolveu, entre tantas trocas, reflexões, parceria e apoio dos amigos Bernardo, Ricardo, Adilson, Ligeirinho, Cadinho, William, Abelha, Adalton, Wagner e todos os meninos do Caju. Sem contar o carinho de tantos peludos que ali iam se aproximando e convivendo, trazendo tanta vida para aquele lugar. E todos esses encontros não seria possível sem o Emídio, que abriu as portas desse espaço e me motivou desde o princípio! A eles o meu muito obrigada por toda essa recepção calorosa de me fazer sentir em casa!

Tudo isso foi em meio a tanto aprendizado e desenvolvimento com as parcerias indispensáveis dos laboratórios LTA, pela Prof^a Magali, LBNA, pelo Prof. Daniel, e CEMMA/IFRJ, pelo Prof. Renato, que permitiram minha entrada e compartilharam tanto conhecimento, espaço e equipamentos a partir da interação com tantas outras áreas de pesquisa. Junto com as incríveis Nathalia e Giovanna, por todos as manhãs e tardes de análises e muita parceria de trabalho, meu muito obrigada por tudo! Sem contar a Camila, que foi super parceira na escrita do artigo. Vocês foram essenciais!

Mas... Quando você menos espera, um turbilhão de acontecimentos no mundo te vira de cabeça para baixo. Pandemia. Caos. Certeza de absolutamente nada. É aí que, na criatividade e na vontade de continuar, a pesquisa se remodela. Entre mergulhos em

estudos e muitas leituras, em meio a mudanças e muitos desafios pessoais, vem uma nova fase, mais introspectiva, de busca nela própria, de metalinguagem. E eis que, em um fim de túnel vem a luz e, com ela, a perspectiva de as coisas voltarem a ser como antes. Nesse meio tempo, surge uma nova possibilidade, que pode ser adaptada a essa nova realidade. E um novo espaço de conhecimento e trocas se abre. O Centro de Pesquisa! O que já era próximo em distância se tornou mais ainda, com tantos sorrisos e abraços acalorados. Muito obrigada Fabi, pelo espaço e pelas possibilidades de testarmos tantas coisas juntas com seus filhos! Muito obrigada Tonnera e Ale, por conhecer o trabalho de vocês, por trocar reflexões em meio a uma tarde e respirar um ar puro tão gostoso do Laboratório Vivo. Muito obrigada Andresão, por trazer tanta inspiração com o seu trabalho e tantas boas ideias. E, é claro, muito obrigada demais Bianca, por abrir esse espaço, compartilhar sua casa comigo, acompanhar e motivar a pesquisa sempre, e ser muito exemplo por tocar todo esse espaço com tanto zelo e carinho!

Depois de tanto monitoramento em campo, análises, experimentos de bancada, idas e vindas de amostras e soluções, chega a hora de pensar, pensar, pensar.... E escrever, escrever, escrever... Sendo um tanto quanto curioso, ou mesmo uma brincadeira do destino, toda essa fase se deu dentro de escolas. Com suas mais diversas formas e personalidades, as vivências com as crianças, professores, coordenadoras e diretoras permearam a inspiração de quem vos escreve, com o questionamento sempre indo e vindo: como que tamanha tecnologia e tanto conhecimento sendo desenvolvido pode estar mais presente na vida de todos nós? Como despertar essa curiosidade em nós e nos outros?

Nesse processo, só tenho a agradecer aos professores e amigos, Mônica e Alexandre, que trazem no sangue essa vontade e na vida essa experiência. Por tantas provocações e desafios, vocês trazem à tona o fazer, e ele acontece com vocês. Muito obrigada pela inspiração e por poder fazer tanto com vocês. Que seja o começo de muito!

No mais, meus extensos agradecimentos ao meu orientador, Prof. João Paulo Bassin, e aos membros da banca, Prof. Tito, Prof^a. Elisabeth e Prof. Renato, por todas as contribuições e disponibilidade em contribuir para essa pesquisa. Relembro aqui também as queridas Prof^a. Bianca, Prof^a Daniele e Prof^a. Magali, que tanto contribuíram na qualificação. Meu muito obrigada! E agradecimentos infinitos para aquele que me apresentou algo tão incrível de se apaixonar, que me inspira a cada dia com sua energia em correr atrás daquilo que acredita e com tanto respeito pelo trabalho. Muito obrigada por tantas trocas, Bernardo!

Por fim, por serem a base para permitir que eu possa sonhar, por estarem sempre alertas com todas as idas e vindas da vida, por serem a minha força emocional e a minha alegria em compartilhar tudo com vocês. Mãe, pai e Gabi, meu muito obrigada sempre! João, por ser e fazer parte de tudo isso e muito mais, por ser meu apoio e minha crítica sempre, e por querer viver comigo essas loucuras, muito obrigada por essa viagem com você! E meus pequenos peludos mais lindos, Malala e Ziggy, que enchem minha vida de carinho, sensibilidade e muita diversão. Muito obrigada por serem esses serzinhos incríveis que convivem comigo!

E assim essa pesquisa se encerra. Motivada por seguir o caminho do lixo, ela encontrou tantas mentes que refletem, braços que fazem e corações que acreditam. Para todos aqueles que enxergam o lixo de outra forma e se desenvolve a partir dele, meu imenso muito obrigada! Vocês são importantes demais para todos nós!

Resumo da Tese apresentada à COPPE/UFRJ como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Ciências (D.Sc.)

AVALIAÇÃO DA RECUPERAÇÃO DE PRODUTOS A PARTIR DA DIGESTÃO ANAERÓBIA EM ESTADO SÓLIDO DA FRAÇÃO ORGÂNICA DE RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

Luíza Santana Franca
Setembro/2023

Orientadores: João Paulo Bassin
Bernardo Ornelas Ferreira

Programa: Engenharia Química

Este trabalho objetivou investigar a digestão anaeróbia em estado sólido como um processo que permite a recuperação dos produtos da fração orgânica de resíduos sólidos urbanos (FORSU) na forma de material digerido, lixiviado e biogás. O objeto de estudo desta tese é o primeiro sistema de digestão em estado sólido de FORSU em escala semi-industrial da América Latina, sendo composto por reatores tipo garagem integrados a um tanque de percolação para a recirculação de lixiviado e produção de inóculo. Foi observado que esse sistema possui uma grande flexibilidade operacional, podendo ser ajustada de acordo com a heterogeneidade da FORSU recebida, bem como de acordo com o produto da digestão que se deseja recuperar. Para isso, diferentes estratégias de alimentação e inoculação dos reatores foram avaliadas em escala de bancada, de forma a obter uma maior quantidade e melhor qualidade dos produtos da FORSU. A estratégia de grande potencial para a aplicação no sistema foi a de mistura de 50% de poda no substrato (com inoculação de $1,0 \text{ L.kg}^{-1}$), sendo projetada a produção anual de 2.686,4 t de material digerido, 2.955,0 m³, de lixiviado recirculado e 188.616,0 m³ de biogás, a partir de 55% de remoção da matéria orgânica presente em 4.803,3 t de FORSU oriunda de grandes geradores, que foram recebidas ao longo dos anos 2019 a 2023 na unidade. Devido a sua alta atividade microbiana, o emprego de inóculo sólido (50%, m/m) no processo poderia levar a um desempenho semelhante a esse.

Abstract of Thesis presented to COPPE/UFRJ as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Science (D.Sc.)

EVALUATION OF PRODUCT RECOVERY FROM SOLID-STATE ANAEROBIC
DIGESTION OF THE ORGANIC FRACTION OF MUNICIPAL SOLID WASTE

Luíza Santana Franca

September/2019

Advisors: João Paulo Bassin
Bernardo Ornelas Ferreira

Department: Chemical Engineering

This work aimed to investigate solid-state anaerobic digestion as a process that allows the recovery of products from the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW) in the form of digested material, leachate and biogas. The object of study of this thesis is the first OFMSW solid-state digestion system on a semi-industrial scale in Latin America, consisting of garage-type reactors associated with a percolation tank for leachate recirculation and inoculum production. The system has shown great operational flexibility, as its operation could be adjusted according to the heterogeneity of the OFMSW to be processed, as well as according to the digestion product to be recovered. To this end, different feeding and inoculation strategies for the reactors were evaluated on a bench scale, in order to obtain a greater quantity and better quality of OFMSW products. The strategy with great potential for application in the system was to mixture of 50% of pruning in the substrate (with the inoculation ratio of 1.0 L.kg^{-1}), leading to the annual production of 2,686.4 t of digested material, 2,955.0 m³ of recirculated leachate and 188,616.0 m³ of biogas, from 55% removal of organic matter present in 4,803.3 t of FORSU from large generators, which were received throughout the years 2019 to 2023 at the unit. Due to its high microbial activity, the use of solid inoculum (50%, w/w) in the process could result in similar performance.

SUMÁRIO

| | |
|---|----|
| CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO..... | 1 |
| CAPÍTULO 2 – PREMISSAS E OBJETIVOS..... | 5 |
| CAPÍTULO 3 – FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA..... | 10 |
| 3.1. Definição e Classificação de Resíduos Sólidos..... | 10 |
| 3.2. Tratamento Anaeróbio de Resíduos Orgânicos..... | 16 |
| 3.3. Avaliação do Potencial de Produção de Metano..... | 23 |
| 3.4. Sistemas de Metanização de Resíduos Orgânicos..... | 25 |
| 3.5. Aproveitamento dos Produtos da Digestão..... | 33 |
| 3.5.1. Material digerido e lixiviado..... | 33 |
| 3.5.2. Biogás..... | 37 |
| CAPÍTULO 4 – OBJETO DE ESTUDO..... | 43 |
| 4.1. Componentes do Sistema DAES..... | 43 |
| 4.2. Operação do Sistema DAES..... | 46 |
| CAPÍTULO 5 – CARACTERIZAÇÃO DO SUBSTRATO DA DIGESTÃO ANAERÓBIA..... | 50 |
| 5.1. Introdução..... | 50 |
| 5.2. Materiais e Métodos..... | 51 |
| 5.2.1. Revisão bibliográfica..... | 52 |
| 5.2.2. Amostragem da fração sólida da FORSU-GG e FORSU-RPO..... | 52 |
| 5.2.3. Amostras da fração líquida da FORSU-GG..... | 60 |
| 5.2.4. Ensaio PPM da fração líquida da FORSU-GG..... | 61 |
| 5.2.5. Análises estatísticas dos resultados..... | 62 |
| 5.3. Resultados e Discussão..... | 63 |
| 5.3.1. Resultados da revisão bibliográfica..... | 63 |
| 5.3.2. Caracterização da fração sólida da FORSU-GG e FORSU-RPO..... | 68 |
| 5.3.2.1. <i>Características físicas</i> | 68 |
| 5.3.2.2. <i>Características físico-químicas</i> | 72 |
| 5.3.2.3. <i>Características bromatológicas</i> | 75 |
| 5.3.3. Caracterização da fração líquida da FORSU-GG..... | 76 |

| | |
|---|-----|
| 5.3.3.1. <i>Características físico-químicas</i> | 76 |
| 5.3.3.2. <i>Potencial de produção de metano</i> | 79 |
| 5.4. Conclusões..... | 82 |
| | |
| CAPÍTULO 6 – AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DOS REATORES MESB..... | 85 |
| 6.1. Introdução..... | 85 |
| 6.2. Materiais e Métodos..... | 87 |
| 6.2.1. Revisão bibliográfica..... | 87 |
| 6.2.2. Aparato experimental e planejamento da operação dos reatores MESB..... | 87 |
| 6.2.3. Coleta e análise de amostras..... | 90 |
| 6.2.4. Avaliação do desempenho dos reatores MESB..... | 93 |
| 6.2.5. Análise dos resultados dos reatores MESB..... | 95 |
| 6.3. Resultados e Discussão..... | 97 |
| 6.3.1. Dados na literatura..... | 97 |
| 6.3.2. Desempenho operacional dos reatores MESB..... | 99 |
| 6.3.3. Caracterização qualitativa dos produtos da digestão..... | 104 |
| 6.3.4. Comparação dos resultados entre si..... | 109 |
| 6.4. Conclusões..... | 112 |
| | |
| CAPÍTULO 7 – AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DA UPI..... | 115 |
| 7.1. Introdução..... | 115 |
| 7.2. Materiais e Métodos..... | 117 |
| 7.2.1. Revisão bibliográfica..... | 117 |
| 7.2.2. Aparato experimental..... | 118 |
| 7.2.3. Coleta e análise de amostras..... | 119 |
| 7.2.4. Avaliação do desempenho da UPI..... | 120 |
| 7.2.5. Análise dos resultados da UPI..... | 122 |
| 7.3. Resultados e Discussão..... | 123 |
| 7.3.1. Dados na literatura..... | 123 |
| 7.3.2. Resultados dos parâmetros de desempenho..... | 128 |
| 7.3.3. Resultados dos parâmetros físico-químicos..... | 132 |
| 7.3.4. Análise da relação entre os parâmetros..... | 134 |
| 7.3.5. Comparação dos resultados com a literatura..... | 136 |

| | |
|---|-----|
| 7.3.5.1. Desempenho do reator..... | 136 |
| 7.3.5.2. Produção de biogás e rendimento de CH ₄ | 140 |
| 7.3.5.3. Ensaio AME..... | 141 |
| 7.4. Conclusões..... | 143 |

CAPÍTULO 8 – AVALIAÇÃO DE ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS DE ALIMENTAÇÃO E INOCULAÇÃO DO SISTEMA DAES.....146

| | |
|--|-----|
| 8.1. Introdução..... | 146 |
| 8.2. Materiais e Métodos..... | 147 |
| 8.2.1. Revisão bibliográfica..... | 147 |
| 8.2.2. Aparato experimental..... | 148 |
| 8.2.3. Planejamento dos experimentos..... | 150 |
| 8.2.4. Procedimentos de montagem e monitoramento dos reatores..... | 153 |
| 8.2.5. Cálculos e análise dos resultados..... | 159 |
| 8.3. Resultados e Discussão..... | 163 |
| 8.3.1. Dados na literatura..... | 164 |
| 8.3.2. Resultados dos parâmetros de desempenho..... | 170 |
| 8.3.3. Resultados dos parâmetros qualitativos..... | 178 |
| 8.3.4. Comparação com os reatores MESB e com a literatura..... | 189 |
| 8.3.5. Análise da relação entre os parâmetros..... | 197 |
| 8.4. Conclusões..... | 201 |

CAPÍTULO 9 – PROJEÇÕES DE RECUPERAÇÃO DOS PRODUTOS DO SISTEMA DAES.....205

| | |
|---|-----|
| 9.1. Introdução..... | 205 |
| 9.2. Materiais e Métodos..... | 206 |
| 9.2.1. Aparato experimental..... | 206 |
| 9.2.2. Projeção dos produtos do sistema DAES..... | 207 |
| 9.2.3. Análise dos resultados..... | 211 |
| 9.3. Resultados e Discussão..... | 211 |
| 9.4. Conclusões..... | 217 |

CAPÍTULO 10 – CONCLUSÕES GERAIS.....219

| | |
|--|-----|
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS..... | 224 |
| APÊNDICE I – PROCEDIMENTOS DE ANÁLISES DA FRAÇÃO SÓLIDA DA FORSU-GG E FORSU-RPO..... | 251 |
| APÊNDICE II – PROCEDIMENTOS DE ANÁLISES DAS AMOSTRAS LÍQUIDAS..... | 266 |
| APÊNDICE III – PROCEDIMENTO PARA ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME)..... | 272 |
| APÊNDICE IV – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 5..... | 277 |
| APÊNDICE V – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 6..... | 279 |
| APÊNDICE VI – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 7..... | 281 |
| APÊNDICE VII – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 8..... | 286 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|--|-----|
| Figura 3.1. Etapas do processo de digestão anaeróbia..... | 17 |
| Figura 3.2. Cadeia produtiva do lixiviado e material digerido..... | 37 |
| Figura 3.3. Cadeia produtiva do biogás..... | 42 |
| Figura 4.1. Componentes do sistema DAES..... | 43 |
| Figura 4.2. Operação do sistema DAES..... | 47 |
| Figura 5.1. Ilustração da FORSU-GG recebida no sistema DAES..... | 53 |
| Figura 5.2. Protocolo de amostragem da FORSU-GG..... | 53 |
| Figura 5.3. Ilustração da FORSU-RPO recebida no sistema DAES..... | 57 |
| Figura 5.4. Peneiras utilizadas para a caracterização granulométrica..... | 58 |
| Figura 5.5. Ponto de coleta da fração líquida da FORSU-GG..... | 61 |
| Figura 5.6. Comparação entre ST e SV da FORSU e resíduos de alimentos, obtidas pela revisão bibliográfica..... | 65 |
| Figura 5.7. Gravimetria da FORSU-GG, considerando a média dos percentuais das frações..... | 68 |
| Figura 5.8. <i>Box plot</i> da gravimetria da FORSU-GG..... | 68 |
| Figura 5.9. Curva granulométrica da FORSU-GG, FORSU-RPO e uma mistura das duas..... | 70 |
| Figura 5.10. Ilustração da caracterização granulométrica da FORSU-GG e FORSU-RPO..... | 70 |
| Figura 5.11. <i>Box plot</i> da concentração de SV das frações gravimétricas da FORSU-GG..... | 74 |
| Figura 5.12. DQO, COD e $N-NH_4^+$ para a fração líquida da FORSU-GG..... | 77 |
| Figura 5.13. Variação da fração líquida proveniente da fração sólida da FORSU-GG..... | 79 |
| Figura 5.14. Produção de metano pelo ensaio BMP com relação S/l de 0,25 gSV.gSSV ⁻¹ | 80 |
| Figura 5.15. Produção de metano pelo ensaio BMP com relação S/l de 0,75 gSV.gSSV ⁻¹ | 80 |
| Figura 6.1. Representação esquemática do reator MESB..... | 88 |
| Figura 6.2. Pontos de coleta de amostras de lixiviado oriundos dos reatores..... | 91 |
| Figura 6.3. Peneira utilizada para a filtração de sólidos grosseiros das amostras de lixiviado..... | 92 |
| Figura 6.4. Substrato em leira no interior dos reatores MESB..... | 100 |
| Figura 6.5. Concentrações de ST, SV e SF e razão SV/ST do material digerido em comparação com a FORSU-GG..... | 104 |
| Figura 6.6. Teor de umidade do material digerido em comparação com a FORSU-GG..... | 105 |
| Figura 6.7. pH, relação FOS/TAC, DQO e as concentrações de ST, SV, $N-NH_4^+$ e COD do lixiviado produzido nos reatores MESB..... | 106 |

| | |
|---|-----|
| Figura 6.8. Teores de CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , H ₂ S e CO do biogás produzido nos reatores MESB. | 108 |
| Figura 7.1. Tipologias de reatores anaeróbios com recirculação..... | 116 |
| Figura 7.2. Desenho esquemático da UPI com os componentes na entrada e saída do reator..... | 118 |
| Figura 7.3. Carga orgânica volumétrica aplicada à UPI..... | 129 |
| Figura 7.4. Teores dos componentes do biogás produzido na UPI..... | 130 |
| Figura 7.5. Produção de CH ₄ no ensaio AME..... | 131 |
| Figura 7.6. Variação dos parâmetros de qualidade do lixiviado e do inóculo..... | 132 |
| Figura 7.7. Variação da concentração das substâncias húmicas no inóculo da UPI..... | 134 |
| Figura 8.1. Representação do reator de bancada e seus componentes..... | 148 |
| Figura 8.2. Ilustração dos reatores de bancada..... | 149 |
| Figura 8.3. Detalhe da tampa e da base dos reatores de bancada..... | 150 |
| Figura 8.4. Fluxograma de montagem dos reatores de bancada..... | 154 |
| Figura 8.5. Gravimetria da FORSU-GG utilizada nos testes de bancada..... | 154 |
| Figura 8.6. Materiais utilizados para a coleta de amostra de biogás..... | 156 |
| Figura 8.7. Sistema de quantificação de biogás dos reatores de bancada..... | 157 |
| Figura 8.8. Resultados de teor de SV, SV/ST, teor de umidade e massa específica do material digerido produzido nos reatores de bancada..... | 179 |
| Figura 8.9. Concentrações médias de FOS, TAC e relação FOS/TAC para lixiviado drenado dos reatores de bancada..... | 183 |
| Figura 8.10. DQO do lixiviado drenado dos reatores de bancada..... | 184 |
| Figura 8.11. Concentrações de N-NH ₄ ⁺ do lixiviado drenado dos reatores de bancada.... | 185 |
| Figura 8.12. Concentrações médias NH ₃ e PO ₄ ³⁻ para lixiviado drenado dos reatores de bancada..... | 186 |
| Figura 8.13. Teores de CH ₄ no biogás produzido nos reatores de bancada..... | 188 |
| Figura 8.14. Comparação entre os resultados de pH, FOS/TAC, alcalinidade total e N-NH ₄ ⁺ das escalas de bancada e semi-industrial com a literatura..... | 193 |
| Figura 9.1. Sistema DAES, com os reatores MESB e a UPI integrados..... | 206 |
| Figura 9.2. Produção de material digerido e lixiviado projetada par o sistema DAES..... | 212 |
| Figura 9.3. Produção de biogás projetada para o sistema DAES..... | 212 |
| Figura 9.4. Balanço do sistema DAES operando segundo a estratégia de mistura com 50% de poda..... | 215 |
| Figura 9.5. Balanço do sistema DAES operando segundo a estratégia de 50% de inóculo sólido..... | 215 |

LISTA DE TABELAS

| | |
|--|-----|
| Tabela 3.1. Frações gravimétricas da composição de FORSU..... | 15 |
| Tabela 3.2. Condições ambientais requeridas para as etapas da digestão anaeróbia..... | 21 |
| Tabela 3.3. Parâmetros de análise por tipologia dos compostos das amostras sólidas e líquidas da digestão anaeróbia..... | 22 |
| Tabela 3.4. Composição do biogás..... | 22 |
| Tabela 3.5. Características das tecnologias de digestão anaeróbia em estado sólido..... | 32 |
| Tabela 5.1. Frações da caracterização gravimétrica..... | 55 |
| Tabela 5.2. Características físicas da FORSU obtidas pela revisão bibliográfica..... | 63 |
| Tabela 5.3. Características físico-químicas da FORSU obtidas pela revisão bibliográfica..... | 64 |
| Tabela 5.4. Características bromatológicas da FORSU obtidas pela da revisão bibliográfica..... | 66 |
| Tabela 5.5. Potencial de Produção de Metano (PPM) por diferentes substratos orgânicos, segundo revisão bibliográfica..... | 67 |
| Tabela 5.6. Características físicas da FORSU-GG em estudo..... | 71 |
| Tabela 5.7. Características físico-químicas da FORSU-GG e FORSU-RPO..... | 72 |
| Tabela 5.8. Características físico-químicas da FORSU-GG e FORSU-RPO..... | 74 |
| Tabela 5.9. Características bromatológicas da FORSU-GG e FORSU-RPO..... | 75 |
| Tabela 5.10. Resultados de pH e temperatura da fração líquida da FORSU-GG..... | 77 |
| Tabela 5.11. Produção e rendimento de metano obtido no ensaio PPM..... | 81 |
| Tabela 6.1. Condições aplicadas nas bateladas dos reatores MESB..... | 89 |
| Tabela 6.2. Características físico-químicas do inóculo aplicado aos reatores MESB..... | 101 |
| Tabela 6.3. Resultados de biogás produzido nos reatores MESB para as diferentes bateladas avaliadas..... | 102 |
| Tabela 6.4. Desempenho dos reatores MESB em função das condições aplicadas..... | 103 |
| Tabela 6.5. Resultados do teste <i>Kruskal-Wallis Dunn</i> para o lixiviado, considerando diferentes condições aplicadas aos reatores MESB..... | 110 |
| Tabela 6.6. Resultados do teste <i>Kruskal-Wallis Dunn</i> para o biogás, considerando diferentes condições aplicadas aos reatores MESB..... | 111 |
| Tabela 7.1. Análises estatísticas realizadas por amostra e parâmetro da UPI..... | 123 |
| Tabela 7.2. Resultados para a AME reportados na literatura..... | 127 |

| | |
|--|-----|
| Tabela 7.3. Matriz de correlação linear entre os parâmetros de qualidade do lixiviado e os parâmetros de desempenho da UPI..... | 135 |
| Tabela 7.4. Matriz de correlação linear entre as condições da UPI e seus parâmetros de desempenho..... | 135 |
| Tabela 8.1. Descrição de materiais e custo para montagem do reator em escala de bancada..... | 149 |
| Tabela 8.2. Planejamento das bateladas conduzidas no sistema de bancada..... | 152 |
| Tabela 8.3. Análises estatísticas realizadas por amostra e parâmetro dos reatores de bancada..... | 163 |
| Tabela 8.4. Rendimento e produtividade de biogás e metano em função da estratégia de recirculação adotada..... | 169 |
| Tabela 8.5. Condições reais operadas nos reatores de bancada..... | 171 |
| Tabela 8.6. Características físico-químicas do inóculo aplicado aos reatores de bancada..... | 172 |
| Tabela 8.7. Eficiências de redução de massa bruta e remoção de massa orgânica nos reatores de bancada..... | 174 |
| Tabela 8.8. Drenagem de lixiviado e consumo de inóculo nos reatores de bancada..... | 175 |
| Tabela 8.9. Produção e rendimento de biogás e CH ₄ nos reatores de bancada..... | 176 |
| Tabela 8.10. Resultados médios de C _{org} e P _{org} do material digerido produzido nos reatores de bancada..... | 181 |
| Tabela 8.11. Comparação da eficiência de remoção de massa orgânica (%SV) entre as escalas de bancada e semi-industrial..... | 190 |
| Tabela 8.12. Resultados do teste ANOVA para o lixiviado, para diferentes estratégias aplicadas aos reatores de bancada e em escala semi-industrial..... | 192 |
| Tabela 8.13. Resultados do teste ANOVA para o biogás, considerando diferentes estratégias aplicadas aos reatores de bancada e em escala semi-industrial..... | 195 |
| Tabela 8.14. Incremento (em verde) ou decréscimo (em vermelho) gradual dos parâmetros de desempenho, dadas as estratégias testadas nos reatores de bancada..... | 198 |
| Tabela 9.1. Massa de FORSU-GG recebida mensalmente no sistema DAES ao longo dos anos (t)..... | 208 |
| Tabela 9.2. Parâmetros de desempenho das estratégias selecionadas..... | 208 |
| Tabela 9.3. Valores acumulados dos produtos do sistema DAES..... | 213 |
| Tabela 9.4. Comparação das projeções de biogás com o potencial de produção máxima..... | 216 |

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

| | |
|--|---|
| AGV | Ácidos Graxos Voláteis |
| AI | Alcalinidade Intermediária |
| AME | Atividade Metanogênica Específica |
| AP | Alcalinidade Parcial |
| AT | Alcalinidade Total |
| BMP | <i>Biochemical Methane Potential</i> |
| BNDES | Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social |
| C | Carbono |
| CEDAE | Companhia Estadual de Águas e Esgotos do Rio de Janeiro |
| CH ₃ CH ₂ OH | Etanol |
| CH ₃ COO ⁻ | Acetato |
| CH ₃ CH ₂ COO ⁻ | Íons Propanato |
| C*H ₃ COOH | Grupo Carboxílico |
| CH ₃ CHOHCOO ⁻ | Lactato |
| CH ₃ CH ₂ CH ₂ COO ⁻ | Butirato |
| CH ₄ | Metano |
| CHP | <i>Combined Heat and Power</i> |
| C/N | Relação Carbono/Nitrogênio |
| CO | Monóxido de Carbono |
| CO ₂ | Dióxido de Carbono |
| COD | Carbono Orgânico Dissolvido |
| COMLURB | Companhia Municipal de Limpeza Urbana |
| C _{org} | Carbono Orgânico Total |
| CSTR | <i>Continuous Stirred Tank Reactor</i> |
| CVA | Carga Volumétrica Aplicada |
| DAES | Digestão Anaeróbia em Estado Sólido |
| DBO | Demanda Bioquímica de Oxigênio |
| DQO | Demanda Química de Oxigênio |
| FLV | Frutas, Legumes e Verduras |
| FOS | <i>Free Organic Acid</i> |
| FORSU | Fração Orgânica de Resíduos Sólidos Urbanos |

| | |
|--------------------------------|--|
| FORSU-GG | Fração Orgânica de Resíduos Sólidos Urbanos proveniente de Grandes Geradores |
| FORSU-RPO | Fração Orgânica de Resíduos Sólidos Urbanos proveniente de Poda de Árvores |
| FORSU-RDO | Fração Orgânica de Resíduos Sólidos Urbanos de proveniente de Domicílios e Estabelecimentos Comerciais, que não se enquadrem como GG |
| FORSU-RPU | Fração Orgânica de Resíduos Sólidos Urbanos de proveniente de Varrição e Capina de Vias Públicas |
| GLP | Gás Liquefeito de Petróleo |
| GNC | Gás Natural Comprimido |
| GNL | Gás Natural Liquefeito |
| GNV | Gás Natural Veicular |
| GG | Grandes Geradores |
| H ₂ | Hidrogênio |
| H ₂ S | Sulfeto de Hidrogênio |
| IPCC | <i>Intergovernmental Panel on Climate Change</i> |
| ISWA | <i>International Solid Waste Association</i> |
| LBR | <i>Leach-Bed Reactor</i> |
| MESB | Metanização em Estado Sólido por Batelada |
| MEL | Metanização em Estado Líquido |
| MESS | Metanização Em Estado Semissólido |
| MSW | <i>Municipal Solid Waste</i> |
| MOW | <i>Municipal Organic Waste</i> |
| N | Nitrogênio |
| N-NH ₄ ⁺ | Nitrogênio Amoniacal |
| NH ₃ | Amônia Livre |
| NH ₄ ⁺ | Íon Amônio |
| NTK | Nitrogênio Kjeldahl Total |
| O ₂ | Oxigênio |
| OC | Observatório do Clima |
| OECD | <i>Organisation for Economic Co-operation and Development</i> |
| OFMSW | <i>Organic Fraction of Municipal Solid Waste</i> |
| P | Fósforo |

| | |
|-------------------------------|---|
| PAHO | <i>Pan American Health Organization</i> |
| pH | Potencial Hidrogeniônico |
| PNPB | Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel |
| PNRS | Política Nacional de Resíduos |
| PPM | Potencial de Produção de Metano |
| PO ₄ ³⁻ | Ortofosfato Inorgânico |
| P _{org} | Fósforo Orgânico Total |
| RSU | Resíduos Sólidos Urbanos |
| S | Enxofre |
| SEEG | Sistema de Estimativas de Emissões e Remoções de Gases de Efeito Estufa |
| SF | Sólidos Fixos |
| S/I | Relação Substrato/Inóculo |
| SO ₄ ⁻² | Sulfato |
| SSV | Sólidos Suspensos Voláteis |
| SST | Sólidos Suspensos Totais |
| ST | Sólidos Totais |
| SV | Sólidos Voláteis |
| TAC | <i>Total Inorganic Carbonate</i> |
| TMB | Tratamento Mecânico-Biológico |
| TRH | Tempo de Retenção Hidráulica |
| TP | Tratamento Preliminar |
| UFMG | Universidade Federal de Minas Gerais |
| UPI | Unidade Produtora De Inóculo |

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

As áreas urbanas são intensamente adensadas, onde muitos estabelecimentos operam em prol da garantia do fornecimento de bens e serviços para atender a demanda de consumo da população e sua qualidade de vida. Dentre os produtos mais solicitados estão os alimentos, sendo fornecidos em sua forma bruta por supermercados, hortifrutis e feiras, ou na forma processada por restaurantes, lanchonetes e refeitórios. Os restos de alimentos que não são consumidos pela população, bem como os alimentos danificados ou vencidos, são descartados sob a forma de resíduos orgânicos. Outros materiais gerados em grande massa nas zonas urbanas são os resíduos vegetais oriundos de podas de árvores e gramíneas, serviço esse realizado pelo poder público no intuito de garantir a limpeza e o bem-estar paisagístico das cidades. Todos esses tipos de resíduos são traduzidos como a fração orgânica de resíduos sólidos urbanos (FORSU).

Segundo o WASTE ATLAS (2023), tem-se que a geração anual de resíduos sólidos urbanos (RSU) em todo o mundo é estimada em 1,9 bilhões de toneladas, sendo que para cerca de 30% dessa quantidade, não há serviço de coleta. Vale mencionar que o número de pessoas com falta de acesso a sistemas básicos de gerenciamento de RSU é da ordem de 3,5 bilhões e a tendência é desse número atingir 5,6 bilhões em 2050 caso não haja nenhuma mudança nesse contexto. Em relatório produzido pelo WORLD BANK (2012), é estimado que a geração mundial de RSU per capita é de $1,2 \text{ kg.hab}^{-1}.\text{dia}^{-1}$. Esse documento apresenta uma projeção de que, em 2025, essa geração passaria a ser de $1,4 \text{ kg.hab}^{-1}.\text{dia}^{-1}$.

Assim como a geração de RSU está relacionada com o desenvolvimento econômico, a composição gravimétrica dos resíduos, ou seja, quais os tipos de materiais que estão contidos em toda a massa de resíduos descartada, também está relacionada com as características socioeconômicas e culturais. Segundo o mesmo relatório do WORLD BANK (2012), foi observado, de forma agregada, que 46% de todo RSU gerado é composto por materiais orgânicos, sendo que a variação da sua composição é influenciada pela renda média desses países, entre outros fatores.

Considerando toda a quantidade de RSU coletada mundialmente, 70% é destinada a aterros sanitários e lixões, 19% é direcionada à reciclagem e 11% é enviada para instalações de tratamento com aproveitamento energético (WASTE ATLAS, 2023). Mesmo que os aterros sanitários seja a destinação final ambientalmente adequada (BRASIL, 2010), existe ainda uma contribuição para a intensificação do efeito estufa a partir dessas instalações, já que parte do biogás gerado perpassa pela camada de cobertura do aterro e escapa para a atmosfera de maneira difusa. Assim, uma quantidade significativa de biogás pode ser emitida, variando de 20 a 70% do total gerado nas células do aterro (SPOKAS *et al.*, 2006; BABILOTTE *et al.*, 2010; MARIANO e JUCÁ, 2010; MACIEL e JUCÁ, 2011). No Brasil, segundo relatório do Observatório do Clima (OC) e o Sistema de Estimativas de Emissões e Remoções de Gases de Efeito Estufa (SEEG) (OC/SEEG, 2018), cerca de 57% dos GEE (52,92 milhões de tCO_{2eq}) gerados pelo setor de resíduos é proveniente da disposição final de RSU.

Tendo em vista o cenário de gerenciamento de resíduos orgânicos no Brasil e considerando a emergência climática e ambiental que o mundo enfrenta hoje, a mudança de paradigma do gerenciamento dos resíduos torna-se urgente, sobretudo da sua fração orgânica. Nesse sentido, a digestão anaeróbia permite ampliar as possibilidades de recuperação de produtos a partir dos resíduos, já que é possível obter o biogás e o digestato (sólido ou líquido). Esse tipo de processo pode ser operado de diversas formas, variando as condições operacionais em função da temperatura, forma de alimentação, realização das etapas da digestão e teor de sólidos totais (ST) do substrato a ser digerido.

Dentre as diversas tecnologias anaeróbias, os sistemas de digestão anaeróbia no estado sólido (DAES) se mostram como uma solução de destaque, que pode ser empregada para o tratamento e valorização de resíduos orgânicos. Uma das tipologias que pode ser empregada para esse tipo de sistema é composta por reatores de metanização em bateladas sequenciais (MESB) do tipo garagem, onde é introduzido o substrato sólido, sendo interligados a um tanque de percolação ou unidade produtora de inóculo (UPI). Nesse tipo de sistema, não há a introdução de água para diluir o resíduo orgânico a ser digerido, o que gera uma menor quantidade de efluente na saída do processo, além de haver uma maior simplicidade e apresentar menores problemas operacionais quanto ao recebimento de materiais impróprios que podem estar misturados à FORSU (embalagens plásticas, metálicas, de isopor, entre outras). São essas as vantagens que se sobressaem

considerando o emprego desses sistemas em países de baixa renda, onde processos de digestão anaeróbia são tecnologias em amadurecimento.

São várias as condições que podem influenciar o desempenho desse sistema, como a frequência de recebimento dos resíduos, as suas características físico-químicas e bromatológicas, as formas de preparo do substrato orgânico, além da frequência e forma de inoculação dos reatores. Saber qual é a melhor combinação entre elas é o ponto chave para que os produtos da digestão (material digerido, lixiviado, biogás) possam ser recuperados da melhor forma possível.

Na literatura científica internacional, existem poucos estudos que tratam da caracterização dos resíduos orgânicos gerados em zonas urbanas, sobretudo daqueles provenientes de grandes geradores (GG), como é o caso de supermercados, hortifrutis e centrais de abastecimento de alimentos. Além disso, os valores apresentados ilustram uma grande variabilidade da composição da FORSU em cada país e região do mundo, já que ela está muito associada aos aspectos culturais e hábitos de consumo.

Esse trabalho de pesquisa traz como contribuição uma caracterização extensa da FORSU-GG gerada no município do Rio de Janeiro, segundo parâmetros físico-químicos e sua composição nutricional (parâmetros bromatológicos). Também na literatura não foi encontrado nenhum estudo que investiga as características específicas da fração líquida da FORSU de forma segregada, sendo outro ponto de grande contribuição desta pesquisa, já que ele é um material que é alimentado aos sistemas de digestão anaeróbia.

Quanto à operação de sistemas como o DAES, grande parte dos estudos anteriores focaram no controle da estabilidade do processo e na investigação de efeitos inibitórios, sendo consideradas estratégias operacionais de inoculação (vazão e frequência) para minimizar esses efeitos. Além da maioria investigar sistemas em escala de bancada, o foco desses estudos é a produção de biogás. Ainda existem poucos estudos que se dedicam à investigação de sistemas em estado sólido baseados em reatores do tipo garagem integrados a um tanque de percolação, sobretudo em grande escala, como é o caso desta tese. A análise do desempenho individualizado desses dois reatores permite avaliar a eficiência do processo de digestão em cada reator, a fim de identificar as oportunidades de melhoria e o comportamento individual da digestão frente às condições adotadas.

Por fim, a partir da investigação do comportamento do sistema DAES frente ao recebimento da FORSU-GG, foi possível desenvolver a hipótese de que a capacidade de recuperação dos produtos provenientes da FORSU-GG a partir desse sistema é influenciada pelas formas de preparo do substrato orgânico a ser inserido, pela forma de inoculação adotada e pelo tipo de inóculo empregado. Dessa maneira, esta pesquisa analisou o desempenho operacional do sistema DAES a partir da adoção de diferentes estratégias de alimentação e inoculação, que foram testadas em escala de bancada e avaliadas em projeções realizadas para a escala semi-industrial.

Dada essa introdução, o presente trabalho é organizado da seguinte forma: o Capítulo 2 apresenta as premissas e hipóteses de cada objetivo específico a que essa tese se propõe a investigar; em seguida, no Capítulo 3, é apresentada a fundamentação teórica em que essa investigação se baseou; o Capítulo 4 apresenta uma descrição do sistema DAES, objeto de estudo desta tese; o Capítulo 5 apresenta uma investigação das características dos resíduos orgânicos que são alimentados ao sistema, compondo o substrato de entrada; o Capítulo 6 apresenta a investigação de desempenho dos reatores de metanização em bateladas sequenciais a partir dos resultados do monitoramento da sua operação em escala semi-industrial; o Capítulo 7 apresenta os resultados obtidos durante a operação do reator responsável por produzir o inóculo do sistema, considerando sua operação em escala semi-industrial; o Capítulo 8 discute as estratégias operacionais possíveis que podem ser adotadas para o sistema a partir de testes em reatores de bancada; e, por fim, o Capítulo 9 apresenta uma discussão dos resultados de projeções operacionais do sistema DAES a partir da incorporação das estratégias avaliadas nos reatores de bancada. A tese é finalizada pelas conclusões gerais, apresentadas no Capítulo 10.

É importante ressaltar que os Capítulos 5, 6, 7 e 8 contêm uma introdução específica, associada à temática discutida, seguida pela apresentação dos materiais e métodos utilizados como base para cada análise realizada. Para cada um destes capítulos também é feita uma revisão bibliográfica, de forma que os principais apontamentos divulgados na literatura científica internacional possam ser comparados e discutidos diretamente com os resultados obtidos em cada capítulo. Por fim, os resultados são apresentados e discutidos, sendo cada um finalizado com as conclusões e recomendações específicas para o tópico avaliado.

CAPÍTULO 2 – PREMISSAS, OBJETIVOS E HIPÓTESE

O presente capítulo se dedica a apresentar as premissas que nortearam o desenvolvimento desta pesquisa, levando à estruturação da hipótese estudada. A partir das premissas, os objetivos específicos 1, 2 e 3 foram concebidos, sendo discutidos nos Capítulos 5, 6 e 7, com base nos critérios aqui apresentados. Já os objetivos específicos 4 e 5, desenvolvidos pelos Capítulos 8 e 9, respectivamente, foram estabelecidos com base na hipótese levantada. Por fim, o objetivo geral é indicado, sendo a base para a argumentação apresentada nas conclusões gerais deste estudo, apresentada no Capítulo 10.

Premissa 1: As zonas urbanas são caracterizadas por áreas intensamente adensadas, onde muitos estabelecimentos operam em prol da garantia do fornecimento de bens e serviços para atender a demanda de consumo da população e sua qualidade de vida. Dentre os produtos mais solicitados estão os alimentos, sendo fornecidos em sua forma bruta por supermercados, hortifrutis e feiras, ou na forma processada por restaurantes, lanchonetes e refeitórios. Os restos de alimentos que não são naturalmente consumidos pela população, bem como os alimentos danificados ou vencidos, são descartados sob a forma de resíduos orgânicos, sendo denominados como a fração orgânica de resíduos sólidos urbanos, proveniente de grandes geradores (FORSU-GG). Outros materiais gerados em grande massa nas zonas urbanas são os resíduos vegetais oriundos de podas de árvores e gramíneas (FORSU-RPO), serviço esse realizado pelo poder público no intuito de garantir a limpeza e o bem-estar paisagístico das cidades. Todos esses resíduos são destinados ao sistema DAES que é objeto de estudo dessa tese. O desempenho desse processo, bem como a qualidade de seus produtos finais, é afetado diretamente pelas características da FORSU-GG e da FORSU-RPO, que compõe o substrato orgânico admitido pelo sistema.

Objeto de estudo 1: Massas de FORSU-GG (frações sólida e líquida) e FORSU-RPO.

Critérios de avaliação:

- Caracterização da FORSU-GG segundo parâmetros físicos (massa específica, teor de umidade, gravimetria, granulometria), físico-químicos (sólidos totais - ST, sólidos voláteis - SV, sólidos fixos - SF, carbono orgânico - C_{org} , nitrogênio kjeldahl - NTK e fósforo orgânico - P_{org}) e bromatológicos (proteínas e lipídios);

- Caracterização da FORSU-RPO segundo parâmetros físicos (massa específica, teor de umidade e granulometria), físico-químicos (ST, SV, SF, C_{org}, NTK e P_{org}) e bromatológicos (proteínas e lipídios);
- Caracterização da fração líquida da FORSU segundo parâmetros físico-químicos (potencial hidrogeniônico - pH, temperatura, ST, SV, SF, demanda química de oxigênio - DQO, nitrogênio amoniacal - N-NH₄⁺, carbono orgânico dissolvido - COD);
- Avaliação da fração líquida da FORSU-GG quanto ao potencial de produção máxima de metano (*Biochemical Methane Potential* - BMP).

Objetivo específico 1: Realizar a caracterização da massa de FORSU-GG e de FORSU-RPO, bem como a sua fração líquida associada, segundo os parâmetros físico-químicos, bromatológicos e de produção de metano.

Local onde será abordado na tese: Capítulo 5.

Premissa 2: Dentre as diversas tipologias de sistemas de tratamento via digestão anaeróbia, o sistema DAES composto por reatores tipo garagem apresenta vantagens como o baixo consumo de água, baixo consumo energético, menor necessidade de insumos e materiais, pouca perda de energia e a capacidade de operar o reator com a presença de materiais impróprios no substrato. Sendo integrantes desse sistema, os reatores de metanização em bateladas sequenciais (MESB) do tipo garagem são os destinados a admitir o substrato orgânico que será inserido no sistema. Existem diferentes condições em que esses reatores podem operar, estando relacionados ao tipo de inoculação, à composição do substrato e à carga orgânica aplicada.

Objeto de estudo 2: Processo de digestão anaeróbia nos reatores MESB do sistema DAES.

Critérios de avaliação:

- Desempenho do processo de digestão nos reatores MESB, considerando a produção de material digerido, lixiviado e biogás (eficiência de remoção de massa orgânica, rendimento e produtividade de biogás, concentração média e máxima de metano e rendimento de metano);
- Caracterização do material digerido produzido nos reatores MESB (teor de umidade, ST, SV e SF);
- Caracterização do lixiviado produzido nos reatores MESB segundo parâmetros físico-químicos (pH, temperatura, relação FOS/TAC (*free organic acid* – FOS, *total inorganic carbonate* - TAC), ST, SV e SF; DQO, N-NH₄⁺ e COD);

- Caracterização do biogás produzido nos reatores MESB (metano - CH₄, dióxido de carbono - CO₂, monóxido de carbono - CO, sulfeto de hidrogênio - H₂S e oxigênio - O₂);
- Balanço de massa em função da entrada e consumo de sólidos voláteis.

Objetivo específico 2: Avaliar, individual e comparativamente, o desempenho operacional do processo de digestão anaeróbia nos reatores MESB em escala semi-industrial, levando em conta a produção de material digerido, lixiviado e biogás, a partir de diferentes condições empregadas (mistura de poda no substrato, inoculação e carga orgânica aplicada).

Local onde será abordado na tese: Capítulo 6.

Premissa 3: No sistema DAES, a Unidade Produtora de Inóculo (UPI) é responsável por receber o lixiviado produzido pelos reatores MESB ao longo da digestão, bem como pela fração líquida da FORSU-GG, que é drenada do pátio de recebimento. O consumo de altas concentrações de matéria orgânica nesse reator promoverá a produção de biogás e de inóculo, sendo a principal fonte da comunidade microbiana anaeróbia para o sistema. Esta, por sua vez, já está adaptada a consumir os compostos orgânicos oriundos da FORSU-GG, sendo direcionada aos reatores MESB de forma a promover a sua ativação metanogênica. Assim, a UPI desempenha um papel fundamental tanto de produção de biogás para o sistema quanto de fornecimento de inóculo aos reatores MESB.

Objeto de estudo 3: Processo de digestão anaeróbia da UPI.

Critérios de avaliação:

- Desempenho do processo de digestão anaeróbia da UPI, considerando a produção de biogás e inóculo (carga orgânica volumétrica, produtividade de biogás, rendimento de CH₄, produtividade e rendimento de inóculo);
- Caracterização do lixiviado inserido na UPI segundo parâmetros físico-químicos (DQO, ST, SV, N-NH₄⁺ e COD);
- Caracterização do inóculo produzido na UPI segundo parâmetros físico-químicos (pH, temperatura, FOS/TAC, DQO, ST, SV, sólidos suspensos voláteis - SSV, sólidos suspensos totais – SST, N-NH₄⁺, COD e substâncias húmicas);
- Caracterização do biogás produzido na UPI (CH₄, CO₂, CO, H₂S e O₂);
- Avaliação da atividade metanogênica específica (AME) do lodo da UPI.

Objetivo específico 3: Avaliar o desempenho operacional do processo de digestão anaeróbia do tanque de percolação em escala semi-industrial, segundo sua produção de biogás e inóculo.

Local onde será abordado na tese: Capítulo 7.

Dadas essas premissas, os Capítulos 5, 6 e 7 foram desenvolvidos com o objetivo de investigar o comportamento do sistema DAES em escala semi-industrial, considerando as condições empregadas no decorrer de 2 anos de operação a partir do seu *start-up*. As observações práticas, realizadas ao longo do monitoramento em campo, e os resultados obtidos permitiram desenvolver a seguinte hipótese para esta tese:

Hipótese: a capacidade de recuperação dos produtos provenientes da FORSU-GG a partir do sistema DAES é influenciada pelas formas de preparo do substrato orgânico a ser inserido, pela frequência e forma de inoculação adotada e pelo tipo de inóculo empregado.

Com isso, diferentes estratégias operacionais de alimentação e inoculação poderiam ser adotadas, de forma a obter melhores resultados quali-quantitativos dos produtos material digerido, lixiviado e biogás. Essas estratégias operacionais foram testadas em escala de bancada, sob condições mais controladas, sendo avaliadas projeções para a escala semi-industrial. Estas estão descritas pelos objetivos específicos indicados a seguir, sendo desenvolvidos ao longo dos Capítulos 8 e 9 desta tese.

Objetivo específico 4: Avaliar, individual e comparativamente, o desempenho operacional do processo de digestão anaeróbia dos reatores de bancada, considerando diferentes estratégias de alimentação e inoculação.

Critérios de avaliação:

- Desempenho do processo de digestão anaeróbia dos reatores de bancada, considerando a produção de material digerido, lixiviado e biogás (eficiência de redução de massa bruta, eficiência de remoção de massa orgânica, drenagem de lixiviado, consumo de inóculo, produtividade e rendimento de biogás, rendimento de CH₄);
- Caracterização do material digerido produzido nos reatores de bancada (teor de umidade, massa específica, ST, SV, C_{org} e P_{org});
- Caracterização do lixiviado produzido nos reatores de bancada segundo parâmetros físico-químicos (pH, alcalinidade parcial - AP, alcalinidade intermediária - AI e alcalinidade total - AT, FOS/TAC, DQO, N-NH₄⁺, amônia livre - NH₃, íon fosfato - PO₄³⁻, ST, SV e SF);

- Caracterização do biogás produzido nos reatores de bancada (CH_4 , CO_2 , CO , H_2S e O_2).

Local onde será abordado na tese: Capítulo 8.

Objetivo específico 5: Projetar a quantidade de produtos recuperados a partir da massa de FORSU-GG pelo sistema DAES, considerando a incorporação das estratégias de alimentação e inoculação testadas nos reatores de bancada.

Critérios de avaliação:

- Levantamento da massa de FORSU-GG recebida pelo sistema DAES;
- Quantificação dos materiais inseridos e produzidos no sistema DAES (massa de substrato, massa de material digerido, volume de líquido recirculado, volume de biogás);
- Quantificação da massa orgânica inserida e removida do sistema, considerando os parâmetros de desempenho obtidos pelos testes realizados em escala de bancada (eficiência de remoção de massa orgânica, drenagem de líquido e rendimento de biogás).

Local onde será abordado na tese: Capítulo 9.

Logo, o **Objetivo Geral da Tese** é traduzido como:

Analisar a capacidade do sistema de digestão anaeróbia em estado sólido em garantir a recuperação dos produtos provenientes da FORSU-GG, a partir da investigação do desempenho dos reatores considerando diferentes estratégias operacionais de alimentação e inoculação.

CAPÍTULO 3 – FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Este capítulo será dedicado a apresentar todos os conceitos que permeiam todo o corpo do texto desta tese, perpassando pelas características dos resíduos orgânicos, a descrição da dinâmica bioquímica de processos anaeróbios de tratamento, bem como as tipologias dos sistemas mais usuais que o utilizam para o tratamento dos resíduos orgânicos. Por fim, esse capítulo é finalizado pela apresentação das principais cadeias produtivas para o aproveitamento dos produtos da digestão (material digerido, lixiviado e biogás).

3.1. Definição e Classificação de Resíduos Sólidos

No Brasil, a definição adotada para o conceito de resíduos sólidos parte da Política Nacional de Resíduos (PNRS), maior referência legal no país, sendo instituída pela Lei nº 12.305 em agosto de 2010 (BRASIL, 2010, p. 2). Nela, o resíduo sólido é tratado como um *“material, substância, objeto ou bem descartado resultante de atividades humanas em sociedade, a cuja destinação final se procede, se propõe proceder ou se está obrigado a proceder, nos estados sólido ou semissólido, bem como gases contidos em recipientes e líquidos cujas particularidades tornem inviável o seu lançamento na rede pública de esgotos ou em corpos d’água, ou exijam para isso soluções técnica ou economicamente inviáveis em face da melhor tecnologia disponível”*. Essa mesma referência legal traz o termo rejeito, sendo considerado um determinado material que não é passível de recuperação, ou seja, que não possui nenhum processo de beneficiamento que exista no mercado e seja viável.

Quanto à classificação dos resíduos, a PNRS (BRASIL, 2010) e a NBR 10.004 (ABNT, 2004), apresentam duas formas: de acordo com a origem e de acordo com a sua periculosidade, que está relacionada às suas características físicas e químicas. Vale ressaltar que os resíduos sólidos tidos como não perigosos (classe II) variam em função da sua composição ser inerte ou não. Segundo VON SPERLING (2018), os compostos inertes são todos aqueles que não são biodegradáveis, ou seja, são todos aqueles compostos que não podem ser consumidos por organismos vivos e não se transformam a partir de um processo de digestão. Por outro lado, compostos não inertes são biodegradáveis, sendo facilmente assimilados por organismos vivos ou possuindo uma degradação mais lenta. Essa classificação apresentada pela PNRS (BRASIL, 2010) e pela NBR 10.004 (ABNT, 2004) é a adotada em todo o território brasileiro, porém, segundo a Associação

Internacional de Resíduos Sólidos (*International Solid Waste Association – ISWA*), ela varia bastante ao redor do mundo, não existindo assim nenhuma padronização a nível global (UNEP, 2015).

A partir daí, segundo a PNRS (BRASIL, 2010), o conceito de RSU pode ser entendido como os resíduos originários de atividades domésticas, em residências urbanas, os originários da varrição, limpeza de logradouros e vias públicas e outros serviços de limpeza urbana.

No caso dos resíduos de estabelecimentos comerciais e prestadores de serviços caracterizados como não perigosos podem, em razão de sua natureza, composição ou volume, ser equiparados aos resíduos domiciliares pelo poder público municipal (BRASIL, 2010). Então, RSU podem ser todos os resíduos provenientes de atividades domésticas, de limpeza urbana e provenientes de estabelecimentos comerciais tipificados como domésticos. Por outro lado, vale ressaltar que o grupo específico de resíduos gerados por estabelecimentos comerciais, tidos como grandes geradores (GG), não são abrangidos pelo serviço público de manejo de resíduos sólidos em algumas regiões do Brasil, como é o caso do município do Rio de Janeiro. Nesse município, a Lei Municipal nº 3.273 (RIO DE JANEIRO, 2001) considera GG aquele cuja geração diária é superior à 120 L ou 60 kg, que é o caso de supermercados, centrais de abastecimento de alimentos, shoppings e centros comerciais, além de restaurantes, hotéis, escolas, universidades, entre outros.

A nível mundial, vale comentar que a definição de RSU (*municipal solid waste – MSW*) é trazida pela Organização para a Cooperação e Desenvolvimento Econômico (*Organisation for Economic Co-operation and Development - OECD*), pela Organização Pan-Americana da Saúde (*Pan American Health Organization - PAHO*) e pelo Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (*Intergovernmental Panel on Climate Change - IPCC*). Segundo a OECD, seriam os resíduos gerados por residências e coletados e tratados por ou para municípios, sendo também considerados os resíduos gerados por estabelecimentos comerciais, instituições e pequenos comércios, varrição de praças públicas e poda de árvores. Já PAHO cita que RSU é o resíduo sólido ou semi-sólido gerado por residências, centros comerciais e áreas públicas, além de resíduos gerados por indústrias e instituições de pequena escala. Por fim, o IPCC inclui no grupo de RSU: resíduos de alimentos, resíduos de poda e jardinagem, papel e papelão, madeira, tecidos, materiais descartáveis,

borracha e couro, plásticos, metal, vidro, entre outro como eletrônicos, cinzas, fuligens e poeiras (HOORNWEG *et al.*, 2012).

Da mesma forma que os resíduos sólidos, a classificação dos resíduos orgânicos pode ser dada em função da sua origem ou da sua composição. Segundo a origem, é possível avaliar os mesmos grupos de origem de resíduos sólidos dada pela PNRS (BRASIL, 2010) sendo que os grupos de maior relevância para a produção da fração orgânica são: RSU, resíduos de serviços públicos de saneamento básico, resíduos industriais e resíduos agrossilvopastoris. Dentre eles, será dado maior destaque aqui o grupo dos RSU.

CAMPUZANO, GONZÁLEZ-MARTÍNEZ (2016) apresenta a definição e caracterização da FORSU (*organic fraction of municipal solid waste – OFMSW*). Eles afirmam que esse conceito varia regionalmente e nacionalmente ao redor no mundo. Enquanto que nos EUA a FORSU é considerada como a mistura de alimentos, resíduos de poda e jardinagem e papel, na União Europeia é tido como a mistura de resíduos oriundos de parques, jardins e cozinhas.

Vale ressaltar também que na literatura científica internacional, também é encontrada uma variedade de nomenclaturas para resíduos orgânicos, como “*municipal biowaste*”, “*municipal organic waste (MOW)*”, “*food waste*”, “*fraction of biodegradable organic materials*”, “*household waste*”, “*kitchen waste*” e “*vegetable waste*”. O termo “*biowaste*” se remete mais aos resíduos orgânicos segregados na fonte e existe todo um gerenciamento específico de forma que seu tratamento, via compostagem ou digestão anaeróbia, seja mais eficiente para recuperá-lo como produto (EEA, 2020).

Já no Brasil, a FORSU pode ser diferenciada segundo as origens domiciliar, pública e comercial, conforme a definição do RSU apresentada pela PNRS (BRASIL, 2010). Sob essa ótica, FERREIRA (2019) apresenta os termos FORSU-RDO (oriunda de resíduos domiciliares e estabelecimentos comerciais que não se enquadrem como GG), FORSU-RPU (fração orgânica dos resíduos de varrição e capina de vias públicas), FORSU-RPO (gerada pela atividade de podas de árvores) e FORSU-GG (fração orgânica dos resíduos gerados por GG).

Ainda segundo a origem, a parcela dos resíduos orgânicos que está relacionada com a alimentação pode ter também uma definição mais específica trazida pela FAO (2013), que diferencia o resíduo ao longo da cadeia produtiva de alimentos. Os resíduos gerados por produtores ou intermediários devido à ineficiência de seus processos como baixa qualidade da infraestrutura e logística, má gestão nos processos de produção, armazenamento e transporte, ou ainda gerados por desastres naturais na produção são chamados de perdas (*food loss*). Já os resíduos de alimentos descartados diretamente pelo consumo humano a partir do mau manuseio e armazenamento que leva ao seu apodrecimento, são tidos como alimentos desperdiçados (*food waste*), sendo gerados tanto pelo mercado do atacado ou do varejo, quanto pelo consumidor final. A FAO ainda apresenta a nomenclatura *food wastage*, como sendo o termo que abrange o desperdício de alimentos ao longo de toda sua cadeia produtiva, desde a produção até o consumo final.

Tendo um olhar mais apurado sobre esses resíduos de alimentos, é possível ainda diferenciar esses resíduos conforme seu processo de geração pelo consumidor final, seja pelo seu modo de preparo ou pelo próprio ato de alimentação. NICHOLLES *et al.* (2019) apresentam a definição para os resíduos de alimentos como comestível (*edible*) e não comestível (*inedible*) segundo a percepção do consumidor enquanto uma determinada parte do alimento pode ser comestível ou não. Essa percepção se refere muito àquelas partes não convencionais de alimentos, como as cascas e caules de frutas, verduras e legumes. A geração do resíduo vai estar atrelada justamente a essa percepção, podendo ainda classificar o desperdício do alimento quanto evitável ou não. Caso o consumidor tenha uma compreensão maior do que pode ser comestível do alimento, é possível se evitar um maior descarte do mesmo.

Por fim, os resíduos orgânicos podem ter uma classificação segundo sua composição, que se apresenta no estado físico sólido, em sua maior parte, mas também no estado líquido. Essa última pode ser entendida como a fração líquida ou o lixiviado fresco dos resíduos orgânicos. Segundo CAMPUZANO, GONZÁLEZ-MARTÍNEZ (2016), a umidade desses resíduos pode variar de 62,6% a 85,0%, dependendo dos tipos de materiais presentes na sua composição. Isso ocorre devido ao fato de os alimentos possuírem um teor de água, ou ainda massa de água intrínseca da sua composição, variando muito de um tipo de alimento para outro. É esse teor de água que resultará na fração líquida do material.

As características físicas da FORSU podem ser apresentadas em função dos parâmetros: massa específica, peso específico, tamanho de partícula, teor de umidade e eletrocondutividade. A massa específica e o peso específico permitem associar a quantidade da massa (e peso) de resíduos presente em uma unidade de volume (BORGATTO, 2010), o que estará muito relacionado ao tipo e tamanho de material em sua composição. Já o teor de umidade está associado à quantidade de água presente entre os poros de material. Também, segundo a química dos alimentos, o teor de umidade se refere à água livre ou presente na superfície externa do alimento e à água absorvida ou intersticial, que está no interior do alimento (INSTITUTO ADOLFO LUTZ, 2008). Por fim, a eletrocondutividade está associada aos elementos minerais, como os sais, estando presentes sob a forma dissolvida na massa de resíduos, o que permite gerar o potencial da condução de eletricidade.

Além delas, existem algumas propriedades físicas dos resíduos que justamente irão estar associadas ao comportamento geomecânico e estrutural da massa de material, como foi apresentado por BORGATTO (2010), CONDE (2021) e SOARES (2011). São elas: temperatura, composição gravimétrica, composição granulométrica, morfologia, permeabilidade, compactação, capacidade de campo, porosidade e resistência ao cisalhamento. Merece destaque aqui a composição gravimétrica e a composição granulométrica, já que as outras propriedades não serão alvo de investigação desta tese.

A composição gravimétrica permite investigar a massa de resíduos de acordo com a distribuição dos tipos de materiais presentes, traduzindo o percentual de cada material em relação à massa total de resíduos. Segundo a ABNT-NBR 10.007/2004, a caracterização gravimétrica é a *“determinação dos constituintes e de suas respectivas percentagens em peso e volume, em uma amostra de resíduos sólidos, podendo ser físico, químico e biológico”*. O processo de caracterização gravimétrica é de extrema importância para o gerenciamento dos resíduos sólidos, pois identifica a composição em função de grupos de materiais, o que permite avaliar o potencial de reaproveitamento dos resíduos por meio da reciclagem de resíduos inertes e o tratamento de resíduos orgânicos.

A composição gravimétrica associada especificamente à FORSU foi investigada por CAMPUZANO, GONZÁLEZ-MARTÍNEZ (2016) e FERREIRA (2019), sendo apresentadas as frações indicadas na Tabela 3.1. Elas foram determinadas com base na avaliação do

potencial de biodegradação e a relação C/N de cada material, sendo agrupados aqueles de maior similaridade.

Tabela 3.1. Frações gravimétricas da composição de FORSU.

| Fração | Componente |
|--------------------|---|
| Frutas e Vegetais | Resíduos de frutas, verduras e legumes, em pedaços e cascas, ou na sua forma inteira |
| Carne e Peixe | Resíduos (carne, pele e gordura) de carne de boi, de frango, de porco, peixe, entre outros |
| Laticínios | Laticínios como queijos, presunto, peito de peru, entre outros |
| Padaria | Restos de pães e bolos |
| Massas e arroz | Grãos de arroz e massa de pizza, macarrão, entre outras massas |
| Ovo | Ovo inteiro ou casca de ovo |
| Cereais | Grãos de cereais |
| Biscoitos | Restos de biscoitos, chocolates, bales e doces |
| Café | Resíduos de grãos e borra de café |
| Ossos | Ossos de frango, peixe, entre outros |
| Resto de Alimentos | Restos de alimentos processados e cozidos, já servidos para alimentação |
| Não alimentar | Resíduos orgânicos não utilizados para alimentação |
| Resíduo de Poda | Resíduos vegetais provenientes da poda de árvores, como galhos, folhas secas e palha |
| Papel e Papelão | Papel branco e papelão, em caixa ou folha |
| <i>Bio-bags</i> | Sacolas de plástico biodegradável |
| Impróprios | Outros resíduos contaminantes, que não são caracterizados como biodegradáveis, como plásticos, metais, vidros, entre outros |

Fonte: Adaptado de CAMPUZANO, GONZÁLEZ-MARTÍNEZ (2016) e FERREIRA (2019).

Por outro lado, a composição granulométrica permite identificar a variação da composição do tamanho das partículas presentes na massa de resíduos. Devido à grande heterogeneidade de materiais sem sua composição, de vários tipos e formatos indicados na Tabela 3.1, o seu tamanho de partículas não é único. E será por meio da composição granulométrica que poderá ser calculado o percentual das frações de material correspondente a cada faixa de tamanho de partículas, em relação à massa total de resíduo avaliada. Assim, o processo de caracterização granulométrica de RSU se assemelha ao

mesmo conduzido para solos, permitindo identificar a composição das frações grosseira (tamanho semelhante a pedregulhos) e fina (partículas < 0,075 mm) (BORGATTO, 2010).

Mas também é possível estabelecer mais níveis de fracionamento do tamanho de partículas de forma a identificar maiores faixas de variabilidade, como foi feito por (CONDE, 2021). Em seu trabalho, uma série de peneiras com aberturas de 50 mm, 80 mm, 200 mm e 350 mm foram utilizadas para caracterizar a massa RSU recebida em aterros sanitários municipais. Vale ressaltar que apenas materiais não rígidos e com formato bidimensional, como plástico filme e têxteis, foram removidos desse processo de caracterização.

3.2. Tratamento Anaeróbio de Resíduos Orgânicos

O objetivo dos processos anaeróbios é realizar a degradação de substratos orgânicos em ambientes controlados e na ausência de oxigênio, de forma a promover o desenvolvimento e proliferação de microrganismos que serão responsáveis pela digestão anaeróbia. Essa consiste em um processo bioquímico que ocorre por meio de quatro etapas esquematizadas na Figura 3.1.

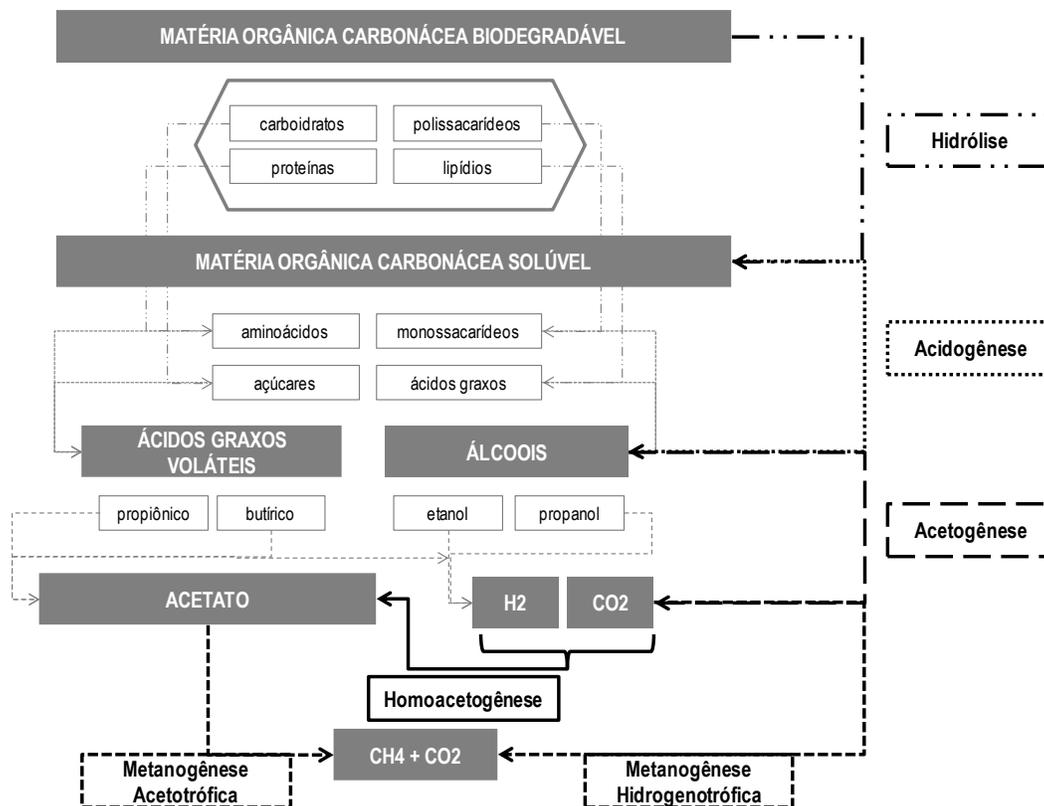


Figura 3.1. Etapas do processo de digestão anaeróbia.

Fonte: Adaptado de CHATTERJEE e MAZUMDER (2016), FAGBOHUNGBE *et al.* (2017), HENZE *et al.* (2017), JAIN *et al.* (2015), JHA e SCHMIDT (2016), ZHANG *et al.* (2014) e VON SPERLING e CHERNICHARO (2005).

Na primeira etapa do processo de digestão anaeróbia, ocorre a hidrólise, que é responsável pela quebra das ligações intermoleculares de compostos orgânicos complexos, realizada por bactérias fermentativas hidrolíticas, que excretam enzimas extracelulares para que os compostos orgânicos de cadeias longas sejam transformados em compostos mais simples (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005). Então, compostos como carboidratos serão quebrados em açúcares, proteínas serão quebradas em moléculas de aminoácidos, lipídios em ácidos graxos, e assim por diante. Os substratos mais simples são caracterizados por serem solúveis, estando associados à molécula de água. Essa primeira etapa é de extrema importância para a ocorrência das demais etapas, já que ela permite que os compostos estejam preparados para sua degradação, ao aumentar sua área superficial e assim estar disponível para a assimilação pelas bactérias fermentativas.

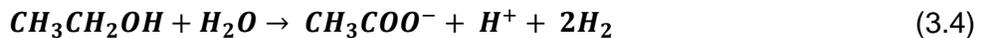
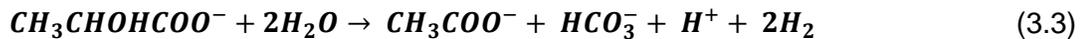
A segunda etapa da digestão anaeróbia é a acidogênese, em que uma comunidade diversa de bactérias fermentativas acidogênicas é capaz de metabolizar os compostos orgânicos gerados na etapa da hidrólise, por meio de enzimas intracelulares. Primeiramente os compostos já solúveis são assimilados, passando pela membrana celular, e as reações de catabolismo oxidativo ocorrem no interior da célula, liberando energia utilizável para o anabolismo (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005). Assim, compostos como aminoácidos e açúcares serão transformados em ácidos graxos voláteis (AGV) e compostos como ácidos graxos e monossacarídeos são transformados em compostos alcóolicos. Esses compostos gerados, por sua vez, são expelidos para fora da célula. No caso específico dos ácidos graxos voláteis, devido ao seu baixo peso molecular, eles se volatilizam sob pressão atmosférica.

Vale ressaltar também que nessa etapa existe a liberação de compostos à base de nitrogênio e fósforo, provenientes da digestão da FORSU. No caso de compostos nitrogenados, eles partem de moléculas de nitrogênio orgânico para serem transformados a nitrogênio amoniacal ($N-NH_4^+$), estando sob a forma do íon amônio (NH_4^+) e a amônia livre (NH_3), dependendo do pH e da temperatura do meio. Segundo CHERNICHARO (2019), não é registrado as formas nitrito e nitrato em condições anaeróbias, já que esses são reduzidos a nitrogênio gasoso. Por outro lado, o fósforo é transformado em ortofosfato inorgânico (PO_4^{3-}), que é a única forma dos microrganismos incorporarem esse composto em suas células. Assim, tanto o $N-NH_4^+$ quanto o PO_4^{3-} estarão solubilizados durante o processo. Logo, pode-se associar a quantidade disponível desses nutrientes na FORSU com a quantidade demandada por uma bactéria para a formação de suas células (Figura 3.5), sendo o nitrogênio e o fósforo os mais requisitados.

A terceira etapa da digestão anaeróbia é a acetogênese, na qual as bactérias sintróficas acetogênicas realizam a oxidação química dos compostos resultantes da acidogênese, transformando-os em compostos de cadeias mais simples. Então, os ácidos graxos voláteis, como os ácidos propiônico e butírico, são transformados em ácido acético, dissociado a acetato presente no estado líquido do material, e também em hidrogênio e dióxido de carbono, presentes no estado gasoso. Já os compostos alcoólicos são transformados em hidrogênio e dióxido de carbono também durante a acidogênese. É possível que o hidrogênio (H_2) e CO_2 sejam convertidos a acetato, sendo esse processo também conhecido como homoacetogênese, mas não é a via mais direta de se obter esse

composto. Como as etapas de hidrólise, acidogênese e acetogênese estão interligadas, o conjunto desses processos também é conhecido como fermentação.

Assim, na etapa de acetogênese, em condições termodinâmicas adequadas, a pressão parcial de hidrogênio se mantém baixa e isso faz com ele seja rapidamente produzido e consumido pelos microrganismos. Assim, a energia é obtida pela transferência de elétrons entre os compostos orgânicos envolvidos nas reações de oxidação dos íons propanato ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^-$), butirato ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{COO}^-$) e lactato ($\text{CH}_3\text{CHOHCOO}^-$), e da oxidação do etanol ($\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH}$), para a produção de acetato (CH_3COO^-), conforme pode ser observado pelas Equações (3.1), (3.2), (3.3) e (3.4), respectivamente.



A quarta etapa da digestão anaeróbia é a metanogênese, que pode ser considerada a etapa mais importante de todo o processo. Ela é responsável pela geração do metano, que está presente no biogás e por conferir a ele elevado potencial energético em função do seu poder calorífico. Assim, microrganismos metanogênicos, classificados dentro do domínio *Archaea*, podem produzir metano pela via acetotrófica, caracterizada pela descarboxilação do ácido acético, ou pela via hidrogenotrófica, com a redução do dióxido de carbono (aceptor de elétrons) pelo hidrogênio (doador de elétrons). Então, na falta de hidrogênio, a via acetotrófica é ativada de forma que o grupo metil do ácido acético é reduzido a metano e o grupo carboxílico ($\text{C}^*\text{H}_3\text{COOH}$) é oxidado a dióxido de carbono, segundo a Equação (3.5) (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005). Segundo HENZE *et al.* (2017), 70% do metano produzido é a partir dessa via. Com isso, o ácido acético possui um papel de agente redutor e oxidante ao mesmo tempo.



Por outro lado, na presença de hidrogênio, o metano é formado pela redução do dióxido de carbono, ao receber os elétrons doados pelo hidrogênio, como pode ser observado pela

Equação (3.6), que apresenta a via hidrogenotrófica para a produção de metano (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005).



Vale ainda ressaltar que, a partir dos subprodutos da acetogênese, é possível ocorrer uma última etapa chamada de sulfetogênese, na qual os sulfatos gerados anteriormente sofrem uma reação de redução, ou dessulfatação, sendo transformados em H₂S, presente na forma gasosa (VON SPERLING e CHERNICHARO, 2005). Nessa reação, realizada por bactérias redutoras de sulfato (SO₄⁻²), o sulfato é utilizado como agente oxidante e o hidrogênio como doador de elétrons, sendo o acetato utilizado como fonte de carbono, como pode ser observado pela Equação (3.7) (VON SPERLING, 2018).



Assim, é possível observar um balanço entre a produção e consumo de hidrogênio. É devido ao seu rápido consumo pela via hidrogenotrófica para a produção de metano, e pela sulfetogênese para a produção de H₂S, que é possível assegurar a ocorrência das reações (equações 3.2 a 3.5) de produção do acetato, na etapa de acetogênese, já que seu rápido consumo promove a queda da pressão parcial de hidrogênio a 10⁻⁴ atm (HENZE *et al.*, 2017). Então, é o consumo de hidrogênio que consegue regular sua produção e, conseqüentemente todo o bom desempenho do processo de digestão anaeróbia, sendo uma relação essencial para manter seu equilíbrio.

Vale ressaltar que existem condições ambientais específicas para o bom desempenho de cada etapa do processo, como indicado na Tabela 3.2.

Tabela 3.2. Condições ambientais requeridas para as etapas da digestão anaeróbia.

| Parâmetro | Hidrólise, Acidogênese e Acetogênese | Metanogênese |
|---|--------------------------------------|---|
| Temperatura (°C) | 25 - 35 | Mesofílico: 32 – 42 Termofílico: 50 - 58 |
| pH | 5,2 – 6,3 | 6,7 – 7,5 |
| Teor de ST (%) | < 40 | < 30 |
| Potencial redox (mV) | +400 - -300 | < -250 |
| Relação carbono/nitrogênio (C/N) | 10 – 45 | 20 - 30 |
| Razão carbono/ nitrogênio/ fósforo/ enxofre (C:N:P:S) | 500:15:5:3 | 600:15:5:3 |
| Elementos traço | Nenhum requerimento especial | Essenciais: Ni, Co, Mo, Se |

Fonte: FRICKE *et al.* (2016).

Considerando as etapas da digestão anaeróbia da FORSU, ela é responsável por gerar três principais sub-produtos: o líquido resultante da digestão anaeróbia, contendo todos os compostos que não foram totalmente convertidos a CH₄; o material digerido, material sólido já estabilizado bioquimicamente; e o biogás, que é o gás formado por todos os compostos liberados em estado gasoso ao longo do processo. Segundo VON SPERLING e CHERNICHARO (2005), cerca de 70 a 90% da matéria orgânica biodegradável é convertida a biogás, sendo que apenas uma pequena parte de 5 a 15% é convertida à biomassa composta por células microbianas.

As tipologias dos compostos que podem estar presentes nas amostras sólidas e líquidas oriundas de um processo de digestão anaeróbia estão resumidas na Tabela 3.3.

Tabela 3.3. Parâmetros de análise por tipologia dos compostos das amostras sólidas e líquidas da digestão anaeróbia.

| | Biodegradáveis | | Inertes / Recalcitrantes | |
|-------------------------|---|--|---|-----------------------------------|
| | Orgânicos | Inorgânicos | Orgânicos | Inorgânicos |
| Fração sólida da FORSU | SV, C _{org} , N _{org} , P _{org} , macro nutrientes | Micronutrientes, cloretos | Defensivos agrícolas, hormônios | SF, sais minerais, metais pesados |
| Fração líquida da FORSU | SV, demanda bioquímica de oxigênio (DBO), DQO, COD, N _{org} , P _{org} macronutrientes | Micronutrientes, cloretos | Poluentes orgânicos persistentes | SF, sais minerais, metais pesados |
| Lixiviado da digestão | SV, DBO, DQO, COD, N _{org} , P _{org} , macronutrientes, AGV | N-NH ₄ ⁺ , NH ₃ , ortofosfato e polifosfato | Substâncias húmicas, poluentes orgânicos persistentes | SF, sais minerais, metais pesados |

Além do lixiviado, o biogás é produzido pelo processo da digestão anaeróbia, sendo a sua composição formada pelos compostos liberados na forma gasosa ao longo do processo. Os componentes presentes em maior quantidade são CH₄ e o CO₂, como pode ser observado na Tabela 3.4. Assim, quanto maior a concentração de metano no biogás, maior será seu poder calorífico e, conseqüentemente, melhor será seu aproveitamento energético.

Tabela 3.4. Composição do biogás.

| Componente | Concentração (%) |
|------------------|------------------|
| CH ₄ | 40 – 75 |
| CO ₂ | 25 – 40 |
| H | 1,0 – 3,0 |
| N | 0,5 – 2,5 |
| H ₂ S | 0,4 – 0,5 |
| O ₂ | 0,1 – 1,0 |
| NH ₃ | 0,1 – 0,5 |

Fonte: BRASIL (2015).

A partir do entendimento das etapas da digestão anaeróbia, a avaliação do seu desempenho pode ser dar pelo monitoramento de cada etapa, ao identificar nas amostras líquidas e gasosas do substrato orgânico em digestão, os compostos resultantes de cada etapa, de forma a avaliar a evolução do processo.

3.3. Avaliação do Potencial de Produção de Metano

Considerando um determinado substrato orgânico, é possível que se queira avaliar qual a sua capacidade de ser uma fonte para a produção de metano. Essa avaliação pode ser feita por meio de um ensaio conduzido em laboratório que permite avaliar o Potencial de Produção de Metano - PPM (*biochemical methane production - BMP*) desse material. Durante o ensaio, o processo de digestão anaeróbia é realizado em condições ambientais ótimas para o desenvolvimento da comunidade microbiana no interior do reator, de forma que a produção de metano seja a mais eficiente possível. Ao final, é registrada a produção de metano acumulada ao longo de todo o ensaio até o seu encerramento, que deverá ocorrer quando a produção diária de metano durante três dias consecutivos for menor que 1% da produção acumulada (HOLLIGER *et al.*, 2016).

Vale ressaltar que são várias os fatores que podem influenciar a produção de metano a partir de um substrato orgânico, a começar pela escolha do inóculo, que é o lodo anaeróbio que contém a comunidade microbiana que irá se alimentar do substrato. A procedência do lodo pode influenciar bastante o desempenho do ensaio, principalmente se o tipo de substrato testado não for usualmente consumido pela comunidade microbiana. Nesse caso, é possível que os dias iniciais do ensaio sejam marcados por uma fase *lag*, em que a comunidade está se adaptando primeiramente às novas condições. Durante essa fase, a produção diária de metano é praticamente nula.

Além da procedência do inóculo, a sua atividade metanogênica específica (AME) pode influenciar também no desempenho do ensaio PPM. A AME de um determinado inóculo indica a máxima capacidade da comunidade microbiana converter um substrato orgânico em biogás, e mais especificamente em metano. Ela é obtida também por meio de um ensaio conduzido em laboratório, que estabelece condições controladas para que o processo de digestão anaeróbia seja o mais eficiente possível (AQUINO *et al.*, 2007). Além disso, a AME também permite avaliar a existência de efeitos inibitórios que podem influenciar o comportamento da comunidade microbiana e monitorar as mudanças da atividade dessa comunidade após longos períodos de operação de reatores anaeróbios. CHERNICHARO (2019) também aponta para a possibilidade de se determinar a massa mínima de lodo a ser mantida em reatores anaeróbios, quando for necessária sua remoção para regulação da carga orgânica aplicada. Assim, a capacidade do inóculo de consumir o substrato irá

influenciar diretamente o resultado do PPM, sendo primordial a realização do ensaio AME a priori (ANGELIDAKI *et al.*, 2009).

Outros fatores podem influenciar os resultados tanto do ensaio PPM quanto da AME, como as condições de preparo e armazenamento do substrato e do inóculo, o tamanho das partículas do substrato, o suprimento de macro e micronutrientes, a frequência de agitação do reator, o ajuste de pH para início do ensaio e a temperatura do ensaio (ANGELIDAKI *et al.*, 2009, HOLLIGER *et al.*, 2016). A variação desses fatores poderia criar uma condição diferente da ótima, não sendo o resultado ideal que deveria ser reportado por esse ensaio, já que ele está associado ao potencial máximo de produção de CH₄.

Considerando todos esses fatores, é importante que os ensaios sejam conduzidos em triplicata, o que permite a realização de análise estatística dos resultados e garante a reprodutibilidade do ensaio (ANGELIDAKI *et al.*, 2009). Além disso, os ensaios também devem considerar as condições branca e de controle. Na condição branca, somente água destilada é misturada ao inóculo, não havendo nenhuma adição de substrato. E na condição de controle, um substrato de maior facilidade para a conversão a metano deve ser utilizado. No caso do PPM, a celulose, gelatina ou a tributirina podem ser utilizadas (ANGELIDAKI *et al.*, 2009, HOLLIGER *et al.*, 2016). Já para a AME, é possível utilizar como substrato apenas o acetato (ou ácido acético), quando se quer avaliar a atividade dos microrganismos metanogênicos acetoclásticos. Mas quando se quer avaliar a atividade de ambos os grupos de microrganismos metanogênicos, os acetoclásticos e os hidrogenotróficos, pode se utilizar uma mistura dos ácidos orgânicos voláteis (acetato, propionato e butirato).

O resultado de ambos os ensaios será a produção máxima de metano, subtraída da produção de metano na condição branca (apenas do lodo) (HOLLIGER *et al.*, 2016) relacionada com cada unidade de massa biodegradável do substrato adicionado (PPM) ou do lodo incubado (AME). Comumente se utiliza o parâmetro STV como representativo da massa biodegradável do substrato, considerando-se as parcelas suspensa e dissolvida. Já para o lodo, a unidade de biomassa é representada pelos sólidos suspensos voláteis (SSV) ou sólidos voláteis (SV).

3.4. Sistemas de Metanização de Resíduos Orgânicos

Para o tratamento da FORSU por digestão anaeróbia, existem diferentes tecnologias já consolidadas em todo o mundo e elas se diferenciam pelas condições consideradas nas etapas do tratamento, e pela forma como essas etapas se desenvolvem. Assim, as tecnologias podem ser classificadas em relação ao teor de ST, que está relacionada à umidade da FORSU a ser tratada; à temperatura do processo; ao tipo de sistema de operação e à divisão das etapas da digestão anaeróbia (ANDRÉ *et al.*, 2018).

Segundo as características da FORSU, sistemas úmidos são aqueles que nos quais o material orgânico apresenta concentração máxima de 15% de ST, sendo mais usualmente tratado na concentração entre 3 e 7% de ST. Para os sistemas secos, o material é tratado numa concentração acima de 15%, podendo chegar até a 35% de ST. Por fim, em sistemas extrassecos, o teor de ST varia de 25 a 50%, não sendo necessária a adição de água para o tratamento, prática muitas vezes utilizada em sistemas úmidos (BRASIL, 2015). Considera-se então o termo digestão anaeróbia em estado sólido (ANDRÉ *et al.*, 2018) para indicar os sistemas secos e extrassecos, ou seja, com teor de ST acima de 15%. FERREIRA (2019) também traz as nomenclaturas metanização em estado líquido (MEL) para ST menor que 15%; metanização em estado semissólido (MESS) com ST entre 15 e 20%; e metanização em estado sólido por batelada (MESB) para ST maior que 20%.

Já em relação à temperatura, o processo pode ser classificado como psicrófilico, realizado na faixa entre 4 e 15°C; mesófilico, ocorrendo na faixa entre 37° a 42°C; ou termófilico, entre a faixa de 50° a 60°C. É comum a temperatura mesofílica ser atingida naturalmente pelo processo biológico em regiões de clima tropical, porém a faixa termofílica deverá ser garantida por meio de um sistema externo para o fornecimento de calor.

Em relação à operação do sistema no que tange ao fluxo de alimentação, ele pode seguir um regime de fluxo contínuo, semicontínuo ou em batelada (descontínuo). No caso de fluxo contínuo, a entrada do substrato orgânico a ser tratado é feita de forma contínua e sem nenhuma interrupção. Já no fluxo semicontínuo, a entrada é de forma constante e periódica, existindo uma frequência de inserção do substrato orgânico no sistema. Em relação aos sistemas em batelada, a entrada de substrato orgânico acontece em um determinado momento e o processo de tratamento é, portanto, intermitente. Para a inserção de um

material fresco, é necessário que todo o material que já foi digerido seja retirado do interior do reator.

Por fim, em relação ao desenvolvimento das etapas da digestão anaeróbia, os sistemas de tratamento podem ser classificados em estágio único ou de múltiplos estágios. Para os sistemas de estágio único, todas as etapas da digestão anaeróbia ocorrem de forma agregada em um único reator. Já para o sistema de múltiplos estágios, é possível dividir cada etapa da digestão anaeróbia em um reator diferente, de forma que cada etapa possa ser otimizada, ou seja, as condições ambientais mais adequadas para cada uma delas sejam ajustadas de forma que o processo se desenvolva da forma mais eficiente possível.

Os sistemas de tratamento de resíduos orgânicos por digestão anaeróbia vêm sendo empregados em todo mundo, inclusive para tratamento de efluentes e resíduos industriais e agrícolas. A justificativa maior para o desenvolvimento de tecnologias que utilizam esse processo está na produção controlada de biogás e, conseqüentemente seu potencial aproveitamento energético. O emprego desses sistemas não só permite que ele não seja lançado para a atmosfera, promovendo assim a redução das emissões de gases de efeito estufa, como é possível ser produzida uma fonte alternativa e sustentável de energia, frente aos combustíveis fósseis tradicionalmente empregados (ANDRÉ *et al.*, 2018, CHIU e LO, 2016).

Além disso, é um processo que apresenta algumas vantagens em relação aos sistemas aeróbios, como baixos custos operacionais, baixa taxa de geração de lodo e menores emissões de gases de efeito estufa considerando o tratamento do biogás. Inclusive, os sistemas anaeróbios se caracterizam por ser um processo de balanço energético positivo (BRASIL, 2015).

Merece destaque os países europeus, que apresentaram um desenvolvimento acelerado desses sistemas nos últimos 20 anos, sobretudo devido à aprovação da Diretiva Europeia 1999/31/CE, que estabelece restrições na disposição de materiais orgânicos em aterros sanitários. Uma tendência semelhante ocorreu na Índia, pela aprovação da legislação *The Indian Municipal Solid Waste (Management and Handling) Rules 2000*, em que obriga a segregação dos resíduos no gerador e exige que a fração orgânica receba algum tipo de tratamento biológico adequado (GOMES *et al.*, 2012).

Com isso, uma rápida expansão de instalações industriais para o tratamento de resíduos orgânicos na Europa pode ser observada nos últimos anos. Com apenas 3 plantas industriais para a biometanização de resíduos orgânicos em 1990, com uma capacidade instalada de 87.000 t/ano, a Europa passou a ter 171 plantas em 2009, tendo sido estimado para o final de 2010, uma capacidade total instalada de 5.204.000 t/ano (GOMES *et al.*, 2012). Esse número se mantém em crescimento, sendo estimada uma quantidade acima de 14.500 plantas de biogás instaladas na Europa, segundo GRANDO *et al.* (2017). Os líderes são a Alemanha e a Suécia, porém desde 2013 tem havido um crescimento de unidades na Hungria, República Tcheca, Eslováquia e Polônia.

Assim, sistemas de tratamento da FORSU foram empregadas em plantas de Tratamento Mecânico-Biológico (TMB), que recebem os resíduos sólidos municipais de uma forma agregada, sendo realizadas a segregação e triagem dos resíduos passíveis de reciclagem e da FORSU (GOMES *et al.*, 2012). Por outro lado, foi possível observar a adaptação de sistemas de tratamento de efluentes para a introdução da FORSU, o que provocou uma série de condicionantes, principalmente em função das particularidades desses resíduos, como a heterogeneidade, o alto teor de ST in natura e de materiais impróprios para o tratamento biológico, entre outros, o que acarretou o desenvolvimento de tecnologias específicas para esses materiais.

Vale ressaltar que a maior diferença entre os sistemas de tratamento por digestão anaeróbia está no teor de ST empregado. Seguindo a tendência dos sistemas de tratamento de efluentes, a via úmida foi inicialmente a mais empregada para o tratamento da FORSU. Nesse tipo de sistema, a água, ou outro substrato orgânico fluido, é adicionado ao processo de forma que a concentração de sólidos totais desejada seja alcançada. Em função disso, as instalações de tratamento utilizam reatores contínuos de mistura completa (*Continuous Stirred Tank Reactor – CSTR*), com agitadores internos. Dentre as vantagens, estudos científicos apontam a possibilidade de adição de um ou mais substrato orgânico a ser digerido em conjunto com o resíduo orgânico, processo também conhecido como co-digestão, podendo haver o melhor balanço de nutrientes para o processo biológico (CHIU e LO, 2016).

Segundo a publicação do PROBIOGÁS (BRASIL, 2015), nesse tipo de reator é comum haver a formação de uma camada flutuante, também denominada de espuma, composta por plásticos e outros materiais de baixa densidade, que se acumulam na superfície do fluido a ser digerido. O problema é que essa espuma poderá dificultar a difusão do biogás formado e seu escape para o espaço livre acima do material (comumente referido como *headspace*). Existem também registros de danificação dos agitadores mecânicos, devido à presença de materiais impróprios que não serão digeridos pelos microrganismos, além da sedimentação de materiais inertes mais densos, se acumulando no fundo do reator. Por fim, existe outros entraves em relação à adição da FORSU em co-digestão com outro efluente em processos úmidos, que é a possibilidade do acúmulo de compostos tóxicos ao tratamento biológico, como é o caso da amônia, funcionando como um inibidor do processo caso esteja em altas concentrações. Vale ressaltar que, para prevenir ou remediar esses problemas, as instalações acabam por ter um alto consumo energético nos processos de tratamento preliminar, antes da entrada do material no reator, ou ainda em sistemas de pós-tratamento, de forma que o material esteja apto para o descarte em corpos hídricos.

Tendo em vista esses entraves, sistemas MESS, começaram a se desenvolver em todo mundo. Nesse tipo de processo, não há a introdução de água para diluir o resíduo orgânico a ser digerido, e é comum o uso de uma unidade para condicionamento do resíduo, de forma que ele receba um material rico em microrganismos responsáveis pela digestão anaeróbia, também conhecido como inóculo, ou lodo digerido. Assim, o material é homogeneizado e fluidificado antes de sua introdução no reator, que pode ser do tipo mistura completa ou de fluxo tipo pistão (REN *et al.*, 2018). FERREIRA (2019) cita ainda o papel fundamental da etapa de pré-tratamento nesses sistemas, de forma que seja removido inicialmente todo o material inerte da massa de FORSU antes dela entrar no reator. As vantagens que podem ser observadas, frente aos processos úmidos, são a possibilidade de aplicação de maior carga orgânica, necessidade de menor volume do reator e menor geração de efluente na saída do processo. Porém, esse tipo de sistema enfrenta também algumas dificuldades semelhantes ao processo úmido, como a sedimentação de materiais inertes no fundo do reator e dificuldade de homogeneização do material (ANDRÉ *et al.*, 2018), além de necessitar de uma unidade de pós-tratamento para o excesso de lodo gerado, o que acaba onerando o sistema (FERREIRA, 2019).

Com isso veio o advento das tecnologias MESB. Nelas, é possível se empregar uma maior carga orgânica e não existe a etapa de homogeneização do material previamente à sua entrada no reator. Os reatores desenvolvidos para esse tipo de digestão apresentam uma operação descontínua (em batelada), em que o material é introduzido de uma única vez e não existe introdução de um novo material enquanto esse está passando pelo processo de digestão. Para que o novo material possa ser introduzido, o material já digerido deverá ser todo removido do interior do reator. Existem vários tipos de reatores, com diferentes configurações e especificidades.

Merecem destaque aqui as tecnologias de sistemas de tratamento em estado sólido que são referenciados no mundo como os mais robustos, estáveis, de menor consumo energético e de menor geração de efluentes líquidos, segundo BRASIL (2015), que são elas: Dranco (*Organic Waste Systems*, Bélgica), Kompogas (*Axpo*, da Suíça), Valorga (*Steinmuller Valorga Sarl*, França), Laran (*Linde BRV Biowaste Technologies*, Áustria), Kompofern Plus (*Eggersmann Anlagenbau GmbH & Co. KG*, Alemanha), Bekon Dry Cicle Fermenter (*Bekon Energy Technologies GmbH & Co. KG*, Alemanha) e BIOferm System (*Viessmann Werke GmbH & Co. KG*, Alemanha).

A tecnologia Dranco envolve um processo de digestão anaeróbia seca, termofílica, sendo concebido com um reator de único estágio e com injeção contínua de material. A sua introdução, pela parte superior do reator, se dá por meio de bombas semelhantes à utilizada em bombeamento de concreto, injetando vapor de forma que a temperatura se eleve a 50°C. Com isso, o reator, que possui um formato parecido com o silo de armazenamento de carga, possui um fluxo descendente e o material em digestão é recirculado, de forma a promover sua agitação. Além disso, o sistema prevê a mistura do material em digestão com o material fresco, a ser digerido, de forma que a entrada se mantenha sempre contínua. Por fim, prensas são utilizadas para desaguar o material, separando a fração sólida da líquida. A fração sólida deve ser estabilizada posteriormente via digestão aeróbia, por aproximadamente duas semanas, e a fração líquida recebe um tratamento de forma a reduzir as concentrações de amônia e estabilizar também a matéria orgânica (GOMES, 2010).

A tecnologia Kompogas também utiliza o processo de digestão anaeróbia via seca, na faixa termofílica, consistindo em um reator de estágio único, com alimentação semicontínua e

fluxo do tipo pistão. O reator possui formato retangular e horizontal, com fundo cilíndrico, e recebe o substrato orgânico por alimentação lateral, pela parte frontal do reator. O sistema trabalha com um tanque intermediário, que é responsável por homogeneizar o resíduo fresco, triturá-lo e aquecê-lo, sendo ajustado também o teor de ST. O material é direcionado para o reator por meio de uma bomba de pistão. Por fim, o material digerido é retirado via prensas ou centrífugas, separando as frações sólidas e líquidas da mesma forma que a tecnologia Dranco (GOMES, 2010).

De forma similar à tecnologia Dranco, o processo Valorga realiza a digestão anaeróbia seca, mesofílica, em um reator de único estágio e com injeção semicontínua de material. O reator possui também um formato cilíndrico, porém o resíduo orgânico é introduzido pela base do reator por meio de um fluxo do tipo pistão, sendo misturado e homogeneizado pela injeção de biogás comprimido, na base do reator. O material digerido é retirado por outra tubulação localizada no mesmo ponto da tubulação de entrada, sendo necessária a secagem do material por prensas ou centrífugas e pós-tratamento das frações sólida e líquida (GOMES, 2010).

O sistema Laran utiliza um reator retangular horizontal de único estágio e com injeção contínua no qual ocorre a digestão anaeróbia seca, podendo ser na faixa mesofílica ou termofílica. O resíduo orgânico é previamente compactado e homogeneizado em uma unidade de pré-tratamento, sendo inserido no reator por um sistema a vácuo, onde será digerido seguindo um fluxo pistonado e com auxílio de pás mecânicas que farão sua agitação. O material digerido é extraído também por bombas, sendo necessário um pós-tratamento por compostagem, e o efluente líquido poderá ser recirculado no sistema (GOMES, 2010).

Por fim, as três últimas tecnologias robustas e reconhecidas mundialmente (*Kompostern Plus*, *Bekon Dry Cycle Fermenter* e *BIOferm System*) são em reatores de metanização, também chamados tipo garagem (*garage-type*). Fazem uso de reatores com formato de garagens ou contêineres nos quais ocorre a digestão anaeróbia extrasseca, na faixa mesofílica, em um único estágio e com injeção da alimentação por bateladas sequenciais. Assim, o substrato orgânico é introduzido no reator por meio de pá carregadeira, sendo o sistema vedado para impedir qualquer entrada de ar. O lixiviado é recolhido por canaletas no interior do reator, sendo direcionado para um reator auxiliar, o tanque de percolação.

Esse é responsável, concomitantemente, por digerir o lixiviado e produzir o inóculo, que será aspergido sobre o material no interior das garagens. Com isso, o biogás é gerado por duas vias diferentes nesse tipo de sistema: no reator de metanização e no tanque de percolação.

Segundo relatório do PROBIOGÁS (BRASIL, 2015), por não possuir nenhum sistema de agitação interna, o grande diferencial dessa tecnologia é a possibilidade de uso de um material com alto teor de impróprios, como plásticos, vidros, madeira e pedras. Como o sistema funciona em batelada, a limpeza dos reatores também é facilitada, não havendo acúmulo desses materiais no seu interior.

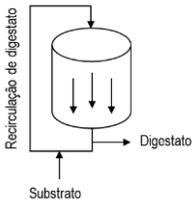
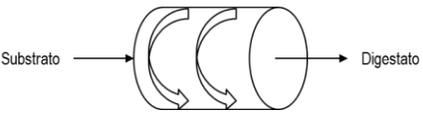
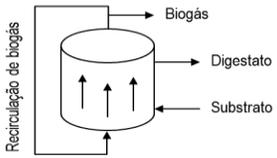
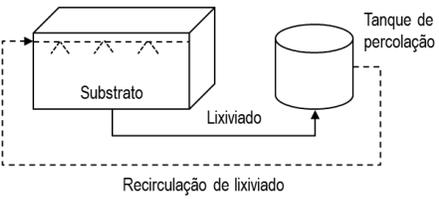
As três tecnologias de reatores tipo garagem, citadas, podem ser diferenciadas da seguinte forma (GOMES, 2010):

- Kompofern Plus: sistema com grade lateral e canaletas ao longo de todo o perímetro do reator, para a drenagem do lixiviado; garagens com porta inteiriça e abertura lateral; introdução de ar pela base do reator ao final do processo de digestão anaeróbia, a fim de promover uma secagem prévia do material antes de sua remoção.
- Bekon Dry Cicle Fermenter: sistema de canaletas frontais, transversal ao reator de metanização, para coleta do lixiviado; túneis com porta inteiriça e abertura para cima; introdução de ar pelas laterais e aquecimento do piso dos reatores.
- BIOferm System: sistema de canaletas frontal e transversal ao reator, para coleta do lixiviado; reator com porta bipartida e abertura lateral; introdução de ar pelas laterais; utiliza gasômetro para acúmulo do biogás.

Vale ressaltar que existem outras tecnologias de reatores tipo garagem que foram relacionadas por ANDRÉ *et al.* (2018) e FERREIRA (2019), em um levantamento do estado da arte de sistemas de digestão anaeróbia em estado sólido: *Naskeo-Methajade* (França), *Bal Hybrid* (França), *EARL Bois Guilbert* (França), *Omnisolis* (França), *Isman and Ducellier* (França), *Loock TNS* (Alemanha), *Aikan Technology* (Dinamarca), *Biocel* (Holanda), *Mobigas Technology* (Áustria), *Muckbuster e Flexibuster* (Reino Unido), *Portagester* (Reino Unido), *Ambiogas* (Itália), *Smartferm* (EUA) e *SEBAC* (EUA).

A Tabela 3.5 sumariza as características das diferentes tecnologias de digestão anaeróbia em estado sólido da FORSU, em função da capacidade média de uma planta de tratamento, do teor de ST empregado no sistema, do tempo de retenção do material a ser digerido no interior do reator e da produção de biogás.

Tabela 3.5. Características das tecnologias de digestão anaeróbia em estado sólido.

| Tecnologia | Características do reator | Capacidade média (t.ano ⁻¹) | Teor de sólidos totais (% ST) | Tempo de retenção (dia) | Produção de biogás (m ³ .t ⁻¹) |
|---|---|---|----------------------------------|-------------------------|---|
| Dranco |  | 53.522 | 15 a 40 | 20 a 30 | 80 a 120 |
| Kompogas e Laran |  | 27.885 (Kompogas) 49.132 (Laran) | 28 (Kompogas) 15 a 45 (Laran) | 29 | 100 a 150 |
| Valorga |  | 127.652 | 20 a 30 | 18 a 30 | 82 a 106 |
| Reatores de metanização por bateladas sequenciais |  | 36.500 | 35 a 50 | 28 a 35 | 80 |

Fonte: Adaptado de ANDRÉ *et al.* (2018), BRASIL (2015) e GOMES *et al.* (2012).

Na Tabela 3.5 é possível observar que a tecnologia Valorga foi concebida para receber uma quantidade de resíduos se comparado com as outras tecnologias, sendo a que permite também a possibilidade de aplicação de menor tempo de retenção do substrato orgânico no processo de tratamento. Porém ela apresenta uma produção média de biogás, ficando a cargo das tecnologias Kompogas e Dranco as maiores produções de biogás. Embora

produzam uma quantidade menor de biogás, os reatores tipo garagem se encontram numa faixa intermediária considerando a capacidade de uma instalação e tempo de retenção, mas suporta um teor de ST maior para o tratamento, com um maior teor de impróprios, sendo vista como uma tecnologia com potencial de aplicação para a realidade brasileira (BRASIL, 2015).

Vale ainda comentar que em escala industrial, os sistemas de digestão anaeróbia em estado sólido ainda enfrentam grandes desafios, como a redução da fase inicial da digestão (*lag-phase*), que pode ser garantido pela otimização da estratégia de inoculação dos reatores tipo garagem, além do maior conhecimento das propriedades mecânicas do substrato orgânico, para que se tenha uma maior eficiência na transferência de biomassa do inóculo para o substrato, como foi destacado por FRANCA e BASSIN (2020).

3.5. Aproveitamento dos Produtos da Digestão

3.5.1. Material digerido e lixiviado

A digestão anaeróbia produz o lixiviado e o material digerido, que podem ser avaliados como potenciais produtos, de aplicações diversas, ao invés de serem enviados para sua destinação final. No primeiro entendimento, a digestão pode ser vista como um processo que viabiliza a economia circular dos resíduos orgânicos, sendo um elo entre a cadeia de gerenciamento de resíduos sólidos e as diferentes cadeias produtivas que envolvem o manejo do solo, como a agricultura. Já no segundo viés, a digestão é vista apenas como um processo de tratamento, em que se permite reduzir a carga orgânica presente nos resíduos orgânicos e seu lixiviado. Assim, esse processo seria responsável por reduzir a concentração dos compostos que conferem essa carga de poluição, antes deles serem descartados.

No caso do lixiviado, ele deverá se enquadrar às especificações de lançamentos de efluentes em corpos hídricos. No Brasil, a Resolução CONAMA nº 430 de 2011 (BRASIL, 2011) exige uma qualidade mínima que um determinado efluente deve apresentar para ser descartado, de forma a garantir o menor impacto possível para esses ecossistemas. Segundo essa Resolução, em seu Capítulo II, o pH deve estar entre 5,0 e 9,0, a temperatura deve ser inferior à 40°C, a concentração máxima de nitrogênio amoniacal total deverá ser de 20 mg.L⁻¹ e o tratamento deve garantir uma remoção de 60% de DBO.

Já no caso de materiais sólidos, como o material digerido, não existe nenhuma resolução ou lei brasileira que indique os valores limites dos parâmetros que o compõem, para que sejam descartados. O único direcionamento é dado pela PNRS (BRASIL, 2010), que indica que a destinação ambientalmente adequada é o aterro sanitário. Dessa forma, caso o material digerido fosse descartado, ele deveria ser direcionado para esses locais, sendo enquadrado como uma das tipologias de resíduos definidas pela ABNT NBR 10.004 de 2004.

Por outro lado, considerando o entendimento de que esses materiais podem ser insumos de um novo processo, a sua composição irá indicar o tipo de aproveitamento que eles podem receber. Uma das possibilidades de destinação do composto, depois que passar por um pós-tratamento para a sua estabilização final, é o da aplicação no solo para fins agrícolas, de forma a enriquecê-lo com nutrientes e estimular a atividade microbiana, sendo também um material com potencial de recuperação de solos degradados.

Nesse sentido, a Instrução Normativa MAPA nº 61 de 2020 (MAPA, 2020) é a legislação brasileira que estabelece as definições, exigências, especificações, garantias, tolerâncias, registro, embalagem e rotulagem dos fertilizantes orgânicos e dos biofertilizantes, destinados à agricultura. Essa norma define o biofertilizante como sendo o “*produto que contém princípio ativo ou agente orgânico, isento de substâncias agrotóxicas, capaz de atuar, direta ou indiretamente, sobre o todo ou parte das plantas cultivadas, elevando a sua produtividade, sem ter em conta o seu valor hormonal ou estimulante*” (Capítulo I, Art. 2º). Esse biofertilizante pode receber a classificação A ou B de acordo com a matéria-prima que é utilizada para a sua produção. Para o biofertilizante produzido a partir de resíduos orgânicos gerado em zonas urbanas, ele pode receber a Classe A em caso de o manejo de resíduos considerar a segregação pela fonte geradora em, no mínimo, três frações (recicláveis, orgânicos e rejeitos), de forma a evitar qualquer tipo de contaminação sanitária. Em caso contrário, esse tipo de material seria enquadrado como Classe B.

Essa norma indica, como características para o biofertilizante sólido, um teor de umidade de, no máximo, 50%, o nitrogênio total de no mínimo de 0,5%, o carbono orgânico de no mínimo 15% e a relação C/N (carbono/nitrogênio) de 20, no máximo. Já para o caso do biofertilizante ser um material fluido, a concentração mínima de carbono orgânico deve ser

de 3%, o nitrogênio deve ter um teor mínimo de 1% e o fósforo (P_2O_5) o mínimo também de 1% (MAPA, 2020).

Assim, tanto o material digerido quanto o lixiviado podem ser utilizados como biofertilizante sólido e líquido, respectivamente. Porém, é importante ressaltar que é possível que esses materiais, quando produzidos, não se apresentem com as características adequadas para serem enquadrados como biofertilizante. Nessa situação, seria necessário que eles passassem por um processo de purificação, como sendo um pós-tratamento à digestão anaeróbia.

As possibilidades de pós-tratamento para o lixiviado são várias, podendo se basear em processos físicos, químicos e biológicos utilizados em tratamentos terciários, para a remoção de nutrientes (ALMEIDA e CAMPOS, 2020, BASSIN, 2012, COSTA *et al.*, 2019). Já para o material digerido, os processos mais indicados na literatura científica para esse fim é a compostagem (CHANG *et al.*, 2021, EZEMAGU *et al.*, 2021, LE PERA *et al.*, 2022, LI *et al.*, 2022, MANU *et al.*, 2021, SONG *et al.*, 2021, WANG *et al.*, 2022, WANG *et al.*, 2023) e a carbonização (AL-NAQEB *et al.*, 2022, SCRINZI *et al.*, 2022).

A compostagem é a oxidação da matéria orgânica a partir de processos metabólicos realizados por organismos vivos, ocorrendo em condições aeróbias. Além desse processo ser considerado um tratamento de resíduos orgânicos, ele também pode ser utilizado como pós-tratamento do material digerido, ou digestato. Já a carbonização é a conversão termoquímica do material sob condições de temperatura, pressão e oxigenação controladas, podendo ser empregada a pirólise e a carbonização hidrotérmica.

GURMESSA *et al.* (2021-b) discorre sobre essa necessidade de pós-tratamento do material digerido devido à possibilidade desse material conter elementos contaminantes que podem causar um impacto ambiental caso fossem empregados diretamente no solo, como a emissão de amônia, a liberação de odor e a liberação de ácidos graxos voláteis, além da possibilidade de conter patógenos e genes resistentes a antibióticos que podem afetar o crescimento vegetal. Além disso, os processos de pós-tratamento objetivam também enriquecer o material digerido, para que ele tenha uma maior concentração de nutrientes e elementos traços que são essenciais para o solo, melhorando a qualidade do produto biofertilizante (GURMESSA *et al.*, 2021-a). Existe outra ressalva de que a aplicação de

composto pode liberar microplásticos que podem ficar acumulados no solo ao longo do tempo, como foi descrito por ZHANG *et al.* (2023). Por isso, no pós-tratamento também poderiam ser incorporadas técnicas para a remoção dessas substâncias.

É importante ressaltar, sobretudo, algumas particularidades no caso da compostagem. Diferentemente dos resíduos orgânicos, o digestato já é um material mais estabilizado e que pode apresentar algumas carências nutricionais para o metabolismo dos organismos responsáveis pela digestão, além de apresentar características geotécnicas que podem dificultar a entrada e movimentação de ar no interior das leiras, como o alto teor de umidade e a baixa porosidade (CHANG *et al.*, 2021, GURMESSA, *et al.*, 2021-b). Por isso, existem alguns autores que sugerem a co-compostagem, ou seja, a mistura do digestato com outro tipo de material, de forma que o processo seja mais eficiente (AL-NAQEB *et al.*, 2022, EZEMAGU *et al.*, 2021, GURMESSA *et al.*, 2021-b, WANG *et al.*, 2022).

Aumentar a eficiência da compostagem subentende-se o aumento da atividade microbiana durante o processo, a redução de emissões, sobretudo de NH_3 e a melhoria da qualidade do produto final, que será comercializado como biofertilizante. Os materiais que podem ser misturados ao digestato são: materiais carbônicos como o *biochar* (digestato pirolisado) e o *hidrochar* (digestato submetido a carbonização hidrotérmica), serragem, materiais a base de cálcio e alguns tipos de mídias fabricadas. Especificamente para o caso dos materiais compostos por cálcio, existe a promoção da reação com o H_2S contido no gás, o que faz com que as emissões de compostos sulfúricos voláteis se reduzem devido à formação de CaS (WANG *et al.*, 2022).

Por outro lado, o processo de compostagem pode ser responsável por produzir outros produtos além do composto, como a energia térmica, já que no processo de digestão, a oxidação de moléculas orgânicas é responsável pela liberação de calor (processo exotérmico). MALESANI *et al.* (2021) e FAN *et al.* (2021) dissertam sobre essa possibilidade a partir de um sistema de recuperação de calor utilizando tubos flexíveis de polipropileno contendo água, que são dispostos no interior das leiras. Por esse sistema, o calor liberado pelo processo é transferido para a água no interior dos tubos, de forma que ela seja posteriormente armazenada e utilizada em sistemas de aquecimento de residências ou então para o próprio aquecimento de água de uso doméstico.

Por fim, vale comentar sobre a possibilidade de outras aplicações para o composto produzido pela compostagem, além do seu emprego como biofertilizante e condicionador de solos. Uma delas é a aplicação desse material como base ou cobertura de atividades realizadas no ramo da construção civil, como é o caso do uso de composto na camada superficial de aterros sanitários (VAVERKOVÁ *et al.*, 2020).

Dada as discussões, a Figura 3.2 ilustra um resumo das possibilidades de uso dos produtos lixiviado e material digerido.

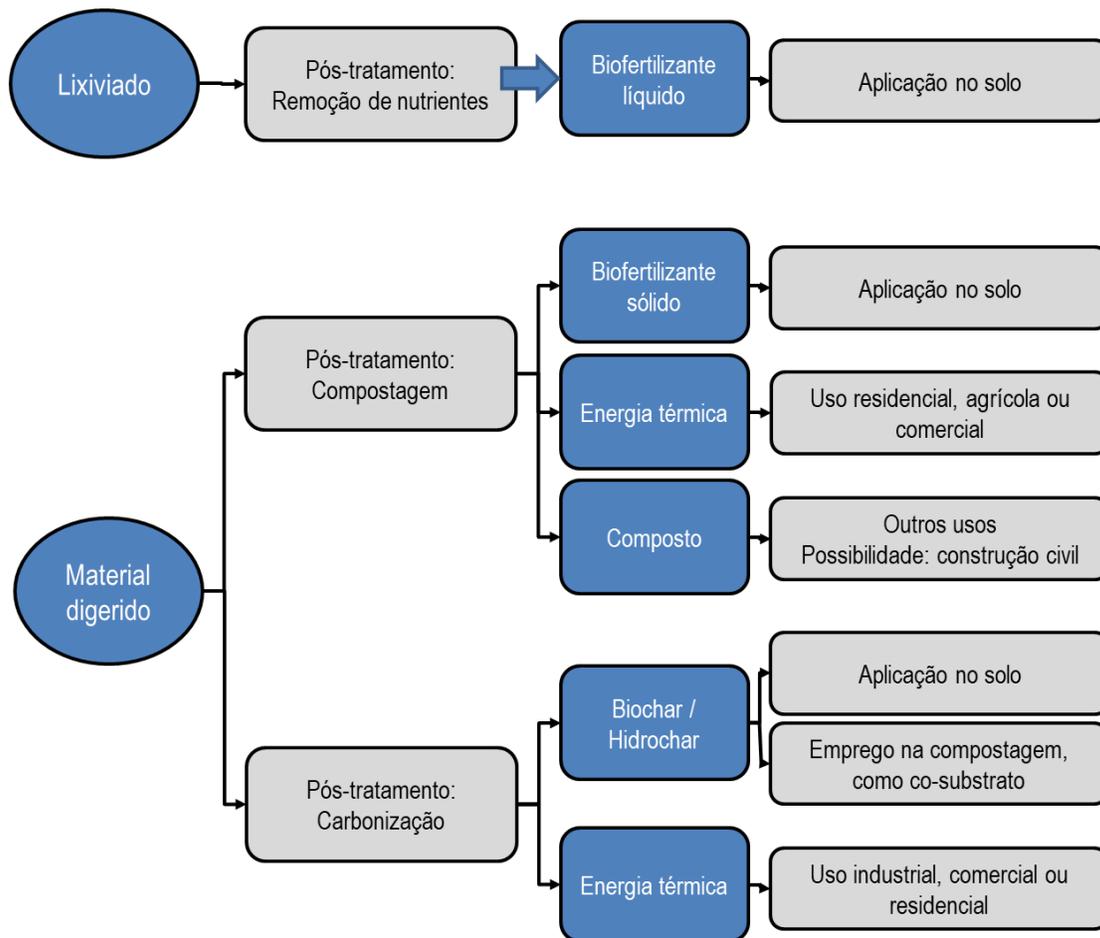


Figura 3.2. Cadeia produtiva do lixiviado e material digerido.

3.5.2. Biogás

Devido à composição do biogás apresentar o metano como o seu principal componente, sua utilização como fonte de energia é a que é atualmente empregada hoje em todo o mundo. Nela, o poder calorífico presente nesse produto é recuperado para produzir energia,

nas suas mais diversas formas. Com isso, o biogás pode ser comercializado como fonte de energia diretamente ou então é possível gerar a energia e, a partir daí, comercializá-la como produto. Dependendo da forma de comercialização, seus processos de purificação e refino serão diferentes. Por isso, deve-se definir, primeiramente, qual o destino de uso, para então se avaliar quais as especificações técnicas necessárias que o biogás deve apresentar. Por conseguinte, a partir dessas especificações, o processo de purificação poderá ser estruturado.

No caso de o biogás ser comercializado como fonte de energia, se considera que ele é um produto combustível, se enquadrando na categoria de combustível não fóssil e renovável, já que sua origem não é a partir do petróleo e sim do resíduo orgânico, que é gerado pela sociedade continuamente. Assim sendo, para sua comercialização como combustível, ele deverá ser purificado e armazenado para posterior transporte. Como o biogás se aproxima bastante da composição do gás natural oriundo do petróleo, muitas especificações adotadas hoje se baseiam naquelas que foram definidas para o gás natural.

Segundo a Lei nº 14.134 de 2021 (BRASIL, 2021), o gás natural é *“todo hidrocarboneto que permanece em estado gasoso nas condições atmosféricas normais, extraído diretamente a partir de reservatórios petrolíferos ou gaseíferos, cuja composição poderá conter gases úmidos, secos e residuais”* (Capítulo I, Art. 3º, Inciso XXI). Essa lei dispõe sobre as atividades relativas ao transporte de gás natural e sobre as atividades de escoamento, tratamento, processamento, estocagem subterrânea, acondicionamento, liquefação, regaseificação e comercialização de gás natural. Nela, também é definido o conceito de Gás Natural Comprimido (GNC), como sendo aquele que é *“armazenado e transportado em ampolas ou cilindros à temperatura ambiente e a uma pressão que o mantenha em estado gasoso”*; e o Gás Natural Liquefeito (GNL), que é quando o *“gás natural é submetido ao processo de liquefação para acondicionamento e transporte”* (Capítulo I, Art. 3º, Incisos XXII e XXIII). Ou seja, essas denominações estão associadas ao estado em que se encontra o gás natural para realizar as atividades de armazenamento e transporte, sendo que o GNC se refere ao estado gasoso e o GNL ao estado liquefeito. Nesse sentido, é importante ressaltar que no caso da forma liquefeita, o gás se encontra no estado líquido no interior de um recipiente, mas quando ele é liberado para uso ele rapidamente passa para o estado gasoso (PETROBRÁS, 2022). No Brasil, todo o exercício da atividade de produção de derivados de petróleo e gás natural, além do seu armazenamento,

comercialização e prestação de serviço, é normatizado pela Resolução ANP nº 852 de 2021 (ANP, 2021).

Para o GNL, o principal produto obtido a partir dele é o Gás Liquefeito de Petróleo (GLP). Segundo a Resolução ANP nº 825 de 2020 (ANP, 2020), o GLP é uma mistura de vários hidrocarbonetos, podendo conter em maior proporção o propano e o butano, sendo comercializado em botijões, de capacidade variando entre 2 e 90 kg (PETROBRÁS, 2022). A demanda por esse produto é proveniente de diferentes setores, como o comercial, o siderúrgico, o industrial e o agropecuário. Mas, o mais popularmente conhecido é o seu uso residencial, como gás de cozinha. Nesse caso, a composição do GLP se apresenta, especificamente, como uma mistura propano/butano, sendo que outros componentes devem ser removidos em processo de evaporação e desodorização. Um destaque importante é para a concentração de enxofre total, que deverá apresentar um máximo de 140 mg.kg^{-1} , segundo a Resolução ANP nº 825 de 2020 (ANP, 2020).

Já o GNC, ele é comercializado em cilindros específicos, diferentes dos botijões, sendo demandado bastante pelo setor industrial, como a climatização e refrigeração, e o comercial. Um dos produtos mais conhecidos a partir dele é o Gás Natural Veicular (GNV), que é o gás empregado como combustível automotivo, em motores a combustão que foram convertidos. Nesse caso, em seu sistema de comercialização, existem dispositivos que garantem o escoamento do gás para o consumidor com uma pressão e vazão adequadas, como é o caso do sistema de recompressão de GNV e o painel de redução de pressão (WHITE MARTINS, 2023). A composição do GNV apresenta um grande destaque para o teor de CH_4 , sendo o seu principal componente, além das concentrações menores de etano e propano (TECPAR, 2022). No Brasil, existem duas resoluções que mencionam o GNV, sendo a Resolução ANP nº 16 de 2008 (ANP, 2008), que traz as especificações do gás natural nacional ou importado, e a Resolução ANP nº 41 de 2007 (ANP, 2007), que estabelece os requisitos necessários para a revenda varejista de combustíveis automotivos.

Dada as características do mercado do gás natural, é possível avaliar como o produto biogás poderá se enquadrar. Ao se desejar comercializar o biogás como combustível, ele é tido como biometano, sendo comparável ao GLP e ao GNV. A Resolução ANP nº 906 de 2022 (ANP, 2022), dispõe sobre suas especificações e sobre as instalações comerciais e residenciais. Nela, destaca-se que a sua composição deve apresentar concentrações

limitadas de componentes como H_2S , CO_2 e água, que podem ser potencialmente corrosivos aos equipamentos que forem operar com esse combustível. No caso do H_2S , sua máxima concentração deve ser de 10 mg.m^{-3} e o enxofre total de 70 mg.m^{-3} . Já o CO_2 deve estar em uma concentração máxima de 3% mol, de forma que o CH_4 atinja uma concentração de 90% mol.

Com relação à sua comercialização, o biometano, em seu estado comprimido ou liquefeito, pode ser movimentado por duto dedicado, podendo ser inserido nas malhas existentes para o gás natural, ou então ser acondicionado em cilindros para transporte em caminhões. A Resolução ANP nº 906 de 2022 (ANP, 2022) aponta também para a possibilidade de comercialização da mistura de biogás com gás natural, GLP ou propano. Essa seria uma estratégia interessante para o caso de o biogás produzido não atender às especificações necessárias, sendo também uma possibilidade de o mercado absorver gradativamente esse combustível renovável, da mesma forma que ocorre para o álcool (Programa Pró-álcool) e o biodiesel (Programa Nacional de Produção e Uso do Biodiesel - PNPB).

Por outro lado, o biogás também pode ser direcionado para motores e reatores que promovam a conversão da energia química contida em sua composição, dado o seu poder calorífico, em um novo estado de energia. Essa energia pode ser mecânica, se houver movimentação de peças de motores e turbinas, por exemplo, e térmica, quando existe a liberação de calor. Por sua vez, a movimentação de peças poderá transformar essa energia mecânica em elétrica, ao produzir uma corrente. Logo, nessa rota tecnológica, o biogás estaria sendo utilizado para a produção de energia elétrica.

Nesse sentido, é possível dividir os diferentes empregos do biogás de acordo com a necessidade de geração de energia, podendo ser distribuída ou centralizada. No caso da distribuída, a energia produzida pode ser utilizada no próprio local, podendo atender as demandas energéticas específicas de uma dada residência ou estabelecimento. Já para a energia comercializada de forma centralizada, existe a ideia de que a energia produzida passa a ser distribuída em linhas de transmissão, para que uma cidade ou toda uma região possa ser atendida. Para cada caso, existem motores e reatores específicos que irão promover essa transformação de energia.

Sob a perspectiva da geração distribuída, a conversão de energia é dada por geradores estacionários, que possuem um motor a combustão interna responsável por promover a queima do combustível e produzir energia elétrica. Geralmente esses motores movidos a diesel, sendo muito utilizados como uma fonte de segurança para o fornecimento de energia elétrica em estabelecimentos e residências, em casos de possibilidade de queda na transmissão de energia pela rede. Desta forma, existe a possibilidade de emprego do biogás como combustíveis desses geradores, sendo necessário converter esses motores para a inserção do biogás. Nesse processo existe também a liberação de energia térmica na forma de calor, que poderia ser direcionado para algum dispositivo que necessite calor, como por exemplo para sistemas de aquecimento de água.

Já sob o ponto de vista da geração de energia centralizada, existem grandes usinas de produção de energia elétrica, sendo as termelétricas as unidades específicas que operam com o gás natural como combustível. Nelas, existe a queima de combustível em reatores com a posterior movimentação de turbinas que serão responsáveis pela produção de energia elétrica. No caso de o biogás ser empregado como combustível destas unidades, será necessário se fazer uma conversão dos reatores para um novo processo de queima, análogo aos geradores estacionários. Também, nesse caso, existe a liberação de calor, que também poderá ser aproveitado para algum processo industrial.

Assim, para que o biogás possa ser empregado tanto em geradores estacionários quanto em termelétricas, é necessária não só a conversão desses motores para realizar a combustão do biogás no ponto adequado dessa substância, mas também é necessária a purificação do próprio biogás. Nesse processo, devem ser removidos componentes prejudiciais ao motor, com o H_2S , que pode causar corrosão das peças, e o vapor d'água, que também pode causar danos aos motores e turbinas. Por outro lado, é possível aumentar o teor de CH_4 por meio da redução da concentração de CO_2 , que é o segundo componente de maior concentração, de forma que o biogás tenha um maior poder calorífico. Mas vale ressaltar que as concentrações necessárias desses compostos serão determinadas pelos fabricantes de cada tipo de motor e turbina.

Dada todas as explicações acerca da comercialização do biogás, a Figura 3.3 é apresentada, com a ilustração das possibilidades dessa cadeia produtiva.

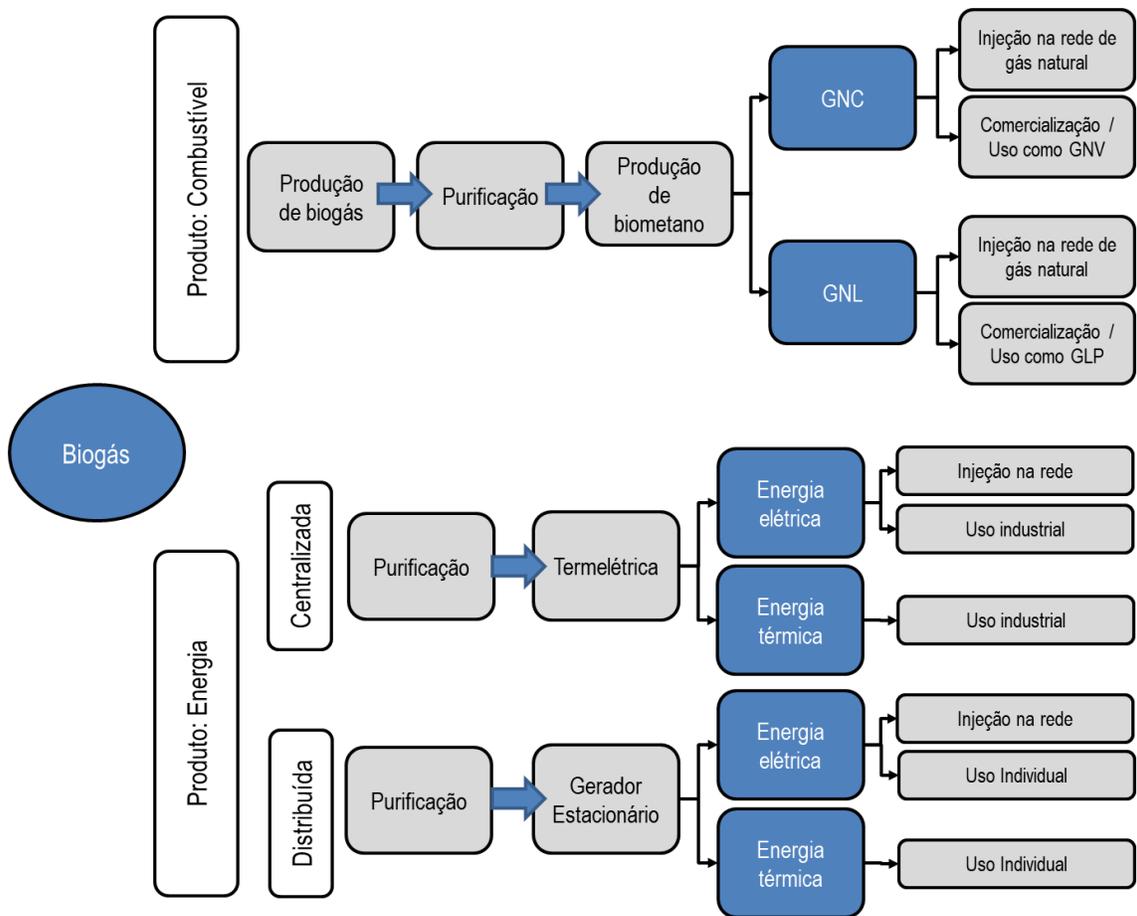


Figura 3.3. Cadeia produtiva do biogás.

CAPÍTULO 4 – OBJETO DE ESTUDO

4.1. Componentes do Sistema DAES

O objeto de estudo desse trabalho de pesquisa é o sistema DAES, que foi fruto de projeto desenvolvido pela empresa Methanum Energia e Resíduos em parceria com a Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG). O projeto recebeu financiamento do Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES) para que fosse concebido em parceria com a Companhia Municipal de Limpeza Urbana (COMLURB), sendo implementado na área do EcoParque do Caju, localizada no bairro do Caju, no município do Rio de Janeiro.

A unidade foi inaugurada em dezembro de 2018, tendo o início da etapa de comissionamento da sua operação. Esse processo se deu até meados de 2021, momento em que recebeu a licença de operação concedida pelo órgão ambiental competente. Ressalta-se que, desde a sua inauguração, a operação do sistema é de responsabilidade da COMLURB, sendo gerenciada especificamente pelo EcoParque do Caju.

Os detalhes da sua instalação e seus componentes estão apresentados na Figura 4.1.



Figura 4.1. Componentes do sistema DAES.

Fonte: METHANUM (2019).

O processo de tratamento se inicia no pátio de recepção da FORSU-GG, sendo um local coberto e impermeabilizado, para o recebimento e movimentação dos resíduos recebidos. Nesse local, os caminhões de coleta descarregam todos os resíduos sobre a superfície do pátio, sendo homogeneizados e agregados por meio de uma pá carregadeira. Esse local também é utilizado para o preparo do substrato, a partir da mistura da FORSU-GG com outros resíduos orgânicos que podem ser usados no processo de digestão anaeróbia, como é o caso de resíduos de poda de árvores. Ressalta-se que a poda é proveniente de uma unidade de beneficiamento também localizada no EcoParque do Caju, contando com um triturador mecânico e uma peneira rotativa de malha de 10 mm, dimensionado para a capacidade de produção de poda de $8,0 \text{ t.h}^{-1}$ (FERREIRA, 2019). A partir daí, o substrato é direcionado para o interior dos reatores MESB.

São nos reatores MESB que ocorre o processo de digestão anaeróbia da FORSU-GG e do substrato orgânico de maneira geral. Eles são do tipo garagem, com 4 metros de largura, 15 metros de comprimento e 5,3 metros de altura, possuindo um sistema de canaletas para o recolhimento do líquido gerado ao longo do processo de digestão e uma tubulação superior para a saída do biogás produzido. Além disso, esses reatores contam com um sistema de aspersão do inóculo, fixado em sua laje superior, que é formado por uma tubulação de polipropileno contendo várias saídas por onde são conectados os aspersores. Esses aspersores possuem formato de uma mola convexa, sendo feitos de aço, de maneira que o inóculo seja lançado circularmente à medida em que ele passa pelo aspersor. Essa é uma estratégia que faz com que o inóculo atinja uma maior área do substrato que está disposto logo abaixo do aspersor.

Os reatores MESB foram dimensionados para um volume útil que pode variar de 110 a 225 m^3 (FERREIRA, 2019), dependendo da altura que a camada de substrato poderá apresentar (2 a 4 m). São 6 reatores desse tipo e mais um reator híbrido, sendo todos eles construídos em concreto armado, com um sistema pneumático de vedação, sob pressão de operação de 2,0 bar. O sétimo e último reator MESB também foi planejado para comportar um sistema de secagem de aeração forçada, sendo inserido ar atmosférico pelo piso do reator por meio de um soprador do tipo centrífugo, com vazão nominal de $2.385 \text{ m}^3.\text{h}^{-1}$ (FERREIRA, 2019). Dessa forma, o material digerido poderia passar por uma maturação, para sua maior estabilização.

Além dos reatores tipo garagem, o sistema DAES também conta com a Unidade de Produção de Inóculo (UPI), que é um reator de mistura completa (*continuous stirred tank reactor - CSTR*), sendo abastecido com o lixiviado produzido nos reatores MESB e pela fração líquida da FORSU-GG que chega ao pátio de recepção. Assim, primeiramente todo o lixiviado, proveniente dos reatores MESB e do pátio de recebimento, é direcionado para o Tratamento Preliminar (TP), que conta com um sistema de gradeamento duplo para a retirada de sólidos grosseiros e uma calha Parshall para a medição de vazão. Após a passagem por esses componentes, o lixiviado é bombeado até a UPI de forma semi-contínua. A UPI foi dimensionada para um volume útil de 276 m³, com 5,5 m de altura útil (com 10% de espaço livre) e 8 m de diâmetro.

No seu processo de partida (*start-up*), a UPI recebeu 120 m³ de lodo digerido anaeróbio da Estação de Tratamento de Esgotos (ETE-Alegria) localizada no bairro do Caju, Rio de Janeiro, sob gestão da Companhia Estadual de Águas e Esgotos do Rio de Janeiro (CEDAE). Assim, no interior da UPI, ocorre o processo de digestão anaeróbia do lixiviado devido à ação dos microrganismos anaeróbios ali presentes, produzindo também o biogás.

Todo o volume de biogás gerado tanto na UPI quanto nos reatores MESB é direcionado para o reservatório de biogás, que é um gasômetro de PVC flexível com 225 m³ de volume útil e com diâmetro de 3,2 m (FERREIRA, 2019). O biogás é constantemente monitorado, sendo determinadas as concentrações de seus componentes. Para teores de CH₄ entre 10% e 50%, o biogás é direcionado para um queimador tipo *flare*.

Para teores bastante reduzidos de CH₄ (abaixo de 10%), que é o caso quando se faz a exaustão dos reatores MESB para seu carregamento ou descarregamento, o biogás é direcionado para o sistema de desodorização de gases. Esse consiste em um biofiltro de fluxo ascendente com meio suporte orgânico (cavaco de madeira + poda triturada + fibra de coco), construído em concreto armado, de volume útil de 72 m³, com 8 m de comprimento, 6 m de largura e 2,5 m de altura (FERREIRA, 2019). Tanto o queimador *flare* quando o biofiltro operam como um tratamento do biogás, antes que ele seja descartado para a atmosfera.

Para o caso de aproveitamento energético, o biogás é então direcionado para a unidade de purificação do biogás, de forma que ele passe por um processo de remoção da umidade,

por meio da absorção do vapor d'água, e, em seguida, pela remoção de H₂S, por meio de um leito adsorvente composto com pellets de madeira impregnados com óxido de ferro. Esses processos visam aumentar seu poder calorífico e reduzir suas impurezas, evitando a danificação das estruturas para as quais ele será direcionado. Com isso, o biogás é encaminhado para a unidade de cogeração de energia elétrica e térmica, que é um cogrador CHP (*Combined Heat and Power*) estacionário com um motor de combustão interna adaptado para o biogás. Durante a sua combustão, é gerada tanto energia elétrica quanto energia térmica, alimentando as próprias necessidades energéticas da unidade. Esse motor foi concebido com uma potência nominal de 48 kW, com tensão nominal de 380 V, frequência de 60 Hz e pressão de entrada do gerador de 1 bar, sendo estimado o consumo contínuo de 20 Nm³/h de biogás com 60 a 75% de CH₄.

Por fim, para dar suporte a toda essa operação, o sistema DAES também possui uma sala de controle e automação, onde as válvulas e todos os equipamentos são operados e monitorados. Além disso, também possui um laboratório de análises químicas para monitoramento do processo, uma sala de apoio, copa, banheiros e vestiários, e uma sala de apoio para a manutenção.

4.2. Operação do Sistema DAES

A operação de todo o sistema DAES compreende a operação dos reatores MESB e da UPI, partindo da preparação do substrato no pátio de recebimento da FORSU-GG e da poda, sendo manejados por meio de uma pá carregadeira. A Figura 4.2 ilustra o fluxograma com as etapas de operação do sistema DAES.

acetogênese. Todo o biogás produzido nos reatores MESB durante esse processo é encaminhado ao biofiltro.

A partir daí, os reatores MESB passam para a etapa de ativação metanogênica a partir do recebimento do inóculo produzido na UPI. O inóculo é, na verdade, um licor produzido na UPI, contendo os microrganismos e os compostos intermediários produzidos ao longo da digestão. Assim, quando esse material é enviado para os reatores MESB, eles estão recebendo os microrganismos que haviam se desenvolvido na UPI até o momento de seu envio para aspersão nos reatores MESB. Assim, dada a ativação, os reatores MESB passam pela acidogênese e acetogênese, com a maior degradação e simplificação dos compostos orgânicos. Vale ressaltar que nessa etapa é possível observar uma neutralização do pH do lixiviado produzido nos reatores MESB, que também passam a produzir um biogás com teores de até 40% de CH_4 .

Com o avanço dessas etapas, a metanogênese é atingida tanto na UPI quanto nos reatores MESB e se mantém estável. Nesse momento, a UPI se mantém com uma comunidade muito ativa de microrganismos anaeróbios e os reatores MESB continuam sendo inoculados, levando a um aumento da produção de metano nesses, até atingir uma estabilidade. Nela, a vazão de biogás produzido se mantém estável e o teor de CH_4 ultrapassa os 40%.

No entanto, a produção de metano tem um crescimento até um determinado ponto máximo, a partir do qual a vazão de biogás é reduzida, com um menor teor de CH_4 . Nesse momento, denominado de decaimento metanogênico, a inoculação dos reatores MESB é interrompida e os reatores são preparados para a abertura. Com a interrupção da inoculação, o lixiviado em excesso é drenado de forma a reduzir também o teor de umidade do material digerido que está nos reatores.

Como a UPI recebe esse excesso de lixiviado, ela só atinge essa etapa de decaimento em um momento mais avançado, sendo rapidamente recuperado quando novo substrato é preparado no pátio para ser introduzido em um reator MESB vazio. Na verdade, é evitado ao máximo o decaimento na UPI, já que será sempre necessário se ter inóculo para aspergir nos reatores MESB que estão em operação. Essa etapa pode ser reduzida, ou mesmo evitada, mantendo sempre ativa a movimentação do pátio de recebimento, de forma que

tenha sempre substrato fresco que contribui para um aumento da alta carga orgânica aplicada à UPI.

Por fim, a operação do reator MESB é encerrada com a abertura das portas e a completa remoção do material digerido. Esse material passa então por uma etapa de maturação, com um pós-tratamento por meio da compostagem. Ressalta-se que o processo de compostagem se dá em pátio de leiras que também está localizado no EcoParque do Caju, sendo de responsabilidade da COMLURB. Essa etapa é essencial para que haja a completa estabilização da atividade microbiana e os compostos orgânicos possam ser mineralizados. Nota-se que, nesse momento, se dará a digestão de compostos mais complexos, como a lignina presente na celulose de resíduos vegetais presentes na massa de substrato. Nessa etapa, também pode se dar a higienização do material digerido ao submetê-lo a uma compostagem termofílica, provocando a inativação de organismos patogênicos que possam estar presentes. Assim, um biossólido é produzido, sendo considerado o produto sólido final.

CAPÍTULO 5 – CARACTERIZAÇÃO DO SUBSTRATO DA DIGESTÃO ANAERÓBIA

O objetivo desse capítulo é apresentar o substrato orgânico utilizado em sistemas de digestão anaeróbia. Como a tese avalia especificamente um sistema de digestão anaeróbia em estado sólido (teor de ST > 15%), aplicado a uma área urbana, os alvos dessa investigação serão: resíduos orgânicos oriundos de grandes geradores (FORSU-GG) e os resíduos do serviço de poda de árvores (FORSU-RPO), realizado pelo serviço público. Assim, tanto a fração sólida quanto a fração líquida da FORSU-GG foram caracterizadas segundo parâmetros físico-químicos e bromatológicos. No entanto, apenas a fração sólida da FORSU-RPO será caracterizada, já que a massa líquida não está livre nos poros desse material.

Esse capítulo se inicia com uma breve introdução sobre o tema e sua importância, na seção 5.1. Os materiais e métodos utilizados para essa análise estão apresentados na seção 5.2. Por fim, os resultados serão apresentados e discutidos na seção 5.3, sendo comparados com os reportes na literatura internacional. As conclusões serão apresentadas na seção 5.4.

5.1. Introdução

As características e limitações da digestão anaeróbia apresentadas no Capítulo 3 desta tese mostram que o desempenho desses processos está diretamente atrelado à composição do substrato orgânico. É ele que consiste na fonte de carbono e nutrientes necessária para que a comunidade microbiana possa se desenvolver e realizar todas as suas funções vitais. Assim, a investigação das características da massa de substrato orgânico, em sua forma sólida e líquida, torna-se não só essencial para se avaliar a dieta mais balanceada que deverá ser empregada para o desenvolvimento desses seres, como também para avaliar as rotas de conversão dessa massa nos seus produtos sólidos, líquidos e gasosos resultantes. Ou seja, é por meio do conhecimento aprofundado dessa massa que é possível prever a quantidade desses produtos obtidos, bem como a sua qualidade.

Além disso, a caracterização da FORSU gera subsídios técnicos importantes para o estabelecimento de políticas públicas voltadas para o gerenciamento de RSU. A partir do conhecimento dessa massa e seu potencial de transformação de produtos de alto valor agregado, é possível que os gestores públicos adotem estratégias de manejo e coleta desses resíduos de forma que essa massa seja direcionada a alguma unidade de tratamento que possa vir a ser planejada. Ou ainda definir novos critérios para a regulamentação e boas práticas voltadas aos geradores de FORSU.

Os valores apontados na literatura científica internacional ilustram uma grande variabilidade da composição da FORSU em cada país e região do mundo, já que ela está muito atrelada aos aspectos culturais e hábitos de consumo. Com respeito às características físico-químicas e bromatológicas da massa de FORSU, além do seu potencial de produção de metano, foi observado que os estudos não apresentaram resultados diferenciados entre as suas frações sólida e líquidas. Especificamente resíduos orgânicos oriundos de grandes geradores também não foram o alvo desses estudos, sendo mais analisados os resíduos provenientes de restaurantes e residências, referenciados como restos de alimentos. Por fim, poucos dados foram encontrados para resíduos vegetais, como a FORSU-RPO, considerando estudos que investigaram esse material inserido em sistemas de digestão anaeróbia.

Portanto, o presente capítulo tem como objetivo realizar a caracterização da massa de FORSU-GG e de FORSU-RPO, bem como a sua fração líquida associada, segundo os parâmetros físico-químicos, bromatológicos e de produção de metano.

5.2. Materiais e Métodos

Esta seção está voltada para a descrição dos procedimentos metodológicos que foram adotados ao longo da pesquisa de caracterização da FORSU, tendo em vista os parâmetros adotados na literatura internacional. O objeto de estudo considerado aqui é a FORSU-GG, que é oriunda especificamente de uma rede de supermercados, e a FORSU-RPO, provenientes da operação realizada pela Comlurb no município do Rio de Janeiro. Ambos os resíduos são recebidos e manipulados no sistema DAES, sendo utilizados para compor o substrato orgânico. Assim, serão apresentados os procedimentos utilizados para a caracterização tanto da fração sólida quanto a fração líquida da FORSU-GG, além da caracterização da FORSU-RPO.

5.2.1. Revisão bibliográfica

Uma revisão bibliográfica sistemática foi conduzida para este capítulo considerando as bases científicas Science Direct, Web of Science, Scielo e Google Acadêmico, sendo utilizadas as palavras-chave: “digestão anaeróbia de resíduos orgânicos”, “*characterization of organic municipal waste*”, “*anaerobic digestion waste*”, “*anaerobic digestion organic municipal waste*”, “*dry anaerobic digestion of organic municipal solid waste*”, “*dry thermophilic anaerobic digestion of organic municipal solid waste*”, “*garage-type dry fermentation*” e “*recirculation percolate on waste treatment*”. Além disso, esta pesquisa foi em busca de trabalhos tais como artigos publicados em periódicos e congressos científicos, nos últimos 15 anos, além de dissertações e teses acadêmicas. Vale ressaltar que não foi considerada nenhuma delimitação geográfica para reunir esses trabalhos. O objetivo dessa revisão foi buscar trabalhos que apresentassem a caracterização de resíduos orgânicos, e mais especificamente a FORSU, e que fossem utilizados como substrato para sistemas de digestão anaeróbia em estado sólido.

Vale destacar que, a partir do levantamento na literatura, foi feito um tratamento dos dados com o objetivo de uniformizar as unidades informadas e de maneira que fosse possível comparar com os resultados desta tese. A exemplo disso estão os valores encontrados para os parâmetros ST e SV da FORSU, que podem ser expressos sob a forma de g.kg^{-1} , indicando quantas gramas de massa seca, ou volátil, está presente em 1 kg de massa bruta de FORSU; ou ainda na forma percentual, em relação a essa mesma massa. Já para a razão SV/ST, os estudos avaliados expressaram em número decimal ou em termos percentuais, indicando a massa de sólidos voláteis presente na massa seca (ST) da FORSU.

5.2.2. Amostragem da fração sólida da FORSU-GG e FORSU-RPO

Para que o procedimento de caracterização da fração sólida de FORSU-GG se iniciasse, uma amostra representativa desse material era coletada no momento da sua descarga pelo caminhão de coleta no pátio de recepção do sistema DAES. A Figura 5.1 ilustra quatro diferentes cargas de resíduos, que foram recebidos em diferentes dias pela unidade.



Figura 5.1. Ilustração da FORSU-GG recebida no sistema DAES.

Foi desenvolvido o protocolo apresentado na Figura 5.2, com base na metodologia estabelecida por BORGATTO (2010) e FRICKE *et al.* (2016).

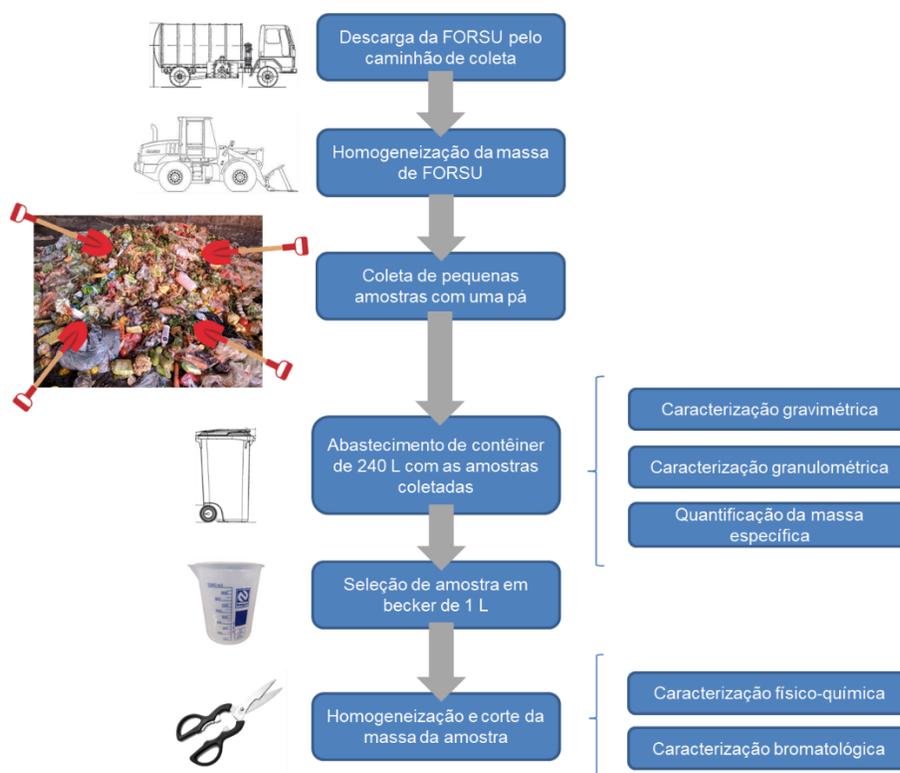


Figura 5.2. Protocolo de amostragem da FORSU-GG.

Fonte: Com base em BORGATTO (2010) e FRICKE *et al.* (2016)

Assim, após o recebimento da FORSU-GG, a homogeneização de sua massa se deu por meio de uma pá carregadeira, a qual revolia todo o material disposto no piso do pátio de recebimento. Para a seleção de uma amostra representativa de toda essa massa de resíduos disposta, tentou-se realizar o procedimento de quarteamento descrito por CONDE (2021), QIAN *et al.* (2016) e SOARES (2011). Porém, dificuldades operacionais foram encontradas para se realizar esse procedimento, dado que a massa de FORSU possui um alto teor de umidade e pouca estabilidade estrutural para sua movimentação. Sendo assim, foi preferível a coleta do material em vários pontos da massa de resíduo fresca, por meio de uma pá, sendo reunido um volume total de 240 L em um contêiner.

Assim, após o enchimento do contêiner até o topo, considerando o fechamento completo da sua tampa sem nenhuma compactação do material, foi realizada a quantificação da massa específica, além das caracterizações gravimétricas e granulométricas. Vale ressaltar que esses processos demandam de duas a três pessoas para realizar todas as etapas, bem como a disponibilidade da pá carregadeira como principal equipamento utilizado para homogeneizar a massa de resíduos. Por dificuldades operacionais em atender essas demandas, o processo foi realizado em dez dias diferentes ao longo de dois anos (2019 e 2021) de acompanhamento do recebimento de resíduos na DAES. Não foi possível realizar esse acompanhamento ao longo do ano de 2020 devido à pandemia de covid-19, que alterou não só a dinâmica de monitoramento operacional da planta como também a própria geração de resíduos por parte dos supermercados. Logo, foram coletadas no total 16 amostras para essa caracterização.

A massa específica aparente da FORSU-GG foi quantificada a partir da pesagem do contêiner de 240 L em balança analítica da marca Libracom Weightech, modelo WT3000-I, sensível à variação de peso de 1 a 300 kg. Após a pesagem, a massa específica aparente foi calculada de acordo com a Equação (5.1).

$$m_e = (M_{cheio} - M_{contêiner}) / (V_{contêiner} / 1.000) \quad (5.1)$$

Sendo:

m_e (kg/m³): massa específica aparente da FORSU-GG;

M_{cheio} (kg): massa do contêiner abastecido totalmente pela FORSU;

$M_{contêiner}$ (kg): massa do contêiner vazio;

$V_{contêiner}$ (m³): volume do contêiner.

Sendo concluída a etapa de pesagem inicial, todo o resíduo foi disposto sobre uma lona estendida sobre a superfície do pátio, para dar prosseguimento à caracterização gravimétrica. É importante ressaltar que a massa de FORSU muitas vezes se encontrou acondicionada em sacos plásticos no momento de seu recebimento. Assim, para a realização da caracterização gravimétrica, todo o resíduo foi retirado do interior dos sacos e esses foram contabilizados como a fração inerte desse material. A partir daí, foi feita a identificação das frações gravimétricas presentes e assim toda a massa foi segregada de acordo com essas frações, sendo dispostas em recipientes diferentes. As frações gravimétricas consideradas estão indicadas na Tabela 5.1, com suas ilustrações.

Tabela 5.1. Frações da caracterização gravimétrica.

| Fração | Ilustração | Componente |
|----------------|---|--|
| FLV |  | Resíduos de frutas, verduras e legumes, em pedaços e cascas, ou na sua forma inteira |
| Côco e abacaxi |  | Frutas inteiras, pedaços ou cascos de coco e abacaxi |
| Carnes |  | Resíduos (carne, pele e gordura) de carne de boi, de frango, de porco, peixe, entre outros |

Fonte: Com base em CAMPUZANO, GONZÁLEZ-MARTÍNEZ (2016) e FERREIRA (2019)

Tabela 5.1. Frações da caracterização gravimétrica (continuação).

| Fração | Ilustração | Componente |
|---|---|---|
| Laticínios |  | Laticínios como queijos, presunto, peito de peru, entre outros |
| Massas e doces |  | Restos de pães e bolos, doces, massa de pizza, entre outras massas |
| Sobras de refeições e fragmentos < 25 mmm |  | Restos de alimentos processados e cozidos, já servidos para alimentação |
| Papel e papelão | - | Papel branco e papelão, em caixa ou folha |
| Vidro | - | Garrafas, recipientes e cacos de vidro |
| Outros inertes |  | Outros resíduos inertes que não são caracterizados como biodegradáveis |

Fonte: Com base em CAMPUZANO, GONZÁLEZ-MARTÍNEZ (2016) e FERREIRA (2019)

Após a segregação, cada recipiente contendo um tipo de fração foi pesado, de forma a se calcular o percentual, em massa, de cada fração gravimétrica em relação à massa da amostra de FORSU inicial, como indica a Equação (5.2).

$$f = (M'_{cheio} - M'_t) / (M_{cheio} - M_t) \quad (5.2)$$

Sendo:

f (% m/m): fração gravimétrica;

M'_{cheio} (kg): massa do recipiente preenchido completamente com uma determinada fração gravimétrica;

M_t' (kg): tara do recipiente de uma fração gravimétrica;

M_{cheio} (kg): massa do contêiner de 240 L preenchido completamente pela massa total de FORSU;

M_t (kg): massa do contêiner de 240 L vazio.

Por outro lado, a FORSU-RPO não passou por esse processo de caracterização gravimétrica por se tratar de um material bem mais homogêneo se comparado à FORSU-GG, como ilustrado pela Figura 5.3.



Figura 5.3. Ilustração da FORSU-RPO recebida no sistema DAES.

Para a quantificação de sua massa específica, o resíduo de FORSU-RPO era transportado da área de processamento de poda para o sistema DAES, ambas localizadas no EcoParque Caju, por meio de um caminhão tipo roll-on/roll-off, que o carregava em uma caçamba de 30 m³. Após a chegada da FORSU-RPO no pátio de recebimento, o procedimento da quantificação da massa específica aparente era realizado seguindo o mesmo utilizado para a FORSU-GG.

Já a caracterização granulométrica foi realizada apenas uma única vez para os resíduos de FORSU, FORSU-RPO e uma mistura de FORSU com 25% de FORSU-RPO, em massa. Foi considerado para esse procedimento um conjunto de peneiras com abertura nos tamanhos 20 cm, 10 cm, 8 cm, 5 cm e 2,5 cm, tendo como base CONDE (2021). As malhas das peneiras foram confeccionadas especificamente para essa pesquisa, sendo ilustradas pela Figura 5.4.

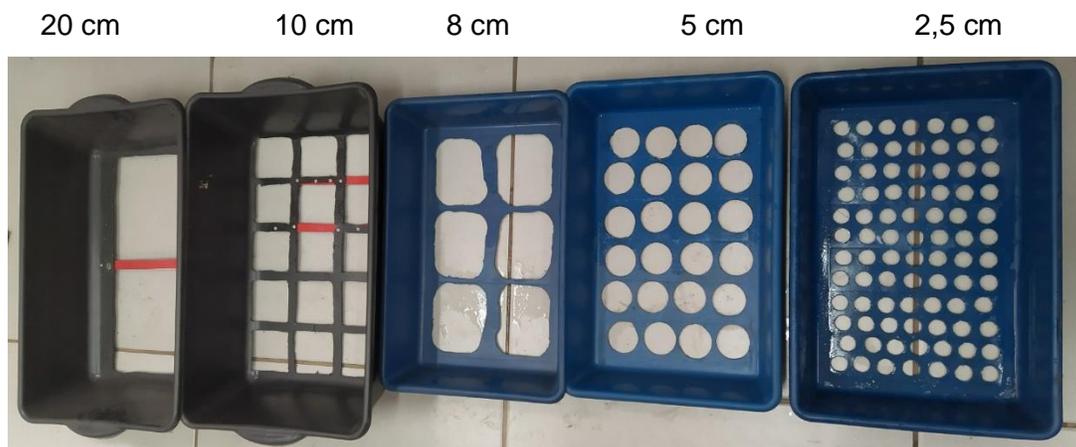


Figura 5.4. Peneiras utilizadas para a caracterização granulométrica.

Após os procedimentos de quantificação da massa específica aparente e de caracterização gravimétrica e granulométrica, a amostra coletada passava por mais um processamento de redução de massa, para que então uma quantidade menor pudesse ser enviada ao laboratório localizado na própria unidade no EcoParque Caju, onde foram realizadas as análises físico-químicas. Por se tratar da FORSU-GG proveniente de supermercados, foram identificados resíduos de grandes tamanhos, como uma peça inteira de carne ou uma fruta e verdura inteiras. Apesar do processo de trituração ser o mais indicado para garantir a homogeneização ideal da amostra antes da sua redução de massa, não foi possível triturá-la utilizando o liquidificador industrial disponível no laboratório. Assim, a homogeneização foi feita manualmente, sendo selecionada a nova amostra com um béquer de plástico de 1 litro. A partir daí, o material selecionado foi cortado com o auxílio de uma tesoura de cozinha típica para corte de alimentos, até um tamanho de cerca de 3 cm de partícula, para que fosse manuseado no laboratório.

Para a caracterização físico-química das amostras da FORSU-GG e das suas frações gravimétricas, foram realizadas análises para a determinação das concentrações de sólidos

totais, voláteis e fixos, do teor de umidade, além da concentração de C_{org} , NTK e P_{org} . É importante reforçar aqui que tanto as amostras sólidas de FORSU-GG quanto as amostras de FORSU-RPO passaram pelos mesmos procedimentos de caracterização físico-química. Com relação à determinação do teor de umidade, o cálculo foi feito com base na massa úmida do material, conforme descrição no Apêndice I desta tese. Para o teor de sólidos e teor de umidade, as análises foram realizadas no laboratório do sistema DAES no EcoParque Caju. Já as análises para C_{org} e P_{org} foram realizados no laboratório de química do Centro de Pesquisas da COMLURB, localizado em Vargem Pequena. Por fim, a análise de NTK foi realizada no Laboratório de Bioquímica Nutricional e de Alimentos (LBNA/UFRJ).

No caso da determinação de carbono e nitrogênio elementar, não foi possível realizar a análise. Dessa forma, foi feito o cálculo levando em consideração a sugestão de ALVES (2016), porém tendo a concentração de ST como base, conforme indicado na Equação (5.3).

$$e = (c_{lit}/100) * ST \quad (5.3)$$

Sendo:

e ($g.kg^{-1}$): concentração do elemento carbono ou nitrogênio, calculada;

c_{lit} (% ST): teor do elemento carbono ou nitrogênio, reunido na literatura;

100: fator de conversão de percentual para número decimal;

ST ($g.kg^{-1}$): concentração média de ST do resíduo.

O cálculo indicado foi aplicado apenas para a FORSU-GG, já que foram encontrados poucos valores reportados para a FORSU-RPO na literatura reunida. Foi calculada também a relação C/N, por meio da divisão entre as concentrações de carbono e nitrogênio elementar obtidas pela Equação 5.3.

Já a caracterização bromatológica foi conduzida apenas para as amostras de FORSU-GG, sendo apresentadas em função dos parâmetros: teor de lipídios e proteínas.

Os procedimentos utilizados tanto para as análises dos parâmetros físico-químicos quanto para os parâmetros bromatológicos estão descritos no Apêndice I desta tese.

5.2.3. Amostras da fração líquida da FORSU-GG

A fração líquida da FORSU também passou pelo procedimento de caracterização físico-química. Concomitante a essa caracterização, foi feito um estudo para observação de como esse material era gerado. Nesse estudo, foi avaliado o volume de líquido gerado ao longo do tempo a partir de uma dada massa de FORSU-GG. Assim, uma amostra de FORSU-GG foi coletada e disposta no interior de um recipiente de 55 L de volume, fechado na sua superfície e com uma abertura em seu fundo ligada a um registro. Todos os dias, ao longo de cinco dias consecutivos, o registro era aberto e a fração líquida era removida, tendo seu volume quantificado. Esse procedimento foi realizado em quatro vezes ao longo do ano de 2019. Além do volume, a massa de líquido foi também aferida, sendo comparada com a massa total de FORSU-GG que foi disposta no interior do recipiente. Logo, foi quantificado o percentual da geração da fração líquida em comparação com toda a FORSU-GG, em função dos seus volumes e massas.

Já a caracterização físico-química da fração líquida da FORSU-GG pôde ser obtida pela coleta de amostras desse material ao longo dos anos 2019 e 2020. A coleta era realizada, na maior parte das vezes, por um registro acoplado à bacia de armazenamento de chorume, como usualmente é chamada essa parte do caminhão de coleta (Figura 5.5). Esse registro é aberto em todo o procedimento de descarga de resíduos e é nesse momento que a amostra era coletada. Também foram realizadas algumas coletas no sistema de drenagem do pátio de recepção do sistema.



Figura 5.5. Ponto de coleta da fração líquida da FORSU-GG.

A caracterização físico-química das amostras da fração líquida foi realizada considerando os seguintes parâmetros: pH, temperatura, ST, SV e SF, DQO, $N-NH_4^+$ e COD. Para a medição de pH e temperatura da amostra, foi utilizado o pHmetro de marca Mettler Toledo, modelo Five Easy Plus, pelo qual foi possível medir também o parâmetro temperatura ($^{\circ}C$). Todas essas análises foram realizadas no laboratório do sistema DAES, localizado no EcoParque do Caju, com a exceção da análise de COD, que foi feita no Laboratório de Controle e Poluição das Águas (LabPol/UFRJ). Os procedimentos utilizados para as análises desses parâmetros estão descritos no Apêndice II desta tese.

5.2.4. Ensaio PPM da fração líquida da FORSU-GG

A investigação da produção de metano pela fração líquida da FORSU-GG foi realizada por meio da condução do ensaio PPM no Laboratório de Tecnologia Ambiental (LTA/EQ/UFRJ), sendo utilizado o equipamento AMPTS II para o ensaio. O objetivo do ensaio foi avaliar a produção de metano considerando duas diferentes relações substrato/inóculo (S/I): 0,25 e 0,75 $gSV.gSSVs^{-1}$. A fração líquida da FORSU-GG foi utilizada como substrato e foram testados dois inóculos: lodo proveniente da UPI do sistema DAES e o lodo de uma planta de tratamento de cervejaria. Assim, para cada lodo, foram testadas as duas relações S/I.

Ressalta-se que FERREIRA (2019), que realizou o PPM da fração sólida da mesma FORSU-GG do presente estudo, sendo utilizado o lodo anaeróbio de uma estação de

tratamento de efluentes domésticos. Tais resultados foram considerados para a discussão deste capítulo.

Os frascos foram montados em triplicata para cada uma dessas condições, sendo estabelecido um volume útil de 400 mL, e estipulado um volume de 200 mL para o inóculo. Também foi ajustado o pH do substrato para 7,0 com bicarbonato de sódio antes do lodo ser inserido no frasco para a montagem, tendo como base as indicações de ANGELIDAKI *et al.* (2009) e HOLLIGER *et al.* (2016). O ensaio foi conduzido em uma temperatura de 30°C e agitação intermitente, com 60 s com agitação e os outros 60 s em repouso, na velocidade de 30 RPM de rotação, ajustada no AMPTS II. Ao final, foi registrada a produção de metano acumulada ao longo de todo o ensaio até o seu encerramento, ocorrido no momento em que o equipamento precisou ser disponibilizado para uso no laboratório. Dessa forma, o experimento ocorreu ao longo de cerca de 23 dias (555,5 h). Vale ressaltar que a montagem dos experimentos e o cálculo dos resultados foram expressos com base na concentração de SV do substrato adicionado.

5.2.5. Análises estatísticas dos resultados

Todos os resultados das análises de caracterização das frações sólida e líquida da FORSU-GG, bem como da FORSU-RPO, foram submetidos à análise estatística descritiva. Para isso, foram criados gráficos *Box plot*, a partir dos parâmetros estatísticos calculados: parâmetros estatísticos: número amostral, média, mediana, mínimo, máximo, desvio padrão e coeficiente de variância, além dos percentis 10, 25, 50, 75 e 90. Para a comparação entre os resultados dos parâmetros da fração líquida da FORSU-GG com os resultados da fração sólida foi realizado o teste estatístico *Wilcoxon signed-rank*. Vale ressaltar que todos os cálculos e gráficos foram realizados e elaborados com base em planilhas do Excel, divulgadas por VON SPERLING *et al.* (2020).

Já a comparação com a literatura se deu a partir da avaliação do intervalo de variação entre os valores mínimos e máximos reportados, sendo observado se os resultados obtidos pelo presente estudo se encontram inseridos nesse intervalo.

5.3. Resultados e Discussão

Os resultados obtidos na caracterização das amostras sólidas (fração sólida da FORSU-GG e FORSU-RPO) e das amostras líquidas (fração líquida da FORSU-GG) são apresentados de forma segregada. Primeiramente são apresentados os resultados encontrados pela revisão bibliográfica. A partir daí, para cada tipo de amostra, são apresentados os resultados da estatística descritiva, para então se discutir os valores a partir da comparação com a literatura.

5.3.1. Resultados da revisão bibliográfica

A partir de um levantamento inicial de mais de 200 trabalhos científicos, descrito por (FRANCA, BASSIN, 2020), um total de 57 trabalhos foram considerados para a extração dos dados que servirão de referência para a discussão dos resultados obtidos pelo presente estudo. Vale ressaltar que desses 57 trabalhos, 65% avaliaram características da FORSU; 30% investigaram os resíduos de alimentos oriundos de cozinhas, restaurantes e lanchonetes e 5% focaram em resíduos vegetais e lignocelulósicos.

Segundo esses estudos, a FORSU pode ser caracterizada em função de suas propriedades físicas, químicas e bromatológicas, além de ser possível avaliar o resíduo quanto ao seu potencial de produção de metano, que é dado pelo ensaio PPM.

As características físicas da FORSU podem ser apresentadas em função dos parâmetros: massa específica, peso específico, tamanho de partícula, teor de umidade e eletrocondutividade. Os resultados divulgados na literatura internacional, levantados por meio da revisão bibliográfica, podem ser resumidos na Tabela 5.2, que apresenta os valores médio, mínimo e máximo dos parâmetros físicos.

Tabela 5.2. Características físicas da FORSU obtidas pela revisão bibliográfica.

| Parâmetros físicos | Média | Mínimo | Máximo |
|--|---------|---------|----------|
| Massa específica (kg.m ⁻³) | 706,3 | 295,0 | 1.180,0 |
| Peso específico (kN.m ⁻³) | 6.921,7 | 2.891,0 | 11.564,0 |
| Tamanho de partícula (mm) | 16,0 | 2,0 | 40,0 |
| Teor de umidade (% m/m) | 73,5 | 27,9 | 95,0 |
| Eletrocondutividade (μS.cm ⁻¹) | 1.760,0 | - | - |

É importante ressaltar também que dados para a caracterização física dos resíduos vegetais de poda não foi observada em específico pelos trabalhos reunidos pela revisão bibliográfica conduzida neste estudo.

As características químicas da FORSU podem ser avaliadas pelos resultados dos parâmetros pH, alcalinidade, ST, SV, SF razão SV/ST, DQO, C_{org}, NTK e P_{org}. A análise de sólidos totais traduz a concentração apenas de partículas sólidas na massa de FORSU, após a remoção de água dos seus poros. Já os parâmetros SV, DQO e C_{org} estão relacionados com a presença apenas de compostos orgânicos, a base de carbono, presentes na massa seca da FORSU.

Os resíduos também podem ser caracterizados em função da presença de nutrientes, como o nitrogênio, dado pelo NTK e o P_{org}. Alguns estudos avaliam também as características químicas em função da sua composição molecular segundo os elementos C, N, P, S e a relação C/N.

A Tabela 5.3 apresenta os valores médio, mínimo e máximo desses parâmetros físico-químicos, publicados na literatura internacional.

Tabela 5.3. Características físico-químicas da FORSU obtidas pela revisão bibliográfica.

| Parâmetros físico-químicos | Média | Mínimo | Máximo |
|--|-------|--------|---------|
| pH | 6,0 | 3,4 | 8,0 |
| Alcalinidade (g.kg ⁻¹) | 6,7 | 0,0 | 27,9 |
| ST (g.kg ⁻¹) | 636,5 | 40,0 | 898,0 |
| SV (g.kg ⁻¹) | 326,8 | 74,0 | 550,0 |
| SV/ST | 0,7 | 0,2 | 0,97 |
| DQO (g.kg ⁻¹) | 339,5 | 16,0 | 2.880,0 |
| C _{org} (g.kg ⁻¹) | 148,6 | 18,0 | 446,0 |
| NTK (g.kg ⁻¹) | 16,6 | 1,3 | 34,0 |
| P _{org} (g.kg ⁻¹) | 1,7 | - | - |
| C (% ST) | 42,0 | 18,7 | 54,0 |
| N (% ST) | 2,8 | 0,1 | 4,6 |
| P (%ST) | 0,7 | 0,2 | 2,9 |
| S (% ST) | 0,2 | 0,1 | 0,4 |
| Relação C/N | 21,4 | 7,4 | 64,2 |

Considerando especificamente os parâmetros ST e SV, foi observada uma variação em função do tipo de resíduo a ser investigado pelo estudo, podendo ser ilustrada pela Figura 5.6.

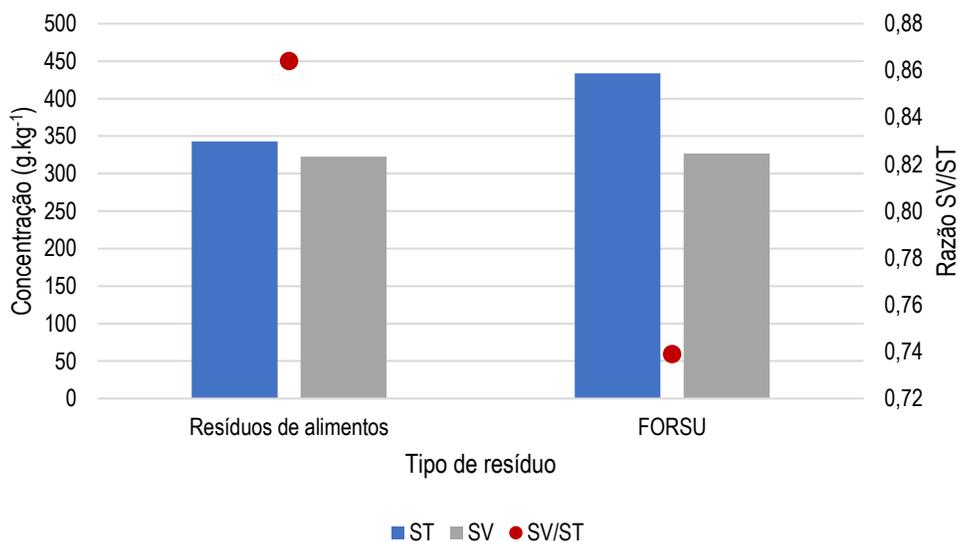


Figura 5.6. Comparação entre ST e SV da FORSU e resíduos de alimentos, obtidas pela revisão bibliográfica.

Nota-se que quando se caracteriza a FORSU de uma forma agregada, a concentração de ST se apresenta muito maior para a FORSU do que para os resíduos de alimentos. Isso se deve em função da grande parcela de materiais impróprios (que seriam os sólidos fixos, dado pela diferença do ST e SV) que também podem ser encontrados na massa fresca de FORSU, por se tratar de uma massa de resíduos gerada por vários estabelecimentos e residências em conjunto, não havendo uma segregação tão efetiva da massa biodegradável. Já os resíduos de alimentos são oriundos de um tipo específico de gerador, como uma só residência ou um só restaurante. Sendo assim, o percentual de material não biodegradável, é muito pequeno, apresentando uma massa total de sólidos sendo formada basicamente por sólidos voláteis. Com isso, os resíduos de alimentos possuem uma razão SV/ST de 0,9, em média 17% maior em relação à encontrada para a FORSU (de 0,7).

Por outro lado, poucos estudos avaliaram as características de resíduos vegetais como a FORSU-RPO, sendo apenas apresentado por (LEITE *et al.*, 2009, MATHERI *et al.*, 2018).

Os resultados para ST obtido para esse resíduo variou de 236,0 a 302,7 g.kg⁻¹, apresentando uma razão SV/ST de 0,58. O C_{org} desse material foi reportado apresentando um valor médio de 38,7 %ST.

Considerando a composição elementar segundo a literatura científica, a FORSU apresenta 42%ST de C, 2,8%ST de N, 0,7%ST de P e 0,2%ST de S. Destaca-se a presença primordial do elemento carbono nessa composição, seguida pelo nitrogênio. Especificamente os resíduos de poda de árvores apresentam uma composição registrada na literatura de 24,2 %ST para o elemento C; 3,3 %ST para o elemento N; 0,4 %ST para o elemento P; e uma relação C/N de 7,4.

A massa de FORSU também pode apresentar suas características bromatológicas em função dos teores de lipídios, proteínas, carboidratos e fibras. Nesse caso, a caracterização visa quantificar a concentração desses compostos na massa total de resíduos. A Tabela 5.4 apresenta os resultados extraídos e compilados pela revisão bibliográfica, ilustrados de forma comparativa pela Figura 5.6.

Tabela 5.4. Características bromatológicas da FORSU obtidas pela da revisão bibliográfica.

| Parâmetros físicos | Média | Mínimo | Máximo |
|------------------------------------|-------|--------|--------|
| Lipídios (g.kg ⁻¹) | 120,7 | 40,6 | 236,0 |
| Proteínas (g.kg ⁻¹) | 134,7 | 33,6 | 260,0 |
| Carboidratos (g.kg ⁻¹) | 318,5 | 31,0 | 687,0 |

Observa-se que a FORSU apresenta uma grande quantidade de carboidratos em sua composição. O restante dos nutrientes se encontra de forma balanceada, de acordo com os dados médios levantados na literatura. Com base na massa de ST, a FORSU possui 31,3% de carboidratos, 15,9% de fibras, 15,6% de proteínas e 14,5% de lipídios. Vale ressaltar que não foi encontrado nenhum resultado publicado especificamente para os resíduos vegetais provenientes de poda de árvores.

Por fim, foi possível levantar alguns resultados de ensaios PPM conduzidos com resíduos orgânicos como substrato. De uma forma geral, os valores reportados na literatura variaram de 20 a 1.021 NmL CH₄.g SV⁻¹_{aplicado}. A Tabela 5.5 apresenta um resumo dos resultados do

PPM reportados na literatura internacional, para os diferentes tipos de substrato avaliados. Vale ressaltar que a composição bromatológica da FORSU pode afetar diretamente o potencial de produção de metano, com a fração de carboidratos tendo uma maior influência na produção do que a de lipídios.

Tabela 5.5. Potencial de Produção de Metano (PPM) por diferentes substratos orgânicos, segundo revisão bibliográfica.

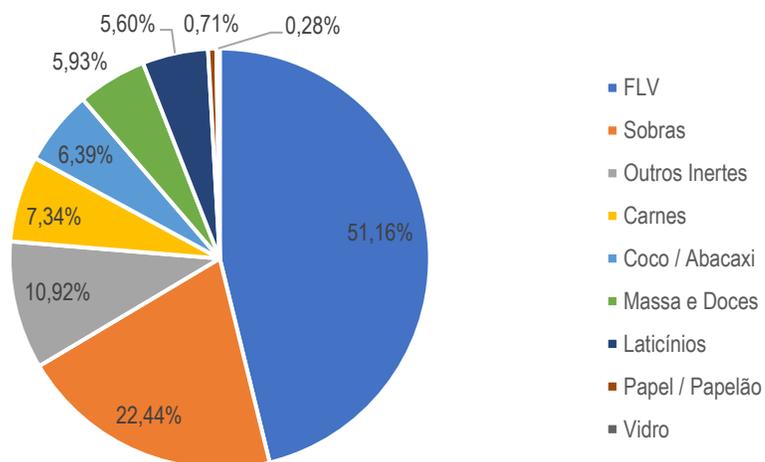
| Substrato | PPM (NmL CH ₄ .g SV ⁻¹ aplicado) | Referência |
|---|--|--|
| Resíduos orgânicos | 20 - 900 | RAPOSO <i>et al.</i> (2011) |
| Resíduos de alimento | 180 – 732 | GUERI (2017), LI <i>et al.</i> (2017), RAPOSO <i>et al.</i> (2011) |
| FORSU | 61 - 580 | CAMPUZANO (2016), FERREIRA (2019), GUERI (2017) |
| FORSU-GG | 313 | JUNIOR <i>et al.</i> (2022) |
| Substrato líquido de uma planta de metanização de FORSU | 555 - 568 | CARLSSON <i>et al.</i> (2015) |
| Rejeito de uma planta de metanização de FORSU | 445 - 545 | |
| Fração de proteína da FORSU | 497 - 740 | |
| Fração de lipídios da FORSU | 370 - 453 | FERREIRA (2019) |
| Fração de carboidratos da FORSU | 850 – 1.021 | |
| Mistura de fibras com/sem pré-tratamento | 93 - 209 | RAPOSO <i>et al.</i> (2011) |
| Palha de trigo | 522 | GUERI (2017) |

Merece destaque aqui os resultados divulgados por FERREIRA (2019), que investigou a produção de metano da FORSU-GG recebida pela unidade DAES, que é o objeto de estudo deste trabalho. Ele reportou os resultados do ensaio PPM que utilizou a FORSU como substrato, diluída para um conteúdo de 10% de ST para o ensaio, e o lodo anaeróbico de uma estação municipal de tratamento de efluentes domésticos. Foram testadas as condições S/I de 0,25, 0,50 e 1,0 gSV.gSSV⁻¹. Os resultados obtidos apontaram para um melhor rendimento (273 NmL CH₄.g SV⁻¹) na condição S/I de 0,25 gSV.gSSV⁻¹, e um pior rendimento para a condição com maior concentração de substrato (S/I de 1,0 gSV.gSSV⁻¹). Nesse último caso, o rendimento de metano foi de 91 NmL CH₄.g SV⁻¹.

5.3.2. Caracterização da fração sólida da FORSU-GG e FORSU-RPO

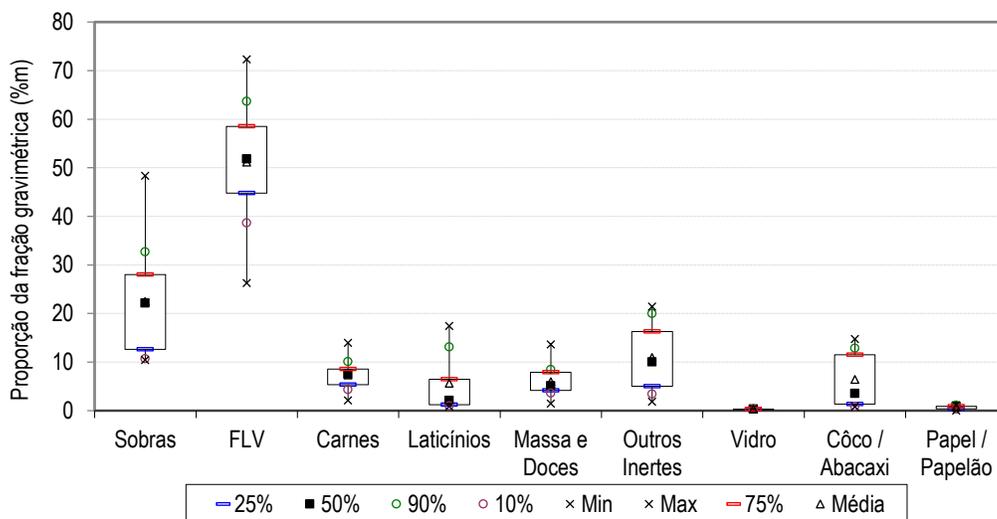
5.3.2.1. Características físicas

Considerando a caracterização física, a massa de FORSU-GG apresentou, de forma geral, a gravimetria ilustrada nas Figuras 5.7 e 5.8.



Nota: FLV: frutas verduras e legumes; Sobras: sobras de refeições e fragmentos < 25 mm

Figura 5.7. Gravimetria da FORSU-GG, considerando a média dos percentuais das frações.



Nota: FLV: frutas verduras e legumes; Sobras: sobras de refeições e fragmentos < 25 mm

Figura 5.8. Box plot da gravimetria da FORSU-GG.

Nota-se um grande destaque para as frações de frutas verduras e legumes e para as sobras de refeições. Apesar de apresentarem uma variação maior nos resultados obtidos, juntas elas somam mais da metade da massa de FORSU-GG. As outras frações orgânicas de carnes, laticínios, massas e doces, além de frutas grandes como coco e abacaxi, se mantiveram presentes em praticamente todas as amostras analisadas, com um percentual semelhante em relação à massa total de resíduos. Por fim, vale comentar a presença de mais de 10% de materiais inertes na massa de FORSU-GG representados aqui por materiais plásticos, panos e isopor. Já o vidro foi raramente identificado, sendo contabilizado à parte.

Os resíduos de papel e papelão foram também contabilizados à parte, já que possuem fibras com uma composição orgânica, podendo ser considerados como materiais estruturantes para os substratos a serem inseridos em processos de digestão anaeróbia em estado sólido. Apesar desse potencial, um percentual bem pequeno desse material foi encontrado nas amostras analisadas. Isso se deve ao fato de o papelão possuir maior valor para comercialização na indústria de reciclagem. Então, provavelmente os supermercados geradores da FORSU-GG devem encaminhar esse resíduo para esse fim.

Em seguida, foi realizada a caracterização granulométrica, tendo os resultados ilustrados nas Figuras 5.9 e Figura 5.10.

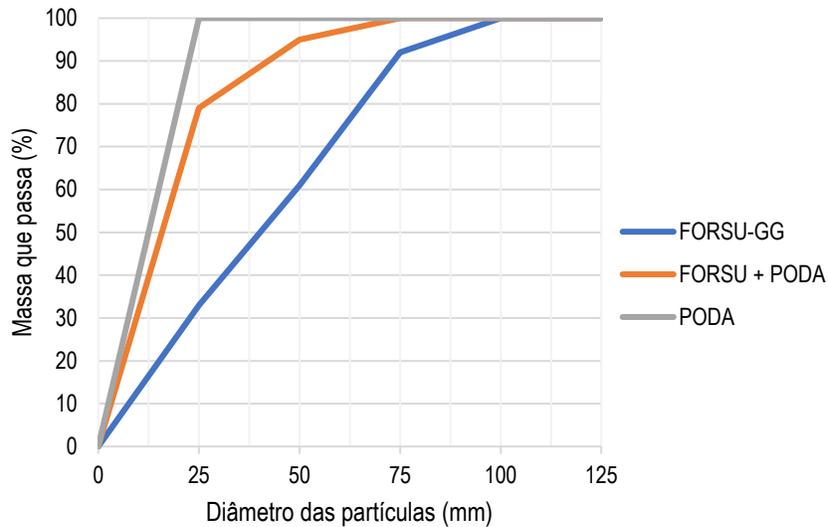


Figura 5.9. Curva granulométrica da FORSU-GG, FORSU-RPO e uma mistura das duas.



Figura 5.10. Ilustração da caracterização granulométrica da FORSU-GG e FORSU-RPO.

A Figura 5.9 apresenta o resultado sob a forma da curva granulométrica, a qual indica o percentual da massa que passa pelas peneiras utilizadas para o procedimento, sendo indicado o diâmetro das partículas no eixo das abcissas. Pode-se observar que todas as amostras possuem uma massa com diâmetro menor que 125 mm. No caso da FORSU-GG, ela possui mais da metade da sua massa com diâmetro menor que 50 mm, representando uma quantidade considerável de partículas mais finas. Isso se deve à presença de sobras de refeições na sua composição que, por se tratar de resíduos de alimentos já cozidos, apresentam um tamanho menor. Por outro lado, para a FORSU-RPO, todas as partículas apresentaram tamanho inferior a 25 mm, já que ela é proveniente de um processo de trituração de grandes volumes de poda, que ocorre no EcoParque do Caju. Ao se misturar

os dois materiais, observa-se que a massa total apresenta em sua maior parte (80%) partículas menores que 25 mm.

A partir da caracterização gravimétrica, foi realizada a aferição da massa específica aparente e do teor de umidade. Um resumo estatístico dos resultados desses dois parâmetros está apresentado na Tabela 5.6, que apresenta também os valores reportados na literatura para esses parâmetros, sendo indicados a média e seu intervalo de variação.

Tabela 5.6. Características físicas da FORSU-GG em estudo.

| Parâmetros estatísticos | Massa específica (kg.m ⁻³) | Teor de umidade (% m/m) |
|---------------------------|--|-------------------------|
| Número amostral | 14 | 47 |
| Média | 630,3 | 71,0 |
| Mediana | 602,0 | 74,9 |
| Mínimo | 520,4 | 29,1 |
| Máximo | 881,7 | 86,8 |
| Desvio Padrão | 96,5 | 13,6 |
| Coefficiente de variância | 0,2 | 0,2 |
| Literatura | 706,3 (295 – 1.180) | 73,5 (28 – 95) |

Nota-se que os resultados de ambos os parâmetros se encontraram na faixa de valores dados na literatura científica e os valores médios estiveram um pouco abaixo dos referidos (massa específica 11% menor e teor de umidade 3%). Comparando-se esses valores com os resultados obtidos pela presente tese, para a massa específica nota-se que os resultados estiveram dentro do intervalo reportado na literatura, sendo a média (630,3 kg.m⁻³) um pouco abaixo do valor reportado (706,3 kg.m⁻³). O mesmo comportamento foi observado para os resultados do teor de umidade.

É importante comentar que a grande variação dos valores desses parâmetros, sobretudo da massa específica, está associada à composição gravimétrica heterogênea da FORSU-GG. As frações de sobras de refeições, FLV e papel/papelão são que as que mais interferem nos resultados da massa específica, possuindo uma correlação linear forte entre si, com coeficientes de *Spearman* de 0,89, 0,96 e -1,0, respectivamente.

De outra forma, os resíduos de FORSU-RPO apresentaram valores médios para a massa específica e teor de umidade de 330,0 kg.m⁻³ e 23,7%, respectivamente. Por esses resultados, nota-se que a FORSU-RPO é um material com umidade muito mais baixa que a da FORSU-GG, justamente por sua composição contar apenas com partículas de galhos e folhas. Por sua vez, a massa específica é bem menor, sendo um material mais leve e pouco deformável, o que acaba ocupando muito espaço. São justamente essas as características que os processos de compostagem e digestão anaeróbia em estado sólido se baseiam quando a poda é considerada parte integrante do substrato.

5.3.2.2. Características físico-químicas

A seguir estão apresentados os resultados dos parâmetros físico-químicos: ST, SV, SF, C_{org}, NTK e P_{org} encontrados para a FORSU-GG e para a FORSU-RPO. A Figura IV.1, do Apêndice IV ilustra os resultados dos parâmetros estatísticos ST, SV e SF, sob a forma de *Box plot*, para a FORSU-GG e a FORSU-RPO e a Tabela 5.7 apresenta um resumo dos valores médios, mínimos e máximos em comparação com a literatura.

Tabela 5.7. Características físico-químicas da FORSU-GG e FORSU-RPO.

| | ST (g.kg ⁻¹) | SV (g.kg ⁻¹) | SV/ST |
|------------------------------------|--------------------------|--------------------------|-----------------|
| FORSU-GG | 289,7 (132 – 709) | 271,3 (114 – 685) | 0,9 (0,7 – 1,0) |
| FORSU-RPO | 762,7 (467 – 873) | 571,6 (302 – 767) | 0,8 (0,5 – 0,9) |
| Literatura (FORSU) | 434,0 (40 – 898) | 326,8 (40 – 550) | 0,7 (0,2 – 1,0) |
| Literatura (resíduos de alimentos) | 342,8 (79 – 991) | 322,7 (79 – 991) | 0,9 (0,3 – 1,0) |
| Literatura (poda) | 269,5 (236 – 303) | - | 0,6 |

É possível observar que as maiores concentrações de ST foram obtidas para a FORSU-RPO, se comparado à FORSU-GG, já que a segunda apresenta o teor de umidade muito maior. A parcela dos sólidos voláteis dessa massa também é muito maior para a FORSU-GG, com a relação SV/ST de 0,92, em relação à FORSU-RPO, que possui a relação SV/ST de 0,75 em média.

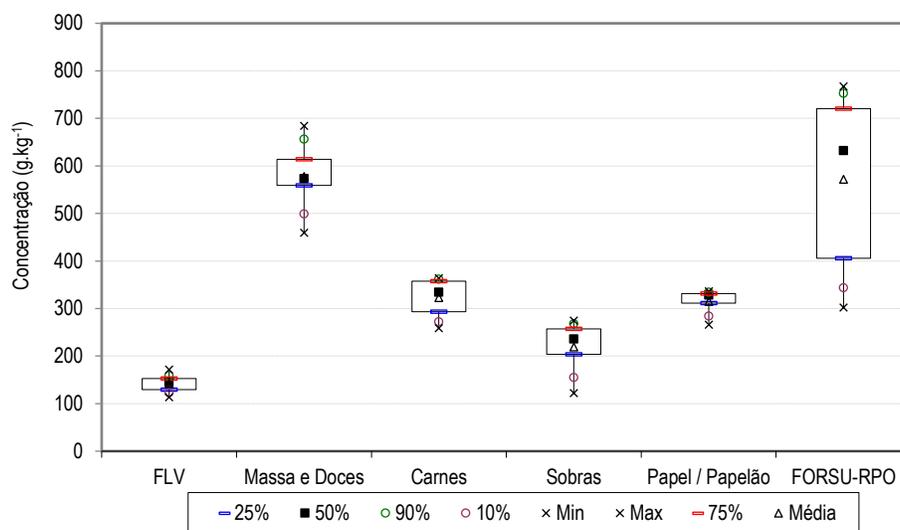
Ao comparar esses valores com os encontrados pela revisão bibliográfica, observa-se que a concentração de ST está dentro dos intervalos reportados na literatura. A diferença se apresenta mais na comparação entre as médias, sendo que o resultado para a FORSU-GG (298,7 g.kg⁻¹) foi 33% menor que a média obtida para a FORSU (434,0 g.kg⁻¹), e 15% menor

que a média obtida para os resíduos de alimentos ($342,8 \text{ g.kg}^{-1}$). Essa diferença pode estar associada tanto com as características dos resíduos, que se diferem entre os estudos e o presente trabalho, bem como com a metodologia de amostragem realizada, já que não foi possível garantir uma homogeneização perfeita da massa de resíduos antes da coleta da amostra.

Já com relação à concentração de SV, os resultados obtidos pelo presente estudo estiveram apenas dentro do intervalo de valores reportados para os resíduos de alimentos (variando de $79,2$ a $991,0 \text{ g.kg}^{-1}$), sendo o máximo obtido para a FORSU-GG ($684,5 \text{ g.kg}^{-1}$) foi 24% maior que o máximo reportado para FORSU ($550,0 \text{ g.kg}^{-1}$). Com isso, o mesmo comportamento foi observado para os resultados obtidos para a razão SV/ST, que tiveram um valor máximo (0,99) sendo 2% maior que o extremo máximo do intervalo reportado para a FORSU (0,97).

Por outro lado, poucos estudos avaliaram as características de resíduos vegetais como a FORSU-RPO, sendo apenas apresentado por LEITE *et al.* (2009) e MATHERI *et al.* (2018). Os valores de ST divulgados para esse resíduo variaram de $236,0$ a $302,7 \text{ g.kg}^{-1}$, apresentando uma razão SV/ST de 0,58. Pela comparação dos resultados obtidos pela tese para esse tipo de resíduo, observa-se que o máximo encontrado ($872,7 \text{ g.kg}^{-1}$) foi cerca de 3 vezes maior que o extremo máximo do intervalo reportado na literatura.

Como a concentração de sólidos voláteis está relacionada com a presença de materiais biodegradáveis nessa massa de resíduos, é de extrema importância ter uma investigação mais aprofundada de seus resultados, já que o desempenho do processo de metanização é avaliado em função desse parâmetro. Com isso, a Figura 5.11 apresenta a variação de SV para cada fração gravimétrica identificada na FORSU-GG, excetuando-se apenas as frações correspondentes a materiais inertes. Os laticínios foram incluídos aqui no grupo das carnes e as frutas grandes (coco e abacaxi) no grupo FLV. Também foi incluído o resultado de SV da FORSU-RPO para efeito de comparação.



Nota: FLV: frutas verduras e legumes; Sobras: sobras de refeições e fragmentos < 25 mm

Figura 5.11. Box plot da concentração de SV das frações gravimétricas da FORSU-GG.

Verifica-se que a fração que mais contribuiu para o SV da FORSU-GG é a de massas e doces. Somente essa fração apresenta um resultado muito semelhante à FORSU-RPO, com SV de 577,9 g.kg⁻¹ em média. Já a fração de carnes, de papel/papelão e de sobras de alimentos apresentam SV muito próximos, variando em torno de 200 a 300 g.kg⁻¹ em média. Por fim, a fração de FLV é a que apresenta menor SV, muito devido à composição dessa fração.

Além desses, os resultados obtidos para C_{org}, NTK e P_{org} estão ilustrados na Figura IV.2, do Apêndice IV, e a Tabela 5.8 apresenta um resumo dos valores médios, mínimos e máximos em comparação com a literatura. Ressalta-se que para a FORSU-RPO não foi possível realizar essa comparação.

Tabela 5.8. Características físico-químicas da FORSU-GG e FORSU-RPO.

| Parâmetros estatísticos | C _{org} (g.kg ⁻¹) | P _{org} (g.kg ⁻¹) | NTK (g.kg ⁻¹) |
|-------------------------|--|--|---------------------------|
| FORSU-GG | 227,5 (120 – 287) | 3,2 (2 – 5) | 49,8 (20 – 111) |
| FORSU-RPO | 202,2 (148 – 255) | 0,8 (0,2 – 1,6) | 8,4 (7 – 9) |
| Literatura (FORSU) | 148,6 (18 – 446) | 1,7 | 16,6 (1 – 34) |

Observa-se uma concentração considerável de carbono tanto para as amostras de FORSU-GG quanto de FORSU-RPO, se comparado com o fósforo e nitrogênio. Para a FORSU-GG,

os resultados de C_{org} encontrados estiveram dentro da faixa reportada na literatura, sendo a média esteve 53% maior que a média na literatura. Em contrapartida, para a FORSU-RPO, o valor médio reportado na literatura esteve 48% menor que o encontrado por esta tese.

Já para o P_{org} , a média da FORSU-GG obtida foi 86% maior que a reportada. Por fim, para o NTK a variação dos resultados obtidos para a FORSU-GG extrapolou o limite máximo em mais de três vezes o valor reportado na literatura. Vale ressaltar que não foram encontrados valores desses compostos para a FORSU-RPO. Mais uma vez, essa diferença dos resultados com a literatura pode estar associada à composição da massa de FORSU-GG investigada e com a metodologia de amostragem, sendo possível a existência de erros de quantificação desses parâmetros.

Considerando a composição elementar, pelos resultados de C e N encontrados na revisão bibliográfica, e os valores médios de ST obtidos para a FORSU-GG, as concentrações de C e N e a relação C/N foram calculadas. Os resultados desse cálculo indicam uma concentração de C de $121,7 \text{ g.kg}^{-1}$, de N de $7,8 \text{ g.kg}^{-1}$ e da relação C/N de 15,6. Nota-se que essa relação C/N encontrada está dentro do intervalo indicado por ALVES (2016), de 15 a 30, sendo indicada como ideal para um substrato inserido em um processo de digestão anaeróbia.

5.3.2.3. Características bromatológicas

Por fim, segue a apresentação dos resultados dos parâmetros bromatológicos. A Figura IV.3, do Apêndice IV, apresenta os gráficos *Box plot* dos resultados obtidos para as amostras de FORSU-GG e FORSU-RPO. A Tabela 5.9 apresenta um resumo dos valores médios, mínimos e máximos em comparação com a literatura, com exceção da FORSU-RPO, em que não foram encontrados valores para a comparação.

Tabela 5.9. Características bromatológicas da FORSU-GG e FORSU-RPO.

| Parâmetros estatísticos | Proteínas (g.kg^{-1}) | Lipídios (g.kg^{-1}) |
|-------------------------|----------------------------------|---------------------------------|
| FORSU-GG | 311,1 (124 – 693) | 131,6 (26 – 269) |
| FORSU-RPO | 52,8 (46 – 59) | 16,7 (14 – 19) |
| Literatura (FORSU) | 134,7 (34 – 260) | 120,7 (10 – 236) |

A massa de FORSU-GG apresenta uma composição com uma maior concentração de proteínas (311,1 g.kg⁻¹), seguida pelos lipídios (131,6 g.kg⁻¹), considerando os valores médios e a base seca para a quantificação desses parâmetros. Em comparação, as concentrações desses nutrientes na massa de FORSU-RPO são cerca de 80% menores, em média.

Em comparação com a literatura, os resultados da FORSU-GG para proteínas ultrapassaram os valores máximos reportados, sendo o resultado para as proteínas cerca de 3 vezes maior que o máximo. Já os lipídios estiveram dentro da faixa de valores indicada. Essa divergência de valores também está associada à metodologia de amostragem e características dos resíduos, como já foi comentado para os outros parâmetros.

5.3.3. Caracterização da fração líquida da FORSU-GG

5.3.3.1. Características físico-químicas

A primeira avaliação da fração líquida da FORSU-GG se refere à quantidade de produção desse material. O volume de líquido produzido varia de 6,7 a 17,3% em relação ao volume total de amostra de FORSU-GG considerada na análise. Em termos percentuais de massa, a fração líquida representa de 15,4 a 24,1% da massa total de FORSU-GG.

Além disso, os resultados obtidos para os parâmetros físico-químicos pH, temperatura, ST, SV e SF, DQO, N-NH₄⁺ e COD serão apresentados neste tópico, sendo discutido o comportamento e a relação entre os parâmetros.

Para pH e temperatura, a estatística descritiva realizada gerou os valores apresentados na Tabela 5.10.

Tabela 5.10. Resultados de pH e temperatura da fração líquida da FORSU-GG.

| Parâmetros estatísticos | pH | Temperatura (°C) |
|---------------------------|-----|------------------|
| Número amostral | 47 | 45 |
| Média | 4,3 | 26,3 |
| Mediana | 4,2 | 26,3 |
| Mínimo | 3,6 | 19,4 |
| Máximo | 5,7 | 32,4 |
| Desvio Padrão | 0,4 | 2,4 |
| Coefficiente de variância | 0,1 | 0,1 |

Nota-se que a fração líquida é um material que apresenta alta acidez (pH de 4,3, em média) devido à presença de compostos orgânicos oriundos dos alimentos presentes na massa da FORSU-GG, que já passaram por esse processo de hidrólise e acidificação nos recipientes onde estão acondicionados (lixeiras ou contêineres).

Os resultados obtidos para as concentrações de ST, SV e SF da fração líquida da FORSU-GG estão ilustrados na Figura IV.4, do Apêndice IV. Foi observado que a maior parcela de sólidos presentes na FORSU-GG é representada por compostos voláteis, ou seja, é um material altamente biodegradável. A presença desses sólidos pode estar associada à existência de material não hidrolisado, como açúcares, carboidratos, fibras, lipídios, proteínas, entre outros.

Ainda em relação à caracterização da fração líquida da FORSU-GG, os resultados obtidos para DQO, COD e N-NH₄⁺ estão apresentados na Figura 5.12.

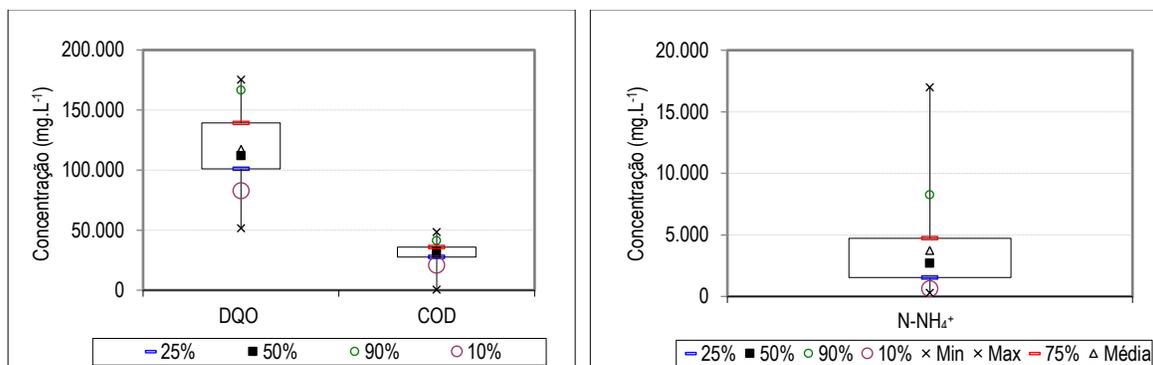


Figura 5.12. DQO, COD e N-NH₄⁺ para a fração líquida da FORSU-GG.

A característica da fração líquida que mais chama atenção é a sua alta concentração de matéria orgânica, com média de DQO em torno de 117.278 mg.L⁻¹ e COD de 30.648 mg.L⁻¹. Justamente em função da FORSU-GG apresentar uma concentração relevante de proteínas, sua fração líquida registra também uma concentração considerável de N-NH₄⁺, com a média registrada de aproximadamente 3.710 mg.L⁻¹. Por serem processos diferentes de quantificação, as razões entre DQO, SV e COD estão apresentadas na Tabela IV.1, do Apêndice IV.

Com relação à comparação com a literatura, não foi possível reunir valores de referência apenas da fração líquida da FORSU. Na maioria dos estudos, a massa sólida de resíduos é tratada em conjunto com sua fração líquida, gerando um substrato de entrada para os sistemas anaeróbios. Os estudos reportam tanto as características desses substratos quanto do lixiviado gerado ao longo do processo de digestão anaeróbia. No entanto, não foi encontrado nenhum estudo que abordasse as características da fração líquida individualmente. Sendo assim, foi avaliada apenas a relação dos parâmetros entre si, para maior entendimento de suas características.

Essa análise buscou observar se existe alguma relação estatística entre os resultados encontrados para os parâmetros de caracterização da fração sólida e da fração líquida da FORSU-GG, já que a líquida é derivada da sólida. A relação entre elas pode ser observada na prática a partir da visualização da composição da massa sólida e da observação da cor e textura da fração líquida, como é ilustrado na Figura 5.13.



Figura 5.13. Variação da fração líquida proveniente da fração sólida da FORSU-GG.

Nesse sentido, foi conduzido o teste estatístico não paramétrico *Wilcoxon signed-rank*, para comparar as medianas dos resultados de ST e SV entre a fração sólida e a fração líquida, já que a distribuição dos valores desses parâmetros apresenta um comportamento log-normal. Os resultados dos testes para ambos os parâmetros rejeitaram a hipótese de que as medianas sejam iguais, considerando um nível de confiança de 95%. Ou seja, apesar das amostras das frações sólidas e líquidas da FORSU-GG estarem relacionadas, não foi comprovada nenhuma similaridade estatística entre elas, considerando os parâmetros ST e SV.

5.3.3.2. *Potencial de produção de metano*

O ensaio de potencial de produção de metano para a fração líquida de FORSU-GG foi conduzido com a intenção de avaliar a sua máxima produção considerando as condições ideais de laboratório. Foram utilizados os dois lodos anaeróbios, descritos na seção 5.2.4 deste capítulo: lodo proveniente da UPI do sistema DAES e o lodo de uma planta de tratamento de cervejaria. Os resultados de produção de metano podem ser observados nas Figuras 5.14 e 5.15, para as relações S/I de 0,25 e 0,75 gSV.gSSV⁻¹, respectivamente.

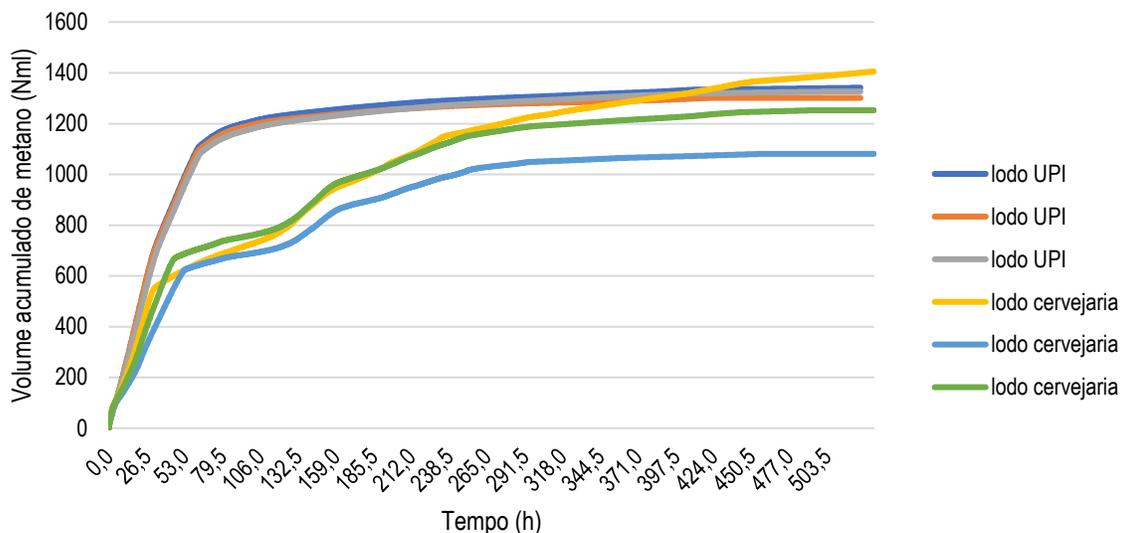


Figura 5.14. Produção de metano pelo ensaio PPM com relação S/I de 0,25 gSV.gSSV⁻¹.

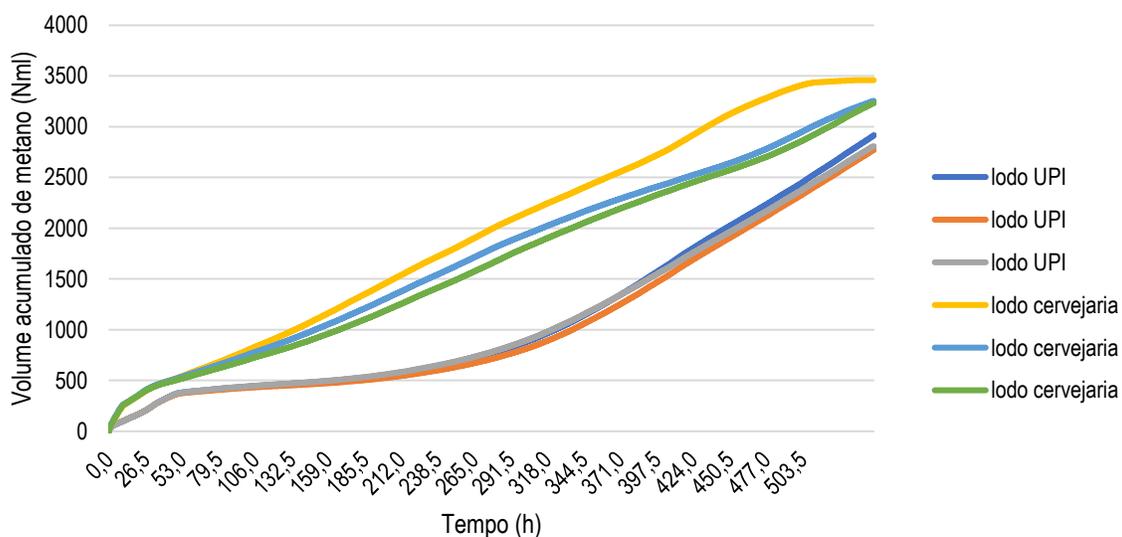


Figura 5.15. Produção de metano pelo ensaio PPM com relação S/I de 0,75 gSV.gSSV⁻¹.

A partir da observação das curvas obtidas pelo ensaio com S/I de 0,25 gSV.gSSV⁻¹ (Figura 5.14), é possível avaliar que os frascos em triplicada do lodo da UPI alcançaram uma produção máxima de metano maior se comparado àquela obtida para lodo de cervejaria. Porém, com o lodo de cervejaria, foi atingida uma produção de metano máxima mais rapidamente do que com o lodo da UPI e, após uma aparente estabilização (em torno de 79 h), a produção volta a aumentar até atingir, nos últimos dias de ensaio, o máximo da produção alcançada pelo lodo da UPI. Esse comportamento indica que é possível que o

lodo da cervejaria possui uma maior atividade metanogênica, tendo alcançado uma produção máxima em menos tempo. Porém é possível que tenha havido um acúmulo de ácidos orgânicos ao longo da digestão que podem ser inibido o processo, provocando as oscilações na produção de CH₄ indicadas na curva do lodo da cervejaria. Em contrapartida, esse efeito foi evitado na digestão com o lodo da UPI, que pode ter uma maior capacidade de tamponamento, promovendo um crescimento mais uniforme da produção de CH₄ até a sua estabilização.

Por outro lado, pela Figura 5.15, observa-se que é possível garantir maiores volumes de metano com a relação S/I de 0,75 gSV.gSSV⁻¹, ou seja, com maior acréscimo de substrato para consumo. Porém, para essa concentração maior, ambos os lodos precisaram de mais tempo para se adaptar, obtendo nas primeiras horas de ensaio, uma produção baixa de metano. Vale ressaltar que, para essa condição, o lodo da cervejaria parece estar mais apto a consumir o substrato, apresentando uma produção de metano crescente e maior que a do lodo da UPI até que o fim ensaio. Nesse caso, não foi possível avaliar a sua máxima produção, já que o ensaio precisou ser finalizado antes da sua estabilização.

Os resultados obtidos com o ensaio PPM estão sumarizados na Tabela 5.11.

Tabela 5.11. Produção e rendimento de metano obtido no ensaio PPM.

| | Lodo UPI | | Lodo cervejaria | |
|---|-----------|-----------|-----------------|-----------|
| | S/I: 0,25 | S/I: 0,75 | S/I: 0,25 | S/I: 0,75 |
| Volume de metano acumulado (NmL) | 1.323,4 | 2.831,2 | 1.246,4 | 3.315,0 |
| Taxa média de produção metano (NmL/h) | 47,7 | 44,2 | 50,0 | 60,7 |
| Rendimento de metano (NmL CH ₄ .g SV ⁻¹ aplicado) | 508,1 | 362,3 | 570,1 | 505,4 |

Assim, é possível verificar que, em termos de volume acumulado e rendimento de metano, a condição S/I de 0,75 gSV.gSSV⁻¹ apresentou o melhor desempenho para o lodo da cervejaria. Ressalta-se que esse valor poderia ser até maior, já que nessa condição a produção de metano ainda não tinha alcançado a sua estabilização quando foi finalizado o ensaio. Assim, não foi possível observar se nessa condição o lodo da UPI chegaria ao rendimento obtido para a relação S/I de 0,25 gSV.gSSV⁻¹. Já no caso dessa condição, o rendimento dos lodos esteve próximo, sendo que o da cervejaria alcançou maior valor.

Pode ser observado que os resultados obtidos estiveram dentro do intervalo reportado pelos estudos reunidos na literatura (Tabela 5.6), sendo que especificamente o PPM da FORSU esteve em torno de $500 \text{ NmL CH}_4.\text{g SV}^{-1}$ aplicado. Entretanto, nota-se a diferença do rendimento de metano quando se compara a fração líquida com a fração sólida da FORSU-GG, considerando os resultados reportados por FERREIRA (2019), que realizou o PPM da fração sólida da mesma FORSU-GG do presente estudo. No seu trabalho, o melhor rendimento havia sido de $273 \text{ NmL CH}_4.\text{g SV}^{-1}$ para a condição S/l de $0,25 \text{ gSV.gSSV}^{-1}$ para o PPM da fração sólida da FORSU-GG (FERREIRA, 2019), contrastando com os $539,1 \text{ NmL CH}_4.\text{g SV}^{-1}$ obtido, em média, para a fração líquida da FORSU-GG, se considerar o desempenho dos dois lodos na mesma condição.

Além disso, o lodo anaeróbio de uma estação de efluentes domésticos, utilizado por FERREIRA (2019), obteve um desempenho muito baixo ($91 \text{ NmL CH}_4.\text{g SV}^{-1}$) quando ele foi exposto à altas concentrações de matéria orgânica (S/l de $1,0 \text{ gSV.gSSV}^{-1}$). Já o lodo da UPI, utilizado no atual estudo, parece ter uma melhor adaptação, obtendo um maior rendimento de metano quando foi aplicada uma maior concentração de substrato (S/l de $0,75 \text{ gSV.gSSV}^{-1}$).

5.4. Conclusões

Levando em conta os resultados de caracterização físico-química e bromatológica da fração sólida da FORSU-GG e da FORSU-RPO, além da fração líquida da FORSU-GG, as principais conclusões estão apresentadas a seguir.

Para a fração sólida da FORSU-GG:

- A análise gravimétrica indicou grande destaque para as frações de frutas, verduras e legumes e para as sobras de refeições, além de ter uma presença de mais de 10% de materiais inertes;
- A granulometria das amostras apresentou um tamanho de partículas, em sua maior parte, entre 80 e 100 μm ;
- A média da massa específica foi de $630,3 \text{ kg/m}^3$, e a do teor de umidade foi de 71%;
- A parcela dos sólidos voláteis foi expressiva, com a relação SV/ST de 0,92;
- Os valores médios de C_{org} , P_{org} e NTK de $227,5 \text{ g.kg}^{-1}$, $3,2 \text{ g.kg}^{-1}$ e $49,8 \text{ g.kg}^{-1}$, respectivamente;

- A massa de FORSU-GG apresenta uma composição com uma maior concentração de proteínas (311,1 g.kg⁻¹), seguida pelos lipídios (131,6 g.kg⁻¹).

Para a fração líquida da FORSU-GG:

- A fração líquida representa de 6,7 a 17,3% do volume total da FORSU-GG;
- Apresenta uma alta acidez (pH de 4,3, em média) e alta concentração de matéria orgânica altamente biodegradável (DQO de 117.278,4 mg.L⁻¹ e COD de 30.647,9 mg.L⁻¹);
- Os parâmetros associados à concentração de matéria orgânica nesse material estão relacionados da seguinte forma: SV/ST de 0,87; DQO/SV de 2,04 e COD/SV de 0,52;
- Dada a alta concentração de proteínas na fração sólida da FORSU-GG, a fração líquida apresentou altas concentrações de N-NH₄⁺ (3.710,1 mg.L⁻¹);
- Melhor resultado para PPM de 570,1 NmL CH₄/g SV_{aplicado}, considerando o lodo da UPI como inóculo e relação S/I de 0,75 gSV.gSSV⁻¹.

Para a FORSU-RPO:

- Granulometria indicou partículas menores que 25 mm;
- Massa específica de 330,0 kg.m⁻³ e teor de umidade de 23,7%, em média;
- Relação SV/ST de 0,75 em média;
- Valores médios de C_{org}, P_{org} e NTK de 202,2 g.kg⁻¹, 0,8 g.kg⁻¹ e 8,4 g.kg⁻¹, respectivamente.

Vale ressaltar que todos os resultados e conclusões obtidas se aplicam somente à FORSU-GG proveniente de uma rede de supermercados, sendo que a FORSU-GG proveniente de outras fontes poderá apresentar comportamentos diferentes. O mesmo pode ser dito da FORSU-RPO avaliada no presente estudo, que é proveniente de um processo de trituração de resíduos de poda de árvores, coletados pela COMLURB do município do Rio de Janeiro.

Tendo em vista todos os procedimentos utilizados para este estudo de caracterização da FORSU-GG, recomenda-se, para trabalhos futuros, aprimorar os procedimentos de coleta e análise de amostras. Para a fração sólida da FORSU-GG, é imprescindível que seja obtida uma amostra mais representativa possível da massa total de material que se quer avaliar. Como essa massa é bastante heterogênea, é sugerido que a coleta possa considerar mais

pontos obtidos pelo quarteamento, com uma maior quantidade de amostras sendo coletada. Além disso, o ideal seria aplicar o procedimento de trituração da amostra coletada, por meio de um triturador de resíduos robusto, de forma a garantir a completa homogeneização da amostra. É interessante também que seja avaliada a variação da sua caracterização ao longo do tempo, já que podem ter épocas específicas do ano que a gravimetria apresente um comportamento diferente. Sendo assim, seria interessante correlacionar essa composição, e suas características físico-químicas, com os aspectos culturais e econômicos que influenciam essa dinâmica da geração de resíduos.

Por outro lado, para a fração líquida da FORSU-GG, o aspecto que precisa ser aperfeiçoado é a análise de amostras, sobretudo para o parâmetro $N-NH_4^+$. Como esse material é composto por uma grande parcela de sólidos em suspensão, essa característica dificulta bastante o processo de filtração das amostras, o que irá interferir nas análises que necessitam dessa etapa. Foi utilizado aqui o processo de centrifugação, porém, acredita-se que ele pode ser aprimorado. Devido a essas dificuldades, sugere-se a realização de testes com outros métodos, além do que foi o empregado, para a análise de $N-NH_4^+$. Além desse parâmetro, é importante avaliar também outros nutrientes que podem estar contidos nesse material, como o fósforo, já que essa característica vai influenciar diretamente a digestão da fração líquida da FORSU-GG.

Nos próximos capítulos, os resultados aqui apresentados foram usados para melhor discutir o processo de digestão anaeróbia em estado sólido. Esses resultados nortearam a análise do desempenho da digestão, bem como serviram como um parâmetro para as sugestões de tomada de decisão para o aprimoramento do processo, no intuito de obter uma melhor qualidade de seus resultados.

CAPÍTULO 6 – AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DOS REATORES MESB

O Capítulo 6 desta tese descreve os resultados referentes à operação dos reatores MESB que compõem o sistema DAES, sendo objeto de estudo de uma investigação conduzida a partir do monitoramento operacional das primeiras 29 bateladas, realizadas ao longo dos anos 2019 e 2020, desde a *start-up* do sistema, no final de 2018. O estudo procurou avaliar os principais aspectos operacionais que influenciam na eficiência do processo de digestão e os maiores desafios a serem enfrentados na sua operação.

O capítulo é organizado da seguinte forma: item 6.1 apresenta uma breve introdução sobre a importância e relevância da investigação científica aplicada a reatores de metanização em estado sólido; item 6.2 contém a descrição dos materiais e métodos utilizados; item 6.3 contempla a apresentação e discussão dos resultados obtidos durante monitoramento operacional dos reatores MESB e sua comparação com a literatura; e o item 6.4 finaliza o capítulo com as principais conclusões deste estudo.

6.1. Introdução

Os reatores de metanização são um tipo de tecnologia de reatores anaeróbios empregados em sistemas de digestão em estado sólido. Esse tipo de processo se baseia no consumo de compostos orgânicos complexos, operando sob uma condição de teor de ST acima de 15%. Logo, não existe adição extra de água de processo e, ainda, é possível que o lixiviado produzido na digestão, também conhecido na literatura como percolato, seja removido do reator para que essa condição seja mantida. Nesse caso, é muito comum que sejam empregados como substrato a FORSU e resíduos lignocelulósicos, de origem vegetal (LI *et al.*, 2011).

O tipo de tecnologia avaliado pela presente pesquisa considera reatores de digestão anaeróbia em estado sólido que operam em regime de batelada a partir da introdução do substrato orgânico, que pode ser formado por um ou mais resíduos de tipologias diferentes. A partida é dada com a inoculação do reator, podendo ser feita pela adição de um lodo anaeróbio que será aspergido sobre a massa sólida de substrato, conforme descrito no Capítulo 4.

Além do baixo consumo de água, outras vantagens do processo em estado sólido podem ser destacadas, como o uso de reatores de baixo consumo energético, menor necessidade de insumos e materiais, pouca perda de energia e a capacidade de operar o reator com a presença de materiais impróprios no substrato (BRASIL, 2015, LI *et al.*, 2011, ZAMRI *et al.*, 2021). Também, existem alguns sistemas de digestão em estado sólido que podem operar com altas cargas orgânicas (PRAMANIK *et al.*, 2019). Em contrapartida, existem alguns desafios tecnológicos que podem interferir no desempenho desse processo, como a heterogeneidade dos resíduos orgânicos, a origem e forma de inoculação desses reatores, o risco de inibição da atividade metabólica dos microrganismos, o tempo de retenção e a concepção dos reatores, além dos aspectos operacionais de reologia e transferência líquida do inóculo para a massa de substrato e o controle de estabilidade do processo (ANDRÉ *et al.*, 2018, FERREIRA, 2019, LI *et al.*, 2011, PRAMANIK *et al.*, 2019, ZAMRI *et al.*, 2021). Esses aspectos poderiam ser estudados de forma mais aprofundada se fosse possível monitorar a digestão anaeróbia ao longo do tempo, o que é outra dificuldade encontrada para sistemas em estado sólido (ANDRÉ *et al.*, 2018, PRAMANIK *et al.*, 2019), já que a possibilidade de mistura completa no interior dos reatores é mais complexa.

Dado o seu potencial e a existência desses desafios tecnológicos, esse tipo de processo tem sido cada vez mais investigado, com o intuito de torná-lo mais eficiente. Grande parte dos estudos na literatura reunida para este capítulo focaram no controle da estabilidade do processo e na investigação de efeitos inibitórios que podem ocorrer, outros avaliaram os tipos de inoculação e as estratégias operacionais. Porém, a maioria investiga sistemas em escala de bancada, havendo poucos relatos de reatores em escala piloto ou semi-industrial. Além disso, a literatura aprofunda mais na investigação de outros tipos de reatores que empregam a digestão anaeróbia em estado sólido, havendo poucos que se dedicam a reatores tipo garagem, que é o foco deste estudo.

Dessa forma, o presente capítulo visa avaliar, individual e comparativamente, o desempenho operacional do processo de digestão anaeróbia nos reatores MESB em escala semi-industrial, levando em conta a produção de material digerido, lixiviado e biogás, a partir de diferentes condições empregadas (mistura de poda no substrato, inoculação e carga orgânica aplicada). Ressalta-se que, embora esses reatores estejam conectados à UPI, este capítulo se dedica a uma avaliação individual de cada um dos reatores.

6.2. Materiais e Métodos

Nessa seção são apresentados os detalhes do planejamento operacional dos reatores MESB de escala semi-industrial, que são o objeto de estudo deste trabalho. Além da sua descrição, são apresentados os processos para a coleta e análise de amostras, bem como os procedimentos utilizados para a análise dos resultados.

6.2.1. Revisão bibliográfica

Para este capítulo, uma revisão bibliográfica sistemática foi realizada a partir de um levantamento de estudos científicos publicados nas bases de dados Science Direct, Web of Science, Scielo e Google Acadêmico, sem nenhuma delimitação geográfica e por meio das palavras-chave: “digestão anaeróbia de resíduos orgânicos”, “*anaerobic digestion waste*”, “*anaerobic digestion organic municipal waste*”, “*dry anaerobic digestion of organic municipal solid waste*”, “*dry thermophilic anaerobic digestion of organic municipal solid waste*”, “*garage-type dry fermentation*”, “*recirculation percolate on waste treatment*”. Foram considerados trabalhos como artigos publicados em periódicos e congressos científicos, nos últimos 15 anos, além de dissertações e teses acadêmicas. A proposta foi reunir trabalhos que apresentassem uma investigação do processo de digestão anaeróbia em estado sólido, realizado em reatores semelhantes aos reatores MESB, de forma que os resultados divulgados pudessem servir de base para a análise do desempenho conduzida neste capítulo.

6.2.2. Aparato experimental e planejamento da operação dos reatores MESB

Partindo das características apresentadas no Capítulo 4, no qual foi apresentada a concepção e operação das unidades que compõem o sistema DAES, aqui está descrita apenas a operação dos reatores MESB. Esse sistema possui sete reatores MESB que foram concebidos conforme o esquema ilustrado na Figura 6.1.

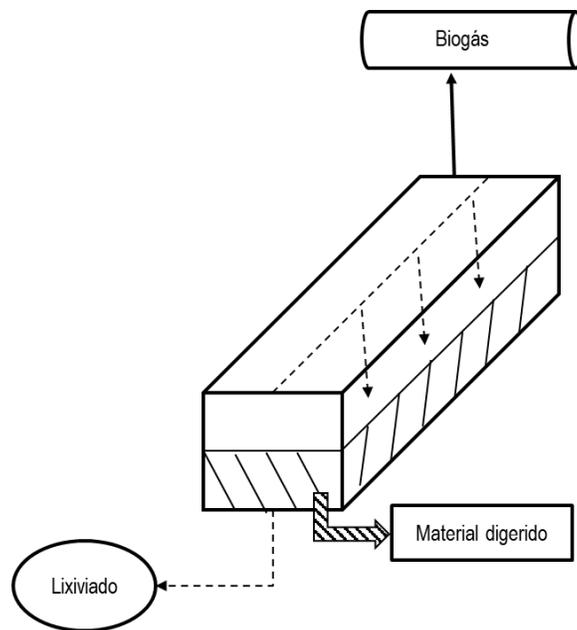


Figura 6.1. Representação esquemática do reator MESB.

A operação dos reatores MESB se inicia a partir da inserção do substrato orgânico, que é a fonte de alimento (substrato) para a comunidade microbiana realizar o processo de digestão anaeróbia. O substrato é composto pela massa de FORSU-GG, em maior quantidade, e pela massa de poda de árvores, em menor quantidade. Esses resíduos foram misturados em diferentes proporções.

Dada a partida inicial (*start up*) do sistema DAES, a sua operação passou por três fases, descritas por FERREIRA (2019), que consideraram diferentes condições de preparação do substrato e de inoculação dos reatores. De início, o substrato era formado apenas pela FORSU-GG. Por se caracterizar como um material de alto teor de umidade, a sua estrutura não se manteve estável no interior do reator, sendo observada a necessidade de incorporar a poda triturada a essa massa.

No presente estudo, o desempenho operacional dos reatores MESB foi avaliado ao longo de 29 bateladas monitoradas, sendo empregadas as condições indicadas na Tabela 6.1.

Tabela 6.1. Condições aplicadas nas bateladas dos reatores MESB.

| Batelada | Duração batelada | Massa na entrada | | | Massa orgânica na entrada | Carga orgânica volumétrica (COV) | Mistura de poda no substrato | Inoculação |
|----------|-----------------------|------------------|--------------|---------|---------------------------|---|------------------------------|--------------------|
| | nº reator.nº batelada | kg FORSU-GG | kg substrato | kg poda | kg SV | kg SV _{aplicado} .m ⁻³ reator.d ⁻¹ | % (m/m) | L.kg ⁻¹ |
| 2.1 | 65 | 83.830 | 109.550 | 25.720 | 34.960,11 | 4,48 | 23% | 0,49 |
| 2.2 | 43 | 31.960 | 49.110 | 9.684 | 14.404,09 | 2,79 | 20% | 0,46 |
| 3.1 | 134 | 62.700 | 71.410 | 8.710 | 13.699,84 | 0,85 | 12% | 0,77 |
| 3.2 | 59 | 67.970 | 95.590 | 27.620 | 32.213,43 | 4,55 | 29% | 0,50 |
| 4.1 | 81 | 54.950 | 54.950 | 0 | 9.599,62 | 0,99 | 0% | 0,42 |
| 4.2 | 91 | 51.660 | 59.030 | 7.370 | 16.696,91 | 1,53 | 12% | 1,17 |
| 4.3 | 49 | 35.320 | 35.320 | 0 | 8.535,44 | 1,45 | 0% | 1,17 |
| 5.1 | 75 | 57.090 | 57.090 | 0 | 7.011,85 | 0,78 | 0% | 1,21 |
| 5.2 | 53 | 61.443 | 67.587 | 6.759 | 13.786,85 | 2,17 | 10% | 0,31 |
| 5.3 | 39 | 42.230 | 42.230 | 0 | 6.737,47 | 1,44 | 0% | 0,56 |
| 5.4 | 32 | 35.320 | 36.660 | 1.340 | 9.301,40 | 2,42 | 4% | 0,65 |
| 6.1 | 72 | 55.280 | 55.280 | 0 | 13.358,98 | 1,55 | 0% | 0,65 |
| 6.2 | 68 | 64.680 | 74.060 | 9.380 | 20.992,26 | 2,57 | 13% | 0,64 |
| 6.3 | 74 | 69.330 | 91.230 | 21.900 | 29.272,50 | 3,30 | 24% | 0,43 |
| 6.4 | 31 | 42.060 | 60.450 | 10.950 | 16.423,33 | 4,41 | 18% | 0,61 |
| 7.1 | 73 | 51.910 | 51.910 | 0 | 9.382,33 | 1,07 | 0% | 1,00 |
| 7.2 | 59 | 44.100 | 48.510 | 4.410 | 13.178,01 | 1,86 | 9% | 0,49 |
| 7.3 | 61 | 27.140 | 45.230 | 18.090 | 16.899,03 | 2,31 | 40% | 1,34 |
| 7.4 | 61 | 63.510 | 75.220 | 11.710 | 22.041,36 | 3,01 | 16% | 0,75 |
| 3.1 | 99 | 62.550 | 72.630 | 10.080 | 19.646,09 | 1,65 | 14% | 0,85 |
| 4.1 | 81 | 62.530 | 82.530 | 20.000 | 26.543,16 | 2,73 | 24% | 0,79 |
| 4.2 | 64 | 50.000 | 50.000 | 0 | 12.083,02 | 1,57 | 0% | 1,17 |
| 4.3 | 49 | 34.480 | 68.960 | 34.480 | 28.041,45 | 4,77 | 50% | 0,57 |
| 6.1 | 98 | 8.780 | 51.710 | 2.010 | 12.922,16 | 1,10 | 4% | 1,36 |
| 6.3 | 51 | 87.080 | 121.912 | 34.832 | 36.294,49 | 5,93 | 29% | 0,27 |
| 6.4 | 21 | 40.480 | 56.672 | 16.192 | 19.037,87 | 7,55 | 29% | 0,23 |
| 7.1 | 83 | 41.520 | 56.120 | 14.600 | 18.379,20 | 1,85 | 26% | 1,00 |
| 7.2 | 83 | 53.000 | 81.408 | 28.408 | 29.046,20 | 2,92 | 35% | 0,48 |
| 7.3 | 43 | 49.340 | 74.010 | 24.670 | 26.025,06 | 5,04 | 33% | 0,44 |

Considerando essas condições, o processo de digestão anaeróbia era iniciado pela fase de fermentação por cerca de 5 a 7 dias, a partir da inserção do substrato. Essa fase é caracterizada pela renovação da camada de ar (*headspace*) interno dos reatores, havendo a substituição do ar atmosférico pelo biogás que aos poucos era produzido. Por isso, nessa

fase, registrou-se uma concentração de oxigênio de cerca de 10% e uma concentração quase nula de metano no biogás coletado na saída dos reatores MESB.

Após essa fase inicial, os reatores passaram a receber o inóculo produzido na UPI, que era aspergido sobre a massa de substrato. Nessa fase operacional, praticamente em todos os dias foi feita a inoculação dos reatores, sendo testadas as frequências de uma a duas vezes por dia, conforme as relações de inoculação indicadas acima. Vale frisar que o inóculo era transportado por meio de bombeamento, sendo controlado o período em que a bomba ficava ligada (foram estipulados os períodos de 10 a 20 minutos de acionamento da bomba, para uma vazão nominal de $13 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$).

Por fim, antes da batelada ser finalizada, o reator passava por uma terceira fase operacional, em que a inoculação era interrompida por cerca de 5 dias antes da abertura dos reatores, com o intuito de reduzir a umidade do material digerido que seria retirado. O tempo total de duração da batelada foi, em média, de 65 dias.

6.2.3. Coleta e análise de amostras

O monitoramento dos reatores MESB considerou a quantificação e caracterização dos materiais produzidos (material digerido, lixiviado e biogás), dadas as condições aplicadas em cada batelada.

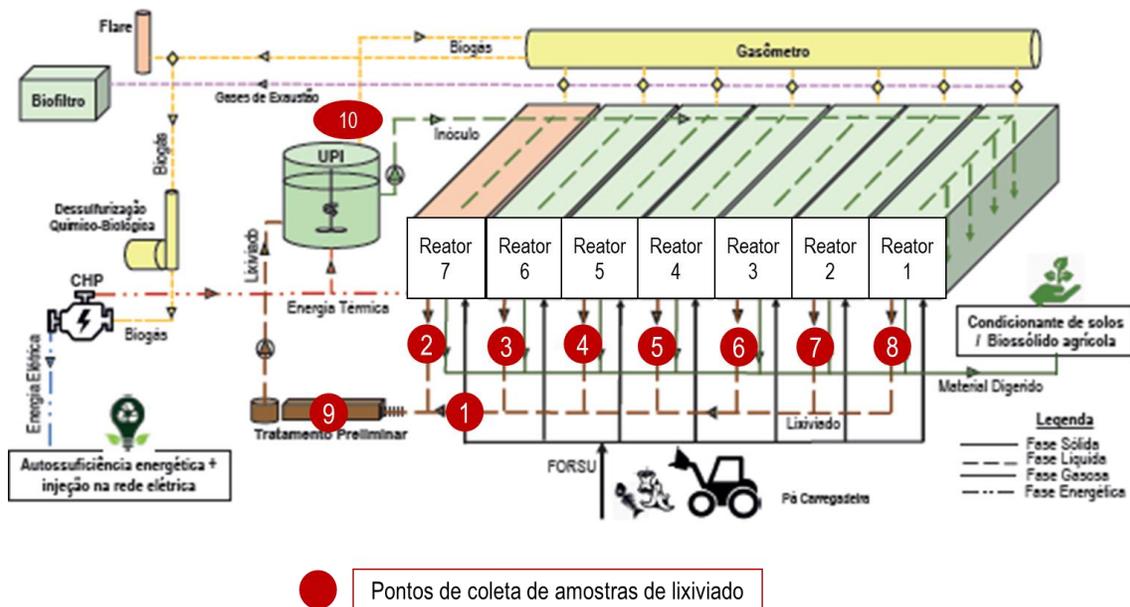
Assim, para a quantificação de substrato na entrada e de material digerido na saída de cada reator, foi considerada a quantidade de pás recolhidas por uma pá carregadeira utilizada para transportar esses materiais. Essa foi a unidade de medida utilizada tanto para a preparação do substrato, quanto para a quantificação da massa total de material carregado e descarregado de cada reator. Foi avaliado que, em média, cada pá carregadeira era capaz de transportar 1.300 kg de FORSU-GG, 670 kg de poda e 930 kg de material digerido.

Já a qualidade do substrato inserido nos reatores MESB foi apresentada no Capítulo 5. Será considerado aqui, especificamente, a caracterização do substrato em função da concentração de SV, de forma a avaliar a carga orgânica inserida nos reatores. Por outro lado, a massa de material digerido produzida foi caracterizada seguindo os mesmos procedimentos adotados para a coleta e análise das amostras de FORSU-GG (seção 5.2.2 do Capítulo 5). Assim, o material digerido foi caracterizado em função da concentração de

sólidos (ST, SV e SF) e do teor de umidade, sendo a análise realizada no laboratório localizado no próprio sistema DAES em estudo. Vale destacar que a mesma dificuldade de homogeneização da amostra descrita para a caracterização da FORSU-GG foi encontrada aqui, não sendo possível garantir que esse procedimento obteve um resultado ideal.

Por outro lado, o lixiviado produzido nos reatores MESB foi recirculado ao longo do sistema, sendo submetido ao tratamento primeiramente na UPI para aproveitamento de seu potencial energético e produção de inóculo, para então ser aspergido novamente nos reatores. Por isso, a vazão de saída de lixiviado de cada reator se aproxima muito da vazão de inóculo a eles alimentada. A avaliação da capacidade de retenção de inóculo pela massa de substrato não foi avaliada nesse momento, por isso será considerada que a vazão de saída do lixiviado dos reatores será igual à vazão de inoculação.

Para a caracterização do inóculo e lixiviado, foi realizada a coleta de amostras em diferentes pontos do sistema DAES, conforme indicado na Figura 6.2. Apenas os resultados da caracterização da fração líquida da FORSU-GG (ponto 1 da Figura 6.2) não serão apresentados no presente capítulo, já sendo contemplados no Capítulo 5.



● Pontos de coleta de amostras de lixiviado

Figura 6.2. Pontos de coleta de amostras de lixiviado oriundos dos reatores.

Fonte: Adaptado de FERREIRA (2019)

O lixiviado resultante dos reatores MESB foi caracterizado com o intuito de qualificar o desempenho do processo, de forma a observar o seu comportamento ao longo do tempo. Considerando uma frequência de coleta em torno de duas vezes por semana, o lixiviado foi coletado nas caixas de saída da tubulação de cada reator, de forma individual (pontos 2 a 8 da Figura 6.2). Por fim, amostras da UPI também foram coletadas no momento de inoculação dos reatores (ponto 10 da Figura 6.2), de forma que pudesse ser caracterizado o inóculo produzido nessa unidade. Vale ressaltar que as amostras do tratamento preliminar (ponto 9 da Figura 6.2) também foram coletadas, mas não foram discutidas nesse capítulo, já que esse ponto de coleta recebe a contribuição do lixiviado produzido em todos os reatores em operação e da fração líquida da FORSU-GG disposta no pátio de recepção.

Todas as amostras líquidas foram analisadas segundo os seguintes parâmetros físico-químicos: pH, temperatura, relação FOS/TAC, ST, SV, SF, DQO, $N-NH_4^+$ e COD. Os procedimentos utilizados para essas análises estão descritos no Apêndice II desta tese, sendo realizados no laboratório da unidade em estudo, localizado no EcoParque do Caju, com exceção da análise de COD, que foi realizada no LabPol/UFRJ. Antes de ser direcionada para o laboratório, a amostra era filtrada por uma peneira (Figura 6.3) para a remoção de partículas grosseiras, sendo transferida para um frasco de vidro para acondicionamento. Quando não analisadas no mesmo dia, as amostras eram armazenadas em um freezer a -18°C .



Figura 6.3. Peneira utilizada para a filtração de sólidos grosseiros das amostras de lixiviado.

Por fim, a quantidade de biogás produzido em cada reator MESB era registrada por meio de um sensor de vazão do tipo vórtex, da marca HONTZSCH, acoplado à tubulação de inox conectada à saída dos reatores, destinada ao transporte do biogás. Esse sensor é capaz de medir vazões entre 2,8 e 212 m³.h⁻¹ e também registra o volume acumulado de biogás produzido de um dia para o outro. Infelizmente ocorreram dificuldades operacionais com a vedação desses reatores, não sendo possível aferir com precisão a quantidade de biogás produzida por eles. Por isso, esses dados não serão considerados para análise deste trabalho.

Já para a avaliação da sua qualidade, foi utilizado um analisador portátil de biogás, da marca Landtec, modelo GEM 5000 Plus, que fornecia os teores no biogás de CH₄, CO₂ e O₂ medidas em concentração percentual, e de H₂S e CO, medidas em partes por milhão (ppm). Para o CH₄ e CO₂ esse analisador possui um sensor infravermelho de duplo comprimento de onda com canal de referência, já para O₂, H₂S e CO ele possui um sensor eletroquímico (CLEAN, 2023).

6.2.4. Avaliação do desempenho dos reatores MESB

A avaliação do desempenho dos reatores MESB considerou os parâmetros qualitativos de caracterização dos materiais produzidos na digestão (material digerido, do lixiviado e do biogás). São apresentados, primeiramente, os parâmetros que irão definir a condição que o reator operou em cada batelada (massa e carga orgânica). A partir daí, o seu desempenho pode ser avaliado em função da eficiência de remoção de massa orgânica. Não foi possível avaliar o desempenho em função do rendimento e produtividade de biogás e do rendimento de metano, já que houve dificuldades na quantificação do biogás produzido.

Sendo assim, a massa orgânica introduzida ao reator, ou retirada dele, foi calculada segundo a Equação (6.1).

$$m = (SV * M)/f \quad (6.1)$$

Sendo:

m (kg SV): massa orgânica na entrada ou saída dos reatores MESB, expressa em função de SV;

SV (g.kg^{-1}): concentração de sólidos voláteis do substrato na entrada ou do material digerido na saída dos reatores;

M (kg): massa total, de substrato ou material digerido;

f (adimensional): fator de conversão de unidades, sendo de 1.000.

Para o cálculo da massa orgânica do substrato consistindo na mistura de poda e FORSU-GG em sua composição, a concentração de SV de cada um desses materiais foi considerado, conforme indicado na Equação (6.2).

$$m_{\text{entrada}} = [(SV_{\text{FORSU}} * M_{\text{FORSU}} * (1 - t_{\text{inerte}})) + (SV_{\text{poda}} * M_{\text{poda}})]/1000 \quad (6.2)$$

Sendo:

m_{entrada} (kg SV): massa orgânica na entrada do reator MESB, expressa em função de SV;

SV_{FORSU} (g.kg^{-1}): concentração de sólidos voláteis da FORSU-GG;

M_{FORSU} (kg): massa total de FORSU-GG adicionada ao substrato;

t_{inerte} (adimensional): teor de inerte contido na FORSU-GG;

SV_{poda} (g.kg^{-1}): concentração de sólidos voláteis da poda;

M_{poda} (kg): massa total da poda adicionada ao substrato.

Observa-se que, pela Equação (6.2), deve ser considerado o teor de inerte da FORSU-GG como um fator a ser subtraído da massa total de substrato inserida no reator, já que apenas a fração biodegradável será a consumida pela comunidade microbiana. Esse teor de inerte corresponde à fração de materiais impróprios, como plástico, isopor, entre outros, encontrados na gravimetria da FORSU-GG (seção 5.3.2.1 do Capítulo 5).

Foi avaliada também a carga orgânica volumétrica (COV) aplicada (Equação (6.3)), considerando a concentração de SV desses materiais.

$$COV_{\text{MESB}} = (m_{\text{entrada}})/(t_{\text{batelada}} * V_{\text{MESB}}) \quad (6.3)$$

Sendo:

COV_{MESB} (kg SV_{aplicado}.m⁻³_{reator}.d⁻¹): carga orgânica volumétrica aplicada aos reatores, expressa em função de SV;

$m_{entrada}$ (kg SV): massa orgânica do substrato na entrada do reator MESB, expressa em função de SV;

$t_{batelada}$ (d): duração de uma batelada no reator MESB;

V_{MESB} (m³): volume útil do reator MESB, ocupado pelo substrato.

Portanto, a massa e a carga orgânica aplicadas serão consideradas as condições aplicadas aos reatores MESB, em conjunto com as relações de inoculação empregadas, conforme o planejamento descrito no item 6.2.2.

Dada essas condições, um dos parâmetros de desempenho avaliados é a eficiência de remoção, calculada conforme indicado pela Equação (6.4). Ressalta-se que as massas orgânicas na entrada e saída foram calculadas segundo as Equações (6.1) e (6.2).

$$e = (m_{entrada} - m_{saída})/m_{entrada} \quad (6.4)$$

Sendo:

e (% , m/m): eficiência de remoção, ou conversão, da massa orgânica em produtos da digestão;

$m_{entrada}$ (kg SV): massa orgânica do substrato na entrada do reator MESB, expressa em função de SV;

$m_{saída}$ (kg SV): massa orgânica do material digerido na saída do reator MESB, expressa em função de SV.

6.2.5. Análise dos resultados dos reatores MESB

Primeiramente, os resultados obtidos nas análises físico-químicas do lixiviado e do material digerido dos reatores, e dos parâmetros qualitativos do biogás, foram reunidos em uma planilha de Excel unificada, com a exclusão de algum valor muito discrepante dos demais (*outlier*), quando observado. A estatística descritiva foi empregada para caracterizar a distribuição dos valores, sendo calculados os parâmetros estatísticos: número amostral, média, mediana, mínimo, máximo, desvio padrão e coeficiente de variância, além dos

percentis 10, 25, 50, 75 e 90. Com esses valores, foram criados gráficos *Box plot* em Excel. Esses gráficos consideraram os resultados de todas as bateladas de forma agregada.

Já os resultados qualitativos do lixiviado e do biogás produzido nos reatores MESB em cada batelada foram comparados entre si por meio do teste *Kruskal-Wallis Dunn*, considerando a distribuição log-normal dos valores, de forma a observar a reprodutibilidade das condições de operação empregadas. Não foi possível comparar a qualidade do material digerido produzido nos reatores MESB, já que não houve coleta ao longo do período de digestão nas garagens. Para essa análise, os resultados foram segregados em função da seguinte variação das condições operacionais:

- Mistura de poda no substrato (% m/m): 0, 0 a 10, 10 a 20, 20 a 30, 30 a 40 e 40 a 50;
- Inoculação ($L \cdot kg^{-1} \text{substrato}$): menor que 0,4, 0,4 a 0,5, 0,5 a 0,7, 0,7 a 1,0, 1,0 a 1,2 e maior que 1,2;
- COV ($kg \text{ SV}_{\text{aplicado}} \cdot m^{-3} \text{ reator} \cdot d^{-1}$): menor que 1,0, 1,0 a 2,0, 2,0 a 3,0, 3,0 a 4,0, 4,0 a 6,0 e maior que 6,0.

Já os resultados dos parâmetros de desempenho operacional foram discutidos em termos de eficiência de remoção de massa orgânica, concentração média e máxima de metano e o dia em que se observou concentração máxima de metano.

Ressalta-se que os métodos estatísticos utilizados foram executados com base em cálculos e gráficos criados a partir das planilhas do Excel divulgadas por VON SPERLING *et al.* (2020).

Para comparação com a literatura, foram levantados intervalos de variação de valores dos diferentes parâmetros reportados. A partir daí, foi avaliado se os resultados obtidos por este estudo se encontram inseridos ou não nesses intervalos. Nessa comparação, foram consideradas todas as bateladas de forma agregada, para se obter dados mais representativos do sistema avaliado.

Por fim, as características dos produtos da digestão também foram comparadas com referências legais e normativas brasileiras (ANP, 2022, BRASIL, 2011, MAPA, 2020), de forma a avaliar o enquadramento às exigências para a comercialização desses produtos.

6.3. Resultados e Discussão

Primeiramente, os resultados obtidos com o levantamento bibliográfico são apresentados e discutidos. Em seguida, os resultados do monitoramento dos reatores MESB são apresentados considerando os parâmetros qualitativos e quantitativos utilizados para a caracterização do lixiviado, material digerido e biogás resultantes da digestão anaeróbia, bem como os parâmetros que refletem o desempenho dos reatores. A partir daí, a discussão dos resultados é conduzida por meio da comparação dos parâmetros entre si e com os valores reportados na literatura. São apresentados também os resultados da relação entre os diferentes parâmetros.

6.3.1. Dados na literatura

Um total de 65 trabalhos foram reunidos, sendo observados trabalhos que apresentaram a investigação do desempenho da digestão anaeróbia em estado sólido em diferentes tipos de reatores. Pela revisão, nota-se que existe uma quantidade maior de referências (19 trabalhos) que estudaram reatores simples em uma escala de laboratório, seguido por outra quantidade significativa (14 estudos) que investiga o reator do tipo CSTR. Nesse último caso, escalas maiores foram testadas, podendo chegar a um volume de 2.500 m³. Para ambos, uma variedade de resíduos foi utilizada como substrato para a digestão anaeróbia.

Porém, essa revisão tem o foco na investigação da digestão conduzida em reatores do tipo garagem, que é o modelo dos reatores MESB. Também merece destaque o tipo LBR, que possui uma forma de operação semelhante aos reatores MESB. Considerando estas características, um total de 13 trabalhos foram utilizados para a extração dos resultados para fins de comparação. Esses investigaram a digestão em estado sólido a partir do uso de substratos como RSU, FORSU, resíduos de alimentos, resíduos vegetais, além de outros resíduos de origem agrícola. Ressalta-se que, quando se avalia a escala, o reator LBR foi apenas empregado em laboratório. Já a tipologia de garagem foi utilizada em reatores de maior volume.

A Tabela V.1, do Apêndice V, apresenta os dados divulgados nos 13 trabalhos reunidos, indicando as condições operacionais e o desempenho dos reatores em termos de remoção de carga orgânica e produção de biogás e CH₄, para cada reator estudado. É possível

observar que a redução de carga orgânica varia de 28 a 91,4% para esses reatores. Para o rendimento de biogás, vale destacar o valor de $101,9 \text{ m}^3_{\text{biogás}} \cdot \text{t}^{-1}_{\text{substrato}}$ indicado por ORNELAS-FERREIRA *et al.* (2020), que é o valor base considerado para o projeto dos reatores MESB avaliados por esta tese. Essa referência também indica o rendimento de metano de $283 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{t}^{-1} \text{SV}$, para um teor esperado de CH_4 de 60% (ORNELAS-FERREIRA *et al.*, 2020). A faixa reportada na literatura para o rendimento de CH_4 foi de 100 a $477 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{t}^{-1} \text{SV}$, não sendo especificado se foi considerado a carga (em SV) removida ou aplicada.

Destaca-se aqui o desempenho do reator tipo garagem estudado por RICO *et al.* (2020), o qual obteve um elevado desempenho, com teor máximo de CH_4 no biogás de 70% ao longo de 50 dias de operação. Além do destacado rendimento (460 a $477 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{t}^{-1} \text{SV}$), os autores também reportaram altos valores de remoção de carga orgânica, podendo chegar a 91,4%. Esse estudo investigou um sistema composto por reatores garagem conectados, individualmente, a um tanque de percolação, semelhante ao sistema DAES. Eles foram abastecidos somente com resíduos de alimentos, sendo inoculados a $1,0$ e $0,08 \text{ gSV}_{\text{substrato}} \cdot \text{g}^{-1} \text{SV}_{\text{inóculo}}$, com estrume de gado leiteiro como inóculo.

Outro trabalho que é importante ser ressaltado aqui é o de QIAN *et al.* (2016), que apresenta a investigação de um sistema chinês muito semelhante ao DAES, com reatores de metanização em um volume de 400 m^3 . Esse sistema recebe RSU domiciliar, o qual é submetido a um processo de separação manual e mecânica para a retirada da fração orgânica, que será inserida nos reatores. O líquido drenado também é encaminhado para um tanque de percolação, como a UPI, que irá produzir o inóculo para ser aspergido novamente nos reatores. Nessa configuração, os autores reportaram um rendimento de CH_4 do sistema de $270 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{t}^{-1} \text{SV}$ em 180 dias de monitoramento, com um teor de CH_4 no biogás de 55,8 a 56,1%. Os autores ressaltam que o tanque de percolação é o maior responsável pela produção de CH_4 do sistema, com 55% do total produzido.

Os reatores do tipo LBR foram pouco investigados com relação à produção de biogás e metano, tendo somente o estudo realizado por RODRÍGUEZ-PIMENTEL *et al.* (2015). Os autores indicaram que a produtividade de metano registrada foi de $3,32 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3}_{\text{reator}} \cdot \text{d}^{-1}$, o rendimento de metano de $279 \text{ L CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{removido}}$ e a remoção de SV de no máximo 71% para o caso de um LBR contínuo.

Por outro lado, outros estudos de reatores do tipo LBR investigaram o efeito inibitório promovido pelo acúmulo de alguns compostos como os AGVs e o N-NH_4^+ (HUSSAIN *et al.*, 2017, SELVAM *et al.*, 2010, XU *et al.*, 2012, ZUO *et al.*, 2013). Durante o processo de digestão, os compostos orgânicos complexos são hidrolisados e consumidos, sendo transformados em compostos mais simples como os AGVs e os compostos nitrogenados. A presença de AGVs no meio irá afetar diretamente o pH, devido à sua acidificação (SELVAM *et al.*, 2010).

No caso dos compostos nitrogenados, é possível ter a presença do íon NH_4^+ e da NH_3 , dependendo do pH e da temperatura do reator. É na verdade a alta concentração de NH_3 que promove efeitos inibitórios no metabolismo da comunidade microbiana, sobretudo para as espécies metanogênicas (BOROWSKI 2015a, CAPSON-TOJO *et al.*, 2017a, b, WU *et al.*, 2018). CAPSON-TOJO *et al.* (2017a, b) afirmam que altas razões entre as concentrações de N-NH_4^+ e amônia livre NH_3 levam a altos picos de AGVs, podendo interferir na síntese de compostos para o crescimento da comunidade responsável pela digestão. Então, existe um equilíbrio que deve ser alcançado pela presença desses dois compostos para que o metabolismo da comunidade microbiana possa ser favorecido. Uma condição operacional importante indicada por ZUO *et al.* (2013) para esse tipo de reator é a recirculação do lixiviado. Essa operação pode produzir um efeito positivo no processo de digestão ao promover a diluição dos AGVs que são produzidos e ajustar o pH do meio, o que reduz o efeito inibitório, principalmente quando o LBR é operado sob altas cargas orgânicas (ZUO *et al.*, 2013).

As concentrações desses compostos avaliadas na literatura foram na faixa de 4.000 a 11.000 mg.L^{-1} para os AGVs e na faixa de 3.000 a 3.500 mg.L^{-1} para nitrogênio amoniacal (BOROWSKI, 2015a, b, CAPSON-TOJO *et al.*, 2017a, b, WU *et al.*, 2018). Especificamente para a NH_3 , ela deve se manter em concentração de até 1.000 mg.L^{-1} para não causar inibição (BOROWSKI, 2015a).

6.3.2. Desempenho operacional dos reatores MESB

De uma forma geral, em média, 65,4 toneladas de substrato (18,5 t SV) foram adicionadas a cada túnel individualmente, sendo desse total uma média de 51,5 toneladas de FORSU-GG. Vale ressaltar que essa massa de substrato é disposta sob a forma de leira no interior

dos reatores, contendo 13 metros de comprimento e 4 metros de largura e altura em torno de 2 metros, como ilustra a Figura 6.4.



Figura 6.4. Substrato em leira no interior dos reatores MESB.

Assim, cada reator MESB foi responsável por produzir uma quantidade de lixiviado, de material digerido e de biogás em cada batelada. Em média, $0,69 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ de inóculo foram recirculados para cada túnel de metanização, com inoculação de $0,72 \text{ L} \cdot \text{kg}^{-1}$ e $0,007 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$.

Ressalta-se que, quando essas vazões de recirculação são comparadas com as empregadas na literatura, foi observado que em todas as bateladas os valores estiveram acima dos reportados: $0,009 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ de recirculação de lixiviado em um reator LBR (HUSSAIN *et al.*, 2017); $0,017$ e $0,102 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$ de recirculação (BROWNE *et al.*, 2013). Quando se considera a vazão de inoculação por volume útil, o valor aplicado para os reatores MESB estiveram bem abaixo do reportado por HUSSAIN *et al.* (2017), de $2,6 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$. Por meio dessa comparação pode-se dizer que, embora a vazão diária de inoculação seja alta nos reatores MESB, seu valor em comparação com o volume útil dos reatores é bem inferior, podendo haver uma tendência de criação de caminhos preferenciais para a percolação do inóculo ao longo da massa de substrato no interior dos reatores, e a criação de zonas mortas, onde o inóculo não percola. Nessas circunstâncias, a passagem

do inóculo pelo reator seria mais rápida, havendo pouca retenção do mesmo pela massa de substrato.

As seguintes características físico-químicas do inóculo empregado estão indicadas na Tabela 6.2.

Tabela 6.2. Características físico-químicas do inóculo aplicado aos reatores MESB.

| Parâmetros estatísticos | pH (adimensional) | FOS/TAC (adimensional) | SST (g.L ⁻¹) | SSV (g.L ⁻¹) | DQO (mg.L ⁻¹) | N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹) | COD (mg.L ⁻¹) |
|---------------------------|-------------------|------------------------|--------------------------|--------------------------|---------------------------|--|---------------------------|
| Número amostral | 65,00 | 42,00 | 14,00 | 13,00 | 54,00 | 52,00 | 10,00 |
| Média | 7,64 | 0,15 | 9,55 | 3,68 | 17.680,96 | 4.128,79 | 1.520,47 |
| Mediana | 7,67 | 0,13 | 6,47 | 2,64 | 10.680,67 | 3.994,36 | 1.594,00 |
| Mínimo | 6,94 | 0,00 | 0,87 | 0,91 | 2.401,47 | 2.752,54 | 480,70 |
| Máximo | 8,06 | 0,43 | 33,94 | 7,26 | 110.125,06 | 7.107,31 | 2.237,00 |
| Desvio padrão | 0,23 | 0,14 | 9,60 | 2,15 | 18.863,18 | 917,47 | 572,91 |
| Coefficiente de variância | 0,03 | 0,91 | 1,00 | 0,58 | 1,07 | 0,22 | 0,38 |

Observa-se que o inóculo produzido na UPI apresenta pH próximo da neutralidade e com a razão SSV/SST variando de 0,21 a 1,00. Vale destacar a presença significativa de N-NH₄⁺ na sua composição, com concentração média de 4.128,79 mg.L⁻¹.

Os resultados de desempenho da digestão nos reatores MESB foram avaliados considerando essas condições descritas na seção 6.2.5. Para todas as bateladas, a redução média de massa bruta obtida levando em conta a massa de substrato na entrada e a massa de material digerido na saída foi de 35,1 toneladas. Já a redução de massa orgânica foi em média de 11,2 toneladas de SV, o que representa uma eficiência de remoção de 55%. A batelada 6.3 foi a que apresentou a maior redução de massa orgânica (81%) em 51 dias de digestão. Nessa batelada utilizou-se uma faixa intermediária de mistura da poda no substrato (29%) e de inoculação (0,27 L.kg⁻¹). Já a batelada de menor eficiência foi a batelada 3.1 (14% de poda e 0,85 L.kg⁻¹ de inoculação), com 11% de remoção de massa orgânica.

Com relação ao teor de CH₄, foi obtido uma média de 14,4% e um máximo de 56,3%, sendo alcançado no 49º dia. A Tabela 6.3 indica a variação desse parâmetro em cada batelada.

Tabela 6.3. Resultados de biogás produzido nos reatores MESB para as diferentes bateladas avaliadas.

| Batelada | Teor de CH ₄ | | Dia do máximo teor de CH ₄ | |
|------------|-------------------------|---------|---------------------------------------|-----|
| | nº reator.nº batelada | % médio | % máximo | d |
| 2.1 | | 15,12 | 39,60 | 41 |
| 2.2 | | 3,84 | 9,50 | 23 |
| 3.1 | | 17,28 | 50,10 | 133 |
| 3.2 | | 6,11 | 21,10 | 53 |
| 4.1 | | 4,41 | 20,50 | 57 |
| 4.2 | | 20,52 | 47,70 | 87 |
| 4.3 | | 23,64 | 56,30 | 49 |
| 5.1 | | 10,27 | 45,80 | 32 |
| 5.2 | | 2,14 | 12,80 | 50 |
| 5.3 | | 5,08 | 11,70 | 34 |
| 5.4 | | 5,95 | 15,12 | 33 |
| 6.1 | | 1,45 | 12,00 | 68 |
| 6.2 | | 3,50 | 9,50 | 59 |
| 6.3 | | 9,68 | 23,80 | 43 |
| 6.4 | | 21,49 | 42,50 | 26 |
| 7.1 | | 3,36 | 9,90 | 64 |
| 7.2 | | 9,55 | 21,00 | 59 |
| 7.3 | | 23,44 | 43,60 | 51 |
| 7.4 | | 9,30 | 26,70 | 44 |
| 3.1 | | 20,01 | 45,70 | 53 |
| 4.1 | | 20,55 | 50,10 | 69 |
| 4.2 | | 17,87 | 39,70 | 45 |
| 4.3 | | 19,48 | 52,20 | 37 |
| 6.1 | | 34,15 | 55,80 | 39 |
| 6.3 | | 28,50 | 55,60 | 46 |
| 6.4 | | 29,18 | 50,50 | 22 |
| 7.1 | | 17,21 | 37,50 | 53 |
| 7.2 | | 21,85 | 39,20 | 37 |
| 7.3 | | 12,44 | 43,20 | 22 |
| Literatura | | 10 - 70 | - | - |

De uma forma agregada, é possível avaliar o desempenho das bateladas em função das condições de mistura de poda no substrato, da inoculação empregada e da carga orgânica aplicada. A Tabela 6.4 resume os resultados de eficiência de remoção de massa orgânica e qualidade do biogás.

Tabela 6.4. Desempenho dos reatores MESB em função das condições aplicadas.

| Eficiência de remoção de massa orgânica (%) | | |
|--|---------|-------|
| | 0 | 43,41 |
| | 0-10 | 33,90 |
| Mistura de poda no substrato (%) | 10-20 | 52,71 |
| | 20-30 | 61,87 |
| | 30-40 | 74,91 |
| | 40-50 | 76,84 |
| | <0,4 | 59,55 |
| Inoculação (L.kg ⁻¹) | 0,4-0,5 | 61,39 |
| | 0,5-0,7 | 49,08 |
| | 0,7-1,0 | 49,03 |
| | 1,0-1,2 | 41,39 |
| | >1,2 | 62,77 |
| COV (kg SV _{aplicado} .m ⁻³ _{reator} .d ⁻¹) | <1,0 | 53,52 |
| | 1,0-2,0 | 39,75 |
| | 2,0-3,0 | 53,04 |
| | 3,0-4,0 | 64,34 |
| | 4,0-6,0 | 66,36 |
| | >6,0 | 72,77 |

Pelos dados apresentados na Tabela 6.4, é possível observar que, avaliando somente o incremento de poda no substrato, conforme se tem um aumento dessa, houve um aumento da eficiência de remoção de massa orgânica, com o máximo sendo atingido com a incorporação de poda de 40 a 50% da massa de substrato. Já em termos de inoculação, não houve uma tendência definida que pudesse ser observada pelos valores médios de eficiência, sendo que a condição de inoculação de 0,4 a 0,5 L.kg⁻¹ foi a que apresentou os melhores resultados. Por último, considerando a COV, houve uma certa tendência de aumento dos valores de eficiência de remoção a partir da carga de 1,0 kg SV_{aplicado}.m⁻³_{reator}.d⁻¹, com o melhor resultado observado para a carga maior que 6,0 kg SV_{aplicado}.m⁻³_{reator}.d⁻¹. É

importante salientar que a grande variação da eficiência de remoção ter apresentado grandes variações pode estar associada à forma de amostragem desse material para que fosse realizada a análise de SV. Como não foi possível obter a perfeita homogeneização da amostra antes da coleta de uma alíquota menor, pode ocorrer uma variação das características dessa massa de material.

Dada a apresentação de desempenho operacional das bateladas dos reatores MESB, são apresentados a seguir os resultados qualitativos obtidos na caracterização do material digerido, do lixiviado e do biogás oriundos do processo de digestão anaeróbia, considerando todas as bateladas de forma agregada.

6.3.3. Caracterização qualitativa dos produtos da digestão

O material digerido foi coletado ao final de cada batelada, sendo analisados os resultados para a massa específica e teor de umidade, além das concentrações de ST, SV, SF, e a razão SV/ST. As Figuras 6.5 e 6.6 apresentam o gráfico *Box plot* com os resultados obtidos pela estatística descritiva das concentrações de sólidos e do teor de umidade, respectivamente. Nesses gráficos estão resultados obtidos para o material digerido em comparação os encontrados para a FORSU-GG. Só não foi possível realizar a análise estatística para a massa específica devido à pequena quantidade de amostras coletadas para essa análise. O valor médio obtido para esse parâmetro foi de $520,0 \text{ kg.m}^{-3}$.

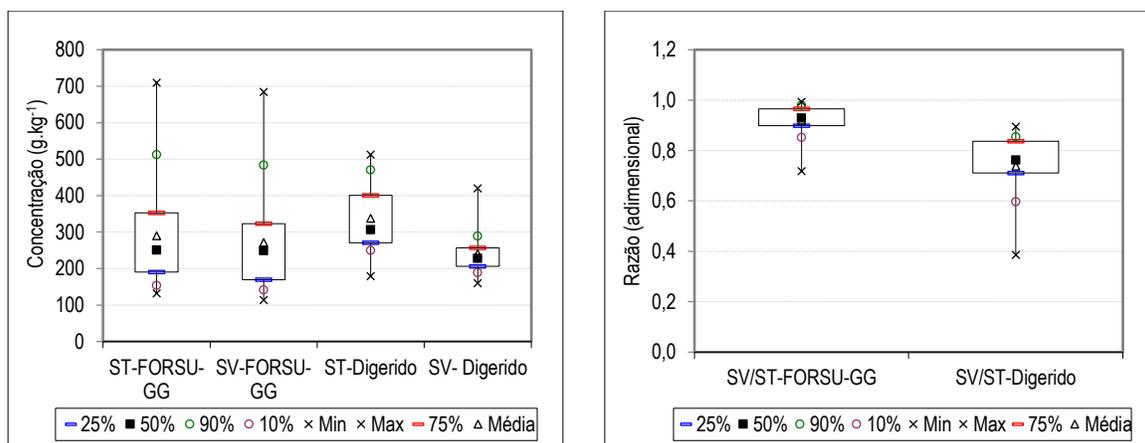


Figura 6.5. Concentrações de ST, SV e SF e razão SV/ST do material digerido em comparação com a FORSU-GG.

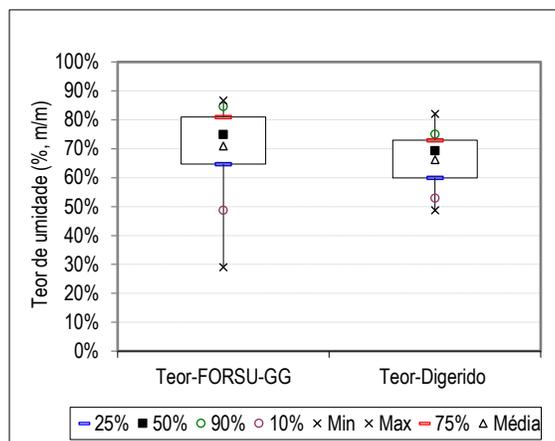


Figura 6.6. Teor de umidade do material digerido em comparação com a FORSU-GG.

Os resultados de ST e teor de umidade apontam para um material com elevada presença de água em seus interstícios, correspondendo a mais da metade de sua massa, estando bem próximo das características apresentadas pela FORSU-GG que compõe o substrato de entrada, sendo que o teor de ST apresenta valores um pouco maiores. Com relação aos sólidos presentes, sua grande maioria é formada por compostos voláteis, que são associados à alta biodegradabilidade, havendo uma pequena redução do valor para o material digerido, que apresentou uma média de 0,7, contra 0,9 obtido para a FORSU-GG.

Considerando as normas e legislações brasileiras levantadas, caso o material digerido fosse comercializado como composto, ele deveria apresentar uma umidade de até 50% (MAPA, 2020). Dessa forma, nota-se que o material digerido não está enquadrado, para ser aproveitado como composto. Por isso, é necessário que esse material seja submetido a um processo posterior à digestão anaeróbia, como a compostagem, de forma a garantir a adequação desse material.

Os resultados da estatística para o lixiviado proveniente dos reatores MESB estão ilustrados na forma de gráficos *Box plot* na Figura 6.7.

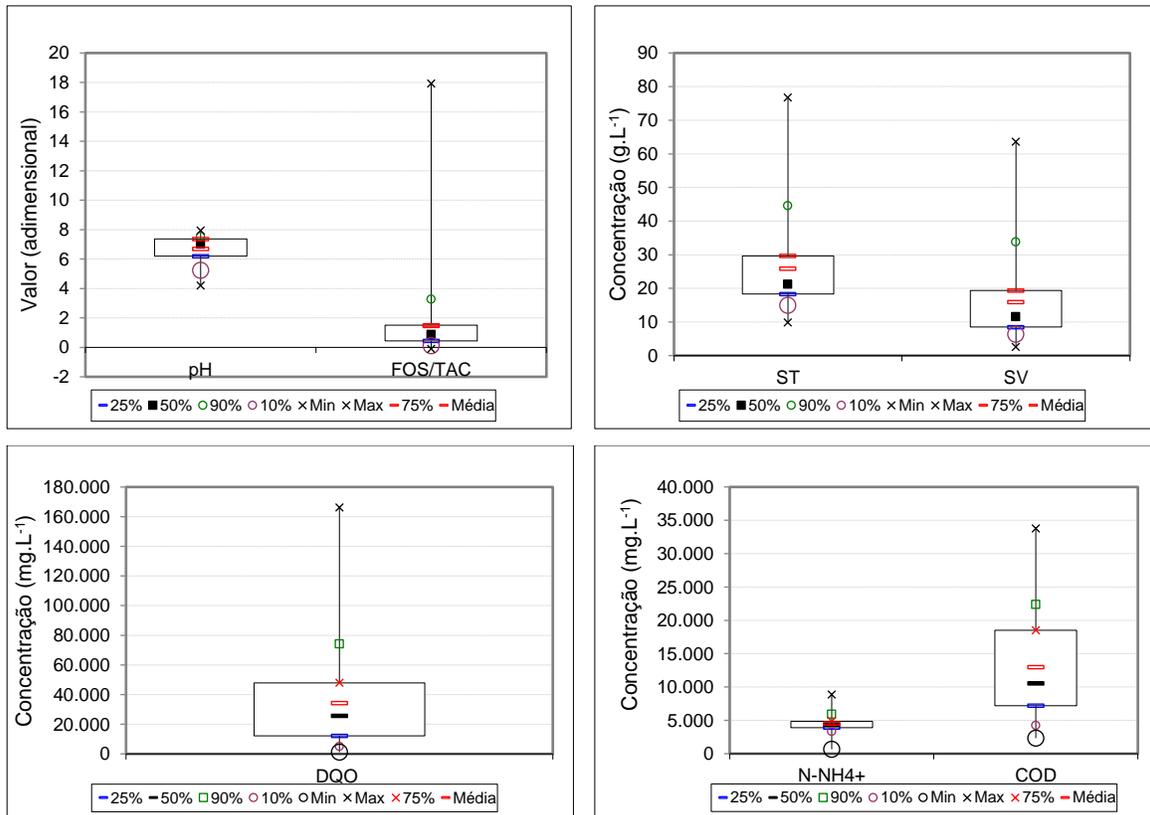


Figura 6.7. pH, relação FOS/TAC, DQO e as concentrações de ST, SV, N-NH₄⁺ e COD do lixiviado produzido nos reatores MESB.

É possível observar pela Figura 6.7 que apenas o parâmetro pH apresenta uma menor variabilidade em torno da média, de 6,7. Vale ressaltar também que o resultado para as concentrações de sólidos do lixiviado dos reatores MESB segue uma característica semelhante às características do material digerido dos reatores, com razão SV/ST de 0,6 (em comparação com 0,7 do material digerido).

Os resultados de SV, DQO e COD também apontam para um material de característica biodegradável, porém já com valores bem menores que o material na entrada do sistema, considerando a fração líquida da FORSU-GG (seção 5.3.3 do Capítulo 5), sendo o indicativo da remoção da matéria orgânica:

- SV do lixiviado de 15,9 g.L⁻¹ contra 62,4 g.L⁻¹ da fração líquida da FORSU-GG;
- DQO de 34.199,3 mg.L⁻¹ para o lixiviado, contra 117.278,4 mg.L⁻¹ para a fração líquida da FORSU-GG;
- COD 12.948,7 mg.L⁻¹ para o lixiviado, contra 30.647,9 mg.L⁻¹ da fração líquida da FORSU-GG.

Em contrapartida, o lixiviado apresentou concentração média de N-NH_4^+ de $4.504,5 \text{ mg.L}^{-1}$, que é maior que o seu valor na entrada ($3.710,1 \text{ mg.L}^{-1}$), sugerindo a possibilidade de um acúmulo de amônia no sistema, já que no processo anaeróbio essa não é consumida. Esse é um importante parâmetro que deve ser monitorado, podendo ser um fator inibitório para a atividade da comunidade microbiana no interior dos reatores em altas concentrações.

Considerando a qualidade do lixiviado oriundo dos reatores de digestão anaeróbia em estado sólido, na literatura pouco é reportado sobre suas características físico-químicas, havendo destaque apenas para o parâmetro N-NH_4^+ . Com relação ao limite máximo e a média, ambos estiveram acima da faixa indicada (3.000 a 3.500 mg.L^{-1}), podendo ser sinalizado um estágio de atenção desses reatores para a ocorrência de uma possível inibição do processo.

Considerando a legislação brasileira, caso o lixiviado fosse descartado, sua qualidade estaria atendendo aos limites indicados pela CONAMA nº 430 (BRASIL, 2011), considerando pH (variação de 5,0 a 9,0) e temperatura (menor que 40°C), porém quando se trata da concentração de N-NH_4^+ , sua característica está muito acima do indicado (20 mg.L^{-1}). Desta forma, é necessário que o lixiviado seja submetido a um pós-tratamento para a remoção desse composto. Em contrapartida, caso esse material fosse utilizado para a produção de biofertilizante, não foi possível avaliar se suas características atendem os padrões indicados, já que são definidos limites mínimos de parâmetros que não foram avaliados por esta tese (C_{org} , NTK e P_{org}). Porém, tendo como base as conclusões observadas acima, altas concentrações de N-NH_4^+ poderiam ser tóxicas também aos vegetais e às plantas em geral (ROSA *et al.*, 2020, CRUZ *et al.*, 2019, NUNES *et al.*, 2015).

Por fim, os resultados qualitativos do biogás produzido nos reatores MESB estão apresentados também em função da sua estatística descritiva na Figura 6.8.

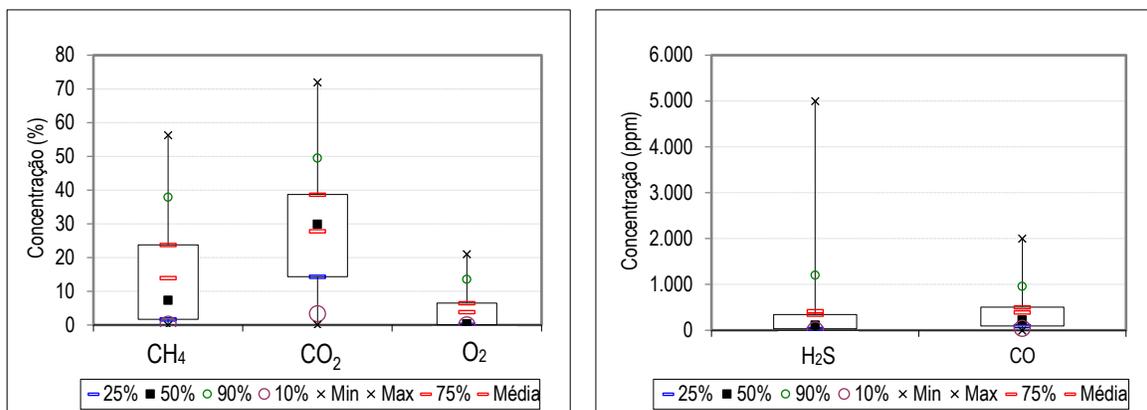


Figura 6.8. Teores de CH₄, CO₂, O₂, H₂S e CO do biogás produzido nos reatores MESB.

Pelas características apresentadas na Figura 6.8, o biogás produzido nos reatores MESB apresenta uma composição formada principalmente por CH₄ e CO₂, que são os compostos resultantes do processo de digestão anaeróbia. As reações de oxi-redução da matéria orgânica, que ocorrem nas etapas da digestão, levam à produção de CH₄ em seu último estágio, seja pela redução do grupo metil do ácido acético (via acetotrófica) ou pela redução do CO₂ na presença de H₂ (via hidrogenotrófica). A presença de maiores concentrações de CO₂ no biogás denota a menor atividade da segunda via (hidrogenotrófica), fazendo com que esse composto não seja reduzido a CH₄ e se acumule no biogás.

Quanto maior for a concentração de metano, maior será o potencial de aproveitamento energético desse biogás, com o máximo registrado de 56,3%. Já H₂S e CO se encontraram na média de 420,8 ppm e 388,9 ppm, respectivamente.

Considerando a composição do CH₄ produzido em reatores anaeróbios semelhantes aos reatores MESB, o teor de CH₄ reportada variou entre 10% e 70% (BENBELKACEM *et al.*, 2015, O'CONNOR *et al.*, 2021, QIAN *et al.*, 2016), sendo que o valor de 60% foi indicado como o esperado pelos dados de projeto do sistema DAES (ORNELAS-FERREIRA *et al.*, 2020). Os resultados encontrados por esta tese foram coerentes com o reportado, porém quando se avalia a concentração máxima observada (de 56,3%) ela esteve 6% abaixo do valor esperado pelo projeto.

Com base nas referências legais, existem indicativos de limites máximos para o teor de CH₄ e H₂S no biogás. Caso se desejasse recuperar o biogás produzido pela digestão como combustível, o resultado de nenhuma batelada avaliada permitiu obter os 90% de CH₄ e

apenas uma estratégia garantiu o enquadramento do H₂S na faixa de 10 a 70 ppm, indicado pela Resolução ANP nº 906 de 2022 (ANP, 2022). Por isso, é necessário que esse produto também seja submetido a um processo de purificação para o aumento do teor de CH₄ e redução da concentração de H₂S.

Como nas bateladas dos reatores MESB variou-se a mistura de poda no substrato (0 a 50%), bem como a inoculação empregada (0,23 a 1,36 L.kg⁻¹ substrato) e a carga orgânica aplicada (0,98 a 8,72 kg SV_{aplicado}.m⁻³_{reator}.d⁻¹), no item a seguir são discutidos os resultados qualitativos em função de cada condição.

6.3.4. Comparação dos resultados entre si

A Tabela 6.5 apresenta os resultados da comparação entre os resultados das bateladas em termos de mediana dos valores dos parâmetros.

Tabela 6.5. Resultados do teste *Kruskal-Wallis Dunn* para o lixiviado, considerando diferentes condições aplicadas aos reatores MESB.

| | | Medianas diferentes | Medianas não diferentes |
|--|---------|---|---|
| Mistura de poda no substrato (%) | 0 | pH, DQO | FOS/TAC, ST, SV, N-NH ₄ ⁺ |
| | 0-10 | pH, DQO, N-NH ₄ ⁺ | ST, SV |
| | 10-20 | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ | - |
| | 20-30 | N-NH ₄ ⁺ | pH, FOS/TAC, ST, SV, DQO, |
| | 30-40 | - | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ |
| | 40-50 | - | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ |
| | <0,4 | - | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ |
| Inoculação (L.kg ⁻¹) | 0,4-0,5 | pH, ST, SV, N-NH ₄ ⁺ | DQO, |
| | 0,5-0,7 | DQO, | pH, ST, SV, N-NH ₄ ⁺ |
| | 0,7-1,0 | pH | ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ |
| | 1,0-1,2 | pH, DQO, N-NH ₄ ⁺ | ST, SV |
| | >1,2 | DQO, | pH, ST, SV, N-NH ₄ ⁺ |
| | <1,0 | DQO, | pH, ST, SV, N-NH ₄ ⁺ |
| Carga orgânica aplicada (kg SV _{aplicado} .m ⁻³ .d ⁻¹) | 1,0-2,0 | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ | - |
| | 2,0-3,0 | pH, DQO | ST, SV, N-NH ₄ ⁺ |
| | 3,0-4,0 | - | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ |
| | 4,0-6,0 | pH, N-NH ₄ ⁺ | ST, SV, DQO |
| | >6,0 | - | - |

A partir dos resultados apresentados na Tabela 6.5, foi possível observar que, em relação à mistura de poda no substrato, quando maior foi essa última, uma menor diferença estatística entre os parâmetros do lixiviado produzido foi obtida. Ou seja, para as condições 20-30%, 30-40% e 40-50% de poda, não é possível afirmar que a maioria dos parâmetros são estatisticamente diferentes para um nível de confiança de 95%. Logo, pode-se dizer que existe uma tendência de similaridade na qualidade do lixiviado produzido nos reatores quando se aplica essas condições ao substrato alimentado aos reatores MESB.

Por outro lado, comparando-se as diferentes relações de inoculação, os parâmetros físico-químicos indicados na Tabela 6.5 revelam características do lixiviado produzido mais diferentes entre si. Apenas na condição <0,4 L.kg⁻¹ os reatores MESB produziram um lixiviado com uma qualidade muito semelhante, não sendo possível observar uma diferença

estatística. Vale ressaltar que para as condições 0,5-0,7 L.kg⁻¹, 0,7-1,0 L.kg⁻¹ e >1,2 L.kg⁻¹ houve uma grande semelhança entre a qualidade do lixiviado dos reatores MESB, havendo uma diferença apenas de um parâmetro nessas condições.

Por fim, a condição de carga orgânica que levou à produção de um lixiviado com nenhuma diferença estatística entre os parâmetros avaliados foi a de 3,0 a 4,0 kg SV_{aplicado}.m⁻³.reator.d⁻¹. Por outro lado, para cargas entre 1,0 e 2,0 kg SV_{aplicado}.m⁻³.reator.d⁻¹, a qualidade do lixiviado produzido nos reatores MESB apresentou uma maior diferença.

Sob a ótica da qualidade do biogás produzido, a Tabela 6.6 apresenta o resultado da comparação entre as bateladas, considerando as mesmas condições indicadas na Tabela 6.5.

Tabela 6.6. Resultados do teste *Kruskal-Wallis Dunn* para o biogás, considerando diferentes condições aplicadas aos reatores MESB.

| | | Medianas diferentes | Medianas não diferentes |
|--|----------------------------------|---|---|
| Mistura de poda no substrato (%) | 0 | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | - |
| | 0-10 | H ₂ S | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO |
| | 10-20 | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO | H ₂ S |
| | 20-30 | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | - |
| | 30-40 | - | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S |
| | 40-50 | O ₂ | CH ₄ , CO ₂ , CO, H ₂ S |
| | Inoculação (L.kg ⁻¹) | <0,4 | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ |
| 0,4-0,5 | | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | - |
| 0,5-0,7 | | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | - |
| 0,7-1,0 | | CO, H ₂ S | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ |
| 1,0-1,2 | | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | - |
| >1,2 | | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , H ₂ S | CO |
| Carga orgânica aplicada (kg SV _{aplicado} .m ⁻³ .d ⁻¹) | <1,0 | - | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S |
| | 1,0-2,0 | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | - |
| | 2,0-3,0 | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , H ₂ S | CO |
| | 3,0-4,0 | CH ₄ , O ₂ , CO, H ₂ S | CO ₂ |
| | 4,0-6,0 | O ₂ , CO, H ₂ S, | CH ₄ , CO ₂ |
| >6,0 | - | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | |

Considerando os resultados qualitativos para o biogás produzido nos reatores, apenas a condição 30-40% de poda na mistura no substrato levou à produção de biogás com nenhuma diferença significativa, considerando todas as bateladas que operaram nessa condição. Ressalta-se que os reatores submetidos às condições 0-10% e 40-50% de mistura de poda produziram um biogás com características muito semelhantes, havendo apenas um componente com concentrações diferentes. Por outro lado, vale comentar que o biogás produzido nos reatores que operaram nas condições de 0% e 30-40% de mistura de poda apresentou uma diferença em todos os parâmetros de qualidade analisados.

Já para a variação da inoculação dos reatores, as bateladas que operaram nas condições 0,4-0,5 L.kg⁻¹, 0,5-0,7 L.kg⁻¹ e 1,0-1,2 L.kg⁻¹ resultaram na produção do biogás com características totalmente diferentes. Não houve nenhuma condição em que se obteve uma semelhança na qualidade do biogás.

Por fim, os reatores MESB que operaram com carga orgânica menor que 1,0 e maior que 6,0 kg SV_{aplicado}.m⁻³.d⁻¹ produziram um biogás que não apresentou nenhuma diferença estatística, considerando os parâmetros que caracterizam a qualidade desse produto.

Assim, de uma forma geral, os resultados obtidos com o teste *Kruskal-Wallis Dunn* permitiram observar que apenas para a condição 30-40% de poda no substrato, o lixiviado e o biogás produzidos não apresentaram nenhuma diferença em sua qualidade com base nos parâmetros analisados, sugerindo que é uma condição operacional na qual se obteve um desempenho mais estável dos reatores, produzindo materiais com nenhuma diferença estatística entre uma batelada e outra.

6.4. Conclusões

O desempenho operacional dos reatores MESB do sistema DAES foi apresentado neste capítulo, considerando a digestão, em média, de 65,4 t de substrato orgânico, composto por FORSU-GG e poda. Algumas condições variaram ao longo das bateladas, avaliadas em função do percentual de poda na massa de substrato, da inoculação e da COV aplicada aos reatores.

Pôde ser observado que o aumento da mistura de poda no substrato permitiu um aumento da eficiência de remoção da massa orgânica do substrato, sendo a condição de 20 a 30%

de poda no substrato foi a que permitiu um melhor desempenho de uma forma geral: eficiência de remoção de massa orgânica de 61,87%. Além disso, o emprego de 30 a 40% de poda foi a que garantiu uma maior estabilidade operacional quando se comparou o desempenho das bateladas que operaram nessas condições, produzindo biogás e lixiviado com qualidades semelhantes estatisticamente.

Por outro lado, foi observado que a variação da inoculação não apresentou uma relação direta com o desempenho operacional dos reatores MESB, não havendo uma tendência de comportamento com o incremento gradativo dessa condição e produzindo biogás e lixiviado com características muito distintas. A condição de 0,4 a 0,5 L.kg⁻¹ de inoculação foi que apresentou os melhores resultados, de uma forma geral: 61,39 % eficiência de remoção de massa orgânica.

Por fim, a variação da COV apresentou uma maior influência sob a eficiência de remoção da massa orgânica, sendo um parâmetro que afeta diretamente o desempenho dos reatores MESB. O incremento da carga orgânica provoca uma melhoria do desempenho em relação à redução de SV. Os valores de carga orgânica compreendidos entre 4,0 e 6,0 kg SV_{aplicado}.m⁻³.d⁻¹ foram os que levaram aos melhores resultados, de uma forma geral: 66,36% de eficiência de remoção de massa orgânica.

Esses resultados apontaram para uma possibilidade de melhoria do desempenho dos reatores MESB quando submetidos a essas condições, já que a incorporação de poda permite uma melhor estruturação do substrato no interior do reator e conseqüente percolação do inóculo por essa massa; uma maior inoculação permite uma regulação do pH na digestão e a ativação metanogênica dos reatores; e uma maior carga orgânica garante a disponibilidade de massa orgânica biodegradável para o desenvolvimento da comunidade microbiana responsável pelo processo, como foi sugerido por FERREIRA (2019). Por outro lado, sugere-se realizar estudos com traçadores para observar a distribuição do inóculo aspergido pelo substrato em digestão, de forma a verificar se existe a criação de caminhos preferenciais e a existência de zonas mortas.

É importante frisar que as condições não foram testadas de forma individual, não sendo possível observar somente o efeito da variação de uma dessas condições na digestão. De fato, essa é uma das limitações deste estudo. Assim, sugere-se que cada uma dessas

condições seja testada individualmente, mantendo-se todas as outras condições operacionais constantes. Faz-se necessária também a aferição do biogás produzido com maior acurácia, para que seria possível avaliar a variação das condições em função desse produto.

Testando somente o incremento de poda, será possível observar o seu efeito sobre a estruturação do material, avaliando a granulometria desse substrato, a percolação do lixiviado, além da avaliação da variação da relação C/N, que é outro fator importante que pode ser garantido pela mistura de poda no substrato (FERREIRA, 2019). Já a avaliação individual do incremento da inoculação ao reator MESB permitiria identificar se existe mesmo uma relação direta com a ativação metanogênica e qual seria a relação ideal para se ter uma ótima produção de metano. Por último, o monitoramento individual de reatores MESB operando somente com o incremento da carga orgânica permitiria observar o valor máximo que poderá ser limitante ao crescimento microbiano, já que existe um máximo de matéria orgânica que esta comunidade é capaz de estabilizar e podem existir efeitos inibitórios.

CAPÍTULO 7 – AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO DA UPI

O Capítulo 7 é dedicado à análise da Unidade de Produção de Inóculo (UPI), que centraliza todo o recebimento do lixiviado gerado nos reatores MESB e produz o inóculo, como indica o nome da unidade. A UPI fornece os microrganismos para acelerar o processo de digestão da FORSU-GG nos reatores MESB. Porém, por se tratar de um reator anaeróbio, a UPI ainda possui potencial para produção de biogás, sendo também uma unidade que contribui para a obtenção desse produto no sistema DAES. Logo, é de essencial importância avaliar especificamente as suas características e desempenho ao longo da operação do sistema.

Desse modo, o Capítulo 7 é organizado da seguinte maneira: a seção 7.1 apresenta uma breve introdução, com a contextualização e um panorama do emprego desse tipo de reator; a seção 7.2 contém os materiais e métodos, abordando aspectos da UPI e a metodologia de análise dos resultados, na seção 7.3 são apresentados e discutidos os resultados obtidos a partir da caracterização dos materiais na entrada e saída do reator e seu desempenho, em comparação com a literatura científica; e, por fim, a seção 7.4 ilustra as principais conclusões encontradas.

7.1. Introdução

O desempenho de processos de digestão anaeróbia em estado sólido com recirculação de algum material que atue com características de um inóculo para o processo já foi investigado em diversos trabalhos anteriores (DEGUEURCE *et al.*, 2016, GOTTARDO *et al.*, 2017, MICHELE *et al.*, 2015, PEZZOLLA *et al.*, 2017, QIAN *et al.*, 2016, WALTER *et al.*, 2016, WU *et al.*, 2018) . Esse inóculo pode ser o lixiviado proveniente do próprio reator (Figura 7.1-A), que contém uma comunidade microbiana desenvolvida nas condições do experimento, ou ele pode ser o percolado proveniente de outro reator anaeróbio. Esse segundo reator, também chamado de tanque de percolação, é responsável por estabilizar o lixiviado, que é oriundo do primeiro reator, e produzir o inóculo que será direcionado novamente para o primeiro reator (Figura 7.1-B). Essa segunda concepção de sistema também pode ser formada por mais de um reator do tipo garagem, onde são inseridos os resíduos (Figura 7.1-C) (ANDRÉ *et al.*, 2018). Por fim, considerando a tipologia do reator da Figura 7.1-A, é possível que se tenha diferentes estratégias de recirculação do lixiviado, como está ilustrado na Figura 7.1-D. Nesse caso, pode-se empregar mais de um reator,

sendo um especificado para receber apenas o substrato fresco e o outro reator para receber o material digerido, após retirada do primeiro reator. Com isso, o lixiviado do primeiro reator poderia ser enviado para o segundo e o lixiviado do segundo, que está mais estabilizado, poderia ser direcionado para o primeiro (ELLACURIAGA *et al.*, 2021).

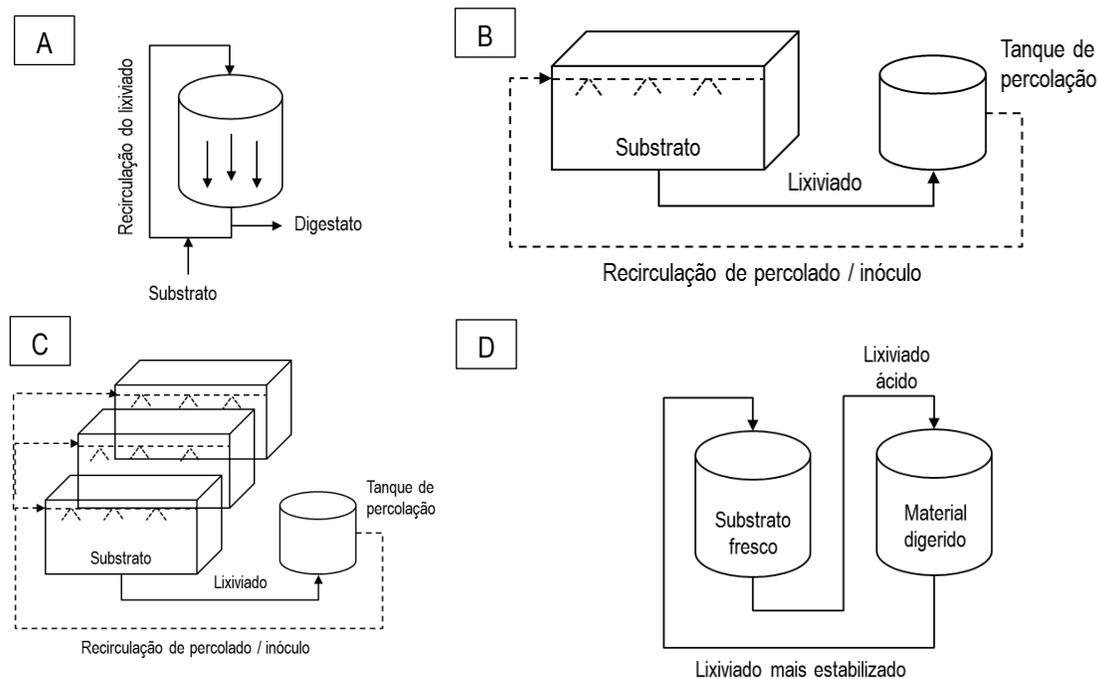


Figura 7.1. Tipologias de reatores anaeróbios com recirculação.

A caracterização desse material utilizado no processo de recirculação é essencial para se avaliar a qualidade que o mesmo deve apresentar para garantir que o processo de digestão seja ativado e se desenvolva da melhor forma. Além disso, as estratégias da recirculação, que podem variar em função da vazão e volume do material recirculado ou então da frequência com que ela será realizada, é outro fator que influencia bastante no processo de digestão desse reator. A estratégia de recirculação foi abordada no Capítulo 6 desta tese, sendo avaliada a sua influência sobre reator de digestão anaeróbia no estado sólido que recebe a FORSU, que no caso é o reator MESB.

Caso a recirculação de inóculo faça uso de um tanque de percolação, que seria responsável por produzir um material mais estabilizado, o processo da digestão desse reator interfere diretamente na qualidade dos materiais que ele produz. Nesse caso, há a produção não só

do inóculo como também do biogás. É nessa configuração que o sistema DAES se baseia, empregando a UPI como tanque de percolação.

O foco da investigação dos estudos reunidos pela revisão bibliográfica deste capítulo é o processo de digestão conduzido no sistema com a recirculação do lixiviado, contendo apenas um único reator sendo abastecido com o resíduo sólido, ou mais de um reator, quando existe a estratégia de estabilização do lixiviado em outro reator. Porém, não foi encontrada nenhuma avaliação a respeito do desempenho apenas do tanque de percolação, de forma a observar se o processo de digestão ocorrido nesse reator está sendo realizado de forma eficiente.

Sendo assim, este capítulo se dedica a avaliar o desempenho operacional do processo de digestão anaeróbia do tanque de percolação em escala semi-industrial, segundo sua produção de biogás e inóculo recirculado. A avaliação da UPI será realizada não só em função da qualidade do inóculo e biogás como também no desempenho desse reator em produzi-los. O desempenho é avaliado por este capítulo não só em função dos resultados obtidos a partir do monitoramento operacional do reator como também em função da avaliação da atividade metanogênica (AME) da sua comunidade microbiana.

7.2. Materiais e Métodos

As características da concepção do reator em estudo no presente capítulo serão apresentadas nesta seção como aparato experimental, bem como os procedimentos de coleta e análise das amostras. A metodologia de avaliação do desempenho e análise dos resultados também será descrita nesta seção de materiais e métodos.

7.2.1. Revisão bibliográfica

A revisão bibliográfica sistemática deste capítulo reuniu os estudos científicos que avaliam a operação dos tipos de sistemas ilustrados na Figura 7.1. Essa investigação considera também os dados reportados especificamente para os tanques de percolação, já que eles atuam na mesma função da UPI no sistema DAES, que é o objeto de estudo do presente capítulo.

A revisão foi conduzida considerando estudos publicados nos últimos 15 anos e com as mesmas condições (bases científicas, palavras-chaves, tipos de trabalhos e período de publicação) aplicadas na revisão realizada para o Capítulo 6, sendo que o foco foi encontrar trabalhos que apresentassem a discussão do desempenho de reatores que atuam como tanque de percolação de sistemas de digestão em estado sólido.

7.2.2. Aparato experimental

A UPI é um reator de mistura completa, do tipo CSTR (em inglês, *continuous stirred tank reactor*) com volume útil de 276 m³, sendo ilustrado na Figura 7.2.

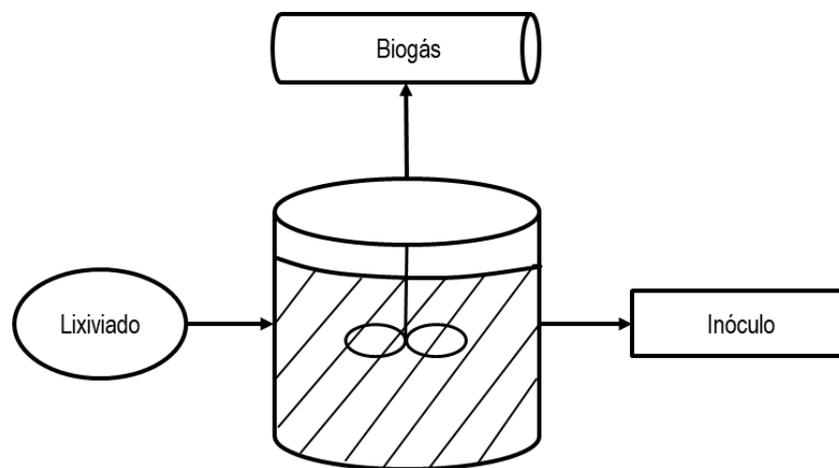


Figura 7.2. Desenho esquemático da UPI com os componentes na entrada e saída do reator.

Vale ressaltar que o material na entrada da UPI é o lixiviado produzido nos reatores MESB, sendo reunido no Tratamento Preliminar (TP), para então ser conduzido à UPI. Já os produtos na saída desse reator são o inóculo e o biogás. As características estruturais tanto da UPI quanto do TP foram descritas no Capítulo 4 desta tese.

Em termos operacionais, a entrada e saída da UPI se deu de forma intermitente, a partir do controle manual de válvulas. Da mesma forma, era feito o controle do inóculo retirado da UPI, que era direcionado para os reatores MESB que estavam em operação. Diariamente, o lixiviado era bombeado do TP no início de um determinado dia de operação por meio de uma bomba na vazão de 13 m³.h⁻¹. Esse procedimento era realizado por cerca de 35 min, em média. Por outro lado, a retirada de lixiviado tratado (inóculo) na UPI também era feita

diariamente por uma bomba de mesma vazão. Foi estipulado um tempo médio de 10 min para a inoculação de cada reator MESB. Com isso, diariamente, era contabilizado o tempo total que a bomba de inoculação ficava ligada, considerando todos os reatores inoculados. É importante ressaltar que nem todos os 7 reatores MESB eram inoculados todos os dias, somente aqueles que estavam em operação nos processos de ativação e estabilidade metanogênica é que recebiam o inóculo, conforme descrição do Capítulo 4 desta tese.

Com relação ao biogás produzido na UPI, esse era conduzido por uma tubulação de inox individual. A quantidade de biogás produzido na UPI era registrada por meio de um sensor de vazão do tipo vórtex (HONTZSCH), acoplado à essa tubulação, capaz de medir vazões entre 2,8 e 212 m³.h⁻¹ e o volume acumulado de biogás produzido de um dia para o outro.

7.2.3. Coleta e análise de amostras

A coleta de amostras e encaminhamento para análises físico-químicas em laboratório se deu com objetivo de caracterizar a qualidade do lixiviado na entrada e do inóculo na saída da UPI, para que fosse possível avaliar o desempenho desse reator. O ponto de coleta do lixiviado no TP era logo após a passagem desse material pela calha Parshall, sendo realizada antes da inoculação dos reatores MESB. Já o ponto de coleta do inóculo era na saída da UPI, sendo realizada no momento de envio desse material para os reatores MESB. As amostras do lixiviado e do inóculo foram coletadas cerca de duas vezes por semana, durante 2 anos de monitoramento do reator, com a exceção do período compreendido entre março e julho de 2020 em que a operação esteve limitada por conta da pandemia da covid-19.

Ambas as amostras foram analisadas segundo os seguintes parâmetros físico-químicos: pH, temperatura, relação FOS/TAC, temperatura, teor de ST, SV e SF, DQO, N-NH₄⁺ e COD. Da mesma forma que foi descrito no item de materiais e métodos do Capítulo 6, as amostras eram filtradas por uma peneira antes de serem analisadas, com o objetivo de remover sólidos grosseiros que eventualmente podiam estar presentes. Quando não analisadas no mesmo dia, as amostras eram armazenadas em frascos de vidro e mantidas em um freezer a -18°C. Os procedimentos utilizados para essas análises estão descritos no Apêndice II desta tese. Também nesse caso, as análises foram realizadas no laboratório do sistema DAES, com exceção da determinação de COD, que foi feita no LabPol/UFRJ.

Para as amostras de inóculo, em particular, também foram analisadas as substâncias húmicas, que incluem os ácidos húmicos, os ácidos fúlvicos e as huminas. A investigação da sua presença e concentração no inóculo é de extrema importância para a avaliação do desempenho da UPI, sendo a única análise que se estendeu para além do período de monitoramento do reator. Para ela, foram coletadas amostras ao longo do ano de 2021 também, chegando até o dia operacional 1031. O procedimento empregado para a sua determinação foi feito com base no Método de Lowry Modificado, descrito por LIMA *et al.* (2016), sendo adotada a diluição de 10 vezes. Essa análise também foi conduzida no laboratório da própria unidade no EcoParque do Caju.

Por outro lado, para a avaliação da qualidade do biogás produzido na UPI, foi utilizado um analisador portátil de biogás da marca Landtec, modelo GEM 5000 Plus, que permitiu determinar os teores de CH₄, CO₂, O₂, H₂S e CO. Essa análise era realizada diariamente a partir da conexão da mangueira do analisador à tubulação na saída da UPI.

7.2.4. Avaliação do desempenho da UPI

A avaliação do desempenho da UPI foi realizada levando em conta os dados registrados para as vazões na entrada e saída do reator, bem como os resultados das análises físico-químicas do lixiviado conduzido para a entrada do reator e do inóculo produzido, como foi descrito no item anterior. A compilação dos resultados foi feita para cada dia operacional do reator, com base na planilha do Excel "*Master Monitoring Data Spreadsheet*", disponibilizada por VON SPERLING *et al.* (2020) para o monitoramento de unidades de tratamento.

Além da estatística descritiva, a planilha é composta pelo cálculo da carga volumétrica, relação S/I, tempo de retenção hidráulica e eficiência de remoção. Considerando que a UPI é responsável pela produção de biogás e inóculo, a planilha foi modificada para incluir também o cálculo dos parâmetros associados a esses produtos: produtividade de biogás e rendimento de CH₄. Os cálculos estão descritos nas Equações (7.1) e (7.2), respectivamente.

$$P_{biogás} = Q_{biogás} / V_{UPI} \quad (7.1)$$

Sendo:

$P_{biogás}$ ($m^3_{biogás} \cdot m^{-3}_{reator} \cdot d^{-1}$): produtividade de biogás;

$Q_{biogás}$ ($m^3 \cdot d^{-1}$): vazão de produção de biogás;

V_{UPI} (m^3): volume útil da UPI.

$$R_{CH_4} = Q_{CH_4} / c \quad (7.2)$$

Sendo:

R_{CH_4} ($m^3 CH_4 \cdot kg^{-1} SV$): rendimento de CH_4 ;

Q_{CH_4} ($m^3 \cdot d^{-1}$): vazão de produção de CH_4 ;

c ($kg SV \cdot d^{-1}$): carga orgânica na entrada ou removida.

Vale ressaltar que o rendimento pode se referir à carga orgânica adicionada ao reator ou então à carga orgânica removida ou consumida, dada pela diferença entre as cargas na entrada e saída. Esse parâmetro pode ser avaliado em função da carga orgânica medida tanto em SV quanto em DQO. Já a vazão de produção de CH_4 (Q_{CH_4}) é obtida multiplicando-se a vazão de produção de biogás ($Q_{biogás}$) pelo teor de CH_4 registrado em cada dia de monitoramento.

Com relação ao inóculo, é possível calcular também o rendimento de inóculo, descrito na Equação (7.3), respectivamente.

$$R_{inóculo} = m_{inóculo} / c_{entrada} \quad (7.3)$$

Sendo:

$R_{inóculo}$ ($kg SSV_{inóculo} \cdot kg^{-1} SV_{aplicado}$): rendimento de inóculo;

$m_{inóculo}$ ($kg SV_{inóculo} \cdot d^{-1}$): massa de biomassa ativa;

$c_{entrada}$ ($kg SV_{aplicado} \cdot d^{-1}$): carga orgânica na entrada.

É importante comentar que para a Equação (7.3) a massa orgânica na entrada foi calculada multiplicando-se a concentração de matéria orgânica (medida em SV) do lixiviado de entrada pela sua vazão, em cada dia de monitoramento. Já no caso da massa de biomassa ativa, foi considerada a relação de $0,1 g SV_{biomassa} \cdot g^{-1} SV_{removida}$, sendo calculada em cada dia operacional em função da massa removida.

Também foi considerado para cálculo a carga volumétrica aplicada (CVA), obtida pela divisão entre a carga orgânica e o volume útil do reator.

No mais, foi feita também a avaliação da AME do lodo da UPI com o objetivo de investigar sua máxima produção de metano. A metodologia empregada nesse ensaio está descrita no Apêndice III deste capítulo.

7.2.5. Análise dos resultados da UPI

Os resultados dos parâmetros físico-químicos que caracterizam a qualidade do lixiviado e do inóculo, bem como os parâmetros de desempenho operacional, apresentados no item anterior, foram analisados conforme estatística descritiva. Além dela, foram realizadas duas análises para avaliar o comportamento do desempenho da UPI: uma em função da comparação dos resultados dos parâmetros com o intervalo de valores reportados na literatura e a outra com o objetivo de avaliar a relação dos parâmetros entre si, por meio da correlação linear.

Em suma, a Tabela 7.1 apresenta um resumo de todos esses métodos aplicados para a análise dos resultados referentes à UPI. Vale enfatizar que as planilhas divulgadas por VON SPERLING *et al.* (2020) para cada um desses métodos também foram utilizadas neste capítulo.

Tabela 7.1. Análises estatísticas realizadas por amostra e parâmetro da UPI.

| Objetivos | Amostras | Parâmetros | Métodos para distribuição log-normal |
|---|---|--|---|
| Comparação dos resultados de um parâmetro | Inóculo x Literatura | DQO, COD, ST, SSV, N-NH ₄ ⁺ , pH, temperatura e FOS/TAC | Comparação por intervalo de valores mínimo e máximo |
| | Biogás x Literatura | % CH ₄ , produtividade de biogás, rendimento de CH ₄ , AME | Comparação por intervalo de valores mínimo e máximo |
| Relação entre diferentes parâmetros | Lixiviado x parâmetros operacionais UPI | SV, DQO, COD e N-NH ₄ ⁺ , CVA, produtividade de biogás, rendimento de CH ₄ , produtividade de inóculo e rendimento de inóculo | Correlação linear – Spearman |
| | Inóculo x parâmetros operacionais UPI | pH, temperatura, FOS/TAC, CVA, produtividade de biogás, rendimento de CH ₄ , produtividade de inóculo e rendimento de inóculo | Correlação linear – Spearman |

7.3. Resultados e Discussão

Esta seção se inicia com a apresentação dos resultados obtidos na revisão bibliográfica conduzida neste capítulo para, então, apresentar e discutir os resultados dos parâmetros de desempenho da UPI, considerando a entrada de lixiviado, consumo de matéria orgânica e produção de inóculo e biogás.

7.3.1. Dados na literatura

De um total de 78 trabalhos, 25 foram selecionados para serem extraídas as informações relevantes para a análise do presente capítulo. A Tabela VII.1, do Apêndice VII, apresenta os dados em função dos seguintes parâmetros: tipo de processo anaeróbio empregado, tipo e volume do reator, características do substrato na entrada, conteúdo de ST, temperatura, carga orgânica volumétrica aplicada, tempo de retenção hidráulica (TRH), razão e vazão de recirculação do lixiviado, produção diária de biogás, teor de CH₄ no biogás e rendimento de CH₄. Já a Tabela VII.2, também do Apêndice VII, apresenta as

características físico-químicas do lixiviado recirculado ou do inóculo, que também foram extraídas e compiladas a partir desses estudos.

É possível observar que existe uma grande variação de substratos orgânicos empregados em sistemas de digestão anaeróbia em estado sólido. Apesar da tipologia dos reatores serem semelhantes, considerando as estratégias de operação ilustradas na Figura 7.1, existe uma grande variedade na capacidade dos reatores que foram investigados, o que faz com que os seus resultados de desempenho difiram bastante. A CVA variou de 1,0 a 17,0 kg SV.m⁻³_{reator}.d⁻¹. Complementarmente a esses dados reunidos na Tabela 7.2, é importante ressaltar as informações divulgadas por ELLACURIAGA *et al.* (2021), que apresentaram um estudo de revisão bibliográfica sobre a digestão anaeróbia em estado sólido. Os autores indicaram que a CVA em reatores que receberam resíduos de matadouros de animais e resíduos de alimentos variou de 0,9 a 3,7 kg SV.m⁻³_{reator}.d⁻¹.

Com essa carga sendo aplicada em reatores com o TRH variando de 3,3 a 200 dias e uma estratégia de recirculação variando de 0,3 a 2,1 digestato/substrato, em base volumétrica (ou com uma vazão de recirculação de 0,006 a 0,528 m³.d⁻¹), o rendimento de CH₄ obtido nesses sistemas variou de 0,06 a 0,6 m³ CH₄.kg⁻¹ SV. Vale ressaltar que alguns estudos não foram claros em informar se essa massa de SV considerada no resultado do rendimento de CH₄ foi a aplicada ou a removida.

Essa grande variação do rendimento de CH₄ está associada à dificuldade de se controlar o processo de forma que o desempenho da digestão seja o maior possível. Algumas dificuldades foram apontadas por ELLACURIAGA *et al.* (2021), como as limitações de transferência de massa entre o lixiviado e o substrato sólido, dada a dificuldade de mistura desse material para permitir um maior contato entre a comunidade microbiana e a matéria orgânica, além da dificuldade hidrodinâmica, devido à alta viscosidade do lixiviado ou do inóculo, especialmente quando mais concentrado de microrganismos. Ressalta-se que esse entrave está relacionado com os reatores anaeróbios no estado sólido, e não com os tanques de percolação, porém é uma limitação que afeta o desempenho do sistema como um todo.

Para reduzir essas barreiras operacionais, uma estratégia fundamental seria misturar um material estruturante ao resíduo orgânico a ser digerido, de forma que seja criada uma

estrutura de poros para a passagem do inóculo ou lixiviado recirculado, como foi sugerido no Capítulo 6 desta tese. Muitos resíduos vegetais, como poda de árvores e palha, podem ser utilizados para esse fim. Porém, um fator resultante dessa aplicação, que pode afetar negativamente o desempenho da digestão, é a natureza recalcitrante da lignina presente na estrutura desses materiais. A digestão dessa molécula, por sua vez, é responsável por produzir substâncias húmicas e fúlvicas que também influenciam o desempenho da digestão anaeróbia. Essa condição irá influenciar não só a digestão dos reatores que operam com os resíduos sólidos como também a digestão que ocorre nos tanques de percolação, já que eles recebem o lixiviado contendo essas substâncias.

A forma como a presença dessas substâncias afeta o processo de digestão anaeróbia já foi reportada na literatura, com resultados contraditórios. Alguns estudos afirmaram que essas substâncias aumentam a estabilidade estrutural dos compostos orgânicos presentes no lodo anaeróbio e restringem a sua solubilidade (HUGANG *et al.*, 2021), enquanto outros indicaram que altas concentrações dessas substâncias reduzem a eficiência da hidrólise e inibem a atividade dos microrganismos metanogênicos hidrogenotróficos (LI *et al.*, 2019a, LI *et al.*, 2019b, LI *et al.*, 2021, LIMA *et al.*, 2016, LIU *et al.*, 2016, XU *et al.*, 2012), havendo pouca ou nenhuma chance de adaptação dos microrganismos quando submetidos a altas concentrações (LI *et al.*, 2019b).

Por outro lado, alguns estudos tais como CRISTINA *et al.* (2020), ELLACURIAGA *et al.* (2021) e LIU *et al.* (2016) revelaram que sua presença é benéfica para a digestão. CRISTINA *et al.* (2020) afirmam que a presença das substâncias húmicas em sistemas de digestão anaeróbia de lodo favorece a atividade enzimática, sobretudo na etapa de hidrólise, o que aumenta a capacidade de transferência de compostos orgânicos pela membrana celular devido à maior absorção celular de nutrientes, como é o caso do PO_4^{3-} . Além disso, a presença dessas substâncias no lodo estabilizado é de extrema importância para a sua posterior aplicação em cultivos agrícolas, já que elas impulsionam a atividade celular no solo. Por isso, este estudo investigou estratégias de encapsular essas substâncias no lodo, de forma que elas só sejam liberadas no solo. Já LIU *et al.* (2016) afirmaram também que pode haver efeitos positivos ou negativos em relação à hidrólise, podendo promover a ativação ou não de enzimas produzidas pelos microrganismos durante essa etapa da digestão anaeróbia. Já para a acidogênese o efeito é positivo, promovendo a acidificação do meio. E na metanogênese, o efeito pode ser negativo se causar a

desativação de enzimas, ou positivo quando aumentam as chances de maior aceptividade de elétrons.

É possível se adotar estratégias de recirculação do lixiviado a partir do próprio reator ou a partir de um tanque de percolação, como foi visto por ELLACURIAGA *et al.* (2021), GOTTARDO *et al.* (2017), MICHELE *et al.* (2015), PEZZOLLA *et al.* (2017), QIAN *et al.* (2016), WALTER *et al.* (2016) e WU *et al.* (2018). Esses trabalhos ressaltam que a frequência de recirculação tem um efeito significativo na digestão do material sólido, fazendo com que a eficiência da etapa de hidrólise e acidogênese aumentem. Em contrapartida, a recirculação pode causar efeitos negativos, como o arraste da biomassa microbiana e a acumulação de alguns compostos, como o nitrogênio amoniacal e os ácidos graxos voláteis (AGVs), que podem ser inibitórios ao processo de digestão, podendo ser avaliados a partir da análise da qualidade do lixiviado e do inóculo (Tabela 7.3).

ELLACURIAGA *et al.* (2021) realizou uma análise correlacionando o rendimento de CH₄ com a CVA, com o TRH e com as concentrações de nitrogênio amoniacal, a partir da normalização dos valores reportados na literatura usados em seu estudo. Segundo eles, maiores rendimentos de CH₄ (máximo de 0,64 m³ CH₄.kg⁻¹SV) podem ser obtidos para uma faixa intermediária de TRH e nitrogênio amoniacal (em torno de 1.500 a 2.000 mg.L⁻¹) e menores valores de carga (em torno de 1,9 g SV.L⁻¹.d⁻¹).

Por fim, é importante ressaltar também os dados na literatura quanto à AME do lodo ou inóculo anaeróbio. Alguns estudos que realizaram esse ensaio foram analisados e os resultados divulgados foram resumidos na Tabela 7.2.

Tabela 7.2. Resultados para a AME reportados na literatura.

| Origem do lodo anaeróbico | Substrato utilizado no ensaio | AME (g DQO _{CH₄} .g ⁻¹ SSV.d ⁻¹) | AME (L CH ₄ .g ⁻¹ SSV.d ⁻¹) | Referência |
|---|--|---|---|--------------------------------|
| Reator alimentado com esterco de porco e resíduos de arroz | - | 1,31 - 1,38 | - | JIMÉNEZ <i>et al.</i> (2015) |
| Inóculo de um sistema de dois estágios com FORSU como substrato | - | 0,94 (via hidrogenotrófica); 2,39 (via acetoclástica) | - | LOZANO <i>et al.</i> (2009) |
| Estações de tratamento que empregam tecnologias de desidratação | Ácido acético | 0,2 – 0,4 | - | BATSTONE <i>et al.</i> (2015) |
| Reator anaeróbico com sistema de ultrafiltração | - | - | 0,05 | INCE <i>et al.</i> (1995) |
| Várias procedências | Acetato | - | 0,21 – 0,48 | JAMES <i>et al.</i> (1990) |
| Digestato proveniente de uma planta municipal de tratamento de resíduos sólidos | Propionato nas dosagens 5 e 10 g DQO.kg ⁻¹ | 0,0078 (dosagem de 5 g DQO.kg ⁻¹); 0,0113 (dosagem de 10 g DQO.kg ⁻¹) | - | LE HYARIC <i>et al.</i> (2011) |
| Digestato proveniente de um reator anaeróbico semi-contínuo em escala de laboratório | Acetato de sódio, propionato de sódio, butirato de sódio, glicose, celulose, microcristalina, H ₂ , CO ₂ | - | 0,0026 - 0,0197 | LIU <i>et al.</i> (2016) |
| Lodo de biodigestores de rota seca e úmida de uma planta de tratamento de esterco suíno | H ₂ /CO ₂ (4:1), acetato, propionato, butirato e glicose | - | 0,0034 – 0,0104 (seca); 0,0061 – 0,016 (úmida) | ZHOU <i>et al.</i> (2019) |

Nota-se que a AME pode ser representada em função do máximo volume de CH₄, ou sua conversão para DQO, em massa, produzido por unidade de massa de lodo utilizada no

ensaio por cada unidade de tempo. Em termos de volume, os valores variaram entre 0,0026 e 0,48 L CH₄. g⁻¹SSV.d⁻¹, sendo que os menores valores registrados foram nos estudos de LIU, *et al.* (2016) e ZHOU *et al.* (2019), que avaliaram o potencial do digestato e do lodo anaeróbio a partir de diferentes substratos. Já em função da massa, os valores reportados variaram entre 0,0078 e 2,39 g DQO_{CH4}.g⁻¹SSV.d⁻¹. Nesse caso, os menores valores foram para o digestato proveniente de uma estação de tratamento de resíduos (LE HYARIC *et al.*, 2011), e os maiores valores para o lodo vindo de um tratamento de esterco de porco (JIMÉNEZ *et al.*, 2015) e do inóculo de um reator que digere FORSU (LOZANO *et al.*, 2009).

7.3.2. Resultados dos parâmetros de desempenho

A vazão na entrada da UPI variou bastante ao longo de 2 anos (730 dias) de monitoramento de sua operação, sendo registrado mínimos de 2,17 a 15,42 m³.d⁻¹, com uma média de 5,87 m³.d⁻¹. As maiores vazões foram registradas entre o 265^o e o 279^o dia, e também entre 632^o e o 680^o dia, estando associadas à maior quantidade de reatores MESB em operação nesses dias (cerca de 5 reatores operando, contra uma média de 4). Seguindo a mesma tendência, a vazão na saída da UPI também variou bastante, entre 2,2 e 13,0 m³.d⁻¹ (média de 7,6 m³.d⁻¹). Embora a média da vazão na saída seja maior que a média da vazão na entrada, em um único dia isso nunca acontece, de forma que se mantenha o balanço hidráulico positivo no reator. Dado o registro das vazões na entrada e o volume útil da UPI, o TRH calculado foi de 72 dias em média, com a variação a partir de um mínimo de 18 dias e um máximo de 127. O alto valor do TRH é um indicativo de que esse reator pode ser sido superdimensionado.

Em termos de carga orgânica na entrada, o reator apresentou uma média de 97,4 kg SV.d⁻¹ (mínimo de 8,3 e máximo de 525,4 kg SV.d⁻¹) e a carga na saída uma média de 44,3 kg SV.d⁻¹ (variação entre 9,6 e 103,7 kg SV.d⁻¹). Já quando se considera a CVA, a média foi de 0,35 kg SV.m⁻³.d⁻¹, apresentando uma variação ao longo do tempo ilustrada na Figura 7.3.

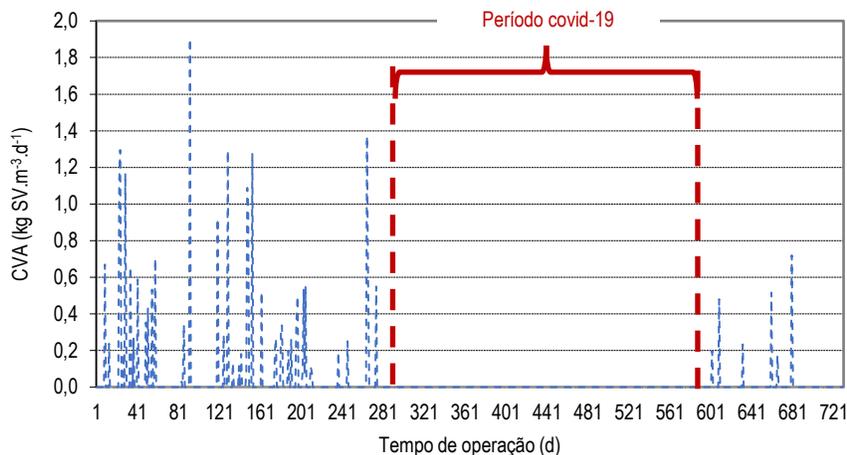


Figura 7.3. Carga orgânica volumétrica aplicada à UPI.

Observa-se a grande variação da CVA ao longo dos dias operacionais de monitoramento. As maiores cargas foram aplicadas no período anterior à pandemia da covid-19, com o pico de $1,90 \text{ kg SV.m}^{-3}.\text{d}^{-1}$. Após a pandemia, o reator operou um tempo considerável sob baixas cargas, tendo uma tendência de aumento no dia 681.

Quanto à massa de microrganismos presentes na UPI, foi observado que o lodo anaeróbico apresentou uma concentração média de SV de $15,94 \text{ g.L}^{-1}$. Dada essa característica, a variação da relação S/I ao longo dos dias de operação partiu de um mínimo de $0,004 \text{ g SV}_{\text{lixiviado}}.\text{g}^{-1}\text{SSV}_{\text{lodo}}$ e um máximo de $0,275 \text{ g SV}_{\text{lixiviado}}.\text{g}^{-1}\text{SSV}_{\text{lodo}}$, para chegar a uma média de $0,051 \text{ g SV}_{\text{lixiviado}}.\text{g}^{-1}\text{SSV}_{\text{lodo}}$.

Já o rendimento de inóculo recirculado foi em média de $0,02 \text{ kg SV}_{\text{inóculo}}.\text{kg}^{-1}\text{SV}_{\text{aplicado}}$, podendo chegar ao máximo de $0,09 \text{ kg SV}_{\text{inóculo}}.\text{kg}^{-1}\text{SV}_{\text{aplicado}}$. Considerando todo o período monitorado, houve a remoção média de $108,7 \text{ kg SV.d}^{-1}$, o que levou a uma produção de $10,9 \text{ kg SV.d}^{-1}$ de biomassa ativa.

Quanto ao biogás, a produção registrada foi de $4,5 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ em média, com um máximo de $193,6 \text{ m}^3.\text{d}^{-1}$ atingida em torno do dia 150 a 215. Pode-se evidenciar que, por muitos dias, no início da operação, a produção se manteve quase nula. A partir dessa produção, diariamente foi analisada a sua qualidade, sendo que os componentes do biogás de maior teor estão ilustrados na Figura 7.4.

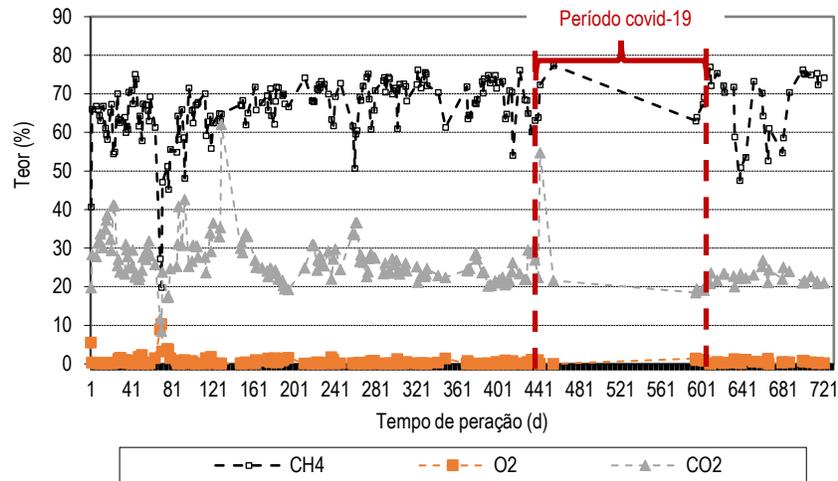


Figura 7.4. Teores dos componentes do biogás produzido na UPI.

É possível observar que o CH_4 prevaleceu como o principal componente do biogás produzido na UPI, com o teor médio de 66,2%, variando de um mínimo de 19,9% (70º dia) a um máximo de 77,4% (455º dia). CO_2 é o segundo componente mais abundante no biogás, com média de 26,2%. Os outros componentes encontrados no biogás foram o H_2S e CO , sendo registrada uma média de 658,8 e 171,3 ppm, respectivamente. Por último, o teor de O_2 se manteve em média de 0,6%, indicando uma boa vedação do reator.

Dados os teores de CH_4 registradas diariamente, foi calculado o seu rendimento e produtividade. Considerando a carga orgânica na entrada no reator, o rendimento médio foi de $0,07 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{aplicado}}$ (ou $0,06 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{aplicado}}$), chegando ao máximo de $2,74 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{aplicado}}$ (ou $1,11 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{aplicado}}$). Se considerar a carga orgânica consumida, o rendimento médio foi de $0,07 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{removido}}$ (ou $0,003 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}_{\text{removido}}$).

Já em termos de produção de biogás, o rendimento obtido foi de $0,03 \text{ m}^3_{\text{biogás}} \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{aplicado}}$, com máximo de $3,7 \text{ m}^3_{\text{biogás}} \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{aplicado}}$. Quanto à produtividade, a média encontrada foi de $0,03 \text{ m}^3_{\text{biogás}} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{reator}} \cdot \text{d}^{-1}$, chegando ao máximo de $0,70 \text{ m}^3_{\text{biogás}} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{reator}} \cdot \text{d}^{-1}$. Os máximos valores encontrados foram alcançados em torno do 150º de operação.

Por fim, o lodo da UPI foi submetido ao ensaio AME para a avaliação da sua máxima capacidade de produção de metano. O lodo foi coletado no período em torno do 290º dia

de operação da UPI, ou seja, quando o reator operava sob altas cargas. A produção de metano observada ao longo do ensaio, realizado em triplicata, está ilustrada na Figura 7.5.

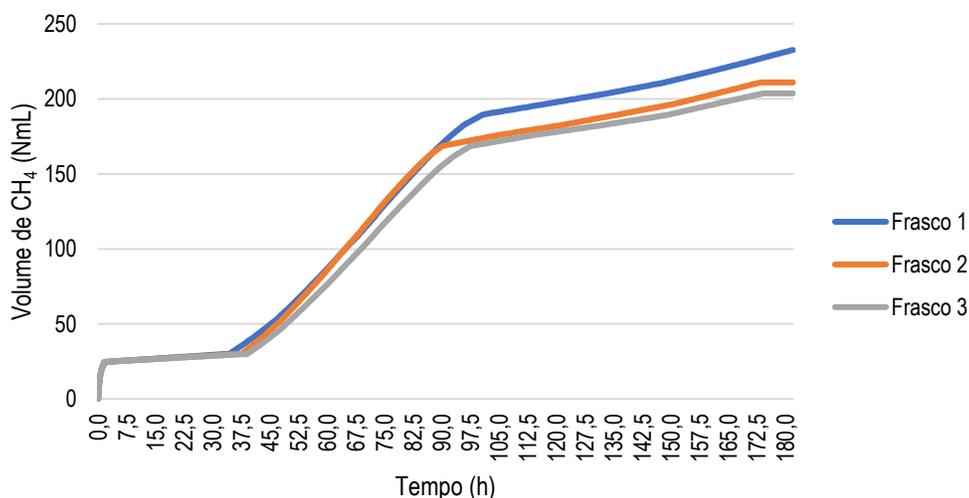


Figura 7.5. Produção de CH₄ no ensaio AME.

É possível observar que nas primeiras horas de ensaio, a produção de CH₄ iniciou de forma branda, com baixos volumes sendo produzidos. Foi a partir de 40,5 h de ensaio que se deu um aumento da produção, chegando ao pico em torno das 100 h com a taxa máxima de produção de CH₄ de 37,47 NmL.h⁻¹. Porém, a partir desse pico, houve uma certa estabilização e, logo em seguida, um novo aumento da produção, chegando ao final do ensaio com o volume acumulado de 215 NmL de CH₄. Considerando a taxa máxima de produção de metano, a AME calculada foi de 1,83 g DQO_{CH₄}.g⁻¹ SV_{lodo}.d⁻¹. Em termos de volume de CH₄ produzido, a AME foi de 649,63 mL CH₄.g⁻¹ SV_{lodo}.d⁻¹.

Por fim, comparando-se a produção de CH₄ na UPI (média de 5,6 m³.d⁻¹ e máximo de 130,1 m³.d⁻¹) com o resultado da AME, que representa a máxima produção de CH₄ quando o lodo da UPI é incubado em condições ideais, chega-se à conclusão de que a produção média na UPI corresponde a apenas 0,1% da AME. A UPI foi capaz de chegar a uma produção de CH₄ que equivale a, no máximo, 2,4% da AME, ressaltando a baixa eficiência que esse reator operou ao longo do tempo de monitoramento.

7.3.3. Resultados dos parâmetros físico-químicos

O lixiviado introduzido na UPI e o inóculo produzido por ela foram caracterizados pelos parâmetros físico-químicos DQO, ST, SV, STF, $N-NH_4^+$ e COD. O inóculo também foi caracterizado em função das substâncias húmicas. As condições ambientais do reator são reportadas em função dos parâmetros pH, temperatura e FOS/TAC.

A Figura 7.6 apresenta os resultados desses parâmetros sob a forma de gráficos tipo *Box plot*.

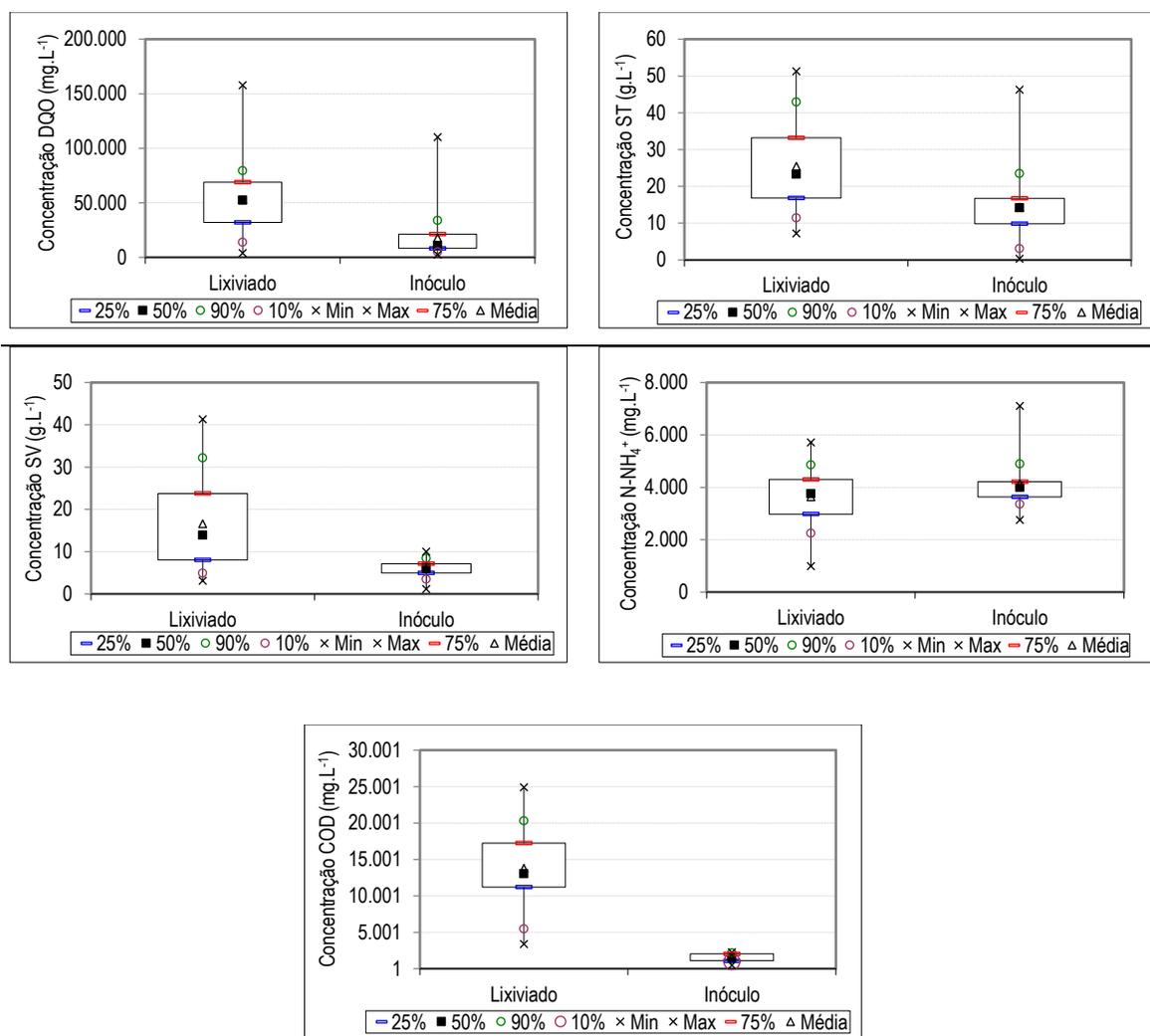


Figura 7.6. Variação dos parâmetros de qualidade do lixiviado e do inóculo.

Com relação à DQO, foi observada uma grande variação entre os valores mínimos e máximos. Para o lixiviado, a concentração média foi de 52.467,26 mg.L⁻¹ e para o inóculo

foi de 17.680,96 mg.L⁻¹, chegando a uma eficiência de remoção de 56% para esse parâmetro. O resultado de SV apresentou uma distribuição semelhante de valores, com uma eficiência de remoção de 59,4% e uma redução da relação SV/ST de 0,65 para 0,41, o que denota uma estabilização da matéria orgânica ao longo do processo. Por outro lado, nota-se uma maior diferença nos resultados de COD, para o qual uma eficiência de remoção de 90,2%.

Porém, quando se trata especificamente das características do inóculo, a variação dos resultados obtidos para SSV ficou entre o mínimo de 1,34 e o máximo de 7,26 mg.L⁻¹, em torno do valor médio de 3,92 mg.L⁻¹.

Com relação à concentração de N-NH₄⁺, o valor médio para o lixiviado foi de 3.632,45 mg.L⁻¹ (mínimo de 987,37 e máximo de 5.706,55 mg.L⁻¹), chegando a um máximo de 5.706,55 mg.L⁻¹. Devido à operação de recirculação do lixiviado produzido nos reatores MESB para a UPI, existe um acúmulo desse composto, levando a uma concentração média de 4.128,79 mg.L⁻¹ (mínimo de 2.752,54 e máximo de 7.107,31 mg.L⁻¹).

Quanto às condições ambientais da UPI, os valores médios foram de 7,6 para o pH, 28,2°C para a temperatura e 0,12 para a relação FOS/TAC. Para essa última, foi observada uma maior variação, partindo do mínimo de 0,0 e máximo de 0,4.

Por fim, apenas as amostras de inóculo produzido na UPI foram encaminhadas para a análise das substâncias húmicas. A Figura 7.7 apresenta a série temporal da concentração dessas substâncias ao longo dos dias operacionais da UPI e o gráfico *Box plot* ilustrando os parâmetros estatísticos dessa variação.

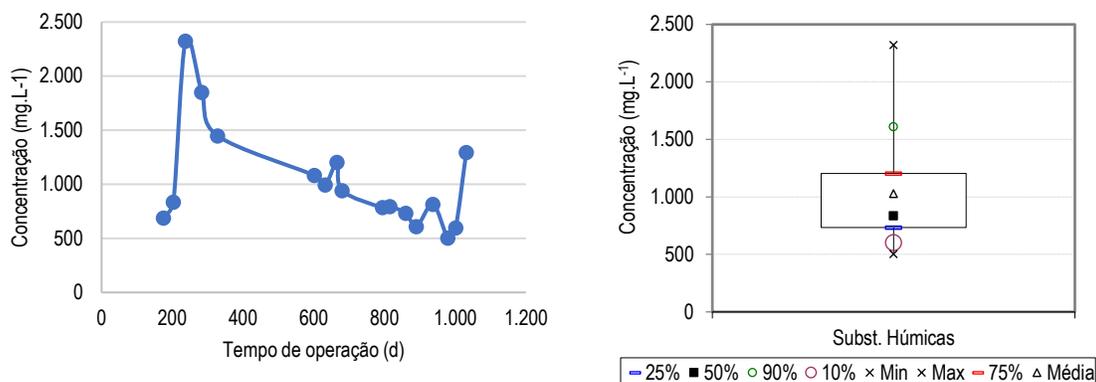


Figura 7.7. Variação da concentração das substâncias húmicas no inóculo da UPI.

É possível observar que as substâncias húmicas apresentaram uma média de 1.029,19 mg.L⁻¹ e atingiram uma alta concentração logo no primeiro ano de operação, até em torno do 300º dia, chegando um máximo de 2.322,63 mg.L⁻¹. A partir daí houve uma queda da concentração dessas substâncias, sendo explicada principalmente pela queda da frequência de recebimento de FORSU durante o período de pandemia da covid-19 em 2020 (em torno do 400º a 600º dia de operação). É possível que o processo de digestão na UPI tenha sido afetado com a queda do recebimento de FORSU, que reduziu a carga orgânica recebida pelo reator, já que poucos reatores MESB estavam em operação. A UPI ficou operando por um bom tempo a baixa carga, tendo um aumento apenas em meados do ano 2021. Como a formação de substâncias húmicas está associada à lignina, que é proveniente da degradação e polimerização de resíduos vegetais da poda de árvores e da FORSU, além das células mortas de microrganismos (LIU *et al.*, 2016), a operação em baixa carga reduz a oferta de lignina, reduzindo assim a formação dessas substâncias.

7.3.4. Análise da relação entre os parâmetros

A análise apresentada aqui considera a CVA da UPI, os parâmetros de caracterização do lixiviado (SV, DQO, COD, N-NH₄⁺), os parâmetros que refletem as condições ambientais da UPI (temperatura, pH e FOS/TAC) e os parâmetros de desempenho (produtividade de biogás, rendimento de CH₄ e inóculo em função da massa de SV aplicada e produtividade de inóculo). As matrizes de correlação estão apresentadas nas Tabelas 7.3 e 7.4, indicando os coeficientes de *Spearman* para cada par de parâmetros, já que a maioria deles apresenta valores que segue uma distribuição log-normal.

Tabela 7.3. Matriz de correlação linear entre os parâmetros de qualidade do lixiviado e os parâmetros de desempenho da UPI.

| | SV | DQO | N-NH ₄ ⁺ | CVA | P _{biogás} | R _{CH4} | P _{inóculo} | R _{inóculo} |
|--------------------------------|-------|-------|--------------------------------|-------|---------------------|------------------|----------------------|----------------------|
| SV | 1 | | | | | | | |
| DQO | 0,56 | 1 | | | | | | |
| N-NH ₄ ⁺ | 0,02 | 0,04 | 1 | | | | | |
| CVA | 0,22 | 0,47 | 0,19 | 1 | | | | |
| P _{biogás} | 0,10 | 0,18 | -0,05 | 0,07 | 1 | | | |
| R _{CH4} | -0,21 | -0,28 | -0,05 | -0,35 | 0,79 | 1 | | |
| P _{inóculo} | -0,01 | 0,23 | -0,14 | 0,55 | 0,37 | 0,67 | 1 | |
| R _{inóculo} | -0,23 | -0,31 | -0,49 | -0,34 | 0,12 | 0,66 | 0,44 | 1 |

Tabela 7.4. Matriz de correlação linear entre as condições da UPI e seus parâmetros de desempenho.

| | Temperatura | pH | FOS/TAC | CVA | P _{biogás} | R _{CH4} | P _{inóculo} | R _{inóculo} |
|----------------------|-------------|-------|---------|-------|---------------------|------------------|----------------------|----------------------|
| Temperatura | 1 | | | | | | | |
| pH | -0,33 | 1 | | | | | | |
| FOS/TAC | 0,37 | -0,35 | 1 | | | | | |
| CVA | 0,13 | -0,21 | -0,04 | 1 | | | | |
| P _{biogás} | 0,25 | -0,48 | 0,23 | 0,07 | 1 | | | |
| R _{CH4} | -0,09 | -0,08 | 0,38 | -0,35 | 0,79 | 1 | | |
| P _{inóculo} | 0,04 | -0,40 | | 0,55 | 0,37 | 0,67 | 1 | |
| R _{inóculo} | -0,05 | 0,13 | | -0,34 | 0,12 | 0,66 | 0,44 | 1 |

É possível observar que as duplas de parâmetros que apresentam uma correlação linear de moderada a forte entre si são: P_{biogás} x R_{CH4} (positiva), R_{CH4} x P_{inóculo} (positiva) e R_{CH4} x R_{inóculo} (positiva). Esse comportamento sugere uma relação forte entre a produção e o rendimento dos principais produtos do reator, indicando que o seu bom desempenho na produção de biogás está atrelado ao bom rendimento de biogás e inóculo. Além do que, existem indicativos de forte correlação linear entre a CVA e o rendimento e produtividade de inóculo, sendo encontrados p-valor menores que 0,05, para um nível de confiança de 95%.

Ressalta-se ainda que, apesar de fraca, a correlação do parâmetro N-NH₄⁺ com os parâmetros de desempenho é negativa, ou seja, o aumento da concentração desse composto prejudica o desempenho da UPI.

Já para as condições ambientais da UPI, a temperatura possui uma correlação linear forte com o pH e relação FOS/TAC, e o pH possui uma correlação forte com a relação FOS/TAC

(p-valor menor que 0,05). Esses três parâmetros estão interligados e afetam diretamente o rendimento de CH₄ e de inóculo.

7.3.5. Comparação dos resultados com a literatura

A análise estatística baseada na função de probabilidade foi utilizada para comparar os resultados obtidos no monitoramento da UPI com os resultados de desempenho de tanques de percolação semi-industrial reportados em estudos anteriores. Os valores médio, mínimo e máximo na literatura foram calculados com base nos valores reportados (ANDRÉ *et al.*, 2018, BENBELKACEM *et al.*, 2015, BROWNE *et al.*, 2013, DEGUEURCE *et al.*, 2016, DI MARIA *et al.*, 2012, GOTTARDO *et al.*, 2017, HE *et al.*, 2005, HUSSAIN *et al.*, 2017, MICHELE *et al.*, 2015, PEZZOLLA *et al.*, 2017, QIAN *et al.*, 2016, SELVAM *et al.*, 2010, SHEWANI *et al.*, 2015, SON, 2014, WALTER *et al.*, 2016, WU *et al.*, 2018, XU *et al.*, 2014, ZAMANZADEH *et al.*, 2016 e ZUO *et al.*, 2013). Primeiramente, são avaliados os resultados de desempenho desses reatores, em função da CVA, eficiência de remoção de matéria orgânica e os parâmetros qualitativos avaliados. A produção de biogás e rendimento de CH₄ são discutidos em seguida, sendo esta seção finalizada com a discussão dos resultados obtidos para o ensaio da AME.

7.3.5.1. Desempenho do reator

Em termos de carga orgânica, a CVA da UPI (0,35 kg SV.m⁻³.d⁻¹) esteve abaixo dos valores mínimos reportados nos estudos (1,0 kg SV.m⁻³.d⁻¹) (MICHELE *et al.*, 2015 e WU *et al.*, 2018). É importante ressaltar os resultados apresentados por WU *et al.* (2018), que avaliaram um sistema de tratamento de resíduos alimentares com recirculação de digestato, em um e dois estágios. Nesse sistema, a máxima CVA foi de 4,0 kg SV.m⁻³.d⁻¹. De acordo com os autores, o aumento da carga orgânica, que é proveniente da recirculação de digestato, pode interferir no desempenho não só da hidrólise, como também das etapas seguintes da digestão, podendo afetar o desempenho do reator de uma forma geral. Por isso, esses autores concluíram que o reator pode suportar altas cargas orgânicas, porém não maiores que 5,0 kg SV.m⁻³.d⁻¹ (ou 7,6 kg DQO.m⁻³.d⁻¹), pois a partir daí poderia ser observado um decréscimo do rendimento de metano (WU *et al.*, 2018).

Já em função da eficiência de remoção de matéria orgânica, a UPI apresentou um desempenho inferior (56% de eficiência de remoção de DQO) quando comparada a estudos

que investigaram sistemas similares. HE *et al.* (2005) obtiveram uma redução de massa orgânica de 68% e uma eficiência de remoção de DQO de 56% em um reator cilíndrico com recirculação de lixiviado. Já WU *et al.* (2018) alcançaram uma eficiência de remoção de DQO de pelo menos 74% em um sistema de digestão anaeróbia em dois estágios. A menor eficiência encontrada pela UPI aponta para a necessidade de melhorias em sua operação, de forma a obter um melhor desempenho.

No processo da digestão, a produção de alguns compostos pode influenciar também o desempenho das etapas, como é o caso da presença de compostos nitrogenados. Considerando as concentrações de N-NH_4^+ no inóculo produzido, o intervalo de valores encontrado para a UPI foi mais abrangente que o reportado na literatura, com a variação de 2.752,54 a 7.107,31 mg.L^{-1} , contra 50 a 4.000 mg.L^{-1} reportados na literatura (BOROWSKI, 2015, FONGSATITKUL *et al.*, 2012, WALTER *et al.*, 2016 e WU *et al.*, 2018). Ressalta-se que 47,6% dos resultados da UPI estiveram acima do máximo de 4.000 mg.L^{-1} reportado.

Essa comparação traz um importante alerta para os níveis de nitrogênio amoniacal encontrados na UPI, que podem afetar o seu desempenho ao longo do tempo de operação. De fato, a inibição pela amônia foi descrita por MICHELE *et al.* (2015), que avaliaram esse fenômeno a partir do inóculo produzido em um tanque de percolação. Os autores explicam que uma grande quantidade de compostos nitrogenados pode ser produzida na hidrólise inicial da matéria orgânica, estando principalmente sob a forma de nitrogênio amoniacal (amônia livre e íon amônio), sendo que a predominância desses compostos se dará em função da temperatura e pH do reator. Essas condições interferem no equilíbrio entre as frações tóxicas (amônia livre em solução e amônia gasosa) e as frações não tóxicas (íon amônio). Por causa disso, os efeitos de inibição puderam ser observados quando a concentração de amônia livre (NH_3) esteve no intervalo entre 854 e 970 mg.L^{-1} (Michele *et al.*, 2015). No caso da UPI, a concentração de NH_3 na pior condição, ou seja, na maior concentração de nitrogênio amoniacal (4.527,7 mg.L^{-1}) e maior pH (7,99), foi de 261,6 mg.L^{-1} , isto é, abaixo dessa faixa de inibição reportada por Michele *et al.* (2015).

Considerando outros parâmetros físico-químicos avaliados para a UPI, os valores de pH estiveram abaixo do valor máximo indicado pelos estudos, de 8,82. Já para a temperatura,

a média registrada na UPI (28,2°C) esteve abaixo do intervalo indicado na literatura, de 30 a 55°C.

Com relação à variação do pH, GOTTARDO *et al.* (2017) avaliaram a flutuação desse parâmetro em um sistema piloto com digestão em dois estágios e recirculação de lixiviado, combinando um tanque de fermentação (1^o) e outro de metanização (2^o) para o tratamento de resíduos alimentares. Os autores observaram que a melhor vazão de recirculação do lixiviado permitiu uma estabilidade do pH na 1^a fase, sendo que ele foi mantido em faixas maiores que 5,0. A estratégia adotada permitiu obter um rendimento de biogás de 0,17 m³_{biogás}.kg⁻¹ SV, com 67% de CH₄, mostrando a importância do controle de pH para a manutenção da produção de CH₄. Ressalta-se também as considerações feitas por WU *et al.* (2018), que reforçaram que a recirculação de digestato permite que o pH seja mantido em um valor ótimo para a etapa da metanogênese, devido à promoção do aumento da alcalinidade do meio. Apesar disso, os autores chamaram a atenção para a possibilidade de inibição ao longo do processo devido ao consumo da matéria orgânica hidrolisada e a solubilização de compostos nitrogenados, como foi discutido previamente. Esses compostos podem alterar as condições ambientais do reator, tornando-as mais tóxicas ao desenvolvimento da comunidade microbiana, causando interferência no pH e sua produção de biogás. Portanto, é crucial determinar a recirculação ótima de digestato para cada sistema.

Já para a relação FOS/TAC, todos os valores registrados para a UPI (mínimo de 0,0 e máximo de 0,4) estiveram abaixo do valor médio obtido pela revisão bibliográfica (0,94). Nesse caso, é importante mencionar os estudos de QIAN *et al.* (2016) e LILI *et al.* (2011). Considerando as características do inóculo oriundo do tanque de percolação, os autores observaram uma alta concentração de carbono inorgânico (TAC) e uma relação FOS/TAC variando entre 0,08 e 0,24. Eles afirmam ainda que é possível obter uma condição de estabilidade e baixo risco de acidificação do processo quando o inóculo apresenta a relação FOS/TAC abaixo de 0,3 a 0,4, que é o caso da UPI do presente estudo.

De acordo com LILI *et al.* (2011), quando a relação FOS/TAC está abaixo de 0,3, é possível que essa condição indique uma baixa concentração de biomassa no reator, sugerindo um baixo crescimento dos microrganismos. Por outro lado, valores entre 0,3 e 0,4 sugerem um

ótimo desenvolvimento da comunidade microbiana. Para a UPI, esse intervalo de valores foi observado apenas durante os primeiros 60 dias de operação.

PEZZOLLA *et al.* (2017) avaliou a operação de um sistema de digestão em estado sólido de bancada com recirculação de percolado com o objetivo de investigar fenômenos de inibição que podem resultar em baixa estabilidade operacional. Os autores testaram diferentes frequências de recirculação (uma, duas ou quatro vezes por dia), investigando a qualidade do percolado e do digestato sólido, e a produção de biogás. Eles observaram que a relação FOS/TAC aumentou no início do experimento, chegando a um pico (em torno de 1,5) após uma semana de operação, seguido de um decaimento gradual após 10 dias. Nos primeiros dias, o uso de altas frequências de recirculação (mais de uma vez por dia) permitiu que a etapa de hidrólise e conversão da matéria orgânica em AGV fosse acelerada, além de estimular a atividade metanogênica e aumentar a capacidade de tamponamento do sistema. De fato, a maior produção de biogás foi observada nessas condições. A qualidade do digestato sólido também melhorou com essa estratégia, sendo observado um decréscimo da relação C/N quando comparado com seu valor registrado para a massa de substrato fresco.

Por fim, em relação às substâncias húmicas no inóculo, HUANG *et al.* (2021) afirmaram que a produção de CH₄ em sistemas de digestão de lodo proveniente de estação de tratamento de efluentes domésticos pode ser inibida na presença dessas substâncias quando essas estiveram em concentrações maiores que 2.000 mg.L⁻¹. Porém, quando a concentração está abaixo de 1.000 mg.L⁻¹, é possível que a produção de CH₄ seja estimulada, já que essas substâncias podem influenciar a atividade da enzima protease na etapa de hidrólise e de outras importantes enzimas na etapa da metanogênese. Dessa forma, os autores recomendam que essa concentração esteja abaixo de 1.000 mg.L⁻¹. No caso da UPI, concentrações maiores que esse valor foram registradas em torno do 200^o a 600^o dia de operação, sendo que valores menores que 1.000 mg.L⁻¹ foram observados quando a UPI operou com cargas mais baixas. Para esse período, a produtividade de CH₄ teve, de fato, uma queda se comparada àquela observada nos dias iniciais de operação (1^o ao 200^o), de 0,03 a 0,01 m³ CH₄.m⁻³_{reator}.d⁻¹, em média.

7.3.5.2. Produção de biogás e rendimento de CH₄

Considerando o teor de CH₄ no biogás, o intervalo de valores registrados para a UPI (20 a 77%) esteve próximo do intervalo reportado na literatura (27 a 78%). O teor médio de CH₄ da UPI esteve 8% acima da média dos valores obtidos pela revisão bibliográfica.

Já para o rendimento de CH₄, a média dos valores reportados na literatura foi de 0,3 m³ CH₄.kg SV⁻¹, estando numa faixa de um mínimo de 0,06 e um máximo de 0,6 m³ CH₄.kg SV⁻¹, não sendo especificado se o rendimento considera a massa de SV removida ou aplicada. Quanto à UPI, o intervalo de valores esteve próximo dessa faixa, variando entre 0,0 a 0,48 m³ CH₄.kg SV⁻¹_{removido} e com a média de 0,07 m³ CH₄.kg SV⁻¹_{removido}. Apesar disso, 94% dos resultados obtidos estiveram abaixo da média indicada na literatura. Nessa comparação, é importante ressaltar os estudos de QIAN *et al.* (2016 e 2017), GOTTARDO *et al.* (2017) e ZAMANZADEH *et al.* (2016).

QIAN *et al.* (2016) apresentou os resultados do monitoramento de 180 dias da primeira unidade em escala industrial de digestão em estado sólido com reatores do tipo garagem, localizada em Bin County, na China. A produção volumétrica de biogás observada foi de 0,72 m³_{biogás}.m⁻³_{reator}.d⁻¹, enquanto para o tanque de percolação foi de 2,22 m³_{biogás}.m⁻³_{reator}.d⁻¹, com um rendimento de metano de 0,27 m³ CH₄.kg SV⁻¹. Apesar desse processo ser, na verdade, bem similar ao sistema investigado nesse trabalho, os resultados da UPI se mostraram distantes dos reportados pelos autores, com uma produtividade média de biogás de 0,03 m³_{biogás}.m⁻³_{reator}.d⁻¹ (máximo de 0,70 m³_{biogás}.m⁻³_{reator}.d⁻¹) e rendimento médio de metano de 0,07 m³ CH₄.kg SV⁻¹_{removido}. Com isso, esse artigo aponta para a possibilidade de melhoria do desempenho operacional da UPI, já que o tanque de percolação estudado por QIAN *et al.* (2016) é análogo ao reator investigado por esta tese, sendo um importante valor de referência. Por outro lado, a UPI atingiu um máximo de 0,48 m³ CH₄.kg SV⁻¹_{removido} que esteve acima do rendimento reportado, em torno do 150° de operação.

Em trabalho posterior, os mesmos autores fizeram uma investigação em um sistema em escala de laboratório, com reatores do tipo garagem (800 mL), integrados a um tanque de percolação (500 mL). Seu objetivo foi avaliar o efeito de diferentes razões de inoculação (0,3, 0,6, 1,2, 2,4 e 4,8, em termos de volume diário de percolado recirculado/volume total de percolado) no desempenho da digestão anaeróbia, em termos de produção de CH₄ e acúmulo de AGVs. Os resultados indicaram que maiores razões de inoculação afetaram

positivamente as etapas de hidrólise e acidogênese, mas provocam também uma maior acumulação de AGVs. O maior rendimento de CH₄ foi para a relação de inoculação de 0,3, atingindo 0,17 m³ CH₄.kg⁻¹ SV (QIAN *et al.*, 2017), sendo também maior que o rendimento médio registrado para a UPI. Porém, é importante ressaltar que esse artigo indica o resultado do rendimento de CH₄ do sistema, não sendo reportado apenas a produção individual do tanque de percolação, que seria o comparativo direto com a UPI.

Já GOTTARDO *et al.* (2017) investigaram um sistema de digestão anaeróbia em dois estágios em uma escala mais próxima da UPI, com volume útil de 230 L. O processo é abastecido com resíduos de alimentos, combinando um reator de fermentação em série a um segundo reator de digestão anaeróbia com recirculação do efluente, dada a sua correção de pH. O rendimento de biogás obtido pelos autores foi de 0,17 Nm³_{biogás}.kg⁻¹ SV, com o teor de CH₄ entre 64 e 70%. A produtividade variou de 2,72 a 2,95 Nm³_{biogás}.m⁻³_{reator}.d⁻¹. Em termos comparativos, a UPI apresentou uma produtividade de biogás bem abaixo dos resultados encontrados pelos autores, apesar do teor de CH₄ estar inserido no intervalo indicado.

Por fim, ZAMANZADEH *et al.* (2016) investigam um CSTR de 10 L que é alimentado com resíduos de alimentos e opera com recirculação de digestato. O rendimento de CH₄ encontrado pelos autores variou entre 0,40 e 0,48 m³ CH₄.kg⁻¹ SV_{aplicado}, sendo os maiores valores encontrados para o reator que operou com temperaturas mesofílicas. Em termos médios, a UPI apresentou um rendimento de CH₄ bem distante deste valor (0,07 m³ CH₄.kg⁻¹ SV_{aplicado}), porém seu rendimento máximo (2,74 m³ CH₄.kg⁻¹ SV_{aplicado}) esteve quase 5 vezes acima do máximo reportado no estudo.

As diferenças existentes entre os resultados obtidos para a UPI e os reportados pelos autores pode ser devido ao tipo de resíduo inserido no sistema e à CVA, além da forma de alimentação e operação desses reatores. Apesar dos valores médios estarem distantes dos reportados, o rendimento máximo de CH₄ esteve acima desses valores de referência, já que o teor de CH₄ esteve acima dos valores indicados, em média.

7.3.5.3. *Ensaio AME*

A comparação do resultado do ensaio da AME com outros resultados na literatura permite contextualizar o rendimento máximo obtido para o lodo da UPI com outros tipos de lodo.

Sendo assim, é importante destacar os estudos de JIMÉNEZ *et al.* (2015), LOZANO *et al.* (2009), LE HYARIC *et al.* (2011) e JAMES *et al.* (1990).

Segundo JIMÉNEZ *et al.* (2015), a AME de um lodo anaeróbio, que consumiu esterco de porco e resíduos de arroz como substrato em um ensaio de co-digestão, variou de 1,31 a 1,38 g DQO_{CH4}.g⁻¹SSV.d⁻¹, para as condições mesofílica e termofílica, respectivamente.

Já para LOZANO *et al.* (2009), o ensaio da AME identificou as rotas metabólicas da metanogênese de um processo de digestão do inóculo de um sistema de dois estágios para o tratamento da FORSU. Os resultados obtidos foram 2,39 g DQO_{CH4}.g⁻¹SSV.d⁻¹ pela via acetoclástica e 0,94 g DQO_{CH4}.g⁻¹SSV.d⁻¹ pela via hidrogenotrófica. Vale ressaltar que o inóculo empregado no sistema foi composto por uma mistura de lodo de uma estação de tratamento de efluente com o lodo de um digestor anaeróbio para tratamento de esterco de porco.

Os valores reportados por JIMÉNEZ *et al.* (2015) e LOZANO *et al.* (2009) podem ser comparados com 1,83 g DQO_{CH4}.g⁻¹SV.d⁻¹ encontrado para a UPI avaliada nesse trabalho. De acordo com LOZANO *et al.* (2009), é possível obter maiores valores de AME se considerar apenas a rota acetoclástica. Já JIMÉNEZ *et al.* (2015) emprega um lodo com origem diferente, mas, por consumir também um tipo de resíduo como substrato, o resultado foi semelhante ao obtido para a UPI.

Vale ainda comentar os resultados reportados por LE HYARIC *et al.* (2011), que investigaram a atividade de um digestato proveniente de uma planta municipal de tratamento de resíduos sólidos. Os maiores valores encontrados foram de 0,0113 g DQO_{CH4}.g⁻¹SV.d⁻¹ e 0,0078 g DQO_{CH4}.g⁻¹SV.d⁻¹ para os substratos nas concentrações de 10 e 5 g DQO_{propionato}/kg, respectivamente. Apesar das condições desse lodo serem semelhantes ao da UPI, os valores obtidos nesta tese são muito maiores. A explicação para isso pode ser dada pelo tipo de substrato que foi empregado no ensaio. No presente estudo, foi utilizada uma mistura de ácidos acético, propiônico e butírico, que favorece a sinergia entre os diferentes grupos de microrganismos. Com o uso de apenas o propionato no caso do estudo de LE HYARIC *et al.* (2011), a digestão se desenvolve apenas para o grupo que consome esse tipo de substrato, o que limita a conversão do substrato a CH₄.

Por fim, se representar o resultado da AME em termos de volume de CH₄ produzido, a UPI atingiu o valor de 0,65 L CH₄. g⁻¹SV.d⁻¹, que se aproxima do valor reportado por JAMES *et al.* (1990). Os autores observaram uma variação entre 0,21 e 0,48 L CH₄. g⁻¹SSV.d⁻¹ para a AME de um lodo anaeróbio utilizando o acetato como substrato.

7.4. Conclusões

O desempenho do tanque de percolação do sistema DAES integrado aos reatores MESB, a UPI, foi avaliado neste Capítulo 7. Os resultados indicaram um reator que operou com altas flutuações de vazão na entrada e com baixa carga orgânica volumétrica aplicada (média de 0,5 kg SV.m⁻³.d⁻¹), além de condições operacionais (TRH de 72 dias e relação S/I de 0,072 g SV_{lixiviado}.g⁻¹SSV_{lodo}) que garantem uma eficiência de remoção de SV inferior ao reportado na literatura (de 56,5% em média). Especificamente, os resultados de produção de inóculo e biogás são resumidos a seguir:

Para o inóculo produzido:

- Rendimento médio de inóculo recirculado foi de 0,02 kg SV_{inóculo}.kg⁻¹SV_{aplicado}, sendo que houve a produção média de 10,9 kg SV.d⁻¹ de biomassa ativa;
- Inóculo com características de estabilidade e capacidade de tamponamento, apresentando baixo risco de acidificação (razão SV/ST de 0,41, pH de 7,6 e FOS/TAC de 0,12, em média);
- Apresentou concentração de substâncias húmicas de 1.029,19 mg.L⁻¹, em média, o que está próximo do valor reportado como impulsor da produção de CH₄ e fora da faixa de risco para a inibição da comunidade microbiana;
- Houve acúmulo de N-NH₄⁺ na UPI, sendo produzido um inóculo com concentrações de N-NH₄⁺ maiores que o lixiviado na entrada (média de 4.128,79 mg.L⁻¹), mas com concentrações de NH₃ (máximo de 261,6 mg.L⁻¹) menores que a faixa de inibição reportada na literatura;
- AME de 1,83 g DQO_{CH₄}.g⁻¹ SV.d⁻¹ (ou 0,65 L CH₄.g⁻¹ SV.d⁻¹) considerando uma mistura de ácidos orgânicos como substrato, está dentro da faixa dos valores reportados na literatura para a AME de lodos anaeróbios das rotas acetoclástica e hidrogenotrófica e maior que a AME de lodos que consumiram somente propionato como substrato.

Para o biogás produzido:

- Produção de biogás de $4,5 \text{ m}^3 \cdot \text{d}^{-1}$, em média, apresentando teor médio e máximo de CH_4 de 66,2% e 77,4%, respectivamente, o que está bem próximo dos maiores valores reportados na literatura científica;
- Produtividade de biogás de $0,03 \text{ m}^3_{\text{biogás}} \cdot \text{m}^{-3}_{\text{reator}} \cdot \text{d}^{-1}$, em média, estando bem abaixo da produtividade indicada por outros estudos;
- Rendimento médio de CH_4 de $0,07 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SV}_{\text{removido}}$ (máximo de $0,48 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SV}_{\text{removido}}$), estando dentro da faixa reportada por outros estudos;
- Rendimento de CH_4 obtido para a UPI representa, no máximo, apenas 2,4% da AME do seu lodo.

Em vista dessas conclusões, é importante ressaltar alguns desafios e limitações da investigação realizada. Em termos de produção de biogás, este estudo se baseou no registro da vazão produzida feita por um sensor conectado à tubulação na saída do reator. Esse sensor apresenta dificuldades de registro nas faixas de vazões muito pequenas (inferiores a $2,8 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$), não sendo possível aferir vazões baixas de produção de biogás. Essa condição esteve presente em boa parte do período de monitoramento da UPI, sobretudo a partir do 450º dia operacional, em que o reator passou a operar em baixas cargas. Essa dificuldade de aferição interfere diretamente nos resultados de produtividade de biogás e rendimento de CH_4 calculados. Por isso, sugere-se que estudos futuros proponham outras formas de medição do biogás para baixas vazões produzidas.

Com relação às análises laboratoriais, as substâncias húmicas não foram investigadas para o lixiviado na entrada da UPI, embora essa quantificação fosse importante, já que essas substâncias podem causar inibição do processo de digestão anaeróbia. Os resultados reportados neste capítulo se referem à composição do inóculo e as características que ele se encontra para ser direcionado aos reatores MESB.

Ainda considerando as análises físico-químicas, outro parâmetro imprescindível de se avaliar é a concentração de AGVs. Nesta tese, a presença desses compostos foi avaliada indiretamente, e em função da quantificação do parâmetro FOS/TAC. Porém, vários estudos reportam os resultados de AGVs medidos diretamente por um analisador específico. Essa análise permitiria quantificar precisamente apenas as concentrações

desses compostos e sua variação na entrada e saída da UPI, sendo assim uma sugestão para trabalhos futuros.

Por fim, esse capítulo apresentou os resultados de apenas um único ensaio AME. Ele foi realizado com o lodo da UPI coletado em torno do 290º dia de operação e com uma mistura de ácidos orgânicos (acético, butírico e propiônico) como substrato. Seria interessante realizar esse ensaio em outros períodos de monitoramento do reator, sobretudo quando houver uma variação nas condições operacionais, como foi quando a UPI operou em baixas cargas. Essas condições refletiram na produção de biogás, por isso é sugerido que trabalhos futuros investiguem a AME com o lodo coletado nesses períodos. Ademais, o uso de outros substratos nesse ensaio, como a glicose e a sacarose, seria interessante para servir de base de comparação, já que são substâncias presentes na composição da fração líquida da FORSU, que está contida na entrada desse reator.

Com isso, é encerrada a investigação do comportamento do sistema DAES, dada pelo monitoramento operacional dos reatores de escala semi-industrial, apresentados nos Capítulos 6 e 7, a partir da caracterização do substrato orgânico inserido no sistema, analisada pelo Capítulo 5 desta tese. A partir daqui o Capítulo 8 se dedica a analisar a hipótese levantada a partir das premissas observadas em campo, de que a capacidade de recuperação dos produtos provenientes da FORSU-GG a partir do sistema DAES é influenciada pelas formas de preparo do substrato orgânico a ser inserido, pela frequência e forma de inoculação adotada e pelo tipo de inóculo empregado.

CAPÍTULO 8 – AVALIAÇÃO DE ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS DE ALIMENTAÇÃO E INOCULAÇÃO DO SISTEMA DAES

A hipótese levantada por esta tese é focada na forma com que o substrato é preparado para ser inserido nos reatores MESB do sistema DAES e como o inóculo produzido pela UPI, poderá ser direcionado a eles, o que pode influenciar o desempenho do sistema como um todo. Nesse sentido, foram desenvolvidos reatores em escala de bancada, semelhantes aos reatores MESB, para que fosse possível testar o efeito de diferentes estratégias operacionais de alimentação e inoculação. Com isso, este capítulo se dedica à discussão dos resultados obtidos pelo monitoramento desses reatores, com vistas a avaliar, individual e comparativamente, o desempenho operacional do processo de digestão anaeróbia.

O Capítulo 8 é organizado da seguinte forma: uma breve introdução é descrita na seção 8.1 sobre os sistemas de digestão anaeróbia em estado sólido, operados em escala de bancada; os materiais e métodos empregados por essa pesquisa são apresentados na seção 8.2; a descrição dos resultados obtidos no monitoramento dos reatores em escala de bancada e a sua discussão são apresentados na seção 8.3; e as principais conclusões descritas na seção 8.4.

8.1. Introdução

No Capítulo 6 foram apresentados e discutidos a configuração e forma de operação dos reatores de metanização em bateladas sequenciais, que compõem o sistema DAES. Neles, o processo de digestão anaeróbia em estado sólido é conduzido a partir da inserção da FORSU-GG, produzindo biogás, lixiviado e material digerido.

Pelo monitoramento dos reatores MESB do sistema DAES, foi possível avaliar os resultados quali-quantitativos desses produtos, de acordo com as condições operacionais que foram adotadas. Em contrapartida, foi visto que é necessária uma análise mais apurada da relação entre os parâmetros monitorados e uma avaliação mais aprofundada dos efeitos das estratégias operacionais nos produtos da digestão, já que não foi possível medir a produção de biogás com precisão. Além disso, a medição da vazão de lixiviado produzido em cada reator também encontrou alguns entraves operacionais, não sendo possível quantificá-la com precisão.

Pela revisão bibliográfica, foi possível identificar diferentes estratégias operacionais que podem ser adotadas em sistemas como os avaliados nesta pesquisa. A grande maioria dos estudos disserta sobre a possibilidade de adotar a recirculação do lixiviado, podendo-se variar a vazão ou frequência desse ciclo. Os estudos avaliam os efeitos dessa estratégia tanto em função da produção de biogás quanto em relação ao processo de digestão anaeróbia, como é o caso da ocorrência de fatores inibitórios. Por outro lado, alguns estudos também investigaram a utilização do material digerido, ou digestato, como inóculo, sendo misturado com o resíduo orgânico em diferentes proporções para formar o substrato alimentado ao reator.

Sendo assim, este capítulo se dedica a apresentar a investigação de reatores em escala de bancada, que pudesse reproduzir o processo que acontece no interior dos reatores MESB apresentados no Capítulo 6. A operação dos reatores de menor escala foi conduzida de forma paralela, considerando diferentes estratégias operacionais de alimentação e inoculação. Logo, o estudo visou avaliar, individual e comparativamente, o desempenho operacional do processo de digestão anaeróbia dos reatores de bancada, considerando diferentes estratégias operacionais adotadas. Para a discussão dos resultados obtidos, será realizada a comparação com aqueles reportados na literatura e com os obtidos nos reatores tipo garagem do sistema DAES.

8.2. Materiais e Métodos

Esta seção se inicia com a apresentação da concepção dos reatores em escala de bancada, seguida dos procedimentos de coleta e análise de amostras e, por fim, dos procedimentos de análise dos resultados.

8.2.1. Revisão bibliográfica

A revisão bibliográfica sistemática conduzida neste capítulo considerou as mesmas condições (base científica, palavras-chave, tipos de trabalhos e período de publicação) adotadas na revisão do Capítulo 6. No entanto, foram incluídas também as palavras-chave “*garage-type dry fermentation*” e “*solid inoculum on anaerobic digestion*”, de forma que fosse possível reunir mais trabalhos que pudessem focar nas estratégias de inoculação em sistemas de digestão anaeróbia em estado sólido. Logo, o objetivo desta revisão foi reunir

publicações científicas que descrevessem a investigação do processo de digestão, apresentando resultados de monitoramento operacional e considerações sobre o desempenho do processo ao se adotar determinadas estratégias. Vale ressaltar que foram considerados aqui apenas os reatores do tipo garagem, LBR ou ainda reatores de bancada sem configuração definida, que operaram com o processo de digestão em estado sólido.

8.2.2. Aparato experimental

O sistema em escala de bancada foi concebido contendo quatro reatores independentes, que foram desenvolvidos com a proposta de serem de baixo custo e de operação simplificada, podendo ser montados sem a necessidade de muitos materiais. A Figura 8.1 ilustra o modelo que foi utilizado, sendo indicados os componentes para a coleta de lixiviado e medição de biogás produzidos ao longo da digestão anaeróbia.

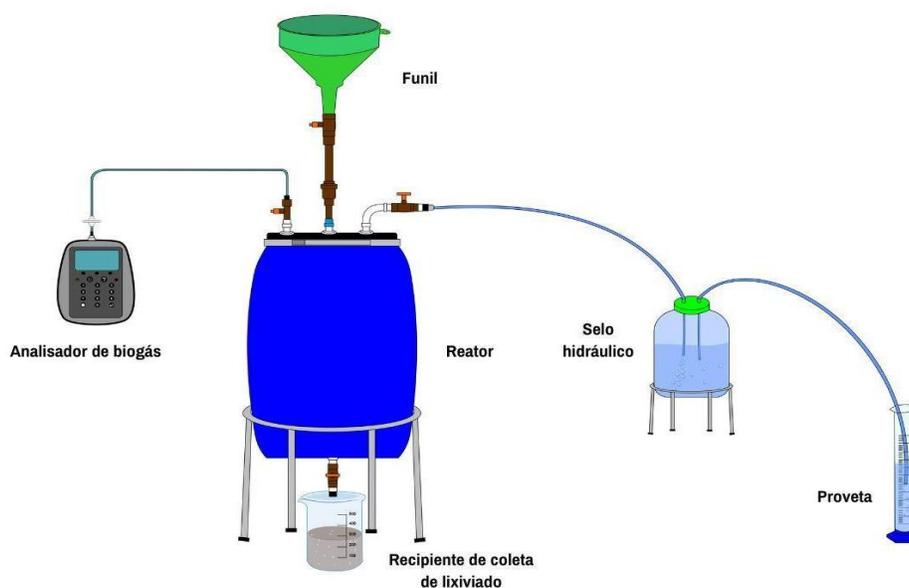


Figura 8.1. Representação do reator de bancada e seus componentes.

Os materiais necessários para a montagem desse reator estão descritos na Tabela 8.1, em conjunto com o custo unitário de cada elemento. Levando em conta esses dados, o custo total para a concepção de um reator desse tipo foi de R\$ 270,00. O sistema composto pelos quatro reatores está ilustrado na Figura 8.1.

Tabela 8.1. Descrição de materiais e custo para montagem do reator em escala de bancada.

| Material | Quantidade | Custo unitário |
|--|------------|----------------|
| Bombona de 50 L com tampa e lacre de vedação | 1 | R\$ 50,00 |
| Registro PVC ½" com rosca | 2 | R\$ 21,50 |
| Registro PVC ¾" com rosca | 2 | R\$ 16,00 |
| Adaptador PVC ¾" x 25 mm | 2 | R\$ 1,50 |
| Luva PVC ¾" x 25 mm | 1 | R\$ 2,50 |
| Válvula de retenção PVC 25 mm | 1 | R\$ 35,00 |
| Flange ¾" com rosca | 2 | R\$ 18,90 |
| Flange ½" com rosca | 2 | R\$ 13,80 |
| Curva PVC ½" | 1 | R\$ 3,60 |
| Luva PVC ½" | 1 | R\$ 1,00 |
| Luva de redução PVC ¾" x ½" | 1 | R\$ 3,30 |
| Nipples PVC ½' | 3 | R\$ 2,30 |
| Nipples PVC ¾' | 1 | R\$ 2,50 |
| Bico de torneira | 1 | R\$ 1,50 |
| Ducha de chuveiro fria polipropileno | 1 | R\$ 21,00 |



Figura 8.2. Ilustração dos reatores de bancada.

Como ilustrado nas Figuras 8.1 e 8.2, o reator possui três saídas em sua tampa, sendo duas delas utilizadas para a medição do biogás que será produzido. Uma saída contém

uma peça de engate rápido, que era conectada a uma mangueira de silicone acoplada ao analisador de biogás portátil. A outra saída, que apresenta um bico de mangueira acoplado, era conectada a uma mangueira de silicone, utilizada para a medição do volume de biogás produzido, que será descrito na seção 8.2.4.

O outro elemento presente no reator era um funil (ilustrado em verde na Figura 8.1), que era rosqueado ao outro registro acoplado na tampa. Esse funil foi utilizado para a inserção do inóculo, que era aspergido sobre o substrato inserido no reator. O funil estava conectado a um chuveiro que foi instalado na tampa do reator para esse fim. Por fim, a base do reator era composta por uma grade de plástico capaz de suportar toda a massa de substrato, de forma que apenas o líquido pudesse percolar até o registro acoplado em sua base. Assim, foi por meio desse registro que era coletado o lixiviado, como mostra a Figura 8.1. A Figura 8.3 ilustra também esses dois elementos internos, na tampa e na base do reator.



Figura 8.3. Detalhe da tampa e da base dos reatores de bancada.

8.2.3. Planejamento dos experimentos

O planejamento dos experimentos que foram conduzidos nos reatores de bancada teve como objetivo a realização de testes com diferentes formas de inoculação (líquida e sólida) e misturas de poda ao substrato. Considerando a hipótese de que a capacidade de recuperação dos produtos provenientes da FORSU-GG a partir do sistema DAES é

influenciada pelas formas de preparo do substrato e pela forma de inoculação, foram desenvolvidas as seguintes hipóteses específicas para serem avaliadas pelo experimento de bancada, tendo como base as estratégias indicadas por FERREIRA (2019):

- Hipótese 1: o emprego de inóculo proveniente da UPI permite aumentar a produção de biogás do reator;
- Hipótese 2: a mistura de material digerido à massa de substrato, atuando como inóculo sólido, provoca o aumento da produção de CH₄;
- Hipótese 3: a mistura de poda à massa de FORSU-GG garante uma maior retenção de inóculo na massa de substrato, o que pode aumentar o tempo de contato entre eles, levando a uma maior produção de biogás.

Assim, foram rodadas quatro bateladas com os seguintes objetivos:

- 1ª batelada: avaliação de diferentes inoculações (0,5, 1,0 e 1,15 L.kg⁻¹), sendo um reator considerado como controle sem nenhuma inoculação;
- 2ª batelada: avaliação de diferentes inoculações (0,5, 1,0 e 1,15 L.kg⁻¹), sendo comparadas com um reator com inoculação sólida, na proporção 1 kg_{material digerido}.kg⁻¹_{substrato} (ou 50%, m/m);
- 3ª batelada: avaliação de diferentes percentuais de mistura do material digerido ao substrato (5, 10, 20 e 50%, m/m), considerado como inóculo sólido;
- 4ª batelada: avaliação de diferentes percentuais de mistura da poda ao substrato (10, 25 e 50%, m/m), considerando um reator sem nenhuma poda como controle.

A 1ª e 2ª bateladas foram desenvolvidas para testar a Hipótese 1, já a 3ª batelada é voltada para o atendimento da Hipótese 2 e a 4ª batelada é dedicada à Hipótese 3.

Dados esses objetivos, o planejamento experimental, para cada batelada, está indicado na Tabela 8.2.

Tabela 8.2. Planejamento das bateladas conduzidas no sistema de bancada.

| Batelada | Duração da batelada (d) | Reator | Massa de substrato (kg) | Massa de FORSU-GG (kg) | Mistura de poda no substrato (% m/m) | Mistura de material digerido no substrato (% m/m) | Inoculação (L.kg ⁻¹) |
|-------------|-------------------------|----------|-------------------------|------------------------|--------------------------------------|---|----------------------------------|
| 1ª batelada | 28 | Reator 1 | 20 | 15 | 25 | 0 | 0,57 |
| | | Reator 2 | 20 | 15 | 25 | 0 | 1,00 |
| | | Reator 3 | 20 | 15 | 25 | 0 | 1,15 |
| | | Reator 4 | 20 | 15 | 25 | 0 | 0,00 |
| 2ª batelada | 40 | Reator 1 | 20 | 15 | 25 | 0 | 0,57 |
| | | Reator 2 | 20 | 15 | 25 | 0 | 1,00 |
| | | Reator 3 | 20 | 15 | 25 | 0 | 1,15 |
| | | Reator 4 | 20 | 7,5 | 25 | 50 | 0,00 |
| 3ª batelada | 50 | Reator 1 | 20 | 18 | 5 | 5 | 1,00 |
| | | Reator 2 | 20 | 15 | 5 | 20 | 1,00 |
| | | Reator 3 | 20 | 17 | 5 | 10 | 1,00 |
| | | Reator 4 | 20 | 10 | 0 | 50 | 1,00 |
| 4ª batelada | 40 | Reator 1 | 20 | 18 | 10 | 0 | 1,00 |
| | | Reator 2 | 20 | 15 | 25 | 0 | 1,00 |
| | | Reator 3 | 20 | 10 | 50 | 0 | 1,00 |
| | | Reator 4 | 20 | 20 | 0 | 0 | 1,00 |

Conforme descrito na Tabela 8.2, a 1ª batelada foi conduzida com o objetivo de avaliar diferentes relações de inoculação. Foi estabelecida a mistura de poda no substrato de 25%, que é o que estava sendo adotado no sistema DAES.

Além disso, foi utilizada a inoculação de 1,0 L.kg⁻¹, que era a empregada no sistema DAES. Para a definição da maior inoculação, foi realizado um teste de saturação da massa de substrato (FORSU-GG com 25% poda) em um balde de 12 L, utilizando o próprio inóculo. Para esse teste, toda a massa de substrato foi submersa com inóculo, de forma que todos os poros estivessem ocupados por ele. Essa condição foi atingida para a inoculação de 1,15 L.kg⁻¹. Já para a definição a inoculação mínima, foi considerada a metade da inoculação máxima, isto é, 0,57 L.kg⁻¹. Ressalta-se que para o reator 4 não foi aplicada nenhuma inoculação, de forma a ser um controle para a comparação com as outras

relações de inoculação. Caso houvesse lixiviado sendo produzido nesse reator, ele seria recirculado para ele próprio.

Já para a 2ª batelada, foi necessário repetir as condições testadas na 1ª batelada devido a um problema de vedação com um dos reatores (com inoculação de $1,15 \text{ L.kg}^{-1}$). Sendo assim, a única diferença foi a de que o reator com a condição de $0,0 \text{ L.kg}^{-1}$ seria inoculado inicialmente com material digerido, de forma a avaliar se existe alguma diferença dos resultados produzidos ao se utilizar os dois tipos de inóculo. Mais uma vez, para esse caso, o lixiviado produzido foi recirculado no próprio reator.

Em seguida, a 3ª batelada teve como objetivo avaliar o uso do material digerido como inóculo sólido, mantendo também uma inoculação de 1 L.kg^{-1} . Para a definição dos percentuais de mistura, foi considerado o valor máximo de 50%, já que, se ultrapassasse esse valor, a massa de substrato seria composta, em sua maior parte, pelo material digerido. Essa não foi uma estratégia planejada pois o objetivo da condução dos testes era realizar a digestão da FORSU-GG majoritariamente. A partir daí, foram estabelecidos os percentuais intermediários entre o mínimo de 5% e o máximo de 50% de inóculo sólido (de 10 e 20%). Nesse caso, foi considerado um substrato composto por 5% de poda, com exceção do reator 4, que operou sem nenhuma poda no substrato, já que a condição de 50% de material digerido já havia sido testada com poda na 2ª batelada.

Por fim, a 4ª batelada teve como objetivo avaliar a incorporação de poda à massa de substrato, a qual já era uma estratégia que havia sido avaliada na escala semi-industrial. Para ela, foi definido o percentual máximo de 50% pelo mesmo motivo da 3ª batelada e o percentual de 25%, indicado para a 1ª batelada. Além disso, a condição de nenhuma poda adicionada também se fez necessária, sendo a condição controle para a avaliação do efeito da incorporação de poda ao substrato na digestão anaeróbia. Ao final, foi estabelecido o percentual de 10% como uma faixa intermediária entre 0 e 25%.

8.2.4. Procedimentos de montagem e monitoramento dos reatores

A montagem dos reatores em escala de bancada seguiu as etapas indicadas no fluxograma na Figura 8.4. Toda a montagem e operação dos reatores foi realizada em uma área do sistema DAES, localizado no EcoParque do Caju.



Figura 8.4. Fluxograma de montagem dos reatores de bancada.

Primeiramente, para a 1ª batelada, foi feita a gravimetria da FORSU-GG que seria utilizada para os testes. A FORSU-GG é proveniente de uma rede de supermercados, sendo coletada seletivamente em várias lojas desta mesma rede, sendo o mesmo material que é recebido no sistema DAES. A gravimetria, indicada na Figura 8.5, considerou apenas as frações de materiais orgânicos, não sendo utilizados para os testes as frações de materiais inertes e nem papel e papelão.

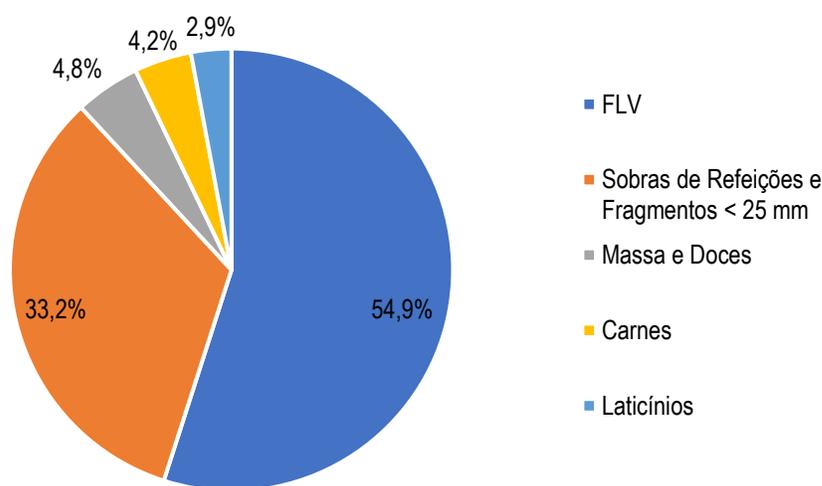


Figura 8.5. Gravimetria da FORSU-GG utilizada nos testes de bancada.

Nota-se, na Figura 8.5, o grande destaque para o grupo de frutas e vegetais e sobras de refeições da FORSU-GG proveniente desse tipo de gerador.

Dada essa primeira caracterização, a mesma distribuição gravimétrica foi considerada para as outras bateladas. Assim, a partir da massa total de FORSU-GG estipulada em cada batelada, eram selecionados os quantitativos de cada fração, segundo esses percentuais.

Para a preparação do substrato, além da FORSU-GG, a poda e o material digerido eram adicionados considerando a massa estipulada no planejamento, quando fosse o caso. Por fim, após a separação da massa de cada material, a massa total de substrato era aferida para se ter o exato valor que estava sendo inserido no reator.

A partir daí, foi calculado o volume diário de inóculo que seria aspergido sobre o substrato, sendo considerada a frequência de inoculação de uma vez ao dia. A Equação (8.1) indica como esse cálculo foi realizado, dada a inoculação estipulada no planejamento experimental.

$$V_{diário} = \left(\frac{m * r}{n} \right) * 1000 \quad (8.1)$$

Sendo

$V_{diário}$ (mL): volume diário de inóculo a ser aspergido sobre o substrato no interior do reator;

m (kg): massa de substrato aferida, após preparação;

r (L.kg⁻¹): inoculação, definida pelo planejamento;

n (d): quantidade de dias úteis contidos na duração da batelada.

Após o cálculo, o valor era arredondado para o volume que pudesse ser aferido pela proveta de 1.000 mL, utilizada para a operação dos reatores. Vale ressaltar que foram considerados apenas dias úteis (segunda a sexta) para o cálculo, já que não era possível realizar o monitoramento em finais de semana e feriados. Além disso, caso houvesse alguma situação atípica que impossibilitasse o monitoramento em um determinado dia, o volume de inóculo do dia anterior ou do dia seguinte era recalculado, de forma que a quantidade total de inóculo definida para a batelada fosse respeitada.

A partir daí, as seguintes atividades eram realizadas em cada dia monitorado, segundo essa ordem:

- 1) Análise da qualidade do biogás, instantânea ou por meio de coleta de amostra;
- 2) Quantificação do total de biogás produzido;
- 3) Quantificação do total de lixiviado produzido;
- 4) Coleta de amostra de lixiviado;
- 5) Inoculação do reator.

A primeira atividade consistia em registrar a qualidade do biogás produzido no interior dos reatores. Para isso, foi usado um analisador portátil de biogás da marca Landtec, modelo GEM 5000 Plus. Esse modelo é capaz de medir os teores de CH₄, CO₂, O₂, H₂S e CO no biogás. Vale ressaltar que esse procedimento foi realizado para a 1^a e 2^a bateladas. Já para a 3^a e 4^a bateladas, o biogás foi coletado a partir de uma seringa de plástico de 20 mL, que era conectada na mesma saída da tampa do reator, sendo utilizada uma válvula de três vias para realizar esse procedimento, conforme ilustrado na Figura 8.6. A partir dessa coleta, a amostra de biogás era transferida para um frasco de penicilina de 20 mL, preenchido com solução saturada de NaCl.

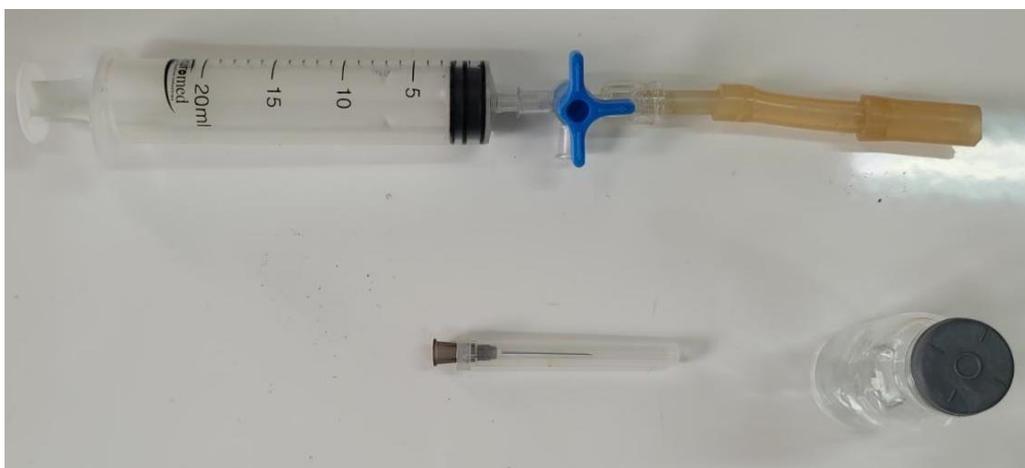


Figura 8.6. Materiais utilizados para a coleta de amostra de biogás.

Essas amostras de biogás foram armazenadas em geladeira, a 4°C, até o momento de sua análise. Para essas amostras, foi quantificada apenas os teores de CH₄ por meio de um cromatógrafo a gás da marca Shimadzu, modelo GC-2014, com coluna empacotada Porapak-Q mantida a 80 °C e detector de captura de elétrons (ECD -63Ni) operado a 325 °C e com nitrogênio como gás de arraste. Esse cromatógrafo pertence ao Centro Experimental de Monitoramento e Mitigação Ambiental (CEMMA), localizado no Instituto Federal de Ciência e Tecnologia do Rio de Janeiro - Campus Nilópolis (IFRJ- Nilópolis), que foi parceiro desta pesquisa.

A partir daí, a metodologia utilizada para a quantificação do volume de biogás produzido (2^a atividade de monitoramento) foi a mesma descrita por PEZZOLLA *et al.* (2017), que consiste no uso de um selo hidráulico conectado a uma proveta, conforme ilustrado na Figura 8.7.



Figura 8.7. Sistema de quantificação de biogás dos reatores de bancada.

Como pode ser observado, o biogás que saía do reator passava pelo selo, fazendo com que a água fosse expulsa ao mesmo instante da entrada do biogás. Toda a água expulsa era coletada em uma proveta de 1.000 mL, sendo aferido o seu volume. Logo, o volume de água recolhido na proveta representa o volume de biogás que sai do reator. Vale ressaltar que, para a medição, o biogás era sempre mantido no interior do reator, sendo aberto o registro apenas no momento da medição. Essa estratégia permite que o biogás seja mantido em uma pressão maior que a atmosférica, fazendo com que ele tenha maior facilidade para sair e deslocar a coluna de água, sendo possível quantificar seu volume.

Já a 3ª atividade consistia na aferição do volume de lixiviado produzido de um dia para o outro. Assim, a cada 24 horas, o registro era aberto, sendo recolhido todo o lixiviado produzido por meio de um béquer de plástico de 1 L. Todo lixiviado recolhido era transferido para uma proveta de plástico de 1.000 mL para então ser aferido seu volume. A partir daí, uma amostra de cerca de 300 mL era separada (4ª atividade do monitoramento), para que fosse levada ao laboratório de análises físico-químicas do sistema DAES, no EcoParque do Caju. A frequência de coleta desse tipo de amostra era de duas vezes por semana. Ademais, o restante do lixiviado que não era coletado, era descartado em uma caixa de acesso ao tratamento preliminar do sistema DAES.

Antes de ser direcionada para o laboratório, vale comentar que a amostra de lixiviado passava por uma filtração para a remoção de partículas grosseiras, da mesma forma descrita na seção 6.2.3 do Capítulo 6. Assim, quando encaminhadas para o laboratório da DAES, em frascos de vidro, as amostras poderiam ser analisadas no mesmo dia ou não. Caso não analisadas, as amostras eram armazenadas em um freezer a -18°C . As análises foram realizadas para determinação dos seguintes parâmetros físico-químicos: pH, temperatura, AP, AI e AT, FOS, TAC, ST, SV, SF, DQO, N-NH_4^+ e PO_4^{3-} . Também foram quantificadas as razões AI/AP, FOS/TAC e a concentração de NH_3 por meio de cálculo. Todos os procedimentos conduzidos nessas análises estão descritos no Apêndice II, bem como os procedimentos de cálculo das suas concentrações.

Por fim, a quinta e última atividade consistia na inoculação dos reatores. Esse inóculo era, primeiramente, coletado da própria UPI do sistema, por meio de um béquer de plástico de 1 L. A partir daí, ele era transferido para uma proveta de plástico de 1.000 mL, sendo selecionado o volume desejado que deveria ser colocado em cada reator. Assim, o inóculo era transferido para o funil acoplado à tampa de cada reator. O registro só era aberto quando todo o volume de inóculo estivesse no funil, sendo imediatamente fechado após todo o escoamento do mesmo, de forma a evitar qualquer escape de biogás nesse processo.

Essa metodologia foi realizada ao longo do monitoramento de cada batelada operada em cada reator, segundo planejamento estipulado no item anterior. Eles são referentes ao lixiviado e ao biogás produzidos na digestão, que são os produtos passíveis de monitoramento diário. Apenas para o material digerido não foi possível avaliar as suas características ao longo do tempo devido às dificuldades de coleta de amostra nesse tipo de reator. Sendo assim, sua avaliação quantitativa (em termos de massa) e qualitativa (em termos de massa específica, teor de umidade, ST, SV, SF, C_{org} e P_{org}) foi feita apenas ao final de cada batelada, quando o material era removido do reator. As análises de sólidos, teor de umidade e massa específica foram realizadas no próprio laboratório do sistema DAES. Já as análises de C_{org} e P_{org} foram conduzidas no laboratório de química do Centro de Pesquisas da COMLURB, localizado em Vargem Pequena.

Vale comentar também especificamente o método empregado para os reatores que operaram com o material digerido misturado ao substrato (reator 4 da 2ª batelada e todos os reatores da 3ª batelada). Esse material foi considerado o inóculo sólido para a digestão, sendo importante calcular a relação S/I empregada em cada reator, que justamente relacionou a massa de substrato disponível para a degradação biológica com a quantidade de microrganismos disponíveis para a digestão anaeróbia. O cálculo da relação S/I foi realizado de acordo com a Equação (8.2).

$$\frac{S}{I} = \frac{(SV_{substrato} * M_{substrato})}{(SV_{inóculo} * M_{inóculo})} \quad (8.2)$$

Sendo:

S/I (adimensional): relação entre a massa de substrato e a massa de inóculo sólido empregados;

SV_{substrato} (g.kg⁻¹): concentração de SV no substrato;

M_{substrato} (kg): massa de substrato inserido no reator;

SV_{inóculo} (g.kg⁻¹): concentração de SV no material digerido utilizado como inóculo sólido;

M_{inóculo} (kg): massa de material digerido misturado ao substrato.

8.2.5. Cálculos e análise dos resultados

Primeiramente, os resultados de cada reator, para cada batelada, são apresentados e discutidos em função da produção de material digerido, lixiviado e biogás. Sob um viés de desempenho da digestão, a avaliação da produção de material digerido será em função da eficiência de redução de massa bruta (referente ao substrato) e de massa orgânica (segundo à massa de SV). Para os materiais líquidos, será avaliada a drenagem de lixiviado e o consumo de inóculo. Por último, a produção de biogás foi avaliada em função do rendimento de biogás e de CH₄, segundo o teor de CH₄ registrado ao longo da batelada. Com relação à eficiência de redução de massa orgânica, o cálculo considerou o mesmo método utilizado para os reatores MESB, apresentado na seção 6.2.4 do Capítulo 6. Já para a drenagem de lixiviado e o consumo de inóculo, foram consideradas as Equações (8.3) e (8.4) indicadas a seguir, respectivamente.

$$d_{lixiviado} = V_{drenado} / M_{substrato} \quad (8.3)$$

Sendo:

d (L_{lixiviado}.kg⁻¹_{substrato}): drenagem do lixiviado produzido pela digestão;

$V_{drenado}$ (L): volume de lixiviado drenado em 24 h;

$M_{substrato}$ (kg): massa de substrato inserido no reator.

$$c_{inóculo} = V_{inóculo}/m_{substrato} \quad (8.4)$$

Sendo:

$c_{inóculo}$ (L_{inóculo}.kg⁻¹SV_{aplicado}): consumo de inóculo ao longo da digestão;

$V_{inóculo}$ (L): volume total de inóculo aplicado ao longo de toda a batelada;

$m_{substrato}$ (kg SV_{aplicado}): massa orgânica de substrato aplicada ao reator de bancada, expressa em função de SV.

Por fim, o desempenho dos reatores também foi avaliado em função do biogás e metano produzidos. Pela quantificação do biogás produzido, pode-se calcular o rendimento de biogás, conforme descrito pela Equação (8.5).

$$R_{biogás} = V_{biogás}/M \quad (8.5)$$

Sendo:

$R_{biogás}$ (m³_{biogás}.t⁻¹_{substrato} ou m³_{biogás}.t⁻¹_{FORSU-GG}): rendimento de biogás, expresso em função da massa de substrato ou de FORSU-GG inserida ao reator de bancada;

$V_{biogás}$ (m³): volume de biogás acumulado ao longo da batelada no reator de bancada;

M (kg): massa total, de substrato ou FORSU-GG, inserido no reator de bancada.

É possível avaliar também a produtividade de biogás como um parâmetro de desempenho associado à produção de biogás. A Equação (8.6) descreve o cálculo desse parâmetro.

$$P_{biogás} = V_{biogás}/(t_{batelada} * V_{MESB}) \quad (8.6)$$

Sendo:

$P_{biogás}$ (m³_{biogás}.m⁻³_{reator}.d⁻¹): produtividade do biogás no reator de bancada;

$V_{biogás}$ (m³): volume de biogás acumulado ao longo da batelada no reator de bancada;

$t_{batelada}$ (d): duração de uma batelada no reator de bancada;

V_{MESB} (m³): volume útil do reator de bancada ocupado pelo substrato.

Por fim, outro importante parâmetro para avaliar o desempenho dos reatores é o rendimento de metano. Esse parâmetro representa a relação entre a quantidade de metano produzida por unidade de massa orgânica. Um detalhe observado nos resultados divulgados na literatura é que esse parâmetro pode estar relacionado com a massa de matéria orgânica aplicada ao reator (inicial), ou então com a massa removida ou consumida no reator. Sendo assim, o rendimento de metano foi avaliado por essas duas formas, segundo a Equação (8.7).

$$R_{CH_4} = (V_{biogás} * CH_4) / m \quad (8.7)$$

Sendo:

R_{CH_4} (m³ CH₄.t⁻¹SV): rendimento de metano dos reatores de bancada em função da massa de SV aplicada ou removida;

$V_{biogás}$ (m³): volume de biogás acumulado ao longo da batelada no reator de bancada;

CH_4 (%): teor de CH₄ no biogás produzido no reator de bancada;

m (t): massa orgânica aplicada ou removida dos reatores de bancada, expressa em SV.

Assim, dado o percentual de CH₄ (médio, mínimo ou máximo) registrado ao longo da batelada, pode-se obter um rendimento médio, mínimo ou máximo de CH₄ pelos reatores.

Em contrapartida, sob um viés qualitativo, os produtos também foram avaliados em função dos parâmetros físico-químicos, descritos no item anterior. Com exceção do material digerido, a estatística descritiva foi utilizada para analisar a variabilidade desses resultados. Os parâmetros estatísticos considerados foram a média, a mediana, o desvio padrão, os valores máximo e mínimo e os percentis 10, 25, 50, 75 e 90%, sendo ilustrados na forma de *Box plots*.

Para uma análise mais aprofundada, os resultados qualitativos e de desempenho foram comparados com os resultados obtidos nas bateladas conduzidas nos reatores MESB do sistema DAES, bem como com os resultados reportados na literatura. Foram utilizados para comparação o intervalo de variação de valores mínimo e máximo reportados. Ressalta-se que a ANOVA foi utilizada para a comparação entre as escalas de operação dos reatores,

considerando os parâmetros que caracterizam o lixiviado (pH, FOS/TAC, ST, SV, DQO e N-NH₄⁺) e o biogás (CH₄, CO₂, O₂, CO e H₂S) produzidos, não sendo possível utilizá-la para o material digerido, já que não foi registrado sua variabilidade ao longo da digestão. Para isso, foram comparadas as bateladas que operaram sob as mesmas condições, tanto na escala de bancada quanto semi-industrial, com o objetivo de avaliar se houve alguma diferença estatística dos resultados com a variação da escala.

Por fim, foram realizadas as análises de correlação linear e regressão entre as estratégias operacionais (mistura de poda, inoculação e mistura de material digerido no substrato) e os parâmetros de desempenho dos reatores (eficiência de remoção de massa orgânica, drenagem de lixiviado, consumo de inóculo, rendimento de biogás e rendimento médio de CH₄). Para a correlação linear, foram obtidos os resultados para o coeficiente de *Pearson* e o p-valor em cada comparação, de forma a observar se existia alguma linearidade entre cada dupla de parâmetros analisados.

A Tabela 8.3 apresenta um resumo de todos os métodos aplicados para a análise dos resultados obtidos pela digestão nos reatores em escala de bancada.

Tabela 8.3. Análises estatísticas realizadas por amostra e parâmetro dos reatores de bancada.

| Objetivos | Elementos para análise | Parâmetros | Métodos para distribuição normal |
|---|--|--|---|
| | Lixiviado dos reatores de bancada x Reatores MESB x Literatura | pH, FOS/TAC, ST, SV, DQO e N-NH ₄ ⁺ | ANOVA (múltiplas amostras); Comparação por intervalo de valores mínimo e máximo |
| Comparação dos resultados de um parâmetro | Biogás dos reatores de bancada x Reatores MESB x Literatura | CH ₄ , CO ₂ , H ₂ S, O ₂ , CO | ANOVA (múltiplas amostras); Comparação por intervalo de valores mínimo e máximo |
| | Reatores de bancada x Reatores MESB x Literatura | Eficiência de remoção de matéria orgânica, rendimento de biogás, teor máximo de CH ₄ , rendimento médio CH ₄ | Comparação por intervalo de valores mínimo e máximo |
| Relação entre diferentes parâmetros | Estratégias operacionais (mistura de poda, inoculação, mistura de material digerido) | Eficiências de redução de massa bruta e orgânica, drenagem de lixiviado, consumo de inóculo, rendimento de biogás, rendimento médio de CH ₄ | Correlação linear - <i>Pearson</i> |

Ressalta-se que todos os métodos indicados na Tabela 8.3 foram executados com base nas planilhas do Excel divulgadas por VON SPERLING *et al.* (2020).

8.3. Resultados e Discussão

Primeiramente são apresentados e discutidos os resultados reunidos pela revisão bibliográfica conduzida neste capítulo. Em seguida, os resultados obtidos pelos experimentos de bancada são também apresentados e discutidos, segundo os parâmetros de desempenho em função da produção de material digerido, lixiviado e biogás, de acordo com a estratégia aplicada a cada batelada realizada. Também é apresentada uma avaliação da variação dos resultados qualitativos de uma forma geral, segundo sua estatística descritiva.

Em um segundo momento, os resultados apresentados nesse primeiro item são comparados com os resultados obtidos no monitoramento dos reatores MESB do sistema DAES. Os resultados também são comparados com os principais valores reportados na literatura.

Por fim, no terceiro item, a relação entre os principais parâmetros de qualidade e os parâmetros de desempenho são analisadas por meio de correlação e regressão linear, de forma a se observar como que um interfere e influencia o valor do outro. Dessa forma, foi possível avaliar quais os principais fatores responsáveis pelo desempenho da digestão anaeróbia em estado sólido, considerando a recirculação do lixiviado a partir de um tanque de percolação, a inoculação sólida pela adição do material digerido ao substrato e a mistura de poda à FORSU-GG para a composição do substrato.

8.3.1. Dados na literatura

A revisão reuniu um total de 78 trabalhos, dos quais 16 foram considerados para a extração dos resultados. Esses apresentam os resultados obtidos a partir de diferentes estratégias utilizadas, apresentadas na Tabela VII.1, do Apêndice VII.

É possível identificar que as estratégias adotadas pelos 16 estudos mais relevantes consideraram as variações do processo de inoculação dos reatores. Essa inoculação se dá no início do processo, podendo ser adotadas inoculações em sua forma líquida, com lodos de estação de tratamento de esgoto e lodos de digestores de resíduos orgânicos em larga escala; ou na sua forma sólida, como digestatos de reatores em larga escala ou esterco de animais. Os inóculos são adicionados aos substratos em diferentes proporções de mistura substrato/inóculo (relação S/I). Essa razão geralmente se baseia na massa de SV de cada material. Foram indicadas relações S/I variando de 0,25 a 6,6 $\text{kg SV}_{\text{substrato}} \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{inóculo}}$, tendo ainda um estudo (MOTTE *et al.*, 2013) que avaliou a mistura em altas proporções de substrato (relação S/I de 28 a 47 m/m, com base SV).

Considerando essa diferença entre a forma de inoculação líquida ou sólida, SUKSONG *et al.* (2019) avaliou a produção de metano comparativamente entre esses dois tipos, aplicados aos resíduos da agroindústria de óleo de palma. Segundo os autores, a produção de metano a partir do inóculo líquido ($3,27 \text{ L CH}_4 \cdot \text{L}^{-1} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$; $53,5 \text{ m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{t}^{-1} \text{ resíduo}$) apresentou resultados melhores em comparação a produção pelo uso de inóculo sólido ($1,36 \text{ L CH}_4 \cdot \text{L}^{-1}$

$^1_{\text{reator.d}^{-1}}$; $39,0 \text{ m}^3 \text{ CH}_4.t^{-1}_{\text{resíduo}}$). A explicação dada por esses autores está na baixa transferência de massa entre o inóculo e o resíduo, quando o primeiro é do tipo sólido. Além disso, o líquido apresenta uma comunidade microbiana mais estabilizada e adaptada se comparado ao sólido, que apresenta uma comunidade menos eficiente na degradação anaeróbia. Vale ressaltar que, para esse estudo, o inóculo líquido foi um lodo anaeróbio de uma planta de biogás que operava com efluente da agroindústria de óleo de palma, e o inóculo sólido foi proveniente de um reator em escala de bancada, que operava com os resíduos dessa agroindústria.

Por outro lado, os estudos reunidos na revisão também avaliaram a estratégia de recirculação do lixiviado, podendo ser diretamente do próprio reator, ou então por um sistema em que o lixiviado é direcionado primeiramente para um digestor anaeróbio (como um CSTR ou UASB) e, a partir dele, ser recirculado. Esse digestor também é chamado de tanque ou reator de percolação. Essa recirculação é medida em termos de vazão (variando de $0,001$ a 22 L.h^{-1}), de vazão aplicada (variando de 2 a $10 \text{ L.m}^{-3}_{\text{reator.d}^{-1}}$), de taxa de recirculação (variando de $1,5$ a $3,5 \text{ h.d}^{-1}$), de razão entre o volume recirculado e o volume total de lixiviado (variando de $0,2$ a $2,4$) ou ainda em termos de frequência de inoculação (variando de uma vez na semana a 4 vezes ao dia). Logo, é possível notar a grande variedade de formas de aplicação desta recirculação.

Vale ressaltar também que nenhum trabalho apresentou os resultados do desempenho da digestão anaeróbia em estado sólido ao misturar a FORSU com poda de árvores. Alguns estudos (LI *et al.*, 2018, LIN e LI, 2017, MOTTE *et al.*, 2013, OWAMAH *et al.*, 2021, PEZZOLLA *et al.*, 2017 e SHI *et al.*, 2014) até avaliaram a digestão com resíduos vegetais, porém não investigaram o efeito do uso de diferentes proporções de mistura desses resíduos com a FORSU na produção de biogás, lixiviado e material digerido. Dentre eles, ressalta-se os resultados divulgados por LIN e LI (2017), que obtiveram melhor rendimento de metano (aumento de 11,5%) e uma comunidade microbiana mais adaptada, com o uso de digestato sólido (desidratado) como inóculo.

Considerando as estratégias investigadas por todos os trabalhos considerados, é importante destacar os estudos de RICO *et al.* (2020), DI MARIA *et al.* (2016, 2017), PEZZOLLA *et al.* (2017), DASTYAR *et al.* (2021), DING *et al.* (2021), EL-MASHAD *et al.* (2006) e SHEWANI *et al.* (2015).

RICO *et al.* (2020) já haviam sido citados na revisão conduzida no Capítulo 6. Os autores apresentam um estudo do processo de digestão anaeróbia em reatores do tipo caixa, com 21 L de volume útil (31,2 L no total), onde foram adicionados resíduos de alimentos, que receberam uma aspersão do líquido proveniente do tanque de percolação, de 12 L de volume útil (16 L no total), esse sendo primeiramente inoculado com esterco líquido. Foram testadas duas taxas de recirculação do percolado com o objetivo de avaliar a combinação de uma taxa na primeira metade da batelada com outra durante a segunda metade da batelada. Assim, para os primeiros dias da batelada, foram utilizadas razões de recirculação de 0,2 e 1,2 (volume diário de recirculado por volume total de percolado); e para a segunda metade da batelada, a razão de 2,4. Os resultados obtidos sugerem que deve ser adotada uma baixa taxa de recirculação durante o período de partida do processo, e que ela seja aumentada gradativamente, de forma que se obtenha um melhor rendimento de metano e que seja evitada a inibição do processo pelo aumento da concentração de ácidos orgânicos, produzidos pela digestão. As bateladas foram conduzidas ao longo de 47 dias, sendo obtido um rendimento de metano variando de 460 a 477 L CH₄.kg⁻¹SV pelo sistema, sendo que nos primeiros 15 dias a produção de biogás e CH₄ foi fornecida, principalmente, pelo tanque de percolação. Ademais, o teor de CH₄ no biogás produzido pelo tanque de percolação atingiu 50% nos primeiros 5 a 6 dias de operação. Por outro lado, para que o teor de CH₄ atingisse esse mesmo percentual no biogás produzido pelo reator tipo caixa, foram necessários 17 a 23 dias de operação, sendo registrado um máximo de 70% ao final dos 47 dias de operação. Os autores também fazem referência ao estudo de QIAN *et al.* (2016), que afirma que o tanque de percolação é responsável por 55% da produção de CH₄ de todo o sistema.

Já o estudo de DI MARIA *et al.* (2016) investigou o efeito da inoculação em um reator que operou com digestão em estado sólido, considerando a recirculação do lixiviado nele próprio. Nesse reator, de 100 L de volume foi aplicado a FORSU como substrato e o digestato do mesmo reator (oriundo de bateladas anteriores) como inóculo na proporção 1:1. Os resultados apontaram um incremento da produção de CH₄ pelo uso de inóculo, com 300 NL CH₄.kg⁻¹SV, em oposição a 267 NL CH₄.kg⁻¹SV com o reator sem inoculação.

Em um estudo mais recente, DI MARIA *et al.* (2017) avaliou um sistema de digestão anaeróbia em estado sólido com recirculação do digestato líquido, considerando a FORSU

como substrato e o digestato de bateladas anteriores como inóculo. A proposta desse estudo foi comparar o desempenho desse reator com outro em estado líquido, sendo avaliada inclusive a dinâmica de desenvolvimento da comunidade microbiana. Embora o rendimento do reator em estado sólido tenha sido menor que o do reator em estado líquido (252 contra 320 NL CH₄.kg⁻¹SV), o primeiro possui a capacidade de operar com maior carga orgânica (4,55 contra 0,9 kg SV.m⁻³.d⁻¹) e a recirculação do digestato no próprio reator pode aumentar sua eficiência.

PEZZOLLA *et al.* (2017) avaliou a otimização de um sistema de digestão anaeróbia em estado sólido a partir de diferentes estratégias adotadas para a recirculação do percolado no próprio reator: 1, 2 e 4 vezes ao dia, representando frequências de recirculação a cada 24 h, 12 h e 6 h, respectivamente. Uma mistura de esterco suíno com palha foi utilizada como substrato, sendo utilizado como inóculo o digestato de bateladas anteriores. Os resultados indicaram que a recirculação do percolado permite que o acúmulo de ácidos orgânicos na fração líquida seja evitado, além de permitir um maior consumo de compostos orgânicos, que são solubilizados. Ademais, a qualidade do digestato sólido obtido ao final da batelada também pode ser melhorada com o aumento da recirculação e com a redução da relação C/N (relação C/N de 38,7 para recirculação de 1 vez ao dia, 33,1 para 2 vezes ao dia e 14,1 para 4 vezes ao dia). O maior pico de produção de biogás foi de 240,8 Nm³_{biogás}.t⁻¹SV para a batelada com recirculação de 4 vezes ao dia.

Considerando ainda a avaliação da recirculação do percolado, DASTYAR *et al.* (2021) avalia as taxas de recirculação de 1,5, 2,5 e 3,5 h.d⁻¹ no próprio reator, em conjunto com a variação da relação S/I (1, 2 e 3 kg SV_{FORSU}.kg⁻¹SV_{biossólido}), para um sistema de digestão em estado sólido com FORSU como substrato e biossólido como inóculo, com um reator compartimentado de 16 L (14,5 L no compartimento superior, onde adiciona a FORSU e 1,5 L no compartimento inferior, onde é recolhido o percolado). Os autores observaram que menores razões S/I garantem uma maior solubilidade do substrato, o que promove um maior carregamento de sólidos para o percolado. A relação S/I de 2 kg SV_{FORSU}.kg⁻¹SV_{biossólido} foi considerada a condição que garante um melhor desempenho, sob o ponto de vista operacional, além de promover 70% de recuperação de metano e 45% de consumo SV.

DING *et al.* (2021) avaliou dois tipos de sistemas em estado sólido, com resíduos de alimentos como substrato: um estágio (com recirculação no próprio reator) e dois estágios

(com um tanque de percolado em série). Para o sistema de um estágio, foi observada um acúmulo de ácidos orgânicos para um carregamento de 300 g de substrato, o que levou a uma inibição da metanização. Já no processo em dois estágios, a produção de biogás se tornou mais estável e robusta, mesmo que houvesse um aumento da carga na entrada (maior que 400 g de substrato), garantindo um rendimento de metano de $393 \text{ mL CH}_4 \cdot \text{g}^{-1} \text{SV}$, com uma taxa de produção de biogás máxima de $135,6 \text{ mL}_{\text{biogás}} \cdot \text{g}^{-1} \text{SV} \cdot \text{d}^{-1}$ pelo sistema.

Por fim, vale mencionar o trabalho de EL-MASHAD *et al.* (2006), no qual foram testadas diferentes estratégias de inoculação (0,5 L e 3,0 L por semana de estrume líquido) em um sistema em estado sólido com esterco sólido bovino como substrato e considerando diferentes taxas de recirculação do lixiviado no próprio reator. Para os reatores com recirculação, esse processo só foi iniciado após 11 dias do início da batelada, considerando um total de 60 dias. Foi observado que a recirculação de lixiviado garante um aumento da produtividade de metano (de 0,2 a 0,5 $\text{L CH}_4 \cdot \text{L}^{-1}_{\text{reator}} \cdot \text{d}^{-1}$) e uma baixa estratificação de compostos intermediários da digestão anaeróbia.

É importante ressaltar também algumas observações relevantes sobre as estratégias aqui comentadas. Com relação à recirculação de lixiviado, SHEWANI *et al.* (2015) ressaltaram uma condição importante que se altera ao longo do processo de digestão em estado sólido: a compactação do substrato que está sendo digerido. Conforme os dias da batelada vão avançando, o tamanho das partículas do substrato é reduzido com a digestão, fazendo com que a massa total de material esteja mais compactada, reduzindo também o volume ocupado no reator. Essa compactação altera, conseqüentemente, a percolação do lixiviado que é aspergido sobre o substrato, já que o seu coeficiente de permeabilidade se altera. Os autores afirmam ainda que, para uma maior compactação, a capacidade de retenção de água da massa de substrato aumenta, fazendo com que o volume de lixiviado seja menor. Essa informação é essencial para a definição da melhor estratégia de aspersão do lixiviado recirculado, já que se objetiva um maior tempo de retenção desse líquido, rico em microrganismos metanogênicos, no interior do reator, visando um aumento da produção de metano.

A Tabela 8.4 reúne os principais resultados apresentados nos estudos levantados na revisão bibliográfica, em termos de produção de biogás e metano, a partir das diferentes estratégias de recirculação adotadas.

Tabela 8.4. Rendimento e produtividade de biogás e metano em função da estratégia de recirculação adotada.

| Estratégia | Origem da recirculação | Rendimento | Produtividade (L CH ₄ .L ⁻¹ reator.d ⁻¹) | Referência |
|---|------------------------|---|--|--------------------------------|
| Inoculação e recirculação do lixiviado | Próprio reator | 531 L CH ₄ .kg ⁻¹ resíduo (pelo reator) 252 L CH ₄ .kg ⁻¹ SV (pelo reator) | 3,27 | DASTYAR <i>et al.</i> (2021) |
| Inoculação e recirculação do lixiviado | Próprio reator | 300 L _{biogás} .kg ⁻¹ SV (pelo reator) | - | DI MARIA <i>et al.</i> (2016) |
| Inóculo sólido, com recirculação do lixiviado | Próprio reator | 39,0 a 53,5 L CH ₄ .kg ⁻¹ resíduo (pelo reator) | 1,36 | SUKSONG <i>et al.</i> (2019) |
| Recirculação 4 vezes ao dia | Próprio reator | 240,8 L _{biogás} .kg ⁻¹ SV (pelo reator) | - | PEZZOLLA <i>et al.</i> (2017) |
| Recirculação apenas na segunda metade da batelada | Próprio reator | - | 0,2 a 0,5 | EL-MASHAD <i>et al.</i> (2006) |
| Recirculação de lixiviado | Tanque de percolação | 393 L CH ₄ .kg ⁻¹ SV (pelo sistema) | - | DING <i>et al.</i> (2021) |
| Maior recirculação na segunda metade da batelada | Tanque de percolação | 460 a 477 L CH ₄ .kg ⁻¹ SV (pelo sistema) | - | RICO <i>et al.</i> (2020) |

Nota-se que o maior rendimento de metano foi encontrado para a estratégia de aumento da recirculação de lixiviado, proveniente de um tanque de percolação, ao longo dos dias da segunda metade da batelada. Isto reforça a ideia de que não é ideal realizar a recirculação do lixiviado nas fases iniciais da digestão, devido sua alta concentração de ácidos orgânicos, apresentando um pH bem reduzido. Nesse caso, o lixiviado deve ser direcionado para o tanque de percolação até que atinja um estágio mais avançado da digestão. Somente a partir daí que deverá ser feita a recirculação, com a aspersão do lixiviado sobre a massa de resíduos.

Por outro lado, os estudos avaliados também investigaram a qualidade do inóculo e do lixiviado obtidos na digestão em estado sólido com recirculação. A Tabela VII.2, do

Apêndice VII, apresenta os resultados reportados na literatura. É possível notar que os estudos avaliaram a qualidade do inóculo e do lixiviado inseridos no sistema de forma a observar se existe algum efeito inibitório no processo. Os valores máximos avaliados pelos estudos foram N-NH_4^+ de 4.610 mg.L^{-1} , alcalinidade de $4.366 \text{ mg CaCO}_3.\text{L}^{-1}$, FOS/TAC de 0,62 e pH de 8,0. As faixas de concentração de N-NH_4^+ no lixiviado da digestão, em que foi identificada uma inibição da metanogênese foram: 1.700 a 14.000 mg.L^{-1} (RICO *et al.*, 2020), 1.200 a 8.000 mg.L^{-1} (DASTYAR *et al.*, 2021) e acima de 6.000 mg.L^{-1} (DING *et al.*, 2021).

Assim, é finalizada a apresentação dos principais resultados encontrados na literatura a respeito de sistemas de digestão anaeróbia em estado sólido que empregam diferentes estratégias de inoculação e recirculação do lixiviado. Eles servirão de base para a comparação dos resultados encontrados pelos reatores de bancada apresentados no presente capítulo.

8.3.2. Resultados dos parâmetros de desempenho

A partir do planejamento dos experimentos, apresentado no item anterior, as bateladas foram preparadas e operadas com as seguintes condições indicadas na Tabela 8.5.

Tabela 8.5. Condições reais operadas nos reatores de bancada.

| Batelada | Reator | Tempo de operação (d) | Estratégia operacional | Massa FORSU-GG (kg) | Massa substrato (kg) | Carga orgânica (kg SV _{aplicado} .m ⁻³ _{reator.d⁻¹)} | S/l (g SV _{substrato} .g ⁻¹ SV _{digerido}) | Volume de inoculação total (L) |
|-------------|----------|-----------------------|--|---------------------|----------------------|--|--|--------------------------------|
| 1ª batelada | Reator 1 | 28 | 0,5 L.kg ⁻¹ | 8,95 | 13,95 | 7,00 | 0,00 | 7,65 |
| | Reator 2 | | 1,0 L.kg ⁻¹ | 9,25 | 14,25 | 6,26 | 0,00 | 13,43 |
| | Reator 3 | | 1,15 L.kg ⁻¹ | 9,30 | 14,30 | 6,09 | 0,00 | 15,64 |
| | Reator 4 | | 0,0 L.kg ⁻¹ | 9,05 | 14,05 | 6,20 | 0,00 | 0,23 |
| 2ª batelada | Reator 1 | 40 | 0,5 L.kg ⁻¹ | 12,95 | 17,95 | 3,65 | 0,00 | 10,40 |
| | Reator 2 | | 1,0 L.kg ⁻¹ | 13,20 | 18,20 | 3,52 | 0,00 | 18,20 |
| | Reator 3 | | 1,15 L.kg ⁻¹ | 15,10 | 20,10 | 3,29 | 0,00 | 23,14 |
| | Reator 4 | | 0,0 L.kg ⁻¹ ; 50% material digerido | 5,55 | 18,05 | 2,64 | 2,08 | 0,00 |
| 3ª batelada | Reator 1 | 53 | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 5% material digerido | 17,20 | 18,13 | 2,51 | 11,57 | 18,17 |
| | Reator 2 | | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 20% material digerido | 14,33 | 18,39 | 3,27 | 2,21 | 18,49 |
| | Reator 3 | | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 10% material digerido | 16,25 | 17,90 | 3,74 | 6,13 | 17,94 |
| | Reator 4 | | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 50% material digerido | 9,56 | 18,95 | 2,67 | 0,64 | 18,95 |
| 4ª batelada | Reator 1 | 41 | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 10% poda | 17,20 | 18,68 | 5,77 | 0,00 | 23,16 |
| | Reator 2 | | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 25% poda | 14,33 | 18,62 | 5,11 | 0,00 | 23,16 |
| | Reator 3 | | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 50% poda | 9,56 | 19,42 | 4,72 | 0,00 | 22,56 |
| | Reator 4 | | 1,0 L.kg ⁻¹ ; 0% poda | 19,11 | 19,20 | 4,35 | 0,00 | 21,60 |

Nota-se, na Tabela 8.5 que, em relação à carga orgânica, a 1ª batelada foi a que operou com cargas maiores, com a variação de 6,1 a 7,0 kg SV_{aplicado}.m⁻³_{reator.d⁻¹, considerando as}

massas de substrato aplicadas e o tempo de duração de 28 dias. Com durações maiores a partir da 2ª batelada (média de 45 dias), as cargas orgânicas aplicadas diminuíram para um valor médio de $3,77 \text{ kg SV}_{\text{aplicado}} \cdot \text{m}^{-3} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$. Por outro lado, apenas na 3ª batelada foi testada a variação da relação S/I, partindo de 0,64 a 11,57 $\text{g SV}_{\text{substrato}}/\text{g SV}_{\text{digerido}}$, considerando o material digerido como inóculo sólido. Porém, para todas as bateladas, foi aplicada a inoculação na forma líquida, com volumes totais aplicados chegando a 23,16 L no máximo, ao longo de toda a batelada.

O inóculo aplicado aos reatores de bancada apresentou características físico-químicas que estão resumidas na Tabela 8.6.

Tabela 8.6. Características físico-químicas do inóculo aplicado aos reatores de bancada.

| Parâmetros estatísticos | pH (adimensional) | FOS/TAC (adimensional) | SST (g.L^{-1}) | SSV (g.L^{-1}) | DQO (mg.L^{-1}) | N-NH ₄ ⁺ (mg.L^{-1}) | PO ₄ ³⁻ (mg.L^{-1}) |
|---------------------------|-------------------|------------------------|---------------------------|---------------------------|----------------------------|---|--|
| Número amostral | 42 | 39 | 41 | 39 | 41 | 41 | 41 |
| Média | 7,17 | 1,22 | 15,27 | 9,61 | 22.955,81 | 2.237,58 | 49,81 |
| Mediana | 7,2 | 1,1 | 15,0 | 7,6 | 18.798,9 | 2.289,9 | 31,3 |
| Mínimo | 4,2 | 0,1 | 0,2 | 0,4 | 2.122,0 | 673,4 | 16,4 |
| Máximo | 8,0 | 7,3 | 70,8 | 57,9 | 105.456,5 | 4.161,1 | 231,2 |
| Desvio padrão | 0,8 | 1,2 | 15,1 | 12,4 | 22.009,5 | 655,3 | 46,7 |
| Coefficiente de variância | 0,1 | 1,0 | 1,0 | 1,3 | 1,0 | 0,3 | 0,9 |

Pelos dados na Tabela 8.6, observa-se que o inóculo aplicado apresentou características de um material com alta concentração de matéria orgânica (DQO acima de 20.000 mg.L^{-1} em média) e estável (SSV/SST de 0,5 em média). Além da estabilidade orgânica, esse inóculo também apresentou uma tendência para a neutralidade, com pH próximo de 7,0 e FOS/TAC próximo de 1,0, havendo um equilíbrio entre os compostos químicos resultantes da digestão anaeróbia. Por fim, o inóculo apresenta também uma alta concentração de nitrogênio amoniacal (média de $2.237,58 \text{ mg.L}^{-1}$).

Para cada condição adotada, os resultados dos parâmetros associados ao desempenho dos reatores são apresentados nas Tabelas 8.7, 8.8 e 8.9, em função da produção de

material digerido, lixiviado e biogás respectivamente. É importante frisar que os reatores 1, 2 e 3 da 1ª batelada apresentaram problemas de vedação durante a operação da batelada, sendo necessário repetir as bateladas nessas condições planejadas, de forma que os resultados pudessem ser validados.

Tabela 8.7. Eficiências de redução de massa bruta e remoção de massa orgânica nos reatores de bancada.

| Batelada | Reator | Estratégia operacional | Eficiência de redução massa bruta (%) | Eficiência de remoção massa orgânica (%) |
|----------------------------|----------|---|---------------------------------------|--|
| 1 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação: 0,5 L.kg ⁻¹ | 7% | 22% |
| | Reator 2 | Inoculação: 1,0 L.kg ⁻¹ | 4% | 38% |
| | Reator 3 | Inoculação: 1,15 L.kg ⁻¹ | 9% | 27% |
| | Reator 4 | Recirculação do lixiviado no próprio reator | 5% | 19% |
| 2 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação: 0,5 L.kg ⁻¹ | 9% | 71% |
| | Reator 2 | Inoculação: 1,0 L.kg ⁻¹ | 7% | 72% |
| | Reator 3 | Inoculação: 1,15 L.kg ⁻¹ | 2% | 69% |
| | Reator 4 | Inoculação sólida: 50% digerido, com recirculação no próprio reator | 3% | 3% |
| 3 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação sólida: 5% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 21% | 32% |
| | Reator 2 | Inoculação sólida: 20% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 9% | 41% |
| | Reator 3 | Inoculação sólida: 10% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 10% | 33% |
| | Reator 4 | Inoculação sólida: 50% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 12% | 11% |
| 4 ^a batelada | Reator 1 | Substrato com 10% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 15% | 37% |
| | Reator 2 | Substrato com 25% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 10% | 46% |
| | Reator 3 | Substrato com 50% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 0% | 55% |
| | Reator 4 | Substrato com 0% poda (m/m) inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 20% | 34% |

Tabela 8.8. Drenagem de lixiviado e consumo de inóculo nos reatores de bancada.

| Batelada | Reator | Estratégia operacional | Drenagem de lixiviado ($L_{\text{lixiviado}} \cdot \text{kg}^{-1}$ $^1_{\text{substrato}}$) | Consumo de inóculo ($L_{\text{inóculo}} \cdot \text{kg}^{-1}$ $\text{SV}_{\text{aplicado}}$) |
|----------------------------|----------|---|---|--|
| 1 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação: 0,5 L.kg ⁻¹ | 0,52 | 2,03 |
| | Reator 2 | Inoculação: 1,0 L.kg ⁻¹ | 0,92 | 3,49 |
| | Reator 3 | Inoculação: 1,15 L.kg ⁻¹ | 1,10 | 4,05 |
| | Reator 4 | Recirculação do lixiviado no próprio reator | 0,03 | 0,06 |
| 2 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação: 0,5 L.kg ⁻¹ | 0,60 | 2,38 |
| | Reator 2 | Inoculação: 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,01 | 4,11 |
| | Reator 3 | Inoculação: 1,15 L.kg ⁻¹ | 1,11 | 4,73 |
| | Reator 4 | Inoculação sólida: 50% digerido, com recirculação no próprio reator | 0,00 | 0,00 |
| 3 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação sólida: 5% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,11 | 4,98 |
| | Reator 2 | Inoculação sólida: 20% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,03 | 3,74 |
| | Reator 3 | Inoculação sólida: 10% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,03 | 3,30 |
| | Reator 4 | Inoculação sólida: 50% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,04 | 4,56 |
| 4 ^a batelada | Reator 1 | Substrato com 10% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,33 | 3,97 |
| | Reator 2 | Substrato com 25% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,26 | 4,03 |
| | Reator 3 | Substrato com 50% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,10 | 3,25 |
| | Reator 4 | Substrato com 0% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 1,26 | 4,40 |

Tabela 8.9. Produção e rendimento de biogás e CH₄ nos reatores de bancada.

| Batelada | Reator | Estratégia operacional | Teor máximo de CH ₄ | Dia do teor máximo de CH ₄ | Rendimento de biogás | | Rendimento médio de CH ₄ | | Produtividade de biogás |
|----------------------------|----------|---|--------------------------------|---------------------------------------|--|--|---|---|--|
| | | | % | d | L _{biogás} .kg ⁻¹ substrato | L _{biogás} .kg ⁻¹ ¹ FORSU-GG | L CH ₄ .kg ⁻¹ SV _{aplicado} | L CH ₄ .kg ⁻¹ SV _{removido} | L _{biogás} .L ⁻¹ _{reator} .d ⁻¹ |
| 1 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação: 0,5 L.kg ⁻¹ | 12,50 | 28 | 0,14 | 0,22 | 0,04 | 0,17 | 0,004 |
| | Reator 2 | Inoculação: 1,0 L.kg ⁻¹ | 42,10 | 28 | 4,40 | 6,77 | 2,65 | 6,90 | 0,102 |
| | Reator 3 | Inoculação: 1,15 L.kg ⁻¹ | 16,90 | 29 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,000 |
| | Reator 4 | Recirculação do lixiviado no próprio reator | 3,20 | 17 | 4,02 | 6,24 | 0,31 | 1,61 | 0,092 |
| 2 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação: 0,5 L.kg ⁻¹ | 12,90 | 41 | 4,54 | 6,29 | 0,63 | 0,89 | 0,068 |
| | Reator 2 | Inoculação: 1,0 L.kg ⁻¹ | 17,10 | 41 | 4,45 | 6,14 | 0,93 | 1,29 | 0,064 |
| | Reator 3 | Inoculação: 1,15 L.kg ⁻¹ | 16,40 | 37 | 0,25 | 0,33 | 0,05 | 0,08 | 0,003 |
| | Reator 4 | Inoculação sólida: 50% digerido, com recirculação do próprio reator | 2,70 | 37 | 2,10 | 6,82 | 0,26 | 9,19 | 0,034 |
| 3 ^a batelada | Reator 1 | Inoculação sólida: 5% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 37,29 | 51 | 5,61 | 5,91 | 2,86 | 8,86 | 0,070 |
| | Reator 2 | Inoculação sólida: 20% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 14,87 | 53 | 5,85 | 7,50 | 1,21 | 2,93 | 0,071 |

Tabela 8.9. Produção e rendimento de biogás e CH₄ nos reatores de bancada (continuação).

| Batelada | Reator | Estratégia operacional | Teor máximo de CH ₄ | Dia do teor máximo de CH ₄ | Rendimento de biogás | | Rendimento médio de CH ₄ | | Produtividade de biogás |
|----------------------------|----------|---|--------------------------------|---------------------------------------|--|--|---|---|--|
| | | | % | d | L _{biogás} .kg ⁻¹ substrato | L _{biogás} .kg ⁻¹ ¹ FORSU-GG | L CH ₄ .kg ⁻¹ SV _{aplicado} | L CH ₄ .kg ⁻¹ SV _{removido} | L _{biogás} .L ⁻¹ _{reator} .d ⁻¹ |
| 3 ^a batelada | Reator 3 | Inoculação sólida: 10% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 36,15 | 53 | 8,57 | 9,44 | 2,88 | 8,76 | 0,105 |
| | Reator 4 | Inoculação sólida: 50% digerido (m/m), com inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 23,18 | 51 | 6,53 | 12,95 | 2,82 | 25,54 | 0,080 |
| 4 ^a batelada | Reator 1 | Substrato com 10% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 32,89 | 42 | 10,14 | 11,01 | 2,71 | 7,29 | 0,187 |
| | Reator 2 | Substrato com 25% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 23,00 | 37 | 9,38 | 12,18 | 2,25 | 4,89 | 0,155 |
| | Reator 3 | Substrato com 50% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 34,23 | 40 | 4,85 | 9,86 | 1,43 | 2,63 | 0,064 |
| | Reator 4 | Substrato com 0% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 22,33 | 42 | 6,05 | 6,07 | 1,37 | 4,04 | 0,103 |

É possível observar que, em termos de remoção de massa orgânica, o reator 2 da 2ª batelada (inoculação: 1,0 L.kg⁻¹) foi a que atingiu melhor desempenho, de 72%, embora a maior redução da massa bruta foi no reator 1 da 3ª batelada (inoculação sólida de 5% digerido (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg⁻¹), com 21% de redução.

Considerando o lixiviado drenado, o reator 1 da 4ª batelada (10% de poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg⁻¹) foi que apresentou o maior valor, com 1,33 L_{lixiviado}.kg⁻¹_{substrato}, seguidos pelos reatores 2 e 4 também da 4ª batelada (25% e 0% de poda (m/m) respectivamente), com 1,26 L_{lixiviado}.kg⁻¹_{substrato}. Por outro lado, o maior consumo de inóculo foi do reator 1 da 3ª batelada (inoculação sólida de 5% digerido (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg⁻¹), com 4,98 L_{inóculo}.kg⁻¹_{SV_{aplicado}}.

Em termos de rendimento de biogás, os reatores 1 e 2 da 4ª batelada (mistura de poda de 10 e 25% (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg⁻¹) foram que apresentaram melhores resultados, com 10,1 L_{biogás}.kg⁻¹_{substrato} e 9,4 L_{biogás}.kg⁻¹_{substrato}, respectivamente. Se destacam também os reatores 2 e 4 da 3ª batelada, fazendo com que a estratégia de mistura do material digerido como inóculo sólido para a digestão garantisse um maior rendimento de metano, em média, se comparado às outras estratégias, com o rendimento médio de 2,93 a 25,54 L CH₄.kg⁻¹_{SV_{removido}}, respectivamente.

Dada a apresentação desses resultados, a caracterização qualitativa das amostras de material digerido, lixiviado e biogás produzidos nos reatores de bancada é avaliada de forma individual para cada batelada.

8.3.3. Resultados dos parâmetros qualitativos

Em relação aos resultados do material digerido produzido, a Figura 8.8 apresenta os gráficos comparativos, de cada batelada, dos parâmetros SV, razão SV/ST, teor de umidade e massa específica.

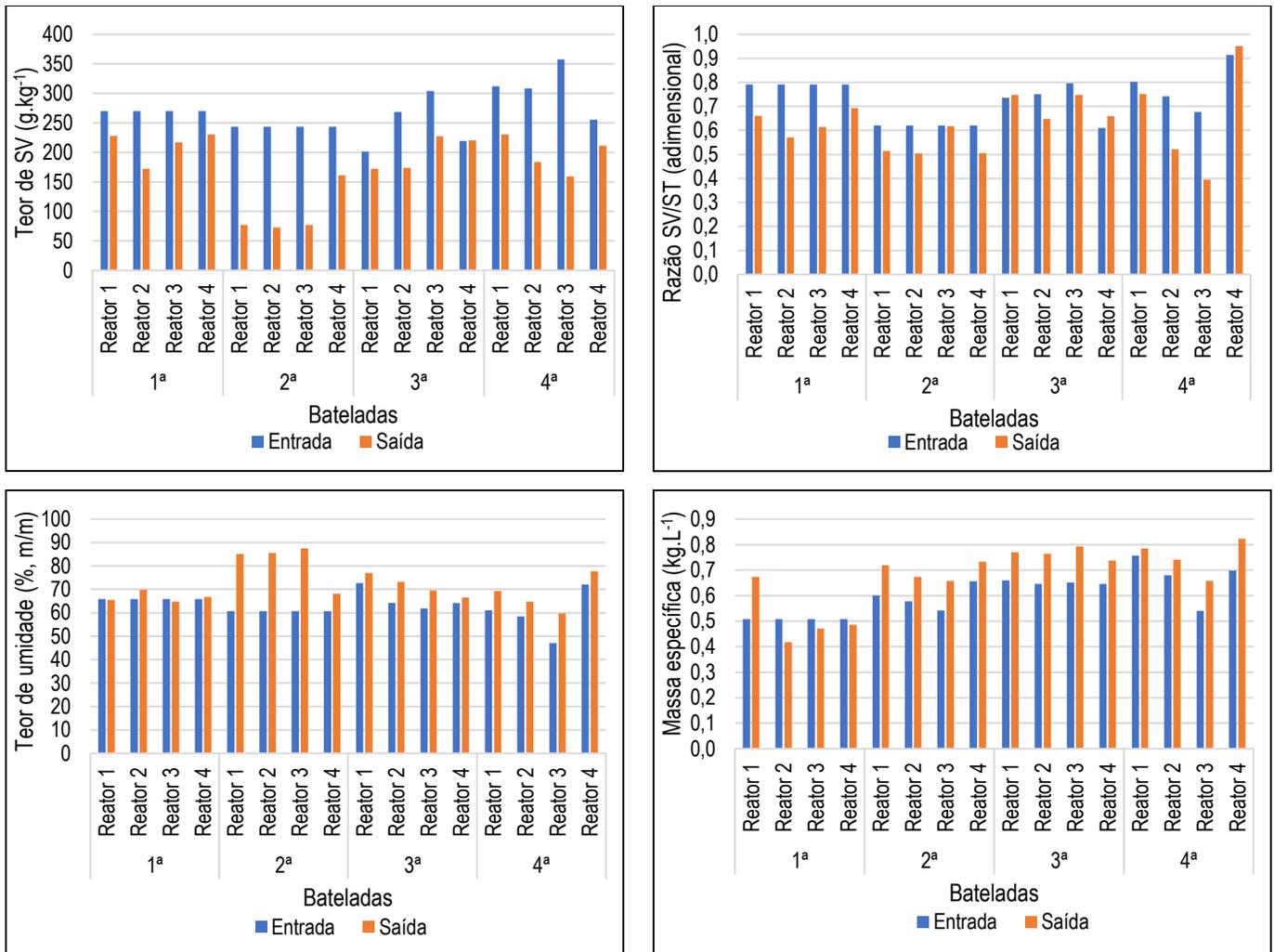


Figura 8.8. Resultados de teor de SV, SV/ST, teor de umidade e massa específica do material digerido produzido nos reatores de bancada.

Os resultados apontam para uma redução da concentração de SV ao longo do processo de digestão anaeróbia que ocorre no interior dos reatores, de forma que o material digerido produzido representa a massa de matéria orgânica mais estabilizada. Comparando-se com a concentração de ST, que está associado a toda quantidade de sólidos presentes no material, a razão SV/ST permite indicar a proporção dessa estabilização. Seus resultados seguem a mesma tendência do SV, com exceção dos reatores 1 e 4 da 3^a batelada (inoculação sólida de 5 e 50% digerido (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg⁻¹) e o reator 4 da 4^a batelada (substrato com 0% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg⁻¹). Nesses dois casos, os resultados foram maiores para o material digerido, sendo o oposto do que poderia ser esperado, passando a haver um acúmulo de SV dada pelos produtos da digestão que

ficaram incorporados à massa de material digerido produzido nos reatores. Vale destacar os reatores da 2ª batelada, que foram os que apresentaram maior eficiência de remoção de massa orgânica (Tabela 8.12), sendo reforçado pela maior redução de SV e da razão SV/ST.

Com relação ao teor de umidade, para a maioria das bateladas o material digerido apresenta um teor de umidade maior, já que a adição de inóculo ao substrato ao longo da batelada provoca o aumento desse parâmetro. A faixa de variação observada foi de 60 a 80% para o material digerido produzido nos reatores de bancada.

Na Figura 8.8, é possível ainda observar os resultados para a massa específica. Observa-se que, em geral, existe um aumento da massa específica no final da digestão, se comparado ao seu início, já que o tamanho de partículas tende a diminuir ao longo do processo e, com isso, tem-se um material final mais compactado. Esse aumento chega a ser de 33%, sendo que os reatores da 3ª batelada (nas quais foi avaliada a incorporação do material digerido ao substrato) foram as que atingiram maiores valores. É relevante comentar que esse comportamento pode afetar não só a percolação do inóculo nos poros do substrato em digestão, fazendo com que seja reduzida a superfície de contato do mesmo com a matéria orgânica, como também pode afetar a liberação do biogás produzido para o *headspace*, já que pode ocorrer a colmatação do material devido a sua compactação. Esse efeito pode ser reduzido pela adição de poda ao substrato, o que provoca a redução da massa específica ao aumentar os espaços vazios no substrato. Como ela apresenta uma degradação mais lenta que a FORSU-GG, suas partículas não serão reduzidas tanto de tamanho, o que permite a existência dos poros até o final da digestão.

Para finalizar a avaliação da qualidade do material digerido produzido ao final do processo, a Tabela 8.10 apresenta os valores médios de C_{org} e P_{org} obtidos nos reatores operados em cada batelada.

Tabela 8.10. Resultados médios de C_{org} e P_{org} do material digerido produzido nos reatores de bancada.

| Batelada | C_{org} (g.kg ⁻¹) | | P_{org} (mg.g ⁻¹) | |
|---|---------------------------------|--------|---------------------------------|-------|
| | Entrada | Saída | Entrada | Saída |
| 1ª batelada: inoculação líquida | 207,23 | 230,10 | 1,50 | 0,81 |
| 2ª batelada: inoculação líquida | 101,99 | 164,48 | 1,37 | 0,41 |
| 3ª batelada: inoculação sólida | 173,15 | 247,15 | 0,67 | 0,98 |
| 4ª batelada: mistura de poda ao substrato | 280,35 | 238,09 | 1,14 | 1,38 |

Segundo a Tabela 8.10, nota-se que houve um aumento das concentrações de C_{org} na massa ao final da digestão, se comparada à massa na entrada, em termos médios, com exceção da 4ª batelada. Considerando a variação da inoculação (1ª e 2ª bateladas), não foi possível verificar um padrão de aumento ou redução de C_{org} conforme se tem um incremento gradativo com a inoculação. Já para o emprego de inóculo sólido, avaliado pela 3ª batelada, existe um aumento da concentração de C_{org} quando comparado à concentração inicial, chegando a 76% quando se utiliza 50% de inóculo sólido. Logo, quanto maior a quantidade de inóculo sólido empregado, parece haver maior acúmulo de C_{org} assimilado à massa de material digerido final.

Por outro lado, a mistura de poda no substrato (avaliada pela 4ª batelada) é a única estratégia em que se verifica a redução da concentração de C_{org} ao final do processo, tendo uma eficiência de remoção em média de 15%. Porém, pelo resultado individual de cada reator, parece existir uma redução dessa eficiência de remoção de C_{org} com o aumento de poda no substrato (reduções de 28%, 27% e 10% de C_{org} para a incorporação de 10%, 25% e 50% de poda, respectivamente).

Por fim, para as concentrações de P_{org} , de uma forma geral, foi observada uma redução considerando a estratégia de inoculação líquida (1ª e 2ª bateladas) e uma variação maior para as estratégias de inoculação sólida e mistura de poda no substrato (3ª e 4ª bateladas). Maiores relações de inoculação parecem promover maior eficiência de remoção de P_{org} (76% de remoção para a inoculação de 1,15 L.kg⁻¹). Por outro lado, para o caso da

inoculação sólida, maiores percentuais de material digerido parecem promover maior acúmulo de P_{org} ao longo do processo, ao invés de remoção (70% de acúmulo com a adoção de 50% de material digerido). Por fim, menores percentuais de poda no substrato (de 10%, m/m) podem permitir acumular P_{org} ao final do processo (73% de acúmulo), ao contrário do que se observa quando se aplica maiores percentuais (de 25 e 50%, m/m), atingindo 63% de remoção de P_{org} .

Ressalta-se que, considerando a qualidade de biofertilizantes destinados à agricultura (MAPA, 2020), o material digerido produzido pelos reatores de bancada não se enquadra no limite máximo de 50% indicado para o teor de umidade, sendo que o reator 3 da 4ª batelada (mistura de 50% poda) foi o que produziu um material com uma qualidade mais próxima. Em contrapartida, o limite mínimo para o teor de carbono orgânico nesse material, indicado pela Instrução Normativa nº 61/2020, é atendido, sendo todos os resultados obtidos acima de 15%, com base em ST (variação de 16 a 25%).

Tendo finalizada a apresentação dos resultados para o material digerido, passa-se para os resultados do lixiviado drenado ao longo da digestão. Os resultados obtidos a partir da estatística descritiva são apresentados em função dos parâmetros pH, alcalinidade (parcial, intermediária e total), FOS/TAC, DQO, $N-NH_4^+$, NH_3 , PO_4^{3-} , ST, SV e SF.

Primeiramente, para o pH, a Figura VII.1, do Apêndice VII, apresenta os gráficos *Box plot* com os resultados dos reatores, para cada batelada. É possível observar que a distribuição dos valores de pH para todas as bateladas não é muito simétrica em torno da média, com os pontos mínimos e os percentis de 10% mais distantes da média. Nota-se também que os valores de pH para a 2ª batelada se distribuem em um intervalo maior do que o das outras bateladas (variação entre 4,5 e 7,0). Já considerando os valores médios, o reator 3 da 3ª batelada (inoculação sólida de 10% digerido (m/m), com inoculação de $1,0 L.kg^{-1}$) apresentou o maior valor, de 7,21, e o reator 1 da 1ª batelada (inoculação: $0,5 L.kg^{-1}$) o menor, de 6,0.

Os resultados dos parâmetros FOS, TAC e da relação FOS/TAC estão representados, comparativamente entre as bateladas, em termos de valores médios, na Figura 8.9.

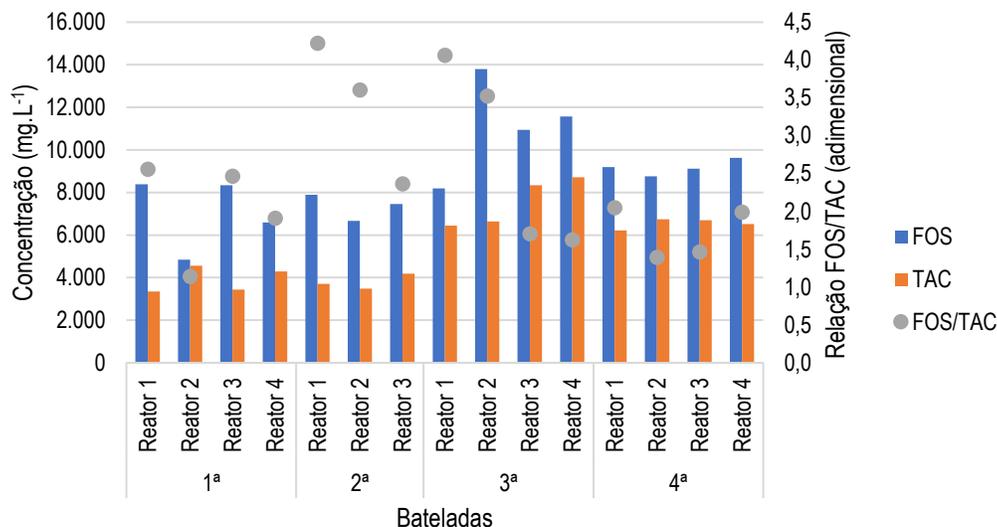


Figura 8.9. Concentrações médias de FOS, TAC e relação FOS/TAC para lixiviado drenado dos reatores de bancada.

Observa-se que os maiores valores registrados para FOS e TAC foram para os lixiviados oriundos dos reatores 2 (13.795,22 mg CH₃COOH.L⁻¹) e 4 (8.707,83 mg CaCO₃.L⁻¹) da 3ª batelada, respectivamente. Ou seja, embora a mistura de material digerido com a FORSU-GG provoca um aumento da concentração de AGVs, ao mesmo tempo provoca um aumento da capacidade de tamponamento, devido ao maior acúmulo de TAC. Logo, mesmo que a concentração de ácidos seja alta, existe uma regulação natural do meio para que ela não provoque a inibição da metanização. Isso pode ser comprovado pelos resultados de pH, que foram próximos ao neutro para essas condições.

Por outro lado, a avaliação da relação FOS/TAC indica se existe um desbalanceamento da relação entre esses dois parâmetros, quando ela está distante de 1,0. Os maiores valores encontrados foram para a 2ª batelada (estratégia de variação da inoculação), sendo que o reator 1 apresentou o maior valor (4,22). Por outro lado, os reatores da 4ª batelada apresentaram valores de FOS/TAC mais próximos de 1,0, o que pode indicar que a mistura de poda no substrato pode favorecer a estabilização do processo.

Já os resultados obtidos para os parâmetros DQO e N-NH₄⁺ estão ilustrados, respectivamente, nas Figuras 8.10 e 8.11, que apresentam os gráficos *Box plot* com a variação das suas concentrações.

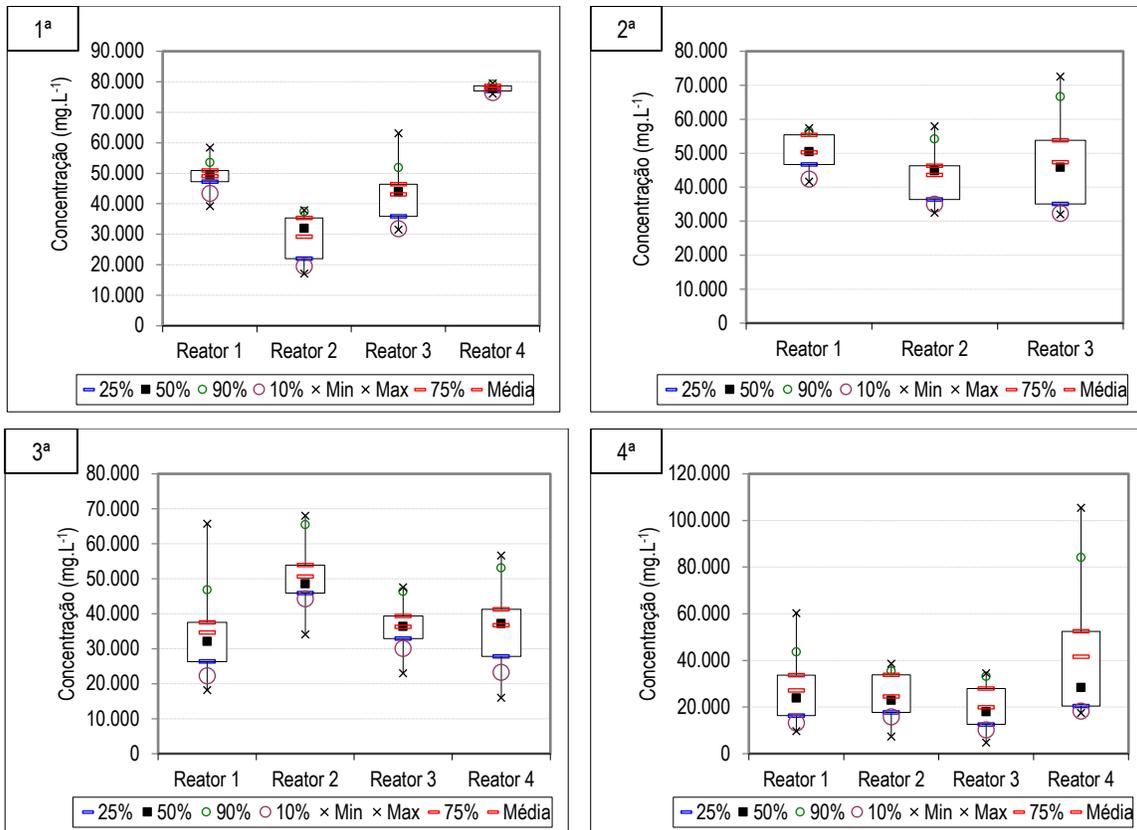


Figura 8.10. DQO do lixiviado drenado dos reatores de bancada.

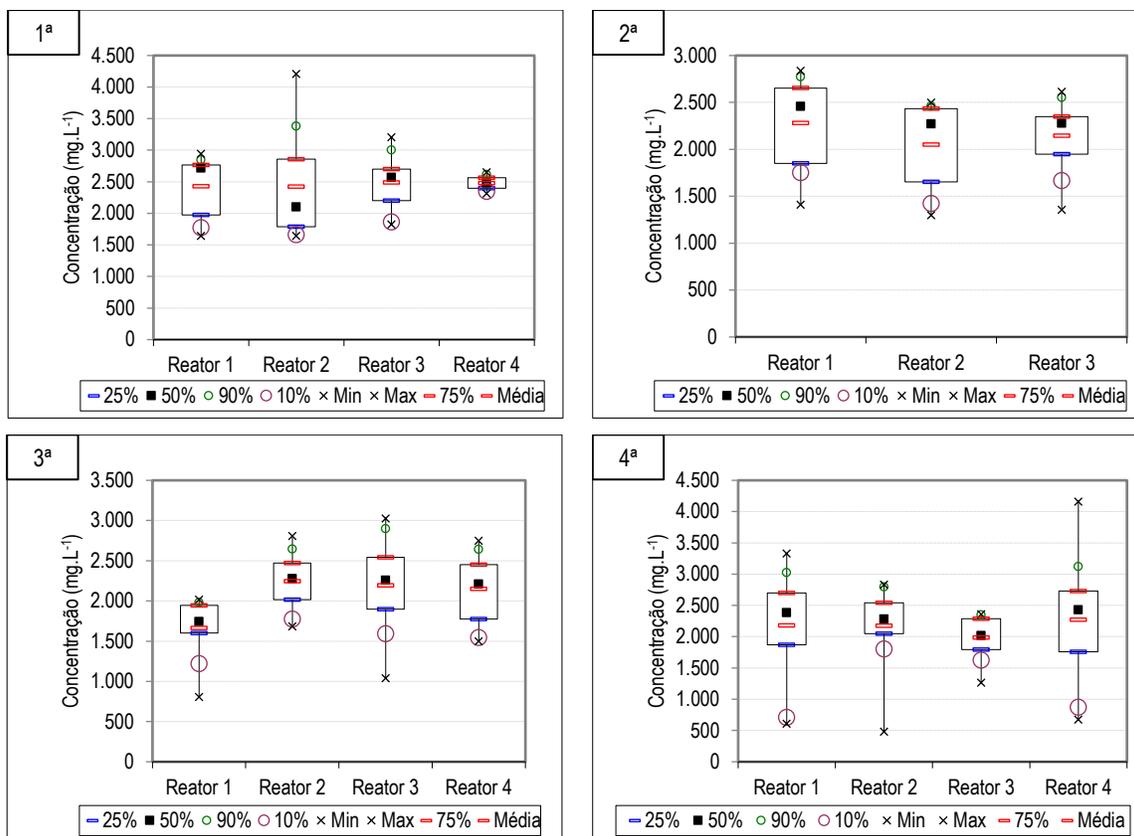


Figura 8.11. Concentrações de $N-NH_4^+$ do lixiviado drenado dos reatores de bancada.

A partir dos dados de DQO, é possível notar que existe uma grande variação da distribuição dos seus valores entre as bateladas. Os maiores valores encontrados foram para as 1^a, 2^a e 3^a bateladas, com a maior média para o reator 2 da 3^a batelada, com 51.866,64 mg.L⁻¹ (inoculação sólida de 20% digerido (m/m) e com inoculação de 1,0 L.kg⁻¹). Em contrapartida, na 4^a batelada, na qual foi testada a adição de poda no substrato, obteve-se menores valores de DQO no lixiviado resultante da digestão, com a média mínima de 19.893,59 mg.L⁻¹ para o reator 3 (substrato com 50% poda (m/m) e inoculação de 1,0 L.kg⁻¹).

Já para o $N-NH_4^+$ do lixiviado da digestão, a distribuição dos valores também varia bastante entre as bateladas, com um intervalo em torno de 500 a 4.300 mg.L⁻¹. Porém, quando se avalia as médias, os valores estiveram mais próximos entre si, com a menor média registrada para o reator 1 da 3^a batelada (1.670,37 mg.L⁻¹) e a maior para o reator 3 da 1^a batelada (2.694,82 mg.L⁻¹). Esse último foi submetido a maior inoculação testada, de 1,15 L.kg⁻¹, mostrando que é possível que o inóculo possa estar contribuindo para a maior concentração de $N-NH_4^+$. Esses valores estão muito acima do limite máximo de 20 mg.L⁻¹

indicado pela CONAMA nº 430 (BRASIL, 2011), caso esse lixiviado fosse descartado em algum corpo hídrico.

A Figura 8.12 apresenta a variação das concentrações médias de NH_3 e PO_4^{3-} no lixiviado produzido na digestão.

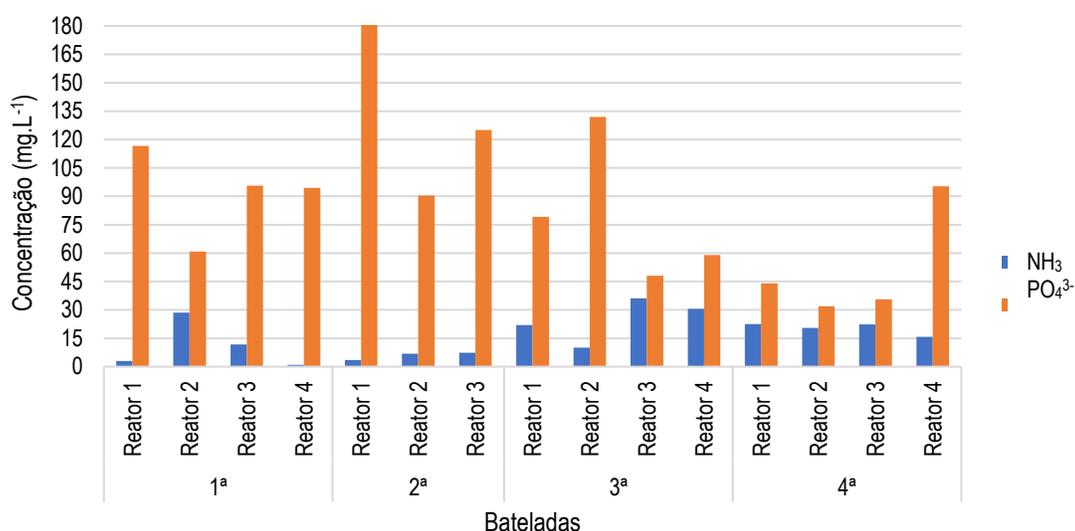


Figura 8.12. Concentrações médias NH_3 e PO_4^{3-} para lixiviado drenado dos reatores de bancada.

De uma maneira geral, para todas as bateladas, foi registrada uma maior concentração de PO_4^{3-} do que NH_3 no lixiviado, com uma variação de 31,9 a 183,54 mg.L^{-1} para PO_4^{3-} e 0,9 a 36,04 mg.L^{-1} para NH_3 . Comparando-se as bateladas entre si, as maiores médias registradas para NH_3 foram nos reatores da 3ª batelada, em que se variou a inoculação sólida, sendo que o reator 3 apresentou o maior valor (10% digerido, m/m). Já a menor média foi encontrada no reator 4 da 1ª batelada (nenhuma inoculação).

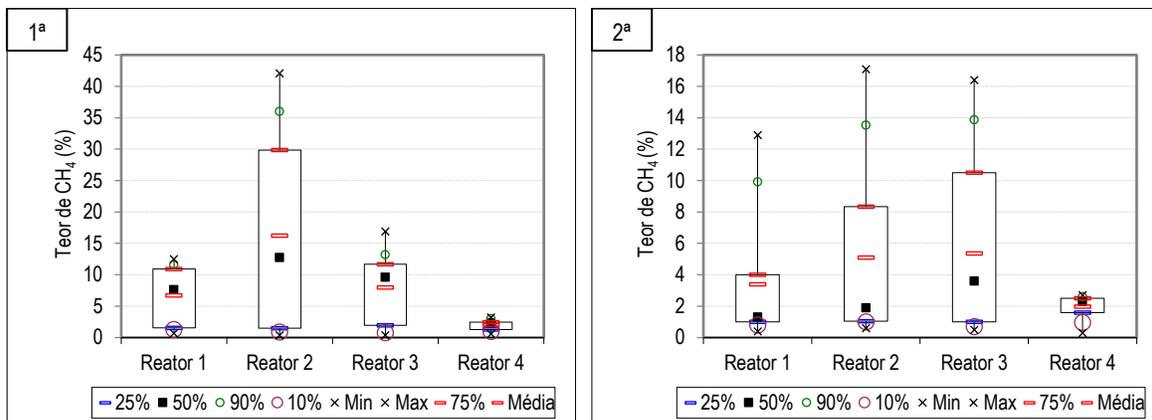
Por outro lado, para PO_4^{3-} a maior média foi obtida no reator que operou com menor inoculação (reator 1 da 2ª batelada, com inoculação de 0,5 L.kg^{-1}) e a menor média foi para o reator 2 da 4ª batelada (mistura de 25% de poda no substrato, m/m). Esses resultados vão de encontro com o que foi observado para as concentrações de P_{org} no material digerido, que apontava para uma redução da sua concentração com o emprego de maiores relações de inóculo. Ou seja, apesar de maiores volumes de inóculo permitirem maior

remoção de P_{org} da massa sólida, por meio da solubilização no lixiviado e drenagem do reator (estratégias de 25 e 50% de poda), é possível que a sua estabilização não esteja sendo atingida, já que menores concentrações de PO_4^{3-} foram encontradas no lixiviado.

Por fim, a Figura VII.2, do Apêndice VII, apresenta os resultados médios das concentrações de sólidos do lixiviado drenado dos reatores de bancada. De uma forma geral, os resultados apontam para maiores concentrações de sólidos para os reatores da 1ª e 2ª bateladas, apesar dos maiores valores para SV e ST terem sido no reator 4 da 4ª batelada (substrato com 0% poda (m/m) e inoculação de $1,0 \text{ L.kg}^{-1}$), com $26,22$ e $17,97 \text{ g.L}^{-1}$, respectivamente. Ademais, a razão SV/ST não apresentou grandes variações, se mantendo na faixa de 0,5.

Considerando todos os resultados encontrados para os parâmetros de caracterização do lixiviado produzido na digestão, foi observado que suas características são muito influenciadas pelas características da massa do substrato utilizado e pela forma de inoculação.

Para finalizar esse item de análise, os resultados qualitativos do biogás produzido nas bateladas em escala de bancada são apresentados e discutidos em função dos seus componentes CH_4 , CO_2 , O_2 , CO e H_2S . Primeiramente, a Figura 8.13 apresenta os resultados para o teor de CH_4 nos reatores.



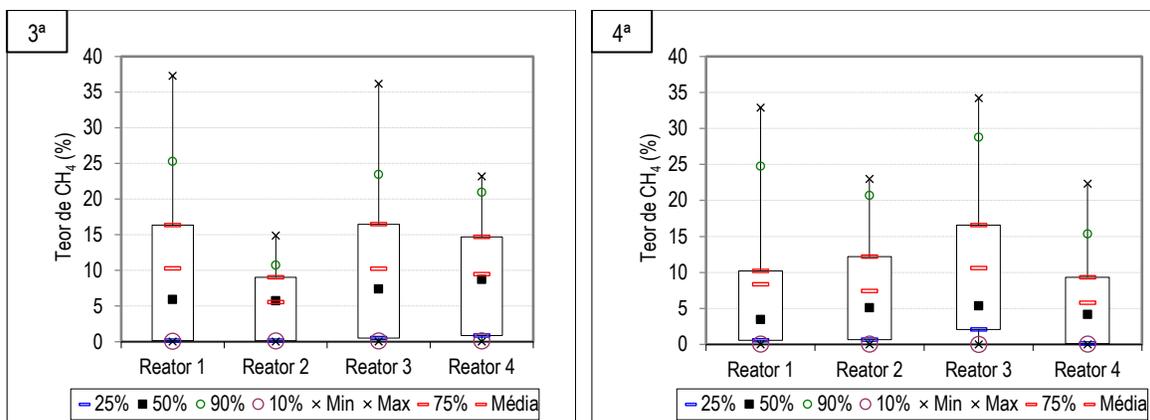


Figura 8.13. Teores de CH₄ no biogás produzido nos reatores de bancada.

Nota-se, na Figura 8.13, que a tendência de distribuição desse parâmetro é de valores máximos mais distantes da média, sendo um intervalo de variação alto entre as bateladas. A 2ª batelada foi a que apresentou teores de CH₄ menores, em geral, não passando do máximo de 17%. Já a 1ª, 3ª e 4ª bateladas apresentaram valores máximos maiores, com 42%, 37% e 34% de CH₄, respectivamente. As estratégias que permitiram o alcance desses valores foram a inoculação de 1 L.kg⁻¹, inoculação sólida de 5% de material digerido (m/m) e substrato com 50% de poda (m/m). Em oposição, os menores teores de CH₄ foram registradas para as estratégias sem inoculação, sendo feita a recirculação do lixiviado no próprio reator (reatores 4 da 1ª e 2ª bateladas). Esse resultado indica que, por mais que exista produção de biogás, o teor de CH₄ permanece muito baixa, já que a etapa de metanogênese é pouco ativada nessa estratégia.

Em termos de teores de CO₂ e O₂, foi possível registrar resultados apenas para a 1ª e 2ª bateladas. A Figura VII.3, do Apêndice VII, ilustra a variação dos teores desses componentes no biogás. Para ambas as bateladas, os teores de CO₂ variaram em torno de 20 a 85%, sendo que os maiores teores foram registrados para o reator 2 na 1ª e 2ª bateladas, que operou com inoculação de 1,0 L.kg⁻¹. Essa estratégia pode indicar um maior avanço no estágio de oxidação da matéria orgânica presente no substrato, já que esse composto é produzido nas etapas de acidogênese e metanogênese. Esse resultado é reforçado pelos maiores teores de CH₄ nesses reatores (Figura 8.9).

Já para o O₂, a faixa de variação foi de um mínimo de 0,1% e máximo de 1,3%, garantindo a condição de anaerobiose no interior dos reatores. Esse é um parâmetro essencial que

permite verificar se existe algum vazamento de biogás do reator e, conseqüentemente, alguma entrada de ar atmosférico. O reator 1 foi o que apresentou maiores dificuldade de vedação, com teor de O_2 um pouco maiores que os demais.

Por fim, houve uma maior dificuldade de aferição das concentrações de CO nos reatores da 1ª batelada, sendo registrados com maior precisão apenas na 2ª batelada. Para essa, os valores variaram entre 405 e 2.000 ppm, sendo que o reator 1 (inoculação de $0,5 \text{ L.kg}^{-1}$) apresentou uma média maior (1.322 ppm).

Já para o H_2S , as concentrações registradas foram de 39 a 5.000 ppm, com maiores valores para o reator 1 na 1ª e 2ª bateladas (inoculação de $0,5 \text{ L.kg}^{-1}$) e menores valores para o reator 3 (inoculação de $1,15 \text{ L.kg}^{-1}$).

8.3.4. Comparação com os reatores MESB e com a literatura

A comparação entre os resultados obtidos na digestão conduzida em escala de bancada, os obtidos nos reatores MESB do sistema DAES (escala semi-industrial) e os reportados na literatura, é apresentada em função do material digerido, do lixiviado e do biogás produzidos.

Com relação ao material digerido, a Tabela 8.11 apresenta os resultados em função da eficiência de remoção de massa orgânica. Vale ressaltar que as estratégias de 5% e 50% de material digerido no substrato não foram consideradas para a comparação, já que não houve nenhuma batelada no sistema DAES que operou dessa forma.

Tabela 8.11. Comparação da eficiência de remoção de massa orgânica (%SV) entre as escalas de bancada e semi-industrial.

| Condição operacional | Escala de bancada | Escala semi-industrial |
|-------------------------------------|-------------------|------------------------|
| Inoculação: 0,5 L.kg ⁻¹ | 21,6 – 71,3 | 34,5 – 67,9 |
| Inoculação: 1,0 L.kg ⁻¹ | 38,4 – 72,3 | 12,0 – 63,2 |
| Inoculação: 1,15 L.kg ⁻¹ | 27,3 – 69,0 | 12,0 – 63,2 |
| Poda no substrato: 0% | 33,8 | 12,0 – 70,3 |
| Poda no substrato: 10% | 37,1 | 37,8 – 76,3 |
| Poda no substrato: 25% | 46,0 | 34,5 – 81,3 |
| Poda no substrato: 50% | 54,6 | 75,8 – 77,9 |
| Material digerido no substrato: 10% | 32,9 | 49,1 |
| Material digerido no substrato: 20% | 41,1 | 34,5 |

Pelos dados da Tabela 8.11 é possível observar que, para a maioria das estratégias, os reatores de bancada não ultrapassaram os valores de eficiência de remoção de massa orgânica obtidos na escala semi-industrial, apresentando um desempenho abaixo do obtido nessa última. Por outro lado, as estratégias que apresentaram um desempenho melhor para a escala de bancada foram a inoculação de 0,5, 1,0 e 1,15 L.kg⁻¹, e percentual de 20% de material digerido no substrato.

Essa diferença dos resultados pode estar relacionada com alguns erros nas análises de caracterização do material digerido (SV, razão SV/ST e teor de umidade), devido principalmente à dificuldade de amostragem desse material retirado dos reatores MESB do sistema DAES. Por se tratar de uma grande quantidade de material, o processo de homogeneização e coleta de amostra era mais dificultoso, podendo levar a erros na coleta. Especificamente a concentração de SV no material produzido nos reatores MESB estiveram muito distantes dos encontrados pelos reatores de bancada, com um máximo de 420,2 g.kg⁻¹ contra 230,6 g.kg⁻¹, respectivamente. Ademais, os reatores MESB apresentaram valores para a razão SV/ST cerca de 40% maior e um teor de umidade 10% menor que os reatores em escala de bancada. A estratégia de 25% de poda no substrato foi a que apresentou resultados mais distantes entre as escalas e as estratégias de 10% de material digerido e 10% de poda no substrato foram as que resultaram em valores mais próximos.

Comparando-se com a literatura científica, apenas os trabalhos publicados por PEZZOLLA *et al.* (2017) e RICO *et al.* (2020) apresentaram resultados que dizem respeito à produção

de material digerido nos reatores do tipo garagem, que operam com aspersão do lixiviado recirculado, passando ou não por um tanque de percolação. RICO *et al.* (2020) obtiveram uma remoção máxima de SV de 91,4% nesse tipo de sistema, considerando uma menor taxa de recirculação durante a partida do processo, e um posterior aumento dessa taxa nos próximos dias da batelada, chegando à razão entre o volume recirculado e o volume total de percolado de 2,4. Essa é uma eficiência 12% maior do que a obtida nos reatores MESB e 26% maior do que os reatores de bancada, considerando os melhores resultados encontrados.

Ademais, PEZZOLLA *et al.* (2017) reportam uma variação do teor de umidade de 84,0 a 87,8%. Os resultados obtidos por esta tese se apresentam fora desse intervalo, sendo que o valor máximo desse intervalo é 13% maior do que o obtido nos reatores de bancada (teor de umidade máximo de 78%) e 18% maior que o das garagens do sistema DAES (teor de umidade máximo de 74%). Essa diferença se dá devido a maior taxa de recirculação de lixiviado aplicada nos reatores do estudo de PEZZOLLA *et al.* (2017).

Com relação ao lixiviado, a comparação dos resultados da digestão entre as escalas, para as diferentes estratégias testadas, está ilustrada na Tabela 8.12, que apresenta os resultados obtidos pelo teste ANOVA para os parâmetros do lixiviado produzido, considerando os parâmetros pH, FOS/TAC, DQO, N-NH₄⁺, ST e SV.

Tabela 8.12. Resultados do teste ANOVA para o lixiviado, para diferentes estratégias aplicadas aos reatores de bancada e em escala semi-industrial.

| Estratégia operacional | | Médias diferentes | Médias não diferentes |
|--|-------------------------|---|-----------------------|
| Percentual de poda no substrato | 0% | DQO, N-NH ₄ ⁺ | pH, FOS/TAC, ST, SV |
| | 10% | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ | |
| | 25% | DQO, N-NH ₄ ⁺ | pH, FOS/TAC, ST, SV |
| | 50% | ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ | pH |
| Percentual de material digerido no substrato | 10% | pH, DQO, N-NH ₄ ⁺ | ST, SV |
| | 20% | DQO, N-NH ₄ ⁺ | pH, ST, SV |
| Inoculação | 0,0 L.kg ⁻¹ | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ | |
| | 0,5 L.kg ⁻¹ | pH, ST, SV, DQO, N-NH ₄ ⁺ | |
| | 1,0 L.kg ⁻¹ | pH, DQO, N-NH ₄ ⁺ | ST, SV |
| | 1,15 L.kg ⁻¹ | pH, DQO, N-NH ₄ ⁺ | ST, SV |

O teste ANOVA permitiu observar que, para a maioria dos parâmetros utilizados para a caracterização do lixiviado, os valores médios encontrados para os reatores MESB do sistema DAES são estatisticamente diferentes daqueles obtidos para os reatores de bancada. Isso significa dizer que o lixiviado drenado desses reatores apresentam uma característica diferente, mesmo que eles estejam submetidos a uma mesma condição de operação. Em apenas alguns casos, os parâmetros pH, ST e SV não apresentaram diferença estatística significativa, indicando que as maiores diferenças podem estar associadas aos compostos solubilizados ao longo da digestão anaeróbia, sobretudo compostos nitrogenados. Enquanto o lixiviado dos reatores MESB apresentou valores médios de 6,7 para pH, 25,9 g.L⁻¹ para ST, 15,9 g.L⁻¹ para SV, 34.199,3 mg.L⁻¹ para DQO, 4.504,5 mg.L⁻¹ para N-NH₄⁺; os reatores em escala de bancada registraram médias de 7,0 para pH, 17,1 g.L⁻¹ para ST, 10,3 g.L⁻¹ para SV, 33.001,7 mg.L⁻¹ para DQO e 2.244,9 mg.L⁻¹ para N-NH₄⁺, indicando que, com a exceção do pH, os valores médios para os reatores de bancada se mantiveram menores.

Traçando um comparativo com a literatura com o objetivo de observar se existe algum efeito inibitório que possa estar ocorrendo ao longo do processo de digestão anaeróbia, a Figura 8.14 apresenta os valores médios dos parâmetros pH, FOS/TAC, alcalinidade total e $N-NH_4^+$ obtidos nas bateladas em escala de bancada e semi-industrial em comparação com os intervalos reportados na literatura.

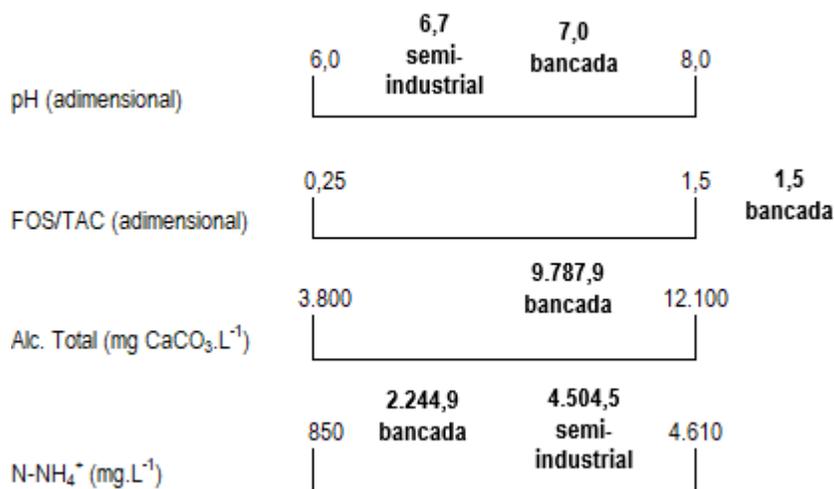


Figura 8.14. Comparação entre os resultados de pH, FOS/TAC, alcalinidade total e $N-NH_4^+$ das escalas de bancada e semi-industrial com a literatura.

Os resultados mostram que apenas o parâmetro FOS/TAC esteve fora da faixa indicada em trabalhos anteriores. Segundo LILI *et al.* (2011), esse é um importante parâmetro para indicar a estabilidade da digestão anaeróbia a partir dos processos de regulação da concentração de ácidos orgânicos (FOS, medido em concentração de ácido acético) e da capacidade de tamponamento do meio (TAC, medido em concentração de carbonato de cálcio). Altos valores para a relação FOS/TAC, maiores que 1,0, indicam um excesso de ácidos orgânicos e, conseqüentemente, uma maior dificuldade de regulação da acidez do meio causada por eles. Para o estudo conduzido por PEZZOLLA *et al.* (2017), foi indicado que o intervalo de 0,25 a 1,5 deve ser mantido para sistemas que operam com recirculação do lixiviado no próprio reator, sendo que maiores frequências de inoculação permitem reduzir esse o valor desse parâmetro. Os resultados mínimos obtidos pelos reatores de bancada se encontraram no extremo máximo desse intervalo, indicando a necessidade de atenção ao processo para possíveis inibições causadas pela acidificação do meio. Mas vale

lembrar que no caso do presente estudo, a recirculação é dada por meio de um tanque de percolação, sendo necessário avaliar as possibilidades do efeito de inibição nesse reator.

Vale ressaltar ainda que em nenhuma das bateladas conduzidas em escala de bancada registrou-se um resultado dentro do intervalo de 0,25 a 1,62 (PEZZOLLA *et al.*, 2017). Porém, para os reatores operados em escala semi-industrial, as bateladas 4.2 (inoculação de 1,0 L.kg⁻¹, 12% de poda no substrato), 5.1 (inoculação de 1,2 L.kg⁻¹, 0% de poda no substrato), 5.4 (inoculação de 0,7 L.kg⁻¹, 4% de poda no substrato), 6.1 (inoculação de 0,6 L.kg⁻¹, 0% de poda no substrato), 6.3 (inoculação de 0,5 L.kg⁻¹, 24% de poda no substrato) e 7.3 (inoculação de 1,3 L.kg⁻¹, 50% de poda no substrato) obtiveram valores para FOS/TAC dentro desse intervalo. Nota-se que a menor presença de poda no substrato, associada a uma baixa inoculação, podem garantir que o parâmetro FOS/TAC se mantenha na faixa indicada.

Em termos de rendimento de biogás produzido, destacam-se aqui os estudos de PEZZOLLA *et al.* (2017) e DI MARIA *et al.* (2016) que reportaram o rendimento de biogás a partir de reatores com recirculação de lixiviado nele próprio. PEZZOLLA *et al.* (2017) indicam o valor de 240,8 L_{biogás}.kg⁻¹SV, para um reator de 15 L que operou com a adição de esterco suíno misturado com palha. Já DI MARIA *et al.* (2016) citaram o rendimento de 300 L_{biogás}.kg⁻¹SV produzido por FORSU inoculada com o digestato proveniente de bateladas anteriores, na proporção 1:1, em um reator de 100 L de volume. Porém, ressalva-se que, para ambos os estudos, não foram especificados por qual massa de SV o rendimento de biogás foi calculado, não sendo indicado se foi pela massa de SV aplicada ou removida.

Considerando que a base de cálculo foi a massa de SV removida, os reatores de bancada estiveram 68% abaixo dos valores reportados, para o rendimento médio obtido. Em contrapartida, se avaliar os rendimentos máximos atingidos, os reatores de bancada superaram os valores de referência: 56% maior que o rendimento indicado por DI MARIA *et al.* (2016) e 94% que o indicado por PEZZOLLA *et al.* (2017). A estratégia operacional que permitiu atingir esse máximo foi da mistura de 50% de material digerido, com 0,0 L.kg⁻¹ de inoculação, sendo que essa mesma mistura operada com 1,0 L.kg⁻¹ de inoculação se aproximou bastante dos valores de rendimento reportados, apresentando 268,54 L_{biogás}.kg⁻¹SV_{removido}.

Já em termos de produtividade de biogás, os maiores valores foram alcançados pelos reatores da 4ª batelada, sobretudo para as misturas de 10 e 25% de poda, com 0,19 e 0,16 $L^3_{\text{biogás}} \cdot L^{-3}_{\text{reator}} \cdot d^{-1}$, respectivamente. Em comparação com o resultado informado por QIAN *et al.* (2016) de 0,72 $m^3_{\text{biogás}} \cdot m^{-3}_{\text{reator}} \cdot d^{-1}$ para produção somente dos reatores do tipo garagem em escala industrial, a produtividade dos reatores de bancada se encontra 76% abaixo, em média.

Considerando a qualidade do biogás, a Tabela 8.13 apresenta os resultados do teste ANOVA, considerando os parâmetros CH₄, CO₂, O₂, CO, H₂S. Ressalta-se que, para a estratégia de variação do percentual de poda e material digerido no substrato, apenas foi possível analisar o teor de CH₄ no biogás.

Tabela 8.13. Resultados do teste ANOVA para o biogás, considerando diferentes estratégias aplicadas aos reatores de bancada e em escala semi-industrial.

| Estratégia operacional | | Médias diferentes | Médias não diferentes |
|--|-------------------------|--|-----------------------|
| Percentual de poda no substrato | 0% | CH ₄ | |
| | 10% | CH ₄ | |
| | 25% | CH ₄ | |
| | 50% | CH ₄ | |
| Percentual de material digerido no substrato | 10% | CH ₄ | |
| | 20% | | CH ₄ |
| Inoculação | 0,0 L.kg ⁻¹ | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , H ₂ S | |
| | 0,5 L.kg ⁻¹ | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | |
| | 1,0 L.kg ⁻¹ | CH ₄ , CO ₂ , O ₂ , CO, H ₂ S | |
| | 1,15 L.kg ⁻¹ | CH ₄ , CO ₂ , CO, H ₂ S | O ₂ |

Na Tabela 8.13, praticamente todos os resultados dos testes ANOVA apontam para uma diferença significativa existente entre as médias dos valores registrados para os parâmetros de caracterização do biogás. Isso significa que, mesmo que os reatores operem sob as mesmas condições, existe uma diferença significativa entre a qualidade do biogás produzido na escala de bancada e o produzido nas garagens do sistema semi-industrial.

Dada essa diferença, é possível avaliar que os maiores valores do teor máximo de CH₄ puderam ser registrados para os reatores em escala semi-industrial, apesar dos reatores de bancada operarem com maior controle operacional, o que poderia produzir um biogás de melhor qualidade. As maiores concentrações registradas foram para as condições de inoculação de 1,0 e 1,15 L.kg⁻¹, e 25% de poda misturada ao substrato, com 56,3% de CH₄.

De acordo com a literatura, foi observada uma variação de 10 a 70% de CH₄ (BENBELKACEM *et al.*, 2015, O'CONNOR *et al.*, 2021, QIAN *et al.*, 2016, RICO *et al.*, 2020), sendo que o valor de 60% CH₄ foi indicado como o esperado pelo projeto do sistema DAES (ORNELAS-FERREIRA *et al.*, 2020). Os resultados desta tese se encontram inseridos nesse intervalo indicado na literatura, mas, considerando o valor máximo de 60% CH₄ sugerido, o maior valor encontrado para os reatores de bancada foi 30% menor e para os reatores da escala semi-industrial foi 6% menor.

Porém, ressalta-se que RICO *et al.* (2020) observou menores teores de CH₄ no biogás produzido apenas nos reatores tipo garagem. Foram necessários de 17 a 23 dias de operação para que o biogás produzido chegasse ao 50% e somente a partir do 30º dia é que pôde ser observado um aumento do percentual até o máximo de 70%, até o final dos 47 dias. Logo, mesmo que os valores máximos obtidos pelos reatores de bancada e semi-industrial estiveram abaixo do reportado, o comportamento descrito por RICO *et al.* (2020) pôde ser observado para as duas escalas. Para os testes conduzidos, o tempo de operação foi definido no planejamento da operação, não sendo um parâmetro a ser avaliado. Logo, quando se alcançou o tempo estipulado o experimento foi encerrado, não sendo possível avaliar a estabilização do teor de CH₄ máximo observado nas bateladas, como é feito nos experimentos PPM. Logo, é possível que não tenha sido atingido o desenvolvimento pleno da etapa de metanogênese. A diferença entre as escalas também pode ser explicada pelo mesmo fator, já que o tempo de operação dos reatores MESB foi, em média, de 58 dias, contra a média de 40 dias operada nos reatores de bancada.

Por fim, para o rendimento de CH₄, 283 m³ CH₄.t⁻¹SV foi indicado na literatura como o valor de projeto do sistema DAES por ORNELAS-FERREIRA *et al.* (2020), 477 m³ CH₄.t⁻¹SV foi reportado por RICO *et al.* (2020) e 393 L CH₄.kg⁻¹ SV indicado por DING *et al.* (2021) para o sistema com reator do tipo garagem e recirculação do lixiviado a partir de um tanque de percolação. Também merece destaque o valor reportado por DASTYAR *et al.* (2021), de

252 L CH₄.kg⁻¹ SV para o rendimento de CH₄ em um reator com recirculação nele próprio. Logo, os valores máximos de rendimento de biogás dos reatores de bancada (269,54 m³ biogás.t⁻¹SV_{removido}) obtidos no presente estudo estiveram dentro do intervalo de 252 a 477 m³ CH₄.t⁻¹SV indicado na literatura, porém como o teor de CH₄ esteve abaixo dos valores máximos reportados, o rendimento de CH₄ ficou bastante aquém (máximo de 62,5 m³ CH₄.t⁻¹SV_{removido} para uso de 50% de inóculo sólido). No entanto, com exceção do estudo de DASTYAR *et al.* (2021), os valores divulgados se referem ao rendimento de CH₄ do sistema, e não de um único reator. Como o sistema DAES é composto por 7 reatores do tipo garagem, o rendimento total seria de 437 m³ CH₄.t⁻¹SV_{removido}, estando dentro do intervalo esperado.

Com isso, é possível avaliar que existem divergências com relação aos valores obtidos pelo presente estudo e os indicados na literatura, mas elas podem ser justificadas pelas condições de operação dos reatores (tempo de operação, forma de inoculação, frequência de recirculação e características do substrato) e pela representação dos resultados (rendimento de CH₄ em função da massa de SV removida ou aplicada). Por fim, ressalta-se que foi possível encontrar resultados próximos dos reportados justamente quando se aplicou uma estratégia diferente de inoculação, considerando o material digerido como inóculo, aplicado a uma mistura de 50% com o substrato.

Para complementar a análise de desempenho da digestão anaeróbia operada sob diferentes condições em escala de bancada, a seção a seguir analisa as relações existentes ou não entre os parâmetros.

8.3.5. Análise da relação entre os parâmetros

A análise comparativa dos resultados considerou o agrupamento das bateladas de acordo com as condições operacionais testadas, de forma a verificar o incremento ou decréscimo gradual dos parâmetros de desempenho (eficiência de remoção de massa orgânica, drenagem de lixiviado, consumo de inóculo e rendimento médio de CH₄) em relação a determinadas condições estabelecidas como base para comparação. Essas condições base foram: 0,0 L.kg⁻¹ de inoculação, 0% de poda no substrato, inoculação sólida de 5% digerido (m/m) e inoculação sólida de 0% digerido (m/m). A Tabela 8.14 apresenta os resultados dessa comparação.

Tabela 8.14. Incremento (em verde) ou decréscimo (em vermelho) gradual dos parâmetros de desempenho, dadas as estratégias testadas nos reatores de bancada.

| Estratégia operacional | Substrato | Inoculação (L.kg ⁻¹) | Eficiência de remoção da massa orgânica | Drenagem de lixiviado | Consumo de inóculo | Rendimento médio de CH ₄ |
|-------------------------|---------------------|----------------------------------|---|-----------------------|--------------------|-------------------------------------|
| 0,0 L.kg ⁻¹ | FORSU-GG + 25% poda | 0,0 | | | Condição base | |
| 0,5 L.kg ⁻¹ | FORSU-GG + 25% poda | 0,5 | 145% | 8% | 9% | -67% |
| 1,0 L.kg ⁻¹ | FORSU-GG + 25% poda | 1,0 | 192% | 86% | 87% | 154% |
| 1,15 L.kg ⁻¹ | FORSU-GG + 25% poda | 1,15 | 154% | 115% | 116% | -98% |
| 0% poda | FORSU-GG | 1,0 | | | Condição base | |
| 10% poda | FORSU-GG | 1,0 | 10% | 5% | -10% | 81% |
| 25% poda | FORSU-GG | 1,0 | 36% | 0% | -8% | 21% |
| 50% poda | FORSU-GG | 1,0 | 61% | -13% | -26% | -35% |
| 5% digerido | FORSU-GG + 5% poda | 1,0 | | | Condição base | |
| 10% digerido | FORSU-GG + 5% poda | 1,0 | 2% | -7% | -34% | -1% |
| 20% digerido | FORSU-GG + 5% poda | 1,0 | 27% | -7% | -25% | -67% |
| 0% digerido | FORSU-GG + 25% poda | 0,0 | | | Condição base | |
| 50% digerido | FORSU-GG + 25% poda | 0,0 | -85% | -100% | -100% | 470% |
| 0% digerido | FORSU-GG | 1,0 | | | Condição base | |
| 50% digerido | FORSU-GG | 1,0 | -67% | -17% | 4% | 533% |

Considerando os resultados para a estratégia de inoculação dos reatores, é possível observar uma melhoria do seu desempenho quando se trata da eficiência de remoção da massa orgânica, drenagem de lixiviado e consumo de inóculo. Quanto maior a quantidade de inóculo aplicado, maior será o seu consumo e maior será a drenagem de lixiviado. Mas, para a eficiência de remoção de massa orgânica, esse aumento não é gradual, existindo uma condição ótima de 1,0 L.kg⁻¹. Já para o rendimento médio de CH₄ é possível se ter uma piora quando se aplicam razões de 0,5 e 1,15 L.kg⁻¹, com relação à condição base de

0,0 L.kg⁻¹ de inoculação. Logo, a estratégia que promove melhores resultados de desempenho é a inoculação, de uma forma geral, é a de 1,0 L.kg⁻¹.

Já para a estratégia de incorporação de poda ao substrato, existe um aumento gradual da eficiência de remoção da massa orgânica conforme se tem um aumento do percentual de poda, sendo que a condição de 50% de poda foi a que permitiu uma maior remoção (aumento de 61% em relação à condição de 0% de poda). Em contrapartida, existe um decréscimo gradativo da drenagem de lixiviado conforme se têm uma maior presença de poda no substrato, com exceção do consumo de inóculo, que não apresenta um decréscimo gradativo (menor consumo com 25% de poda e maior com 50% de poda). Por fim, o aumento do percentual de poda também provoca um decréscimo gradual do rendimento de CH₄, sendo que a condição de 10% de poda é que apresenta o melhor resultado (aumento de 81% em relação à condição de 0% poda). O que pode estar ocorrendo nesse caso é que a incorporação de poda permite que o inóculo aplicado tenha maior contato com o substrato, fazendo com que ele seja melhor absorvido pelos poros. É justamente essa capacidade de absorção que promoverá um melhor contato entre o inóculo e a massa de resíduos, fazendo com que a digestão seja mais eficaz, aumentando, com isso, a eficiência de remoção de massa orgânica. Por outro lado, aplicar maiores percentuais de poda significa empregar menor massa de FORSU-GG, que é um material de biodegradação mais lenta, se comparado à FORSU, fazendo com que se reduza o rendimento de CH₄.

Na Tabela 8.20, é possível avaliar também os resultados do desempenho para o incremento gradual de material digerido ao substrato, que atua como inóculo sólido ao processo. Nesse caso, existe um aumento da eficiência de remoção da massa orgânica conforme se tem um aumento do percentual de material digerido de 5 a 20%. Em contrapartida, existe um decréscimo da drenagem de lixiviado, do consumo de inóculo e do rendimento de CH₄. Como a poda foi aplicada ao substrato (a uma mistura de 5%) nesses testes, é possível que o mesmo fenômeno descrito anteriormente possa ter ocorrido, fazendo com que o emprego de material digerido aumente o desempenho do processo apenas em termos de eficiência de remoção de massa orgânica.

Ademais, no caso da aplicação de 50% de material digerido, foram consideradas duas comparações, em função das estratégias de inoculação e mistura de poda ao substrato. Para 25% de poda ao substrato e nenhuma inoculação, o fato de incorporar o material

digerido ao substrato (na proporção de 50%, m/m) faz com que o rendimento de CH₄ tenha um aumento de 470%. Porém, a capacidade de estabilização da matéria orgânica se reduz, com a redução da eficiência de remoção da massa orgânica em 85% e com a redução da drenagem de líquido e consumo de inóculo em 100%. Vale ressaltar que, embora os resultados apontem para um aumento considerável do rendimento de metano, o teor máximo de CH₄ nessa condição foi de 2,7% (Tabela 8.11). Nesse caso, como não foi aplicada nenhuma inoculação, a produção de CH₄ está associada apenas à presença dos microrganismos contidos no material digerido, responsáveis por consumir o substrato inserido.

Já quando se compara o uso de material digerido misturado apenas à FORSU-GG, sem nenhuma poda, e com inoculação de 1,0 L.kg⁻¹, existe um aumento de 533% do resultado obtido para o rendimento de CH₄ e 4% do consumo de inóculo. Aqui, mesmo sem nenhuma poda aplicada ao substrato, o emprego de material digerido (na proporção de 50%, m/m) faz com que se tenha um maior consumo de inóculo e, com isso, a garantia de uma produção de CH₄ mais eficiente, já que o inóculo fica retido na massa de substrato, levando a uma redução da drenagem de líquido em 17%. Porém, o mesmo não pode ser afirmado para a eficiência de remoção de massa orgânica, que se reduz em 67%.

Portanto, nota-se que as estratégias operacionais empregadas parecem divergir quanto ao parâmetro de desempenho que pode ser favorecido. Para a eficiência de remoção de massa orgânica, as estratégias de inoculação e mistura de poda permitem obter melhores resultados, porém a estratégia de mistura de inóculo sólido ao substrato é a que apresenta maior influência negativa (forte correlação linear com p-valor de 0,02 e coeficiente de *Pearson* de -0,59), já que a adição de material digerido incorpora SV à massa de substrato.

Quando se trata da drenagem de líquido, é a estratégia de inoculação que está linearmente correlacionada (p-valor de 7,8.10⁻¹⁴ e coeficiente de *Pearson* de 0,99), sendo que quanto maior for a inoculação empregada ao reator, maior será a drenagem de líquido, promovendo um maior carreamento de compostos orgânicos presentes no substrato em digestão.

Finalmente, para o rendimento de CH₄ são as estratégias de mistura de poda no substrato e de emprego do inóculo sólido que terão maior influência (p-valor de 0,04 e 0,0 e

coeficiente de *Pearson* de -0,52 e 0,74, respectivamente). Nesse caso, quanto maior for a massa de poda no substrato, menor será o rendimento de metano, que é o comportamento oposto quando se emprega inóculo sólido, visto que o material digerido está em um estágio mais avançado da digestão e permite atingir uma metanogênese mais plena.

Por fim, levando em conta todas as estratégias testadas, a que apresenta um aumento concomitante de todos os parâmetros de desempenho é a inoculação na inoculação de 1,0 L.kg⁻¹. Nessa condição, é possível se ter maior conversão da matéria orgânica contida no substrato em CH₄ no biogás, com maior drenagem de lixiviado. Outras estratégias que merecem destaque são as misturas de 10 e 25% de poda ao substrato, que garante um aumento simultâneo da eficiência de remoção de massa orgânica e de rendimento de CH₄, mesmo que se tenha uma menor drenagem de lixiviado.

8.4. Conclusões

Neste capítulo foram apresentados os resultados da investigação do comportamento da digestão anaeróbia conduzida em reatores de bancada, semelhantes aos reatores MESB do sistema DAES, quando aplicadas estratégias operacionais de composição do substrato e diferentes formas de inoculação. As principais conclusões de cada estratégia testada estão indicadas em tópicos, considerando os resultados do desempenho da digestão e da qualidade dos materiais produzidos (material digerido, lixiviado e biogás).

Para a inoculação:

- Essa é uma estratégia que afeta diretamente as características do lixiviado produzido na digestão, apresentando uma correlação linear significativa com a drenagem de lixiviado;
- O inóculo age como um agente tampão ao longo da digestão, permitindo a manutenção do pH em torno de 7,0 e ajustando a relação FOS/TAC próxima de 1,0;
- Os resultados apontaram para a possibilidade do inóculo, quando proveniente de um tanque de percolação, carrear nitrogênio amoniacal para dentro do reator;
- A inoculação de 1,0 L.kg⁻¹ foi a que contribuiu para um maior incremento do rendimento médio de metano (6,90 L CH₄.kg⁻¹ SV_{removido}), em conjunto com o aumento da eficiência de remoção de massa orgânica (máximo de 72,32%);

- Considerando a Hipótese 1 levantada, de fato o emprego de inóculo proveniente da UPI permite aumentar a produção de biogás do reator, porém ele não é gradativo, sendo observada que a relação ideal de 1,0 L.kg⁻¹.

Para a adição de poda ao substrato:

- A mistura de poda à FORSU-GG para a composição do substrato permite aumentar a porosidade da massa total, fazendo com o que ele fique melhor estruturado no interior do reator e garantindo uma maior superfície de contato do inóculo com o substrato e reduzindo a drenagem de lixiviado;
- A adição de poda é proporcional à eficiência de remoção de massa orgânica, e inversamente proporcional à eficiência de redução de massa bruta e ao rendimento de biogás e metano;
- Apesar de maiores percentuais de poda (25 e 50%) garantirem maior eficiência de remoção de SV, a eficiência de remoção de C_{org} é reduzida, já que ela incorpora carbono na massa de substrato;
- As misturas de 10 e 25% de poda permitiram obter um maior incremento do rendimento de metano (7,29 e 4,89 L CH₄.kg⁻¹SV_{removido}, respectivamente), concomitantemente com o aumento da eficiência de remoção de massa orgânica (37 e 46%, respectivamente), quando comparada à condição de nenhuma mistura de poda à FORSU-GG;
- Considerando a Hipótese 3 de que a mistura de poda à massa de FORSU-GG garante uma maior retenção de inóculo na massa de substrato, podendo aumentar a produção de biogás, ela se mostrou correta, porém o aumento da produção de biogás não é gradativo, sendo observado um decaimento para maiores percentuais de poda.

Para a adição de material digerido como inóculo sólido ao substrato:

- O material digerido incorpora SV à massa de substrato, fazendo com que aumente o seu teor de umidade e promova a neutralização do pH;
- Esse material já traz uma comunidade microbiana mais adaptada, fazendo com que a produção de metano atinja um estágio mais pleno;
- Em média, essa estratégia promoveu uma maior redução de massa bruta do substrato, permitindo uma maior drenagem de lixiviado ao influenciar na porosidade dessa massa;

- A inoculação sólida apresenta uma correlação linear significativa com a eficiência de remoção de massa orgânica (correlação negativa) e com o rendimento de metano (correlação positiva);
- A incorporação de 5 a 20% de material digerido promove um aumento da eficiência de remoção de massa orgânica (de 32 a 41%), uma redução da drenagem de lixiviado (de 1,11 a 1,03 $L_{\text{lixiviado}} \cdot \text{kg}^{-1} \text{substrato}$) e do consumo de inóculo (4,98 a 3,74 $L_{\text{inóculo}} \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{aplicado}}$), e uma redução do rendimento de metano (de 8,86 a 2,93 $L \text{CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{SV}_{\text{removido}}$);
- A mistura de 50% de material digerido, quando comparada à condição de 0%, promove uma redução de 67% da eficiência de remoção de massa orgânica, apesar de promover um aumento do rendimento médio de metano de 533%;
- Levando em conta a Hipótese 2 de que a mistura de material digerido à massa de substrato provoca o aumento da produção de CH_4 , essa realmente se mostrou correta, sendo obtido maiores rendimentos de CH_4 para o caso do emprego de maiores percentuais de material digerido.

Por fim, ao se comparar o desempenho da digestão levando-se em consideração os resultados dos três produtos obtidos, a condição que permite o aumento do rendimento de metano em conjunto com o aumento da eficiência de remoção de massa orgânica e da drenagem de lixiviado é inoculação de 1,0 $L \cdot \text{kg}^{-1}$.

Além do mais, a investigação apresentada neste capítulo apontou para alguns desafios e limitações do estudo realizado. Um dos aspectos levantados foi a amostragem e caracterização da massa de material digerido, sobretudo quando realizado em maior escala, obtendo valores para a concentração de SV um pouco distantes do reportado na literatura. Isso fez com que os resultados da eficiência de remoção de massa orgânica também fossem distintos. Essa dificuldade também foi observada quando foi feita a comparação entre as duas escalas de operação (bancada e semi-industrial), não havendo uma observação de um ganho de eficiência de remoção para a menor escala, o que poderia ser esperado, já que a operação nessa escala permite um maior controle operacional.

Essa distinção entre as escalas também foi observada quando foram comparados os resultados da qualidade do lixiviado e biogás produzidos na digestão, não havendo nenhuma semelhança estatística entre as bateladas que operaram sob as mesmas

condições. Essas observações apontam para a importância de realizar mais testes em escala de bancada no intuito de avaliar a adoção de diferentes estratégias de inoculação e composição do substrato de forma a verificar a eficiência de se adotar diferentes condições operacionais em conjunto. Ademais, sugere-se analisar também a avaliação de diferentes frequências e taxas de inoculação ao longo da batelada, como é indicado na literatura.

Assim, tais propostas serviram de base para a análise e discussão do próximo capítulo, no intuito de avaliar projeções para o desempenho do sistema DAES ao se adotar as estratégias que se mostraram mais vantajosas frente à quantidade e qualidade dos produtos obtidos.

CAPÍTULO 9 – PROJEÇÕES DE RECUPERAÇÃO DOS PRODUTOS DO SISTEMA DAES

O Capítulo 9 se dedica à análise global da operação do sistema DAES considerando as estratégias adotadas no experimento de bancada, já que a hipótese de que a capacidade de recuperação dos produtos provenientes da FORSU-GG a partir do sistema DAES é influenciada pelo preparo do substrato orgânico e pela inoculação se mostrou verdadeira, como foi observado pelo Capítulo 8. Essa análise levou em conta os melhores resultados de desempenho alcançados pelos reatores de bancada, para que sejam projetados os quantitativos produzidos de material digerido, lixiviado e biogás pelo sistema.

O capítulo está organizado da seguinte maneira: a seção 9.1 apresenta uma breve introdução, com a contextualização e objetivos, a seção 9.2 aborda os materiais e métodos empregados na pesquisa e a metodologia de análise dos resultados, a seção 9.3 contém a apresentação e discussão dos resultados encontrados, e, por fim, a seção 9.4 apresenta as principais conclusões e recomendações para trabalhos futuros.

9.1. Introdução

Como o processo de digestão anaeróbia no sistema DAES ocorre de forma integrada, dada a inserção do substrato orgânico nos reatores MESB e a recirculação do lixiviado a partir da UPI, quais seriam efetivamente os efeitos das estratégias de alimentação e inoculação no desempenho de todo o sistema?

Foi com base nesse questionamento que a análise proposta por este capítulo se desenvolveu, considerando os resultados de desempenho obtidos pelos experimentos de bancada. Como os reatores do sistema operam de forma integrada, as condições empregadas aos reatores MESB podem interferir não só o seu próprio desempenho, como também o desempenho da UPI.

Pelo Capítulo 8 foi observado que as estratégias de maior emprego de inóculo, líquido ou sólido, podem promover o aumento da produção de biogás, e a estratégia de mistura de poda ao substrato permite a redução da drenagem de lixiviado e o aumento da estabilização da matéria orgânica. Logo, o presente capítulo avalia o comportamento do sistema DAES

em função da adoção das estratégias que alcançaram melhores resultados qualitativos, considerando as condições de entrada reais que o sistema operou em escala semi-industrial, com base na massa de FORSU-GG recebida. Dessa forma, a proposta aqui é projetar o quantitativo de produtos recuperados a partir dessa massa, considerando a incorporação das estratégias de alimentação e inoculação testadas nos reatores de bancada.

9.2. Materiais e Métodos

As características do sistema são apresentadas nessa seção, bem como o cálculo da projeção da operação do sistema DAES, considerando a obtenção dos produtos material digerido, lixiviado e biogás, em função da adoção das estratégias de alimentação e inoculação.

9.2.1. Aparato experimental

A delimitação da análise deste capítulo será todo o sistema, considerando os reatores MESB integrados com a UPI. A Figura 9.1 ilustra o sistema completo, ressaltando que são considerados os sete reatores MESB que pertencem ao sistema, conforme descrição no Capítulo 4.

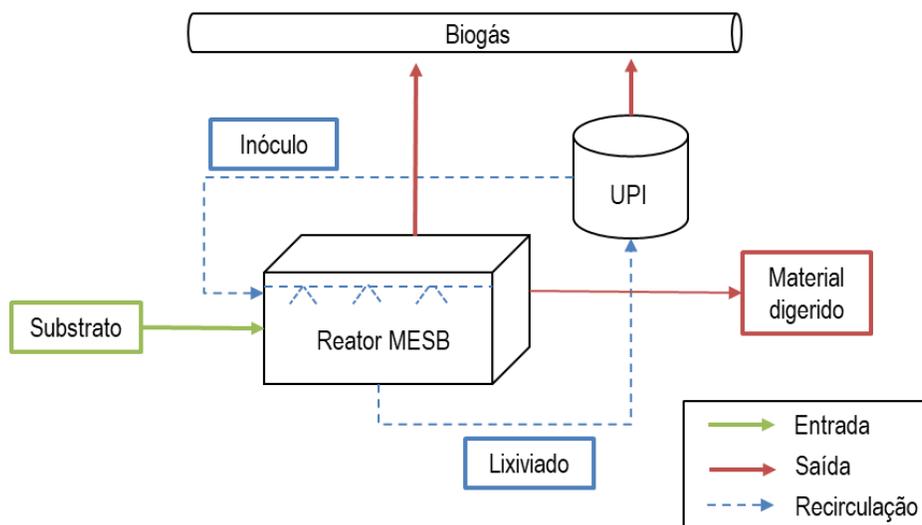


Figura 9.1. Sistema DAES, com os reatores MESB e a UPI integrados.

É possível observar que, considerando os reatores MESB, os materiais de entrada são o substrato e o inóculo, e os de saída são o lixiviado, o material digerido e o biogás. Já para a UPI, o material de entrada é o lixiviado e os de saída são o inóculo e o biogás. Assim, o lixiviado e o inóculo se apresentam como sendo materiais de entrada e saída, dependendo do reator que se quer avaliar o balanço. Considerando o sistema como um todo, eles seriam materiais em constante recirculação.

9.2.2. Projeção dos produtos do sistema DAES

Primeiramente, foram selecionadas as estratégias avaliadas no Capítulo 8 em função dos melhores resultados de desempenho. Foram levados em consideração os resultados de maior eficiência de remoção de massa orgânica e maior rendimento de biogás. Dessa forma, foram reunidas as 2 estratégias: mistura de 50% de poda no substrato e incorporação de 50% de material digerido, utilizado como inóculo sólido para o substrato. Para essas estratégias, foi considerada a inoculação de $1,0 \text{ L.kg}^{-1}$, já que essa relação apresentou um melhor desempenho em escala de bancada, conforme discutido no Capítulo 8.

A partir daí, o cálculo da projeção considerou a extrapolação da produção de material digerido, lixiviado e biogás considerando a massa de FORSU-GG efetivamente recebida pelo sistema DAES por mês, ao longo dos anos 2019 a 2023 (Tabela 9.1), e os parâmetros de desempenho obtidos no experimento de bancada, para cada estratégia selecionada (Tabela 9.2).

Tabela 9.1. Massa de FORSU-GG recebida mensalmente no sistema DAES ao longo dos anos (t).

| Mês | 2019 | 2020 | 2021 | 2022 | 2023 | MÉDIA |
|-----------|-------|-------|------|-------|-------|-------|
| Janeiro | 164 | 94 | 56 | 153 | 210 | 135,4 |
| Fevereiro | 121 | 52 | 92 | 80 | 313 | 131,6 |
| Março | 48 | 20 | 99 | 60 | 200 | 85,4 |
| Abril | 63 | 53 | 0 | 137 | 206 | 91,8 |
| Mai | 127 | 49 | 33 | 100 | 297 | 121,2 |
| Junho | 51 | 130 | 127 | 71 | 260 | 127,8 |
| Julho | 100 | 87 | 47 | 160 | 168 | 112,4 |
| Agosto | 227 | 170 | 68 | 220 | - | 171,3 |
| Setembro | 171 | 80 | 74 | 199 | - | 131,0 |
| Outubro | 139 | 131 | 77 | 216 | - | 140,8 |
| Novembro | 98 | 144 | 79 | 224 | - | 136,3 |
| Dezembro | 65 | 52 | 62 | 192 | - | 92,8 |
| TOTAL | 1.374 | 1.062 | 814 | 1.812 | 1.654 | |

Tabela 9.2. Parâmetros de desempenho das estratégias selecionadas.

| Estratégias | SV (g.kg ⁻¹) | Eficiência remoção de massa bruta (%) | Eficiência remoção de massa orgânica (%) | Rendimento biogás (m ³ .t ⁻¹ SV _{aplicado}) | Drenagem de lixiviado (m ³ .t ⁻¹ ¹ _{substrato}) |
|--|-----------------------------|--|---|---|--|
| 50% poda e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 357,9 | 0,0% | 54,6 | 13,6 | 1,1 |
| 50% digerido e inoculação de 1,0 L.kg ⁻¹ | 219,2 | 11,6% | 11,1 | 29,8 | 1,0 |

Dadas as estratégias testadas nos reatores de bancada, foi realizado o cálculo das massas de substrato que seriam inseridas nos reatores MESB, a partir das massas de FORSU-GG recebida (Tabela 9.1). Foi considerado que a massa mensal recebida foi distribuída por todos os reatores MESB que estavam em operação e que as condições indicadas na Tabela 9.2 foram aplicadas para todos os reatores concomitantemente. O cálculo da massa de substrato se baseou na Equação (9.1) indicada a seguir.

$$m_{sub} = \frac{m_{FORSU-GG}}{(1 - \%poda - \%dig)} \quad (9.1)$$

Sendo:

m_{sub} (t): massa de substrato;

$m_{FORSU-GG}$ (t): massa de FORSU-GG recebida;

$\%poda$: percentual de poda adotado pela estratégia, dado em número decimal;

$\%dig$: percentual de material digerido adotado pela estratégia, dado em número decimal.

Considerando a eficiência de redução de massa bruta obtida para cada estratégia avaliada pelo experimento de bancada, indicada pela Tabela 9.2, foram calculadas as massas de material digerido em cada estratégia avaliada, segundo a Equação (9.2).

$$m_{dig} = (1 - ef_{bruta}) * m_{sub} \quad (9.2)$$

Sendo:

m_{dig} (t): massa de material digerido;

ef_{bruta} : eficiência de redução de massa bruta de cada estratégia, dado em número decimal;

m_{sub} (t): massa de substrato.

A partir daí, pela concentração de SV aplicada aos reatores de bancada para cada estratégia (Tabela 9.2), foi calculada a massa de SV de entrada ($m_{entrada}$) nos reatores multiplicando-se pela massa de substrato. Para o cálculo das massas de SV de saída e removida ($m_{saída}$ e $m_{removida}$), foram consideradas a massa de SV de entrada e a eficiência de remoção de massa orgânica indicada também pela Tabela 9.2, sendo que a massa de SV de saída é obtida pela subtração entre a massa de SV de entrada e a massa de SV removida.

Logo, tendo calculadas essas massas, foi possível calcular o volume de biogás a ser produzido nos reatores MESB, considerando cada estratégia, por meio da Equação (9.3).

$$V_{biogás} = m_{entrada} * r_{biogás} \quad (9.3)$$

Sendo:

$V_{biogás}$ (m³): volume de biogás a ser produzido;

$m_{entrada}$ (t SV): massa orgânica a ser admitida;

$r_{biogás}$ (m³.t⁻¹SV_{aplicado}): rendimento de biogás, indicado pela Tabela 9.2.

Vale comentar que, para efeitos de comparação, o volume de biogás projetado para os reatores MESB foi comparado com o potencial de produção de CH₄ a ser produzido pela FORSU-GG inserida nesse sistema, considerando o PPM reportado por FERREIRA (2019), sendo de 273 m³ CH₄.t⁻¹ SV_{aplicado}. Levando em conta esse PPM e o teor de CH₄ de 60% no biogás produzido por esse sistema (ORNELAS-FERREIRA *et al.*, 2020), o rendimento de biogás seria de 455 m³ biogás.t⁻¹ SV_{aplicado}. A partir daí, as produções de biogás foram calculadas, tendo como base a massa de SV de entrada para cada mês do período avaliado, em função da concentração média de 271,3 g SV.kg⁻¹ da FORSU-GG, reportada pelo Capítulo 5 desta tese. Essa comparação foi feita também levando em conta a produção teórica de biogás de 0,35 m³ a partir de 1 kg de DQO degradada, ou removida, em condições normais de temperatura e pressão (CHERNICHARO, 2019). Considerando a relação SV/DQO é de 1,4, cada quilo de SV removido é responsável pela produção de 0,49 m³ de biogás.

Além disso, a produção de lixiviado projetada para os reatores MESB, operando segundo as estratégias avaliadas, foi calculada com base nos resultados de drenagem de lixiviado obtidos pelos reatores de bancada, conforme indicado pela Equação (9.4).

$$V_{lixiviado} = m_{sub} * d_{lixiviado} \quad (9.4)$$

Sendo:

$V_{lixiviado}$ (m³): volume de lixiviado a ser produzido;

m_{sub} (t SV): massa de substrato;

$d_{lixiviado}$ (m³.t⁻¹_{substrato}): drenagem de lixiviado, indicada pela Tabela 9.2.

A seguir, foi calculada a produção de biogás projetada para a UPI, considerando a massa orgânica de entrada e o rendimento de biogás da UPI. A massa orgânica foi calculada multiplicando-se o volume de lixiviado calculado pela Equação (9.4) pela concentração média de SV obtida pelo monitoramento da UPI, sendo de 16,6 g SV.L⁻¹. Já a produção de biogás da UPI também foi calculada segundo a Equação (9.3), sendo considerado, nesse

caso, o rendimento máximo obtido pela UPI de $3,7 \text{ m}^3 \text{ biogás.kg}^{-1} \text{ SV}_{\text{aplicado}}$, ao longo do seu monitoramento.

Por fim, foi realizado o cálculo da produção de biogás do sistema DAES como um todo, somando-se a produção de biogás dos reatores MESB com a produção da UPI em cada mês do período avaliado, considerando cada estratégia selecionada.

9.2.3. Análise dos resultados

Primeiramente, foram compilados os dados da massa de FORSU-GG recebida pelo sistema DAES, para cada mês ao longo do período de 2019 a 2023. A partir daí, os cálculos indicados na seção 9.2.2 foram realizados para todos esses meses, considerando as 2 estratégias selecionadas. Com isso, foram obtidos 2 resultados finais de produção de material digerido, lixiviado e biogás, sendo calculadas as médias mensais e anuais para cada uma.

Especificamente para a produção de biogás total (mensal e anual), os resultados para as estratégias foram comparados entre si e com a máxima produção de biogás esperada, em função do PPM da FORSU-GG e da produção teórica de biogás.

Por fim, foram elaborados gráficos com a comparação das massas orgânicas de entrada e saída com a produção de biogás e com a produção de lixiviado projetadas ao longo dos anos, considerando cada estratégia avaliada.

9.3. Resultados e Discussão

Primeiramente são apresentados os resultados referentes à produção projetada dos produtos do sistema DAES, ao longo dos anos 2019 a 2023, em função da massa de material digerido, do volume de lixiviado e do volume de biogás produzidos por mês. A variação desses quantitativos produzidos ao longo dos meses de operação do sistema é ilustrada pelas Figuras 9.2 e 9.3 e os acumulados projetados estão indicados na Tabela 9.3.

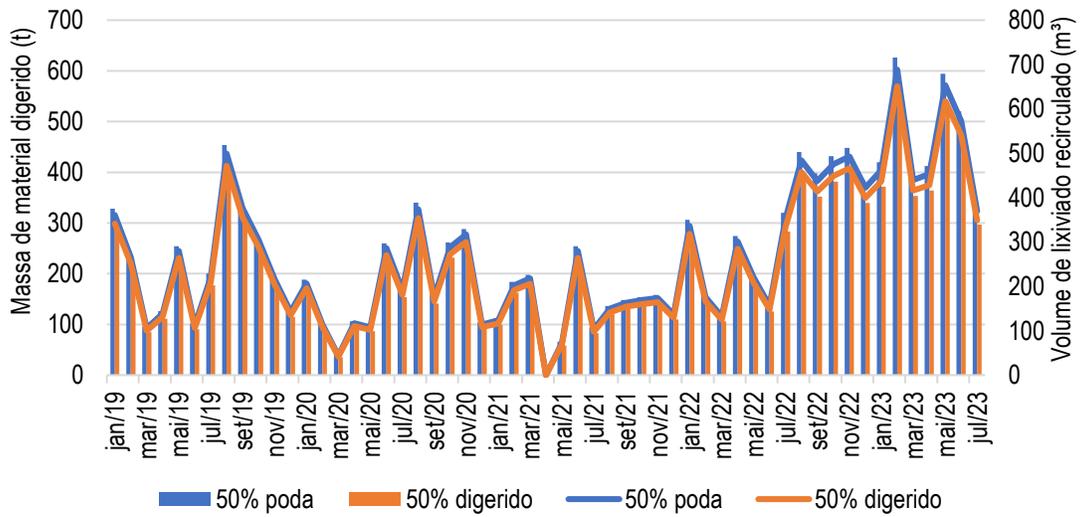


Figura 9.2. Produção de material digerido e lixiviado projetada par o sistema DAES.

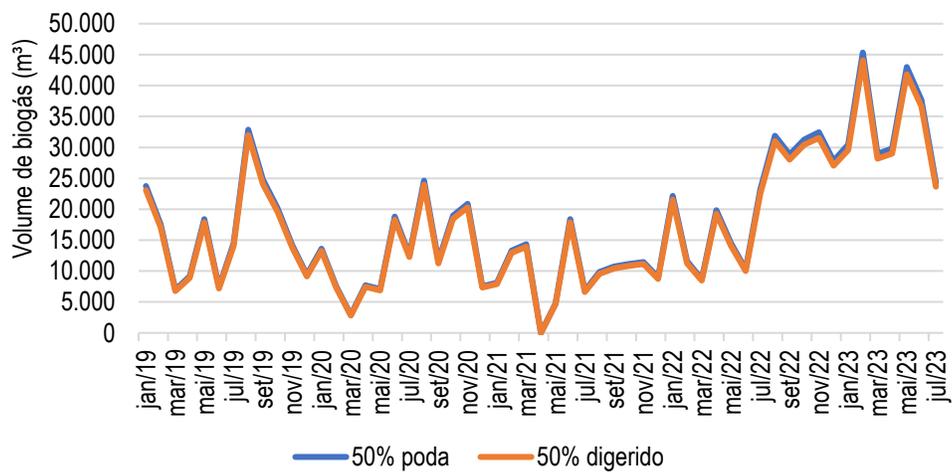


Figura 9.3. Produção de biogás projetada para o sistema DAES.

Tabela 9.3. Valores acumulados dos produtos do sistema DAES.

| | Material Digerido (t) | | Lixiviado recirculado (m ³) | | Biogás (m ³) | |
|------|-----------------------|--------------------|---|--------------------|--------------------------|--------------------|
| | 50% poda | 50% inóculo sólido | 50% poda | 50% inóculo sólido | 50% poda | 50% inóculo sólido |
| 2019 | 2.748,0 | 2.429,0 | 3.022,8 | 2.857,9 | 192.941,0 | 177.515,8 |
| 2020 | 2.124,0 | 1.877,4 | 2.336,4 | 2.209,0 | 149.129,1 | 137.206,5 |
| 2021 | 1.628,0 | 1.439,0 | 1.790,8 | 1.693,1 | 114.304,2 | 105.165,8 |
| 2022 | 3.624,0 | 3.203,3 | 3.986,4 | 3.769,0 | 254.446,2 | 234.103,8 |
| 2023 | 3.308,0 | 2.924,0 | 3.638,8 | 3.440,3 | 232.259,4 | 213.690,8 |

Para o material digerido, a média mensal produzida esteve próxima para as duas estratégias avaliadas, variando de 215,9 t para o emprego de 50% de digerido, empregado como inóculo sólido, e a 244,2 t para a mistura de 50% de poda. A média anual estimada foi de 2.374,5 para a primeira estratégia e 2.686,4 t para a segunda, sendo que o ano de 2022 foi o ano de maior produção projetada (de 266,9 a 302 t/mês).

Comparando-se com as bateladas operadas nos reatores MESB na condição real, o monitoramento registrou uma média de 30,3 t de material digerido produzido por cada reator. Considerando que o descarregamento dos reatores é feito ao longo de uma semana, chega-se a um total de 121,4 t de material digerido por mês, estando abaixo das estimativas projetadas para as duas estratégias. Essa comparação permite observar a possibilidade de melhoria do desempenho do sistema em função desse produto, considerando aplicação dessas estratégias na operação em escala semi-industrial.

Por outro lado, para o lixiviado produzido, que é recirculado no sistema, a projeção em média foi de 254,0 a 268,6 m³ por mês, para as estratégias de mistura de inóculo sólido a 50% e mistura de 50% de poda, respectivamente. A média anual estimada varia de 2.793,9 a 2.955,0 m³, sendo a produção estimada para o primeiro semestre de 2023 quase atinge a produção média projetada para 2022.

Considerando o monitoramento do sistema real, a recirculação foi em média de 176,1 m³ por mês, estando 44% a 53% abaixo das médias obtidas pelas projeções das estratégias indicadas, respectivamente. Já se for considerado o valor máximo alcançado pelo sistema real (462,6 m³ por mês), ele se encontrou acima dos valores projetados, para os dois casos.

Assim, para o produto lixiviado, é possível um incremento da produção do sistema, apesar de já operar próximo do projetado.

Já a produção de biogás projetada é de 15.776,1 a 17.146,9 m³ por mês em média, para o sistema operando com 50% de inóculo sólido e 50% de mistura de poda no substrato, respectivamente. Com relação à produção anual, a média varia de 173.536,5 a 188.616,0 m³ de biogás, para as mesmas estratégias, respectivamente. Como não foi possível realizar a medição da produção de biogás real no sistema com acurácia, não foi feita a comparação com esses valores.

Para todos os produtos, a partir de variações observadas ao longo dos anos 2019 a 2021, nota-se uma tendência de incremento da produção a partir de 2022. Essas variações se deram em função dos ajustes iniciais da operação do sistema DAES, dado o seu comissionamento ao final de 2018, além de serem influenciadas também pela pandemia da covid-19, que levou à redução anual de 23% do recebimento de resíduos na unidade em 2020 e 2021. Já a partir de 2022, houve um aumento do recebimento em cerca de 1,2 vezes, com relação ao ano anterior, provocando um acréscimo de mesma proporção na produção de material digerido, lixiviado e biogás. Por fim, o primeiro semestre de 2023 foi marcado por um aumento exponencial do recebimento de resíduos, superando em 117% o quantitativo recebido pelo mesmo semestre em 2022.

Sob outro aspecto, a produção de biogás pode ser ilustrada em função da redução de massa orgânica, dada pela massa de SV de entrada e sendo aplicadas as eficiências de remoção obtidas na escala de bancada. As Figuras 9.4 e 9.5 ilustram essa comparação, considerando as projeções calculadas para as estratégias de mistura de 50% de poda e inóculo sólido, respectivamente.

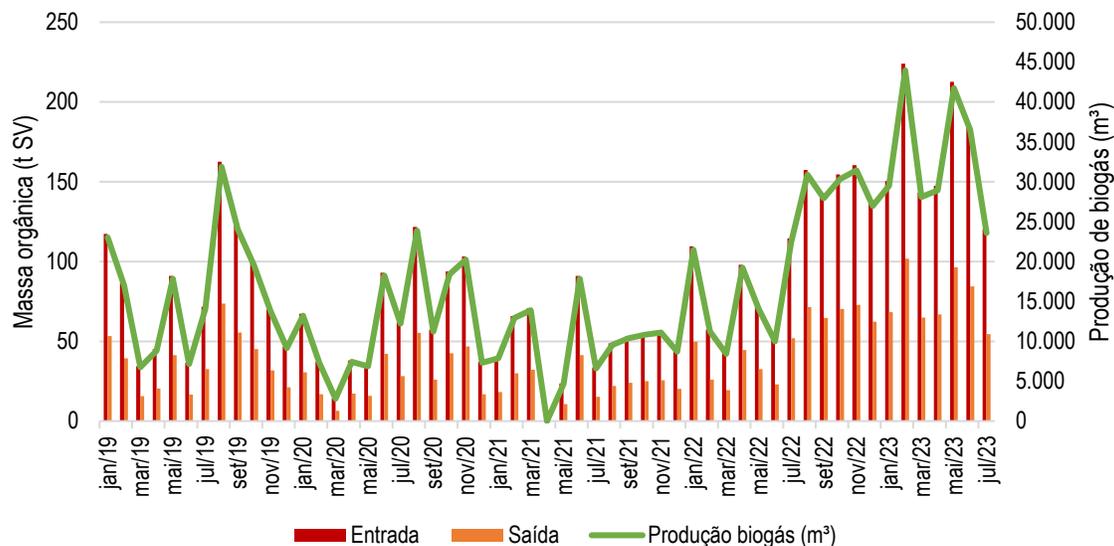


Figura 9.4. Balanço do sistema DAES operando segundo a estratégia de mistura com 50% de poda.

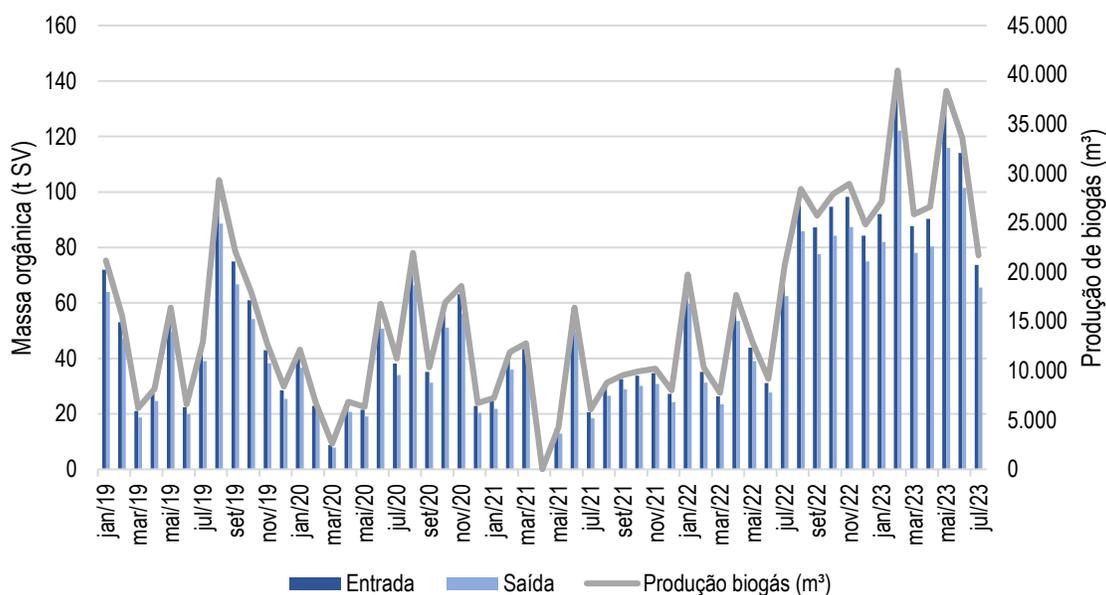


Figura 9.5. Balanço do sistema DAES operando segundo a estratégia de 50% de inóculo sólido.

É possível observar uma grande variação entre as massas orgânicas de entrada e saída quando o sistema opera com 50% de poda misturada ao substrato, o que difere quando o mesmo opera com 50% de inóculo sólido. Apesar da pouca redução da massa orgânica,

sendo indicada pela baixa eficiência de remoção (11,1%), a projeção de biogás para essa estratégia se aproxima bastante da obtida para o caso de o sistema operar com 50% de poda. Esse comportamento pode estar associado à presença de uma biomassa ativa no material digerido que é misturado ao substrato, garantindo uma quantidade maior de massa capaz de produzir biogás, se comparada à mesma quantidade de massa de poda adicionada (50%, m/m) que está em contato apenas com o inóculo. Ou seja, para alcançar a produção mensal de biogás máxima em torno de 40.000 m³ é possível empregar as estratégias de mistura de 50% de poda e 50% de digerido que podem ser misturados ao substrato admitido no sistema.

Por fim, a produção de biogás pode ser comparada com a produção máxima a ser alcançada pelo sistema, considerando a massa de entrada de FORSU-GG do longo do período analisado e o seu PPM ensaiado em laboratório, sendo indicada pela Tabela 9.4.

Tabela 9.4. Comparação das projeções de biogás com o potencial de produção máxima.

| Ano | Projeção pela estratégia: mistura 50% de poda | Projeção pela estratégia: emprego de 50% de inóculo sólido | Máximo potencial de produção de biogás (PPM) |
|-------|--|--|--|
| 2019 | 192.941,03 | 177.515,77 | 169.608,62 |
| 2020 | 149.129,09 | 137.206,51 | 131.094,87 |
| 2021 | 114.304,22 | 105.165,82 | 100.481,38 |
| 2022 | 254.446,24 | 234.103,77 | 223.676,00 |
| 2023 | 232.259,43 | 213.690,75 | 204.172,24 |
| MÉDIA | 188.616,0 | 173.536,5 | 165.806,6 |

Nota-se que, para ambas as estratégias é possível ultrapassar o valor esperado para a produção máxima de biogás, considerando o rendimento obtido pelo ensaio PPM. Esse resultado indica que o fato de misturar poda e inóculo sólido à massa de FORSU-GG permite incrementar a produção de biogás, garantindo um maior rendimento do que o seu potencial. No caso da mistura de poda, esse material orgânico também é consumido pela comunidade microbiana, garantindo uma produção de biogás somente associada somente a ele. Já para o emprego de inóculo sólido, a biomassa em atividade presente nesse material possui uma produção intrínseca de biogás, responsável por provocar tal incremento.

Por outro lado, é possível comparar esses resultados com a produção teórica de biogás, calculada em função da massa de SV removida. Para a estratégia de mistura de poda, com eficiência de remoção de 54,6%, pode levar a uma remoção média de 47,7 t SV, o que levaria a uma produção média de 38.987,4 m³ de biogás por mês, levando em conta a variação mensal de massa orgânica aplicada ao sistema. A média anual de produção de biogás seria de 428.861,3 m³ nesse caso, o que ultrapassa tanto a produção projetada para o sistema operando nessas condições (em 1,3 vezes) quanto a produção potencial da massa de FORSU-GG, calculada pelo seu PPM.

Em contrapartida, a produção teórica de biogás do sistema considerando o emprego de inóculo sólido seria de 4.831,9 m³ em média, por mês. Com isso, a média anual de produção seria de 53.151,1 m³, estando abaixo tanto da produção projetada (em 69%) quanto da produção potencial da massa de FORSU-GG. Esse comportamento oposto ao anterior pode ser devido ao fato de a produção de biogás nesse caso estar mais associada à atividade da biomassa microbiana presente no inóculo sólido, do que propriamente em função do consumo da massa orgânica do substrato, já que a eficiência de remoção obtida para essa estratégia é bem inferior à outra (com 11,1% de remoção).

Portanto, tanto a estratégia de mistura de poda quanto o emprego de inóculo sólido, podem levar ao incremento da produção de biogás, chegando a ultrapassar os valores esperados pela produção potencial do substrato. Porém, ressalta-se que existem duas vias para se obter esse resultado. A primeira referente que a mistura de poda (50%, m/m) promove um maior contato entre o inóculo e a FORSU-GG, por meio do aumento da porosidade da massa, além de garantir também o fornecimento de matéria orgânica, o que leva a uma alta produção de biogás em função da alta eficiência de remoção. Já a segunda é referente ao emprego de inóculo sólido (50%, m/m), que garante o incremento da produção de biogás em função da sua alta atividade microbiana já existente, que entra em contato com o substrato a ser digerido.

9.4. Conclusões

O Capítulo 9 se encerra apresentando a análise das projeções operacionais do sistema DAES a partir do emprego de estratégias de alimentação e inoculação. Tais estratégias foram avaliadas em escala de bancada, sendo consideradas aquelas (mistura 50% de poda e emprego de 50% de inóculo sólido, com inoculação de 1,0 L.kg⁻¹) que apresentam um

maior direcionamento para a melhoria do sistema em escala semi-industrial, levando em consideração a quantidade dos produtos obtidos pela digestão anaeróbia da FORSU-GG.

Para todas as estratégias avaliadas, as projeções levaram a valores superiores ao que é alcançado pelo sistema real, sendo um importante norteador para a sua melhoria operacional. Tendo destaque as estratégias de misturas de 50% poda e emprego de 50% de inóculo sólido, a produção anual de material digerido projetada seria de uma média de 2.686,4 t e 2.374,5 t, respectivamente. Já para o líquido recirculado no sistema, a produção esperada nessas condições seria de 2.955,0 m³ e 2.793,9 m³, respectivamente. Por fim, as médias anuais projetadas para o biogás alcançariam 188.616,0 m³ e 173.536,5 m³, respectivamente.

Em face ao observado, é importante a ressalva de que os quantitativos projetados tiveram como premissa que o comportamento do sistema real seria o mesmo que o observado em escala de bancada, tendo o cálculo se baseado nos parâmetros de desempenho obtidos com a menor escala. Porém, é importante que mais bateladas em bancada sejam monitoradas, de forma a obter parâmetros que representem a reprodutibilidade dessas condições. Além disso, para o caso de haver necessidade de ajustes operacionais quando o sistema operar nessas condições, é essencial que os parâmetros de desempenho sejam recalibrados.

CAPÍTULO 10 – CONCLUSÕES GERAIS

A realização desse projeto de pesquisa permitiu avaliar o potencial do sistema DAES em garantir a recuperação dos produtos provenientes da FORSU-GG, a partir da investigação do desempenho dos reatores MESB e da UPI, considerando diferentes estratégias operacionais de alimentação e inoculação avaliadas nos reatores de bancada. De fato, o sistema DAES possui uma grande flexibilidade operacional, podendo ser ajustado de acordo com as diferentes características dos resíduos orgânicos recebidos pelo sistema, bem como considerando as diferentes propostas a que o sistema de tratamento pode ser orientado.

Conforme descrito no Capítulo 5, as características da massa de FORSU-GG revelaram um material muito heterogêneo, com grande variabilidade das suas características físico-químicas e bromatológicas. Com alta biodegradabilidade (razão SV/ST maior que 0,9) e alto teor de umidade (acima de 70%), uma parcela de 7 a 17% de volume correspondeu à sua fração líquida, caracterizada por elevada acidez (pH de 4,3) e alta concentração de matéria orgânica (DQO de 117.278,4 mg.L⁻¹ e COD de 30.647,9 mg.L⁻¹). Em contrapartida, a poda se apresentou como um material de grande potencial estruturante para a massa de substrato orgânico, já que suas partículas finas e leves ficam absorvidas nos interstícios do substrato, promovendo uma maior retenção de líquidos.

Por se tratar de um processo de digestão anaeróbia no estado sólido, o material digerido produzido, ou digestato, se encontra na forma sólida, estando separado do lixiviado que é produzido e recirculado no sistema. Essa característica permite a recuperação desses dois diferentes produtos da digestão, diferentemente do que ocorre nos sistemas de digestão em estado úmido, em que o digestato é produzido em uma única forma, podendo ser líquido ou pastoso. Essa diferença produz resultados relevantes quando se considera a recuperação dos produtos da FORSU-GG, já que o lixiviado e o material digerido possuem diferentes rotas tecnológicas para o pós-tratamento e purificação, além de possuírem diferentes cadeias produtivas às quais eles podem ser inseridos. Do contrário, na digestão úmida, o processo de pós-tratamento é mais complexo, requerendo a necessidade de secagem do digestato, e separação da fração líquida para o seu beneficiamento de forma individualizada.

Com isso, o sistema DAES em questão, que é um primeiro em escala semi-industrial da América Latina, permite a obtenção dos produtos: material digerido, lixiviado e biogás. Desde o seu comissionamento, no final do ano de 2018, o sistema passou por várias fases de amadurecimento tecnológico e melhorias estruturais, de forma que a operação se tornasse mais robusta e contínua. Ao longo desse processo, algumas condições de alimentação e inoculação foram avaliadas (mistura de poda no substrato e variação da inoculação dos reatores), de forma que a obter melhores resultados. Porém, faz-se necessário considerar a demanda do sistema em receber a FORSU-GG. A frequência de recebimento dos resíduos influencia o tempo de retenção dos mesmos nos reatores MESB, já que os reatores precisam ser descarregados para admitir uma nova carga que chega. Logo, tanto a produção de biogás pelo sistema, quanto a estabilização da matéria orgânica do substrato em digestão são influenciados por essa dinâmica.

Assim, o monitoramento realizado nessa pesquisa ao longo de 24 meses permitiu obter melhores resultados para os reatores MESB quando eles operaram com carga orgânica variando de 4,0 e 6,0 kg $SV_{\text{aplicado}} \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$. Nessas condições, obteve-se eficiência de remoção de massa orgânica de 66,4% e foi produzido o biogás que alcançou um teor de CH_4 de no máximo 42%. Quanto às condições avaliadas, o emprego de 30 a 40% de poda no substrato alimentado aos reatores foi a que garantiu uma maior estabilidade operacional e reprodutibilidade entre as bateladas e a inoculação variando de 0,4 a 0,5 $L \cdot kg^{-1}$ foi que apresentou os melhores resultados de eficiência de remoção de matéria orgânica.

Ao longo desse período, também foi monitorado individualmente a operação da UPI, que desempenha um papel essencial no sistema, sendo responsável por 28% da produção total de biogás do sistema (produtividade de 0,03 $m^3_{\text{biogás}} \cdot m^{-3}_{\text{reator}} \cdot d^{-1}$, com 66,2% de CH_4) e pela produção de inóculo (0,02 $kg \text{ } SV_{\text{inóculo}} \cdot kg^{-1} SV_{\text{aplicado}}$ e produção média de 10,9 $kg \text{ } SV \cdot d^{-1}$ de biomassa ativa) com características de estabilidade e capacidade de tamponamento (razão STV/ST de 0,41, pH de 7,6 e FOS/TAC de 0,12). Apesar disso, a sua operação com elevadas flutuações da vazão na entrada e baixa CVA (média de 0,5 $kg \text{ } STV \cdot m^{-3} \cdot d^{-1}$) levou a resultados de desempenho aquém do potencial que o reator pode apresentar, sendo o rendimento de CH_4 de apenas 2,4% da AME. Ressalta-se aqui as altas concentrações registradas para $N-NH_4^+$ (média 4.128,79 $mg \cdot L^{-1}$), devido ao seu acúmulo no reator, apesar da concentração de NH_3 (máximo de 261,6 $mg \cdot L^{-1}$) não ter promovido inibição ao processo de digestão anaeróbia.

Pela observação do comportamento do sistema em campo é possível considerar a hipótese de que estratégias operacionais de alimentação e inoculação dos reatores influenciam o desempenho do sistema como um todo. Para a sua verificação, experimentos em escala de bancada foram conduzidos para avaliar essas estratégias.

A inoculação permite obter uma melhoria do seu desempenho em relação à eficiência de remoção da massa orgânica (54% em média) e drenagem de lixiviado ($0,68 \text{ L}_{\text{lixiviado}} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{substrato}}$ em média). Já para o rendimento de CH_4 , a estratégia que promoveu melhores resultados foi a inoculação de $1,0 \text{ L} \cdot \text{kg}^{-1}$ ($689,6 \text{ L CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SV}_{\text{removido}}$), existindo também um aumento da massa orgânica removida nessa condição, quando se compara à operação sem nenhuma inoculação.

Já para a estratégia de incorporação de poda ao substrato, existe um aumento gradual da eficiência de remoção da massa orgânica conforme se tem um aumento do percentual de poda, sendo que a condição de 50% de poda foi a que permitiu uma maior produção de biogás (eficiência de 55%). Em contrapartida, houve um decréscimo gradativo da drenagem de lixiviado ($1,1 \text{ L}_{\text{lixiviado}} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{substrato}}$) conforme se teve uma maior presença de poda no substrato. Por fim, o aumento do percentual de poda também provocou um decréscimo gradual do rendimento de CH_4 , sendo que a condição de 10% de poda foi que apresentou o melhor resultado ($728,9 \text{ L CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SV}_{\text{removido}}$).

Quanto à estratégia de incorporação de material digerido ao substrato, atuando como inóculo sólido, existe um aumento da eficiência de remoção da massa orgânica (41% de eficiência) conforme se tem um aumento do percentual de material digerido de 5 a 20%, apesar de haver um decréscimo da drenagem de lixiviado ($1,03 \text{ L}_{\text{lixiviado}} \cdot \text{kg}^{-1}_{\text{substrato}}$) e do rendimento de CH_4 ($293,1 \text{ L CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1} \text{ SV}_{\text{removido}}$). No caso do emprego de 50% de material digerido, o fato de incorporar esse material ao substrato com ou sem nenhuma inoculação fez com que o rendimento de CH_4 tenha tido um aumento considerável (de 470 a 533% de aumento), embora a eficiência de remoção de massa orgânica e a drenagem de lixiviado tenham sido bem menores nessas condições.

Portanto, a escolha da estratégia a ser adotada influencia diretamente no comportamento da conversão da massa orgânica e na obtenção dos produtos da digestão. Caso o sistema

DAES opere com o objetivo de produção de um material digerido de melhor qualidade, é necessário que a estabilização da matéria orgânica seja o foco do processo. Esse seria o caso em que o processo de pós-tratamento do material digerido pela compostagem estivesse comprometido de alguma forma (pouco espaço disponível, baixo tempo de operação das leiras, entre outros fatores). Para isso, a estratégia a ser adotada seria de aumentar a eficiência de remoção de massa orgânica nos reatores MESB, que pode ser obtida pela incorporação de 50% de poda ao substrato. Nessa condição, haveria maior perda de massa sob a forma de biogás. Ou seja, para garantir um produto mais estabilizado, é necessário que maior massa seja perdida, sendo convertida nos produtos gasosos. As estratégias de inoculação de $1,0 \text{ L.kg}^{-1}$ e de mistura de 20% de material digerido como inóculo sólido também permitiram alcançar esse objetivo desejado. Vale ressaltar que essas estratégias apontam para uma maior conversão de biogás, ainda que não na melhor qualidade possível em termos de concentração de CH_4 .

Por outro lado, caso a necessidade do sistema fosse produzir um biogás de melhor qualidade (objetivo de aproveitar energeticamente o biogás), ou seja, com maior percentual de CH_4 , seria necessário adotar as estratégias que favorecessem o aumento do rendimento de CH_4 , que é o caso da inoculação de $1,0 \text{ L.kg}^{-1}$, da mistura de 10% de poda e de 50% de digerido ao substrato. Porém, essa estratégia não permite maior produção de biogás, havendo baixa perda de massa nesses casos.

Por fim, caso se desejasse intensificar a produção de biogás pela digestão na UPI, as estratégias a serem adotadas poderiam promover a maior conversão da massa em lixiviado, de forma que uma maior carga orgânica fosse direcionada para esse reator (maior carregamento de compostos orgânicos). Para isso, as estratégias de inoculação de $1,15 \text{ L.kg}^{-1}$ ou da mistura de 5% ou 20% de digerido poderiam ser consideradas, não sendo necessário adicionar poda ao substrato nesse caso.

Dadas essas diferentes possibilidades de operação do sistema, o quantitativo dos produtos derivados da FORSU-GG foi projetado para os anos de 2019 a 2023, considerando que o sistema pudesse operar com as diferentes estratégias levantadas. Por essa simulação, foram as estratégias de misturas de 50% de poda e emprego de 50% de inóculo sólido que permitiram obter um aumento da produção global, sendo possível alcançar uma média anual de 2.686,4 t e 2.374,5 t de material digerido, 2.955,0 m^3 e 2.798,9 m^3 de lixiviado

recirculado e 188.616,0 m³ e 173.536,5 m³ de biogás, respectivamente. Embora essas duas estratégias permitiram alcançar resultados semelhantes de recuperação dos produtos da FORSU-GG, a estratégia de mistura de poda chega a esses valores por meio da remoção da massa orgânica do substrato e a estratégia de inoculação sólida obtém esses resultados por meio da sua alta atividade microbiana de sua massa.

Dessa forma, o sistema DAES avaliado por esta tese se apresenta como uma tecnologia relevante e de grande potencial para a recuperação de produtos da FORSU-GG para o contexto brasileiro, já que admite resíduos heterogêneos que podem conter materiais impróprios, possui grande flexibilidade operacional para se ajustar às diferentes demandas da cadeia de gerenciamento de resíduos sólidos e é abrangente, podendo obter mais de um produto a partir do sistema.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT NBR 10004, de 31 de maio de 2004. **Norma brasileira: Resíduos Sólidos – Classificação**. Brasil, 2004.

ALMEIDA, R. e CAMPOS, J. C. “Análise tecnoeconômica do tratamento de lixiviado de aterro sanitário”, **Revista Ineana**, v. 08, p. 6 – 27, 2020. Disponível em: <http://www.inea.rj.gov.br/wp-content/uploads/2020/06/Revista-ineana-8.1.pdf>

AL-NAQEB, G., SIDAROVICH, V., SCRINZI, D., *et al.* “Hydrochar and hydrochar co-compost from OFMSW digestate for soil application: 3. Toxicological evaluation”, **Journal of Environmental Management**, v. 320, p. 115910, 2022. DOI: 10.1016/j.jenvman.2022.115910. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2022.115910>

ALVES, I. R. F. S., 2016, *Avaliação da Codigestão na Produção de Biogás*. Tese apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

ANDRÉ, L., PAUSS, A., RIBEIRO, T. "Solid anaerobic digestion: State-of-art, scientific and technological hurdles", **Bioresource Technology**, v. 247, n. September 2017, p. 1027–1037, 2018. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.09.003.

ANGELIDAKI, I., ALVES, M., BOLZONELLA, D., *et al.* "Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: A proposed protocol for batch assays", **Water Science and Technology**, v. 59, n. 5, p. 927–934, 2009. DOI: 10.2166/wst.2009.040.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustível. Resolução nº 41 de 05 de dezembro de 2007. **Regulamenta as atividades de distribuição e comercialização de gás natural comprimido (GNC) a Granel**. Brasil, 2007.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustível. Resolução nº 16 de 17 de junho de 2008. **Estabelece a especificação do gás natural, nacional ou importador, a ser comercializado em todo território nacional.** Brasil, 2008.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustível. Resolução nº 825 de 28 de agosto de 2020. **Dispõe sobre a especificação e o controle da qualidade dos gases liquefeitos de petróleo.** Brasil, 2020.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustível. Resolução nº 852 de 23 de setembro de 2021. **Regulamenta o exercício da atividade de produção de derivados de petróleo e gás natural.** Brasil, 2021.

ANP – Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustível. Resolução nº 906 de 18 de novembro de 2022. **Dispõe sobre as especificações do biometano oriundo de produtos e resíduos orgânicos agrossilvopastoris e comerciais destinado ao uso veicular.** Brasil, 2022.

AQUINO, S. F., CHERNICHARO, C. A. L., FORESTI, E., *et al.* "Methodologies for determining the specific methanogenic activity (SMA) in anaerobic sludges", **Engenharia Sanitaria e Ambiental**, v. 12, n. 2, p. 192–201, 2007. DOI: 10.1590/s1413-41522007000200010.

BABILOTTE, A., LAGIER, T., FIANI, E., *et al.* "Fugitive Methane Emissions from Landfills: Field Comparison of Five Methods on a French Landfill". **Journal of Environmental Engineering**, n. 139, p. 777-784, 2010.

BAREHA, Y., AFFES, R., MOINARD, V., *et al.* "A simple mass balance tool to predict carbon and nitrogen fluxes in anaerobic digestion systems", **Waste Management**, v. 135, p. 47–59, 2021. DOI: 10.1016/j.wasman.2021.08.020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2021.08.020>

BASSIN, J. P., 2012, *Remoção Biológica de Nutrientes em Sistemas Compactos e Estudo da Diversidade Microbiana por Técnicas de Biologia Molecular*. Tese apresentada ao

Programa de Pós-graduação em Engenharia Química, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

BATSTONE, D. J., LU, Y., JENSEN, P. D. "Impact of dewatering technologies on specific methanogenic activity", **Water Research**, v. 82, p. 78 – 85, 2015. DOI: 10.1016/j.watres.2015.04.005.

BEEVI, B. S., MADHU, G., KUMAR, D. "Performance and kinetic study of semi-dry thermophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste", **Waste Management**, v. 36, p. 93–97, 2015. DOI: 10.1016/j.wasman.2014.09.024. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2014.09.024>.

BENBELKACEM, H., BOLLON, J., BAYARD, R., *et al.* "Towards optimization of the total solid content in high-solid (dry) municipal solid waste digestion", **Chemical Engineering Journal**, v. 273, p. 261–267, 2015. DOI: 10.1016/j.cej.2015.03.048. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2015.03.048>.

BLAKE, L. I., HALIM, F. A., GRAY, C., *et al.* "Evaluating an anaerobic digestion (AD) feedstock derived from a novel non-source segregated municipal solid waste (MSW) product", **Waste Management**, v. 59, p. 149–159, 2017. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.10.031. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2016.10.031>.

BORGATTO, A. V. A., 2010, *Estudo das Propriedades Geomecânicas de Resíduos Sólidos Urbanos Pré-Tratados*. Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

BOROWSKI, S. "Co-digestion of the hydromechanically separated organic fraction of municipal solid waste with sewage sludge", **Journal of Environmental Management**, v. 147, p. 87–94, 2015a. DOI: 10.1016/j.jenvman.2014.09.013. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2014.09.013>.

BOROWSKI, S. "Temperature-phased anaerobic digestion of the hydromechanically separated organic fraction of municipal solid waste with sewage sludge", **International Biodeterioration and Biodegradation**, v. 105, p. 106–113, 2015b. DOI: 10.1016/j.ibiod.2015.08.022. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.ibiod.2015.08.022>.

BRASIL. LEI Nº 12.305/2010. **Institui a Política Nacional de Resíduos Sólidos**. Presidência da República do Brasil, 2010.

BRASIL. Resolução CONAMA Nº 430, de 13 de maio de 2011. **Dispõe sobre as condições e padrões de lançamento de efluentes**. Brasil, 2011.

BRASIL. **Estado da Arte da Tecnologia de Metanização Seca**. Coletânea de publicações do PROBIOGÁS Série Aproveitamento Energético de Biogás de Resíduos Sólidos Urbanos, 1ª Edição. Ministério das Cidades. Brasília, DF, 2015.

BRASIL. LEI nº 14.134, de 8 de abril de 2021. **Dispõe sobre as atividades relativas ao transporte de gás natural**. Brasil, 2021.

BROWNE, J. D., ALLEN, E., MURPHY, J. D. "Improving hydrolysis of food waste in a leach bed reactor", **Waste Management**, v. 33, n. 11, p. 2470–2477, 2013. DOI: 10.1016/j.wasman.2013.06.025. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2013.06.025>.

CAMPUZANO, R., GONZÁLEZ-MARTÍNEZ, S. "Characteristics of the organic fraction of municipal solid waste and methane production: A review", **Waste Management**, v. 54, p. 3–12, 2016. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.05.016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2016.05.016>.

CAPSON-TOJO, G., ROUEZ, M., CREST, M., *et al.* "Kinetic study of dry anaerobic co-digestion of food waste and cardboard for methane production", **Waste Management**, v. 69, p. 470–479, 2017a. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.09.002. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2017.09.002>.

CAPSON-TOJO, G., TRABLY, E., ROUEZ, M., *et al.* "Dry anaerobic digestion of food waste and cardboard at different substrate loads, solid contents and co-digestion proportions", **Bioresource Technology**, v. 233, p. 166–175, 2017b. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.02.126. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2017.02.126>.

CARLSSON, M., HOLMSTRÖM, D., BOHN, I., *et al.* Impact of physical pre-treatment of source-sorted organic fraction of municipal solid waste on greenhouse-gas emissions and the economy in a Swedish anaerobic digestion system. **Waste Management** v. 38, p. 117-125, 2015. Disponível em <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2015.01.010>

CHATTERJEE, B., MAZUMDER, D. "Anaerobic Digestion for the Stabilization of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste: A Review", **Environ. Rev**, p. 1–111, 2016. .

CHANG, R., GUO, Q., PANDEY, P., *et al.* "Pretreatment by composting increased the utilization proportion of pig manure biogas digestate and improved the seedling substrate quality", **Waste Management**, v. 129, p. 47-53, 2021. DOI: 10.1016/j.wasman.2021.05.010. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2021.05.010>

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios**. Coleção Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v.5, 2ª ed. Universidade Federal de Minas Gerais. Brasil, 2019.

CHIU, S. L. H., LO, I. M. C. "Reviewing the anaerobic digestion and co-digestion process of food waste from the perspectives on biogas production performance and environmental impacts", **Environmental Science and Pollution Research**, v. 23, n. 24, p. 24435–24450, 2016. DOI: 10.1007/s11356-016-7159-2.

CHO, S. K., IM, W. T., KIM, D. H., *et al.* "Dry anaerobic digestion of food waste under mesophilic conditions: Performance and methanogenic community analysis", **Bioresource Technology**, v. 131, n. 2013, p. 210–217, 2013. DOI: 10.1016/j.biortech.2012.12.100. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2012.12.100>.

CLEAN. Informações sobre o analisador de biogás modelo GEM 5000, divulgadas no catálogo. Disponível em: <https://www.clean.com.br/Produto/Detalhe/169>. Acesso: 09/07/2023

CONDE, A. L. F. M., 2021, *Composição Física dos Resíduos Sólidos Urbanos Coletados em Diferentes Municípios do Estado do Rio de Janeiro*. Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Engenharia Ambiental, Escola Politécnica e Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, PEAUFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

COSTA, A. M., ALFAIA, R. G. S. M., CAMPOS, J. C. "Landfill Leachate Treatment in Brazil – An Overview", **Journal of Environmental Management**, v. 232, p. 110 – 116, 2019. DOI: 10.1016/j.jenvman.2018.11.006. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2018.11.006>

CRISTINA, G., CAMELINA, E., OTTONE, C., *et al.* "Recovery of humic acids from anaerobic sewage sludge: Extraction, characterization and encapsulation in alginate beads", **International Journal of Biological Macromolecules**, v. 164, p. 277–285, 2020. DOI: 10.1016/j.ijbiomac.2020.07.097.

CRUZ, R. F., GERUDE NETO, O. J. A., FREITAS, S. J. N. *et al.* "A aplicabilidade do chorume oriundo do processo de compostagem biofertilizante orgânico para agricultura sustentável", **Nature and Conservation**, v.12, n.3, p.37-48, 2019. DOI: 10.6008/CBPC2318-2881.2019.003.0005. Disponível em: <http://doi.org/10.6008/CBPC2318-2881.2019.003.0005>

DAI, X., DUAN, N., DONG, B., *et al.* "High-solids anaerobic co-digestion of sewage sludge and food waste in comparison with mono digestions: Stability and performance", **Waste Management**, v. 33, n. 2, p. 308–316, 2013. DOI: 10.1016/j.wasman.2012.10.018. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2012.10.018>.

DANG, Y., SUN, D., WOODARD, T. L., *et al.* "Stimulation of the anaerobic digestion of the dry organic fraction of municipal solid waste (OFMSW) with carbon-based conductive materials", **Bioresource Technology**, v. 238, p. 30–38, 2017. DOI:

10.1016/j.biortech.2017.04.021. Disponível em:
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2017.04.021>.

DASTYAR, W., AZIZI, S. M. M., DHADWAL, M., *et al.* "High-solids anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste: Effects of feedstock to inoculum ratio and percolate recirculation time", **Bioresource Technology**, v. 337, p. 125335, 2021. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125335. Disponível em:
<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125335>

DEGUEURCE, A., TRÉMIER, A., PEU, P. "Dynamic effect of leachate recirculation on batch mode solid state anaerobic digestion: Influence of recirculated volume, leachate to substrate ratio and recirculation periodicity", **Bioresource Technology**, v. 216, p. 553–561, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.05.113. Disponível em:
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2016.05.113>.

DHAR, H., KUMAR, P., KUMAR, S., *et al.* "Effect of organic loading rate during anaerobic digestion of municipal solid waste", **Bioresource Technology**, v. 217, p. 56–61, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2015.12.004. Disponível em:
<http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2015.12.004>.

DI MARIA, F., SORDI, A., MICALE, C. "Optimization of Solid State Anaerobic Digestion by inoculum recirculation: The case of an existing Mechanical Biological Treatment plant", **Applied Energy**, v. 97, p. 462–469, 2012. DOI: 10.1016/j.apenergy.2011.12.093. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2011.12.093>.

DI MARIA, F., SEGOLONI, E., PEZZOLLA, D. "Solid anaerobic digestion batch of bio-waste as pre-treatment for improving amendment quality: The effect of inoculum recirculation", **Waste Management**, v. 56, p. 106-112, 2016. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.05.024. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2016.05.024>

DI MARIA, F., BARRATTA, M., BIANCONI, F., *et al.* "Solid anaerobic digestion batch with liquid digestate recirculation and wet anaerobic digestion of organic waste: Comparison of system performances and identification of microbial guilds", **Waste Management**, v. 59, p.

172–180, 2017. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.10.039. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2016.10.039>.

DING, L., CHEN, Y., XU, Y., *et al.* "Improving treatment capacity and process stability via a two-stage anaerobic digestion of food waste combining solid-state acidogenesis and leachate methanogenesis/recirculation", **Journal of Cleaner Production**, v. 279, p. 123644, 2021. DOI: 10.1016/j.jclepro.2020.123644. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.123644>

DONG, L., ZHENHONG, Y., YONGMING, S. "Semi-dry mesophilic anaerobic digestion of water sorted organic fraction of municipal solid waste (WS-OFMSW)", **Bioresource Technology**, v. 101, n. 8, p. 2722–2728, 2010. DOI: 10.1016/j.biortech.2009.12.007. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2009.12.007>.

EEA. **Bio-waste in Europe — turning challenges into opportunities (Issue 04). Bio-waste in Europe — turning challenges into opportunities.** [S.l: s.n.], 2020. Disponível em: <https://www.eea.europa.eu/publications/bio-waste-in-europe>.

EFFENBERGER, J., JAHN, L., KUEHN, V. "Co-digestion of press liquids of source-sorted municipal organic waste in anaerobic sludge treatment of municipal wastewater treatment plants", **Water Science & Technology**, v. 73, n. 12, p. 3080 – 3086, 2016. DOI: 10.2166/wst.2016.143.

ELLACURIAGA, M., CASCALLANA, J. G., GONZÁLEZ, R., *et al.* "High-Solid Anaerobic Digestion: Reviewing Strategies for Increasing Reactor Performance", **Environments**, v. 8, n. 80, p. 1-23, 2021. DOI: 10.3390/environments8080080.

EL-MASHAD, H., M., LOON, W., K., P., ZEEMAN, G., *et al.* "Effect of Inoculum Addition Modes and Leachate Recirculation on Anaerobic Digestion of Solid Cattle Manure in an Accumulation System", **Biosystems Engineering**, v. 95 (2), p. 245–254, 2006. DOI: 10.1016/j.biosystemseng.2006.06.006. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biosystemseng.2006.06.006>

EZEMAGU, I. G., EJIMOFOR, M. I., MENKITI, M. C., *et al.* "Biofertilizer production via composting of digestate obtained from anaerobic digestion of post biocoagulation sludge blended with saw dust: Physiochemical characterization and kinetic study", **Environmental Challenges**, v. 5, p. 100288, 2021. DOI: 10.1016/j.envc.2021.100288. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.envc.2021.100288>

FAGBOHUNGBE, M. O., HERBERT, B. M. J., HURST, L., *et al.* "The challenges of anaerobic digestion and the role of biochar in optimizing anaerobic digestion", **Waste Management**, v. 61, p. 236–249, 2017. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.11.028. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2016.11.028>.

FAN, S., LI, A., HEIJNE, A., *et al.* "Heat potential, generation, recovery and utilization from composting: A review", **Elsevier Resources, Conservation and Recycling**, v. 175, p. 105850, 2021. DOI: 10.1016/j.resconrec.2021.105850. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2021.105850>

FAO - Food and Agriculture Organization. **Food Wastage Footprint – Impacts on Natural Resources**. Summary Report. Alemanha, 2013. Disponível em: www.fao.org/publications.

FDEZ-GÜELFO, L. A., ÁLVAREZ-GALLEGO, C., SALES, D., *et al.* "Dry-thermophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste: Methane production modeling", **Waste Management**, v. 32, p. 382–388, 2012. DOI: 10.1016/j.wasman.2011.11.002.

FDEZ.-GÜELFO, L. A., ÁLVAREZ-GALLEGO, C., SALES MÁRQUEZ, D., *et al.* "Bioresource Technology Dry-thermophilic anaerobic digestion of simulated organic fraction of Municipal Solid Waste : Process modeling", **Bioresource Technology**, v. 102, p. 606–611, 2011. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.07.124.

FERNÁNDEZ, J., PÉREZ, M., ROMERO, L. I. "Effect of substrate concentration on dry mesophilic anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste (OFMSW)", **Bioresource Technology**, v. 99, n. 14, p. 6075–6080, 2008. DOI: 10.1016/j.biortech.2007.12.048.

FERNÁNDEZ-RODRÍGUEZ, J., PÉREZ, M., ROMERO, L. I. "Dry thermophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid wastes: Solid retention time optimization", **Chemical Engineering Journal**, v. 251, p. 435–440, 2014. DOI: 10.1016/j.cej.2014.04.067.

FERNÁNDEZ-RODRÍGUEZ, J., PÉREZ, M., ROMERO, L. I. "Mesophilic anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: Optimisation of the semicontinuous process", **Chemical Engineering Journal**, v. 194, p. 10–15, 2012. DOI: 10.1016/j.cej.2012.04.018.

FERNÁNDEZ-RODRÍGUEZ, J., PÉREZ, M., ROMERO, L. I. "Semicontinuous Temperature-Phased Anaerobic Digestion (TPAD) of Organic Fraction of Municipal Solid Waste (OFMSW). Comparison with single-stage processes", **Chemical Engineering Journal**, v. 285, p. 409–416, 2016. DOI: 10.1016/j.cej.2015.10.027.

FERREIRA, B. O., 2019, *Estratégias Operacionais para o Incremento da Metanização em Estado Sólido de Resíduos Orgânicos Urbanos com Vistas ao Aproveitamento Energético do Biogás*. Tese apresentada ao Programa de Pós-graduação em Saneamento, Meio Ambiente e Recursos Hídricos da Universidade Federal de Minas Gerais, UFMG, Belo Horizonte, MG, Brasil.

FONGSATITKUL, P., ELEFSINIOTIS, P., WAREHAM, D. G. "Two-phase anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste: Estimation of methane production", **Waste Management and Research**, v. 30, n. 7, p. 720–726, 2012. DOI: 10.1177/0734242X11429987.

FORSTER-CARNEIRO, T., PÉREZ, M., ROMERO, L. I., *et al.* "Dry-thermophilic anaerobic digestion of organic fraction of the municipal solid waste: Focusing on the inoculum sources", **Bioresource Technology**, v. 98, n. 17, p. 3195–3203, 2007. DOI: 10.1016/j.biortech.2006.07.008.

FRANCA, L. S., BASSIN, J. P. "The role of dry anaerobic digestion in the treatment of the organic fraction of municipal solid waste: A systematic review", **Biomass and Bioenergy**, v. 143, n. June, 2020. DOI: 10.1016/j.biombioe.2020.105866.

FRICKE, K.; ZEINER, A; PFEIFFER, A.; PEREIRA, C.; AUCAR, B. **Sorting and waste analysis**. Teach4waste - International E-Learning Platform Waste and Resource Management. Alemanha, 2016.

GAUR, R. Z. e SUTHAR, S. "Anaerobic digestion of activated sludge, anaerobic granular sludge and cow dung with food waste for enhanced methane production", **Journal of Cleaner Production**, v. 164, p. 557–566, 2017. DOI: 10.1016/j.jclepro.2017.06.201.

GHANIMEH, S., EL FADEL, M., SAIKALY, P. "Mixing effect on thermophilic anaerobic digestion of source-sorted organic fraction of municipal solid waste", **Bioresource Technology**, v. 117, p. 63–71, 2012. DOI: 10.1016/j.biortech.2012.02.125. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2012.02.125>.

GIKAS, P., ZHU, B., BATISTATOS, N. I., *et al.* "Evaluation of the rotary drum reactor process as pretreatment technology of municipal solid waste for thermophilic anaerobic digestion and biogas production", **Journal of Environmental Management**, v. 216, n. May 2003, p. 96–104, 2018. DOI: 10.1016/j.jenvman.2017.07.050. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.07.050>.

GOMES, F.C.S.P., 2010, *Biometanização Seca de Resíduos Sólidos Urbanos: O Estado da Arte e uma Análise Crítica das Principais Tecnologias*. Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Sustentabilidade Socioeconômica e Ambiental, Universidade Federal de Ouro Preto, UFOP, Ouro Preto, MG, Brasil.

GOMES, F.C.S.P; AQUINO, S.F.; COLTURATO, L.F.D.B. Biometanização seca de resíduos sólidos urbanos: estado da arte e análise crítica das principais tecnologias. **Eng Sanit Ambient**, v.17, n.3, p. 295-304, 2012.

GOTTARDO, M., MICOLUCCI, F., BOLZONELLA, D., *et al.* "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.

GRANDO, R. L., ANTUNE, A. M. S., FONSECA, F. V., *et al.* "Technology overview of biogas production in anaerobic digestion plants: A European evaluation of research and

development”, **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 80, p. 44–53, 2017. DOI: 10.1016/j.rser.2017.05.079. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.079>.

GUERI, M.V.D., 2017, *Avaliação do Processo de Digestão Anaeróbia de Resíduos Alimentares em Reatores Batelada e Semi-Contínuo*. Dissertação de Mestrado apresentada à Universidade Estadual do Oeste do Paraná, PR, Brasil.

GURMESSA, B., COCCO, S., ASHWORTH, A. J., *et al.* “Post-digestate composting benefits and the role of enzyme activity to predict trace element immobilization and compost maturity”, **Bioresource Technology**, v. 338, p. 125550, 2021-a. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125550. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125550>

GURMESSA, B., MILANOVIC, V., PEDRETTI, E. F., *et al.* “Post-digestate composting shifts microbial composition and degrades antimicrobial resistance genes”, **Bioresource Technology**, v. 340, p. 125662, 2021-b. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125662. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125662>

GUNASEELAN, V. N. “Biochemical methane potential of fruits and vegetable solid waste feedstocks”, **Biomass and Bioenergy**, v. 26, p. 389 – 399, 2004. DOI: 10.1016/j.biombioe.2003.08.006

HE, R., SHEN, D. S., WANG, J. Q., *et al.* “Biological degradation of MSW in a methanogenic reactor using treated leachate recirculation”, **Process Biochemistry**, v. 40, n. 12, p. 3660–3666, 2005. DOI: 10.1016/j.procbio.2005.02.022.

HENZE, M.; LOOSDRECHT, M.C.M; EKAMA, G.A.; BRDJANOVIC, D. **Tratamiento biológico de aguas residuales - Principios, modelación y diseño**. IWA Publishing. Reino Unido, 2017.

HOLLIGER, C., ALVES, M., ANDRADE, D., *et al.* “Towards a standardization of biomethane potential tests”, **Water Science and Technology**, v. 74, n. 11, p. 2515–2522, 2016. DOI: 10.2166/wst.2016.336.

HOORNWEG, DANIEL; BHADA-TATA, P. **WHAT A WASTE - A Global Review of Solid Waste Management. WHAT A WASTE - A Global Review of Solid Waste Management.** Washington, DC, USA, [s.n.], 2012. Disponível em: www.worldbank.org/urban.

HUGANG, F., LIU, H., WEN, J., *et al.* "Underestimated humic acids release and influence on anaerobic digestion during sludge thermal hydrolysis", **Water Research**, v. 201, p. 117310, 2021. DOI: 10.1016/j.watres.2021.117310.

HUSSAIN, A., FILIATRAULT, M., GUIOT, S. R. "Acidogenic digestion of food waste in a thermophilic leach bed reactor: Effect of pH and leachate recirculation rate on hydrolysis and volatile fatty acid production", **Bioresource Technology**, v. 245, n. August, p. 1–9, 2017. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.08.130. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.08.130>.

INCE, O., ANDERSON, J. K., KASAPGIL, B. "Control of organic loading rate using the specific methanogenic activity test during start-up of an anaerobic digestion system", **Water Research**, v. 29, n. 1, p. 349-355, 1995.

INSTITUTO ADOLFO LUTZ. **Métodos físico-químicos para análise de alimentos.** Odair Zenebon, Neus Sadocco Pascuet e Paulo Tiglea -- São Paulo, 2008

JAIN, S., WOLF, I. T., *et al.* "A comprehensive review on operating parameters and different pretreatment methodologies for anaerobic digestion of municipal solid waste", **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 52, p. 142–154, 2015. DOI: 10.1016/j.rser.2015.07.091. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2015.07.091>.

JAMES, A., CHERNICHARO, C. A. L., CAMPOS, C. M. M. "The development of a new methodology for the assessment of specific methanogenic activity", **Water Research**, v. 24, n. 7, p. 813-825, 1990.

JENSEN, M. B., MOLLER, J., SCHEUTZ, C. "Assessment of a combined dry anaerobic digestion and post-composting treatment facility for source-separated organic household waste, using material and substance flow analysis and life cycle inventory", **Waste**

Management, v. 66, p. 23-35, 2017. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2017.03.029>.

JHA, P. e SCHMIDT, S. Reappraisal of chemical interference in anaerobic digestion processes. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, 2016.

JIMÉNEZ, J., GUARDIA-PUEBLA, Y., CISNEROS-ORTIZ, M. E., *et al.* "Optimization of the specific methanogenic activity during the anaerobic co-digestion of pig manure and rice straw, using industrial clay residues as inorganic additive", **Chemical Engineering Journal**, v. 259, p. 703–714, 2015. DOI: 10.1016/j.cej.2014.08.031.

JUNIOR, F. C. G. S., MENEZES, C. A., CAVALCANTE, W. A., *et al.* "Characterization of Fruits and Vegetables Waste Generated at a Central Horticultural Wholesaler: A Case Study for Energy Production Via Biogas", **Industrial Biotechnology**, v. 18, nº. 4, 2022. DOI: 10.1089/ind.2021.0032. Disponível em: <https://doi.org/10.1089/ind.2021.0032>.

KIM, D. H., OH, S. E. "Continuous high-solids anaerobic co-digestion of organic solid wastes under mesophilic conditions", **Waste Management**, v. 31, n. 9–10, p. 1943–1948, 2011. DOI: 10.1016/j.wasman.2011.05.007. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2011.05.007>.

KIM, M. S., KIM, D. H., YUN, Y. M. "Effect of operation temperature on anaerobic digestion of food waste: Performance and microbial analysis", **Fuel**, v. 209, n. August, p. 598–605, 2017. DOI: 10.1016/j.fuel.2017.08.033.

LE HYARIC, R., CHARDIN, C., BENBELKACEM, H., *et al.* "Influence of substrate concentration and moisture content on the specific methanogenic activity of dry mesophilic municipal solid waste digestate spiked with propionate", **Bioresource Technology**, v. 102, p. 822–827, 2011. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.08.124.

LEITE, V. D., LOPES, W. S., SOUSA, J. T., *et al.* "Tratamento anaeróbio de resíduos sólidos orgânicos com alta e baixa concentração de sólidos", **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 13, n. 2, p. 190–196, 2009. DOI: 10.1590/s1415-43662009000200013.

LE PERA, A., SELLARO, M., BENCIVENNI, E. "Composting food waste or digestate? Characteristics, statistical and life cycle assessment study based on an Italian composting plant", **Journal of Cleaner Production**, v. 350, p. 131552, 2022. DOI: 10.1016/j.jclepro.2022.131552. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2022.131552>

LI, C., MÖRTELMAIER, C., WINTER, J., *et al.* "Effect of moisture of municipal biowaste on start-up and efficiency of mesophilic and thermophilic dry anaerobic digestion", **Bioresource Technology**, v. 168, p. 23–32, 2014. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.02.118. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.02.118>.

LI, D., MANU, M. K., VARJANI, S., *et al.* "Mitigation of NH₃ and N₂O emissions during food waste digestate composting at C/N ratio 15 using zeolite amendment", **Bioresource Technology**, v. 359, p. 127465, 2022. DOI: 10.1016/j.biortech.2022.127465. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.127465>

LI, J., HAO, X., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., *et al.* "Effect of Humic Acids on Batch Anaerobic Digestion of Excess Sludge", **Water Research**, v. 155, p. 431-443, 2019-a. DOI: 10.1016/j.watres.2018.12.009.

LI, J., HAO, X., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., *et al.* "Adaptation of semi-continuous anaerobic sludge digestion to humic acids", **Water Research**, v. 161, p.329-334, 2019-b. DOI: 10.1016/j.watres.2019.06.016.

LI, J., HAO, X., VAN LOOSDRECHT, M. C. M., *et al.* "Relieving the inhibition of humic acid on anaerobic digestion of excess sludge by metal ions", **Water Research**, v. 188, n. 1, p. 116541, 2021. DOI: 10.1016/j.watres.2020.116541.

LI, W., LOH, K. C., ZHANG, J., *et al.* "Two-stage anaerobic digestion of food waste and horticultural waste in high-solid system", **Applied Energy**, v. 209, p. 400-408, 2018. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.05.042>.

LI, Y., JIN, Y., BORRION, A., *et al.* "Effects of organic composition on the anaerobic biodegradability of food waste", **Bioresource Technology**, v. 243, p. 836–845, 2017. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.07.028. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2017.07.028>.

LI, Y., PARK, S. Y., ZHU, J. "Solid-state anaerobic digestion for methane production from organic waste", **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 15, n. 1, p. 821–826, 2011. DOI: 10.1016/j.rser.2010.07.042. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.042>.

LI, Y., WANG, Y., YU, Z., *et al.* "Effect of inoculum and substrate/inoculum ratio on the performance and methanogenic archaeal community structure in solid state anaerobic co-digestion of tomato residues with dairy manure and corn stover", **Waste Management**, v. 81, p. 117–127, 2018. DOI: 10.1016/j.wasman.2018.09.042. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2018.09.042>

LILI, M., JANOS, T., JANOS, B. "Novel approach of the basis of FOS / TAC method", *International Symposia Risk Factors for Environment and Food Safety & Natural Resources and Sustainable Development & 50 Years of Agriculture Researche in Oradea*, Faculty of Environmental Protection, n. November, p. 803–807, 2011.

LIMA, L. S. M. S., ALMEIDA, R., QUINTAES, B. R., *et al.* "Análise de metodologias de quantificação de substâncias húmicas em lixiviados de aterros de resíduos sólidos" , **Ambiente & Água**, v. 12, n. 1, p. 87 - 98, 2016. DOI: 10.4136/ambi-agua.1972. Disponível em: <https://doi.org/10.4136/ambi-agua.1972>.

LIN, L., e LI, Y. "Sequential batch thermophilic solid-state anaerobic digestion of lignocellulosic biomass via recirculating digestate as inoculum – Part I: Reactor performance", **Bioresource Technology**, v. 236, p. 186-193, 2017. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.03.136. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.03.136>

LIU, C., LI, H., ZHANG, Y., *et al.* "Characterization of methanogenic activity during high-solids anaerobic digestion of sewage sludge", **Biochemical Engineering Journal**, v. 109,

p. 96–100, 2016. DOI: 10.1016/j.bej.2016.01.010.

LOZANO, C. J. S., MENDOZA, M. V., ARANGO, M. C., *et al.* “Microbiological characterization and specific methanogenic activity of anaerobe sludges used in urban solid waste treatment”, **Waste Management**, v. 29, p. 704–711, 2009. DOI: 10.1016/j.wasman.2008.06.021.

MACIEL, F. J. E JUCÁ, J. F. T. “Evaluation of landfill gas production and emissions in a MSW large-scale Experimental Cell in Brazil”. **Waste Management**, v. 31, p. 966-977, 2011.

MALESANI, R., PIVATO, A., BOCCHI, S., *et al.* “Compost Heat Recovery Systems: An alternative to produce renewable heat and promoting ecosystem services”, **Environmental Challenges**, v. 4, p. 100131, 2021. DOI: 10.1016/j.envc.2021.100131. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.envc.2021.100131>

MANU, M. K., LI, D., LIWEN, L., *et al.* “A review on nitrogen dynamics and mitigation strategies of food waste digestate composting”, **Bioresource Technology**, v. 334, p. 125032, 2021. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125032. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125032>

MAPA - Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento. Instrução Normativa nº 61, de 08 de julho de 2020. **Estabelece as regras sobre definições, exigências, especificações, garantias, tolerâncias, registro, embalagem e rotulagem dos fertilizantes orgânicos e dos biofertilizantes, destinados à agricultura.** 2020.

MARAGKAKI, A. E., VASILEIADIS, I., FOUNTOULAKIS, M., *et al.* "Improving biogas production from anaerobic co-digestion of sewage sludge with a thermal dried mixture of food waste, cheese whey and olive mill wastewater", **Waste Management**, v. 71, p. 644–651, 2018. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.08.016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2017.08.016>.

MARIANO, M. O. H. e JUCÁ, J. F. T. “Ensaio de campo para determinação de emissões de biogás em camadas de cobertura de aterros de resíduos sólidos”. **Engenharia Sanitária Ambiental**, v. 15, n. 3, p. 223-228, 2010.

MATHERI, A. N., SETHUNYA, V. L., BELAID, M., *et al.*, “Analysis of the biogas productivity from dry anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste”, **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 81, parte 2, p. 2328-2334, 2018. DOI: 10.1016/j.rser.2017.06.041. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.06.041>.

MATTIOLI, A., GATTI, G. B., MATTUZZI, G. P., *et al.* “Co-digestion of the organic fraction of municipal solid waste and sludge improves the energy balance of wastewater treatment plants: Rovereto case study”, **Renewable Energy**, v. 113, p. 980-988, 2017. DOI: 10.1016/j.renene.2017.06.079.

MENG, L., XIE, L., RIYA, S., *et al.* “Impact of turning waste on performance and energy balance in thermophilic solid-state anaerobic digestion of agricultural waste”, **Waste Management**, v. 87, p. 183–191, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2019.02.012>.

METHANUM. Dados obtidos pelo acompanhamento operacional do sistema DAES, durante janeiro e julho de 2019.

MICHELE, P., GIULIANA, D., CARLO, M., *et al.* "Optimization of solid state anaerobic digestion of the OFMSW by digestate recirculation: A new approach", **Waste Management**, v. 35, p. 111–118, 2015. DOI: 10.1016/j.wasman.2014.09.009. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2014.09.009>.

MOSCOVIZ, R., JIMENEZ, J. “Improving anaerobic digestion mass balance calculations through stoichiometry and usual substrate characterization”, **Bioresource Technology**, v. 337, p. 125402, 2021. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125402. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125402>

MOTTE, J., C., ESCUDIÉ, R., BERNET, N., *et al.* “Dynamic effect of total solid content, low substrate/inoculum ratio and particle size on solid-state anaerobic digestion”, **Bioresource Technology**, v. 144, p. 141–148, 2013. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.06.057. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.06.057>

NGUYEN, D. D., CHANG, S. W., CHA, J. H., *et al.* "Dry semi-continuous anaerobic digestion of food waste in the mesophilic and thermophilic modes: New aspects of sustainable management and energy recovery in South Korea", **Energy Conversion and Management**, v. 135, p. 445–452, 2017a. DOI: 10.1016/j.enconman.2016.12.030. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2016.12.030>.

NGUYEN, D. D., YEOP, J. S., CHOI, J., *et al.* "A new approach for concurrently improving performance of South Korean food waste valorization and renewable energy recovery via dry anaerobic digestion under mesophilic and thermophilic conditions", **Waste Management**, v. 66, p. 161–168, 2017b. DOI: 10.1016/j.wasman.2017.03.049. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2017.03.049>.

NGUYEN, D. D., CHANG, S. W., JEONG, S. Y., *et al.* "Dry thermophilic semi-continuous anaerobic digestion of food waste: Performance evaluation, modified Gompertz model analysis, and energy balance", **Energy Conversion and Management**, v. 128, p. 203–210, 2016. DOI: 10.1016/j.enconman.2016.09.066. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.enconman.2016.09.066>.

NI, Z., LIU, J., ZHANG, M. "Short-term pre-aeration applied to the dry anaerobic digestion of MSW, with a focus on the spectroscopic characteristics of dissolved organic matter", **Chemical Engineering Journal**, v. 313, p. 1222–1232, 2017. DOI: 10.1016/j.cej.2016.11.020. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2016.11.020>.

NICHOLAS, M. J., QUESTED, T. E., REYNOLDS, C., *et al.* "Surely you don't eat parsnip skins? Categorising the edibility of food waste", **Resources, Conservation and Recycling**, v. 147, n. November 2018, p. 179–188, 2019. DOI: 10.1016/j.resconrec.2019.03.004. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2019.03.004>.

NIKULINA, N., USLO, S., LEMMER, A., *et al.* "Optimal conditions for high solid co-digestion of organic fraction of municipal solid wastes in a leach-bed reactor", **Bioresource Technology**, v. 331, p. 125023, 2021. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125023. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125023>

NUNES, P. R. S., BARROS, R. C., MACHADO, L. S., *et al.* “Influência de Fertilizante Orgânico (Chorume) na Produção de Mudas de Mostarda (*Brassica Juncea (L.) Coss.*)”, *II Encontro de Ciência e Tecnologia*, IFSUL Campus Bagé. 2015.

OC/SEEG - Sistema de Estimativa de Emissões de Gases de Efeito Estufa. **Análise da evolução das emissões de GEE no Brasil (1990-2016)**. Observatório do Clima, 21p, São Paulo, 2018.

O’CONNOR, S., EHIMEN, E., PILLAI, S. C., *et al.* “Biogas production from small-scale anaerobic digestion plants on European farms”, **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 139, p. 110580, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110580>.

ORNELAS-FERREIRA, B.; LOBATO, L. C. S.; COLTURATO, L. F. D. *et al.* "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: <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.08.049>.

OWAMAH, H., I., IKPESENI, S., C., ALFA, M., I., *et al.* “Influence of inoculum/substrate ratio on biogas yield and kinetics from the anaerobic co-digestion of food waste and maize husk” **Environmental Nanotechnology, Monitoring & Management**, v. 16, p. 100558, 2021. DOI: [10.1016/j.enmm.2021.100558](https://doi.org/10.1016/j.enmm.2021.100558). Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enmm.2021.100558>

PAPURELLO, D., SOUKOULIS, C., SCHUHFRIED, E. *et al.* “Monitoring of volatile compound emissions during dry anaerobic digestion of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste by Proton Transfer Reaction Time-of-Flight Mass Spectrometry”, **Bioresource Technology**, v. 126, p. 254–265, 2012. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2012.09.033>.

PETROBRAS. **Gás Liquefeito de Petróleo – Informações Técnicas**. Gerência de Relacionamento com Clientes da Petrobras, 2022

PEZZOLLA, D., DI MARIA, F., ZADRA, C., *et al.* "Optimization of solid-state anaerobic digestion through the percolate recirculation", **Biomass and Bioenergy**, v. 96, p. 112–118, 2017. DOI: 10.1016/j.biombioe.2016.11.012. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biombioe.2016.11.012>.

PRAMANIK, S. K., SUJA, F. B., ZAIN, S. M., *et al.* "The anaerobic digestion process of biogas production from food waste: Prospects and constraints", **Bioresource Technology Reports**, v. 8, n. July, p. 100310, 2019. DOI: 10.1016/j.biteb.2019.100310. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biteb.2019.100310>.

QIAN, M. Y., LI, R. H., LI, J., *et al.* "Industrial scale garage-type dry fermentation of municipal solid waste to biogas", **Bioresource Technology**, v. 217, p. 82–89, 2016. DOI: 10.1016/j.biortech.2016.02.076.

QIAN, M., ZHANG, Y., LI, R., *et al.* "Effects of Percolate Recirculation on Dry Anaerobic Co-digestion of Organic Fraction of Municipal Solid Waste and Corn Straw", **Energy & Fuels**, v. 31, n. 11, p. 12183–12191, 2017. DOI: 10.1021/acs.energyfuels.7b01869.

RAPOSO, F., DE LA RUBIA, M.A., FERNÁNDEZ-CEGRÍ, V., *et al.* "Anaerobic digestion of solid organic substrates in batch mode: An overview relating to methane yields and experimental procedures". **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 16, p. 861–877, 2011. Disponível em [doi:10.1016/j.rser.2011.09.008](https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.09.008)

REN, Y., Yu, M., Wu, C., *et al.* "A comprehensive review on food waste anaerobic digestion: Research updates and tendencies", **Bioresource Technology**, v. 247, p. 1069 – 1076, 2018. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.09.109. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2017.09.109>

RICO, C., MONTES, J. A., LOBO, A. "Dry batch anaerobic digestion of food waste in a box-type reactor system: Inoculum preparation and reactor performance", **Journal of Cleaner Production**, v. 251, p. 119751, 2020. DOI: 10.1016/j.jclepro.2019.119751. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.119751>.

RIO DE JANEIRO. Lei Municipal nº 3.273 de 06 de setembro de 2001. **Dispõe sobre a**

gestão do sistema de limpeza. Prefeitura do Rio de Janeiro, 2001.

RODRÍGUEZ-PIMENTEL, R. I., RODRÍGUEZ-PÉREZ, S., MONROY-HERMOSILLO, O., *et al.* "Effect of organic loading rate on the performance of two-stage anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste (OFMSW)", **Water Science & Technology**, v. 72, n. 3, p. 384-390, 2015. DOI: 10.2166/wst.2015.223,

ROSA, R., KAUFMANN, K. P., PEDROSO, L. D., *et al.* "Uso do Chorume Obtido através da Vermicompostagem como Biofertilizante na Produção de Lactuca Sativa", *Anais do Salão Internacional de Ensino, Pesquisa e Extensão*, v. 11, n. 2, 2020. Disponível em: <https://periodicos.unipampa.edu.br/index.php/SIEPE/article/view/103937>

SCRINZI, D., BONA, D., DENARO, A., *et al.* "Hydrochar and hydrochar co-compost from OFMSW digestate for soil application: 1. production and chemical characterization", **Journal of Environmental Management**, v. 309, p. 114688, 2022. DOI: 10.1016/j.jenvman.2022.114688. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2022.114688>

SELVAM, A., XU, S. Y., GU, X. Y., *et al.* "Food waste decomposition in leachbed reactor: Role of neutralizing solutions on the leachate quality", **Bioresource Technology**, v. 101, n. 6, p. 1707–1714, 2010. DOI: 10.1016/j.biortech.2009.10.008. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2009.10.008>.

SHEWANI, A., HORGUE, P., POMMIER, S., *et al.* "Assessment of percolation through a solid leach bed in dry batch anaerobic digestion processes", **Bioresource Technology**, v. 178, p. 209–216, 2015. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.10.017. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.10.017>.

SHI, J., XU, F., WANG, Z., *et al.* "Effects of microbial and non-microbial factors of liquid anaerobic digestion effluent as inoculum on solid-state anaerobic digestion of corn stover", **Bioresource Technology**, v. 157, p. 188–196, 2014. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.01.089. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.01.089>

SCHIEVANO, A., D'IMPORZANO, G., SALATI, S., *et al.* "On-field study of anaerobic digestion full-scale plants (Part I): An on-field methodology to determine mass, carbon and nutrients balance", **Bioresource Technology**, v. 102, p. 7737–7744, 2011. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.06.006. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.06.006>

SHU-GUANG, L. U., TSUYOSHI, I., MASAO, U., *et al.* "Start-up performances of dry anaerobic mesophilic and thermophilic digestions of organic solid wastes", **Journal of Environmental Sciences**, v. 19, p. 416–420, 2007.

SOARES, E. L. S. F., 2011, *Estudo da Caracterização Gravimétrica e Poder Calorífico dos Resíduos Sólidos Urbanos*. Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil da Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

SON, L. H. "Optimizing Municipal Solid Waste collection using Chaotic Particle Swarm Optimization in GIS based environments: A case study at Danang city, Vietnam", **Expert Systems with Applications**, v. 41, n. 18, p. 8062–8074, 2014. DOI: 10.1016/j.eswa.2014.07.020. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.eswa.2014.07.020>.

SONG, B., MANU, M. K., LI, D., *et al.* "Food waste digestate composting: Feedstock optimization with sawdust and mature compost", **Bioresource Technology**, v. 341, p. 125759, 2021. DOI: 10.1016/j.biortech.2021.125759. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125759>

SPOKAS, K., BOGNER, J., CHANTON, J.P., *et al.* "Methane mass balance at three landfill sites: What is the efficiency of capture by gas collection systems?" **Waste Management**, v. 26, p. 516-525, 2006.

SUKSONG, W., MAMIMIN, C., PRASERTSAN, P., *et al.* "Effect of inoculum types and microbial community on thermophilic and mesophilic solid-state anaerobic digestion of empty fruit bunches for biogas production", **Industrial Crops & Products**, v. 133, p. 193–202, 2019. DOI: 10.1016/j.indcrop.2019.03.005. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2019.03.005>.

TECPAR - Instituto de Tecnologia do Paraná. **Dossiê Técnico – Gás Natural Veicular (GNV)**. SBRT – Serviço Brasileiro de Respostas Técnicas. 2022

UNEP. **Global Waste Management Outlook**. . [S.l: s.n.], 2015.

VAVERKOVÁ, M. D., ADAMCOVÁ, D., WINKLER, J., *et al.* "Alternative method of composting on a reclaimed municipal waste landfill in accordance with the circular economy: Benefits and risks", **Science of The Total Environment**, v. 723, p. 137971, 2020. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2020.137971. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.137971>

VON SPERLING, M. e CHERNICHARO, C.A.L. **Biological Wastewater Treatment in Warm Climate Regions**. IWA Publishing, volume one. India, 2005.

VON SPERLING, M. **Princípios básicos do tratamento de esgotos**. Coleção Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v.2, 2ª ed. Universidade Federal de Minas Gerais. Brasil, 2018.

VON SPERLING, M., VERBYLA, M. E., OLIVEIRA, S. M. A. C. **Assessment of Treatment Plant Performance and Water Quality Data - A Guide for Students Researches and Practitioners**. IWA Publishing, volume one. Reino Unido, 2020.

WALTER, A., PROBST, M., HINTERBERGER, S., *et al.* "Biotic and abiotic dynamics of a high solid-state anaerobic digestion box-type container system", **Waste Management**, v. 49, p. 26–35, 2016. DOI: 10.1016/j.wasman.2016.01.039. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2016.01.039>.

WANG, N., HUANG, D., BAI, X., *et al.* "Mechanism of digestate-derived biochar on odorous gas emissions and humification in composting of digestate from food waste", **Journal of Hazardous Materials**, v. 434, p. 128878, 2022. DOI: 10.1016/j.jhazmat.2022.128878. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2022.128878>

WANG, N., BAI, X., HUANG, D., *et al.* "Insights into the influence of digestate-derived biochar upon the microbial community succession during the composting of digestate from food waste", **Chemosphere**, v. 316, p. 137786, 2023. DOI: 10.1016/j.chemosphere.2023.137786. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2023.137786>

WASTE ATLAS. **Informações de geração mundial de resíduos sólidos**. Disponível em < <http://www.atlas.d-waste.com/>>, Acesso em: 07 de julho 2023.

WHITE MARTINS. Informações no folder "**Gás Natural Comprimido (GNC) – A Alternativa Inteligente de Energia**". Disponível em: <https://www.praxair.com.br/-/media/corporate/praxair-brazil/documents/natural-gas/foldergnc.pdf?la=pt-br>. Acesso: 18/02/2023

WORLD BANK. **What a Waste - A Global Review of Solid Waste Management**. Urban Development Series Knowledge Papers. EUA, 2012.

WU, C., HUANG, Q., YU, M., *et al.* "Effects of digestate recirculation on a two-stage anaerobic digestion system, particularly focusing on metabolite correlation analysis", **Bioresource Technology**, v. 251, n. October 2017, p. 40–48, 2018. DOI: 10.1016/j.biortech.2017.12.020. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.12.020>.

XU, S. Y., KARTHIKEYAN, O. P., SELVAM, A., *et al.* "Effect of inoculum to substrate ratio on the hydrolysis and acidification of food waste in leach bed reactor", **Bioresource Technology**, v. 126, p. 425–430, 2012. DOI: 10.1016/j.biortech.2011.12.059. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2011.12.059>.

XU, S. Y., KARTHIKEYAN, O. P., SELVAM, A., *et al.* "Microbial community distribution and extracellular enzyme activities in leach bed reactor treating food waste: Effect of different leachate recirculation practices", **Bioresource Technology**, v. 168, p. 41–48, 2014a. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.05.009. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.05.009>.

XU, S. Y., KARTHIKEYAN, O. P., SELVAM, A., *et al.* "Microbial community distribution and extracellular enzyme activities in leach bed reactor treating food waste: Effect of different leachate recirculation practices", **Bioresource Technology**, v. 168, p. 41–48, 2014b. DOI: 10.1016/j.biortech.2014.05.009. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2014.05.009>.

YU, J., ZHAO, L., FENG, J., *et al.* "Sequencing batch dry anaerobic digestion of mixed feedstock regulating strategies for methane production: Multi-factor interactions among biotic and abiotic characteristics", **Bioresource Technology**, v. 284, p. 276–285, 2019. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.03.141>

ZAHEDI, S., SALES, D., ROMERO, L. I., *et al.* "Optimisation of single-phase dry-thermophilic anaerobic digestion under high organic loading rates of industrial municipal solid waste: Population dynamics", **Bioresource Technology**, v. 146, p. 109–117, 2013a. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.07.055. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.07.055>.

ZAHEDI, S., SALES, D., ROMERO, L. I., *et al.* "Optimisation of the two-phase dry-thermophilic anaerobic digestion process of sulphate-containing municipal solid waste: Population dynamics", **Bioresource Technology**, v. 148, p. 443–452, 2013b. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.09.002. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2013.09.002>.

ZAMANZADEH, M., HAGEN, L. H., SVENSSON, K., *et al.* "Anaerobic digestion of food waste - Effect of recirculation and temperature on performance and microbiology", **Water Research**, v. 96, p. 246–254, 2016. DOI: 10.1016/j.watres.2016.03.058. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.watres.2016.03.058>.

ZAMRI, M. F. M. A., HASMADY, S., AKHIAR, A., *et al.* "A comprehensive review on anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste", **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 137, p. 110637, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110637>.

ZHANG, C., SU, H., BAEYENS, J., *et al.* "Reviewing the anaerobic digestion of food waste

for biogas production", **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 38, p. 383–392, 2014. DOI: 10.1016/j.rser.2014.05.038. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.rser.2014.05.038>.

ZHANG, J., LI, Z., ZHOU, X., *et al.* "Long-term application of organic compost is the primary contributor to microplastic pollution of soils in a wheat–maize rotation", **Science of the Total Environment**, v. 866, p. 161123, 2023. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2022.161123. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2022.161123>

ZHANG, Y., BANKS, C. J. "Impact of different particle size distributions on anaerobic digestion of the organic fraction of municipal solid waste", **Waste Management**, v. 33, n. 2, p. 297–307, 2013. DOI: 10.1016/j.wasman.2012.09.024. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.wasman.2012.09.024>.

ZHANG, Y., BANKS, C. J., HEAVEN, S. "Co-digestion of source segregated domestic food waste to improve process stability", **Bioresource Technology**, v. 114, p. 168–178, 2012. DOI: 10.1016/j.biortech.2012.03.040. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2012.03.040>.

ZHOU, M., YANG, H., ZHENG, D., *et al.* "Methanogenic activity and microbial communities characteristics in dry and wet anaerobic digestion sludges from swine manure", **Biochemical Engineering Journal**, v. 152, p. 107390, 2019. DOI: 10.1016/j.bej.2019.107390.

ZHU, B., ZHANG, R., GIKAS, P., *et al.* "Biogas production from municipal solid wastes using an integrated rotary drum and anaerobic-phased solids digester system", **Bioresource Technology**, v. 101, n. 16, p. 6374–6380, 2010. DOI: 10.1016/j.biortech.2010.03.075. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.biortech.2010.03.075>.

ZUO, Z., WU, S., ZHANG, W., *et al.* "Effects of organic loading rate and effluent recirculation on the performance of two-stage anaerobic digestion of vegetable waste", **Bioresource Technology**, v. 146, p. 556–561, 2013. DOI: 10.1016/j.biortech.2013.07.128.

APÊNDICE I – PROCEDIMENTOS DE ANÁLISES DA FRAÇÃO SÓLIDA DA FORSU-GG E FORSU-RPO

I.1. Série de Sólidos e Teor de Umidade

A série de sólidos foi baseada na metodologia nº 2540 (APHA, 2005), para a análise do teor de ST, SV e SF, sendo adaptada para amostras sólidas. Já a determinação do teor de umidade se baseou no procedimento adotado pela EMBRAPA (2017).

I.1.1. Materiais e equipamentos

- Cadinhos de porcelana, de 50 mL;
- Estufa, com especificação que atenda a temperatura de 105°C (marca New Lab, modelo N1040);
- Mufla, com especificação que atenda a temperatura de 550°C (marca Novus, modelo N1030);
- Balança de alta precisão, com uma faixa de variação entre 10 mg e 220 g (marca Mettler Toledo);
- Dessecador com sílica, de 300 mm;
- Liquidificador industrial, com recipiente de 2 L e 800 W de potência (marca Evandro Shop).

I.1.2. Procedimento

Primeiramente foi feita a aferição das massas dos cadinhos de porcelana a serem utilizados, sendo previamente secos na mufla por um período de 1 h. Em seguida, as amostras dos resíduos foram dispostas nos cadinhos (cerca de 100 g), para que, então fosse aferida a massa do conjunto do cadinho com amostra. Essa amostra foi obtida a partir do processamento da FORSU-GG coletada com o auxílio de uma tesoura de cozinha, conforme descrito no Capítulo 5 desta tese.

Ressalta-se que essa análise foi realizada em sextuplicata para as amostras de FORSU-GG, devido à grande variabilidade na sua composição. Como a FORSU-RPO apresentou uma maior homogeneidade, a análise foi realizada em triplicata.

Após a aferição da massa do conjunto, as amostras foram levadas à estufa a 105°C por um período de 24 horas, para a determinação do teor de sólidos totais (ST) e do teor de umidade. Ao final desta etapa, as amostras se esfriaram no dessecador e pesadas.

Em função da sua alta concentração de compostos orgânicos voláteis, a massa das amostras precisou ser reduzida para a etapa de calcinação. Com isso, novos cadinhos foram utilizados, tendo sua massa previamente aferida, conforme o mesmo procedimento realizado no início. As amostras retiradas da estufa foram trituradas no liquidificador industrial e uma quantidade menor, de cerca de 2 g, foi transferida para os novos cadinhos. Para esta etapa, as amostras foram analisadas em triplicatas, já que elas se encontram mais homogêneas após a trituração.

Novamente foi aferida a massa do conjunto cadinho com amostra, antes de ser disposta na mufla, a uma temperatura de 550°C ao longo de 1 hora, para a determinação do teor de sólidos voláteis (SV) e fixos (SF). Ao retirar da mufla, as amostras frias foram pesadas.

I.1.3. Cálculos

O cálculo do teor ST e do teor de umidade está apresentado nas Equações (I.1) e (I.2), respectivamente.

$$ST = (m_3 - m_1) / ((m_2 - m_1) / f) \quad (I.1)$$

$$TU = ((m_2 - m_1) - (m_3 - m_1)) / (m_2 - m_1) \quad (I.2)$$

Sendo:

ST (g.kg⁻¹): teor de sólidos totais;

TU (% m/m): teor de umidade;

m_1 (g): massa do cadinho, após secagem na mufla;

m_2 (g): massa da amostra bruta no cadinho;

m_3 (g): massa da amostra no cadinho, após secagem na estufa;

f (adimensional): fator de conversão de unidades, sendo de 1.000.

Vale destacar que o teor de umidade pode ser calculado em função da base úmida, ao se comparar a massa de água com a massa de amostra bruta, ou em função da base seca,

quando se compara com a massa de amostra seca, obtida após a secagem na estufa. Porém, como foi citado por BORGATTO (2010), o cálculo pela base úmida é mais usual quando o objeto de estudo é o resíduo sólido.

Já os teores de SV e SF foram calculados segundo as Equações (I.3) e (I.4), respectivamente.

$$SV = (m_6 - m_7) / ((m_5 - m_4) / f * ST) \quad (I.3)$$

$$SF = (m_7 - m_4) / (m_5 - m_4) / f * ST \quad (I.4)$$

Sendo:

SV (g.kg^{-1}): teor de sólidos voláteis;

ST (g.kg^{-1}): teor de sólidos totais;

m_4 (g): massa do novo cadinho, após secagem na mufla por 1h;

m_5 (g): massa da amostra seca no novo cadinho;

m_6 (g): massa da amostra no novo cadinho, após secagem na estufa;

m_7 (g): massa da amostra no novo cadinho, após calcinação na mufla;

f (adimensional): fator de conversão de unidades, sendo de 1.000.

Foi também determinada a razão SV/ST, sendo consideradas as massas de SV e ST determinadas pelas Equações (I-3) e (I-4).

I.1.4. Referências

APHA, AWWA, & WEF. Procedimento nº 2540 D. Total Suspended Solids Dried at 103-105°C. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20ª edição. Washington D.C., EUA, 2005.

APHA, AWWA, & WEF. Procedimento nº 2540 E. Fixed and Volatile Solids Ignited at 550°C. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20ª edição. Washington D.C., EUA, 2005.

BORGATTO, A. V. A. **Estudo das Propriedades Geomecânicas de Resíduos Sólidos Urbanos Pré-Tratados**. Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-graduação

em Engenharia Civil, COPPE, da Universidade Federal do Rio de Janeiro. Rio de Janeiro, RJ, 2010.

EMBRAPA. **Manual de Métodos de Análise de Solo**. 3ª edição. Brasília, DF, 2017.

I.2. Carbono Orgânico (C_{org})

A análise de C_{org} seguiu a metodologia proposta pela EMBRAPA (2017) aplicada às análises de solos. O método consiste na oxidação dos compostos orgânicos presentes na amostra por meio da reação com uma solução de dicromato de potássio e ácido sulfúrico. Esse processo de digestão se dá em uma placa de aquecimento a 100 °C até que a mudança de coloração da cor verde para amarelo-castanha possa ser observada. A quantificação de todo o carbono digerido se dará por titulação com uma solução de sulfato ferroso amoniacal e com o indicador difenilamina.

I.2.1. Materiais e equipamentos

- Balões volumétricos de 100 e 1.000 mL;
- Béqueres de 300 e 1.000 mL;
- Provetas de 50 e 100 mL;
- Erlenmeyer de 250 mL, com boca esmerilhada;
- Espátulas e conta-gotas;
- Peneira de 80 mesh;
- Pipeta volumétrica de 1, 5 e 10 mL;
- Bureta graduada de 50 mL;
- Chapa de aquecimento, com regulagem de temperatura até 250°C (marca Fisatom);
- Balança de alta precisão, com uma faixa de variação entre 10 mg e 220 g (marca Mettler Toledo).

I.2.2. Reagentes e soluções

- Ácido ortofosfórico (H_3PO_4) concentrado, com no mínimo 85% de pureza;
- Solução de dicromato de potássio ($K_2Cr_2O_7$) 0,1333 mol.L⁻¹

- 39,22 g de $K_2Cr_2O_7$ (previamente seco em estufa a $105^\circ C$ por 1 hora) foram dissolvidos em 150 mL de água destilada, em um béquer de 300 mL. Ao mesmo tempo, foi preparada uma solução de 500 mL de ácido sulfúrico concentrado (96%) em 300 mL de água destilada, sendo feita em um béquer de 1.000 mL sob banho com gelo. Após as soluções se resfriarem, a solução de $K_2Cr_2O_7$ foi misturada à solução de ácido sulfúrico, sendo mantido o banho com gelo. Após a mistura, a solução foi avolumada até completar 1 L.

- Solução de sulfato ferroso amoniacal $[Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O]$ $0,204 \text{ mol.L}^{-1}$

- 80 g de $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ cristalizado (sal de mohr) foram dissolvidos em 500 mL de água destilada, contendo 10 mL de ácido sulfúrico concentrado (96%). Após a mistura, a solução foi avolumada até completar 1 L.

- Indicador ferroin $0,025 \text{ mol.L}^{-1}$

- 1,465 g de ortofenantrolina mono-hidratada e 0,985 g de $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ foram dissolvidos em água destilada. Após a mistura, a solução foi avolumada até completar 100 mL.

I.2.3. Procedimento

A massa da amostra de FORSU-GG foi separada para essa análise após a trituração da sua massa seca no liquidificador industrial, como foi indicado pelo procedimento anterior. A partir daí, ela foi peneirada, para que os tamanhos dos grãos fossem homogêneos para a realização desta análise.

Assim, primeiramente a amostra foi transferida para o erlenmeyer e sua massa foi pesada na balança considerando o ponto de tara com o Erlenmeyer vazio. Foram transferidos cerca de 0,1 g de amostra, sendo a análise realizada em duplicata.

Na capela, 10 mL da solução de $K_2Cr_2O_7$ foram adicionados na amostra, sendo o erlenmeyer colocado sob a placa de aquecimento, setada a $150^\circ C$. A amostra foi aquecida por cerca de 5 min ou até quando a amostra começasse a borbulhar, sendo observado o ponto de virada da cor laranja para o verde. A partir daí, sequencialmente foi adicionado 10 mL da mesma solução, com a repetição do mesmo procedimento, até que fosse observado um novo ponto de virada, só que agora da cor verde para o amarelo-castanho. A quantidade total de solução adicionada foi anotada ao final. Como o limite dessa análise é a adição de

no máximo 50 mL da solução, em caso de não ser observado o segundo ponto de virada de cor, a análise era repetida considerando uma menor massa da amostra.

Após resfriamento do erlenmeyer, uma quantidade de água destilada era adicionada de acordo com a quantidade de solução de $K_2Cr_2O_7$ adicionada, da seguinte forma indicada na Tabela I.1.

Tabela I.1. Quantidade de dicromato de potássio e água destilada adicionados.

| | Volume (mL) | | | |
|-------------------------|-------------|-----|-----|-----|
| Solução de $K_2Cr_2O_7$ | 20 | 30 | 40 | 50 |
| Água destilada | 80 | 120 | 160 | 200 |

Em seguida, 2 mL de ácido ortofosfórico foi adicionado ao erlenmeyer e mais 3 gotas do indicador ferroin.

Para a quantificação do carbono orgânico, a amostra passou pela última etapa de titulação, considerando a solução de sulfato ferroso amoniacal como titulante. O ponto de virada de cor partia do amarelo-castanho, passando pelo azul escuro e violeta, até chegar no cinza escuro, que é o ponto final. Notou-se que existe uma demora da saída da cor amarelo-castanho, mas a passagem pelo azul e violeta era bem rápida, até chegar na cor final.

Vale destacar que todo o procedimento foi realizado para uma amostra de branco, contendo apenas 10 mL da solução de $K_2Cr_2O_7$.

I.2.4. Cálculos

O cálculo da concentração de C_{org} se baseia na massa da amostra utilizada para análise, no volume da solução de $K_2Cr_2O_7$ e do volume da solução titulante necessária, conforme indicado na Equação (I.5).

$$C_{org} = (mili * K_2Cr_2O_7 * (lim - tit) * (lim/tit_{bra}) * f) / m \quad (I.5)$$

Sendo:

C_{org} ($g.kg^{-1}_{seca}$): concentração de carbono orgânico, com base na amostra seca;

$mili$ (u): miliequivalente da massa de carbono;

$K_2Cr_2O_7$ (mL): volume da solução de $K_2Cr_2O_7$ utilizado na análise;

lim (mL): volume máximo da solução de $K_2Cr_2O_7$ que pode ser adicionado na amostra, sendo de 40 mL;

tit (mL): volume da solução titulante de sulfato ferroso amoniacal utilizado na análise;

tit_{branca} (mL): volume da solução titulante de sulfato ferroso amoniacal utilizado na análise do branco;

f (adimensional): fator de transformação da unidade percentual para $g.kg^{-1}$, sendo de 10;

m (g): massa da amostra seca.

O fator miliequivalente foi calculado segundo Equação (1.6).

$$mili = (m_c/v_c)/f' \quad (1.6)$$

Sendo:

$mili$ (kg): miliequivalente da massa de carbono;

m_c (u): massa atômica do carbono, sendo de 12 u;

v_c (adimensional): valência do carbono, sendo de 4;

f' (adimensional): fator de conversão de unidades, sendo de 1.000.

I.2.5. Referências

EMBRAPA. **Manual de métodos de análise de solo**. Parte III, Capítulo 1. 3ª edição. Brasília, DF, 2017.

I.3. Nitrogênio Kjeldahl (NTK) e Proteínas

A análise para a determinação tanto de NTK quanto de proteínas das amostras sólidas de FORSU-GG considerou a metodologia aplicada à química de alimentos, estabelecida pelo INSTITUTO ADOLFO LUTZ (2005).

I.3.1. Materiais e equipamentos

- Tubos de kjeldahl;
- Espátula;
- Pinça;

- Béquer
- Erlenmeyer de 250 mL;
- Bureta graduada de 50 mL
- Pérolas de vidro;
- Bloco digestor, para nitrogênio (marca Nova Técnica);
- Destilador de nitrogênio (marca Nova Técnica).

I.3.2. Soluções e reagentes

- Ácido sulfúrico concentrado, p.a.;
- Solução de ácido bórico a 2% (p/v);
- Solução de hidróxido de sódio (NaOH) a 60% (p/v);
- Solução padrão de ácido clorídrico (HCl), de 0,04 N;
- Mistura catalisadora: 1/2 tablete de catalizador kjeldahl ou mistura preparada (1,5 g de K_2SO_4 com 0,0018 g de Se);
- Mistura de indicadores: soluções alcoólicas de vermelho de metila a 0,1% (p/v) e verde de bromocresol a 0,1% (p/v). Foi preparado em separado 10 mL da primeira e 25 mL da segunda, utilizando como base o etanol (p.a., 95% de pureza), sendo posteriormente misturadas.

I.3.3. Procedimento

O método consiste primeiramente na digestão da amostra com ácido sulfúrico e uma mistura catalisadora composta por sulfato de potássio e selênio, que também serve como um indicador do estágio de digestão (quando atinge a tonalidade incolor).

Para esta etapa, cerca de 0,2 g de amostra foram selecionadas e transferidas diretamente para o tubo de kjeldahl, com a ajuda de um bastão de vidro fino e comprido adaptado, com o cuidado de não deixar cair amostra nas paredes internas do tubo. Em seguida, foi adicionada a mistura catalisadora e 5 mL de ácido sulfúrico concentrado. O tubo foi, então, acoplado ao digestor, para ser iniciada a digestão, que ocorreu ao longo de 3 a 4 horas e a 370 °C, que foi quando se observou a virada da cor marrom escuro para branco-amarelado.

Após a digestão, a amostra passou por um processo de destilação com a adição de uma solução de hidróxido de sódio e com a captura de todo o nitrogênio convertido em íons

amônio por uma solução de ácido bórico. Para isso, após o resfriamento dos tubos, foi adicionado 10mL de água destilada à amostra, sendo agitado com vórtex. Em seguida, o tubo foi acoplado ao destilador de nitrogênio, em conjunto com o erlenmeyer de 250 mL contendo 60 mL da solução de ácido bórico colocado na saída do destilador. Por fim, no recipiente superior do destilador, foi inserido 17mL da solução de NaOH. O procedimento de destilação ocorreu até que o volume do erlenmeyer seja duplicado.

Por fim, a última etapa da análise contou com um processo de titulação, para quantificar o amônio absorvido na solução de ácido bórico, por meio da adição de HCl como solução titulante e o indicador misto composto por vermelho de metila e verde de bromocresol, adicionado ao erlenmeyer retirado do destilador. O volume de HCl consumido durante a titulação era anotado ao final. Considera-se que a quantidade de mols de nitrogênio contido na amostra destilada é a mesma quantidade de mols de HCl consumidos.

Ressalta-se que todo o procedimento foi realizado também para uma amostra de branco, contendo apenas os reagentes inseridos ao longo da análise. Para a FORSU-GG e FORSU-RPO, a análise foi feita em duplicata.

I.3.4. Cálculos

A concentração de NTK da FORSU-GG e FORSU-RPO foi calculada segundo a Equação (1.7).

$$NTK = (((v_{HCl}/f * c_{HCl}) * m_N)/(m * f')) \quad (1.7)$$

Sendo:

NTK ($\text{g.kg}^{-1}_{\text{seca}}$): concentração de NTK, com base na amostra seca;

v_{HCl} (mL): volume da solução de HCl consumido na titulação;

f (adimensional): fator de conversão de unidades, sendo de 1.000;

c_{HCl} (mol.L^{-1}): concentração da solução de HCl, sendo de 0,04 mol.L^{-1} ;

m_N (u): massa molar do nitrogênio, sendo de 14 u;

m (g): massa da amostra seca;

f' (adimensional): fator de conversão de unidades, sendo de 1.000.

Para o cálculo do teor de proteínas, foi considerado o fator multiplicador de 6,25, aplicado para outros grãos em geral, já que a FORSU é uma mistura de vários tipos de alimentos, não tendo uma composição única de um tipo em específico.

I.3.5. Referências

Instituto Adolfo Lutz. **Métodos Físico-Químicos para Análise de Alimentos**. 4ª edição, 2005.

I.4. Teor de lipídios

O teor de lipídios foi determinado seguindo o procedimento proposto também pelo INSTITUTO ADOLFO LUTZ (2005). O método se baseia no processo de extração de éteres, por meio do uso de um cartucho de celulose que é aplicado ao extrator Soxhlet com condensador e utilizando o éter de petróleo como solvente.

I.4.1. Materiais e equipamentos

- Balão de fundo chato e boca esmerilhada, de 250 mL;
- Cartucho de celulose para extração;
- Funil de vidro;
- Pinça;
- Vidraria de extrator Soxhlet, com condensador e acoplado a um Banho maria de 100 °C;
- Balança de alta precisão, com uma faixa de variação entre 10 mg e 220 g (marca Mettler Toledo).
- Dessecador com sílica, de 300 mm.

I.4.2. Soluções e reagentes

- Éter de petróleo, p.a.

I.4.3. Procedimento

Primeiramente o balão foi pesado na balança, tendo sido secado previamente na estufa a 105°C por 1 h. Em seguida, cerca de 2 g de amostra foram inseridas no cartucho de

extração, sendo aferida a massa desconsiderando a tara do cartucho. Após a pesagem, o cartucho foi tampado com um algodão com o auxílio da pinça. Ressalta-se que a análise foi realizada em duplicata.

Para a montagem da análise, o cartucho foi acoplado no extrator e na sua saída foi colocado o balão com cerca de 150 mL de éter de petróleo. A extração foi realizada por um período de 6 h, em uma temperatura de 100°C, que foi ajustada para o banho maria.

Ao final, os balões se esfriaram no dessecador para ser feita a sua pesagem.

I.4.4. Cálculos

O cálculo do teor de lipídios nas amostras de FORSU-GG foi feito segundo a Equação (1.8).

$$lip = (m_f - m_t)/(m * f') \quad (1.8)$$

Sendo:

lip (g.kg⁻¹_{seca}): teor de lipídios com base na amostra seca;

m_f (g): massa do balão com amostra, após a extração;

m_t (g): tara do balão;

m (g): massa da amostra seca;

f' (adimensional): fator de conversão de unidades, sendo de 1.000.

I.4.5. Referência

Instituto Adolfo Lutz. **Métodos Físico-Químicos para Análise de Alimentos**. 4ª edição, 2005.

I.5. Fósforo orgânico (P_{org})

A determinação de fósforo presente na amostra se baseia no método de nº 4500 C (APHA, 2005). Por meio de procedimento colorimétrico, esse método consiste na conversão do fósforo a ortofosfato utilizando uma a solução reagente composta por metavanadato de amônio, ácido clorídrico e molibdato de amônio. Vale ressaltar que esse é um método voltado para amostras líquidas de água ou efluentes. Para que ele seja aplicável a amostras

sólidas, como a FORSU-GG e os resíduos de FORSU-RPO, foi realizada primeiramente uma hidrólise ácida.

I.5.1. Materiais e equipamentos

- Balão volumétrico de 50 mL e 1 L;
- Béqueres de 300 e 500 mL;
- Micropipeta com ponteira de 1 e 5 mL;
- Tubos de digestão, de tamanho adaptado para o espectrofotômetro (marca Hach);
- Pérolas de vidro;
- Conta gotas;
- Peneira de plástico;
- Tubo Falcon de 50 mL;
- Membrana de fibra de vidro de 0,45 µm;
- Chapa de aquecimento, com regulagem de temperatura até 250°C (marca Fisatom);
- Balança de alta precisão, com uma faixa de variação entre 10 mg e 220 g (marca Mettler Toledo);
- Sistema de filtração com bomba a vácuo;
- Agitador tipo vórtex (marca Tecnal);
- Espectrofotômetro UV-Vis (marca Hach, modelo DR 3900).

I.5.2. Soluções e reagentes

- Água destilada
 - Solução de ácido forte
- 300 mL de H₂SO₄ concentrado foram diluídos em 600 mL de água destilada. Após resfriamento, 4 mL de HNO₃ foram adicionados e a solução foi avolumada para 1L.
- Solução de NaOH 6N
- 480 g foram diluídas em 1 L de água destilada, de forma lenta e gradual, utilizando um becker de plástico de 1 L imerso em um banho com gelo.
- Solução indicadora de fenolftaleína 1%
- 1 g de fenolftaleína foi diluída em 100 mL de álcool etílico de 95% de pureza.

- Solução de Metavanadato-Molibdato
 - 1,25g de metavanadato de amônio foram diluídos em 300 mL de água deionizada, utilizando um bloco de aquecimento, até atingir o ponto de ebulição. Após resfriamento da solução, foram adicionados 330 mL de ácido clorídrico, o que provocará um novo aumento de temperatura. Após novo resfriamento, 25 g de molibdato de amônio foram adicionados e diluídos. Por fim, a solução foi transferida para o balão volumétrico de 1 L e avolumada com água destilada.
- Solução Padrão de Fosfato de Potássio (50 mg.L⁻¹)
 - 0,2197 g de fosfato de potássio (KH₂PO₄), previamente seco em estufa a 120 °C por 2 horas, foram aferidos e diluídos em 500 mL de água destilada. Em seguida a solução foi transferida para o balão volumétrico de 1L e avolumar com água destilada.

I.5.3. Procedimento

A primeira etapa do procedimento consiste na hidrólise ácida da amostra sólida de resíduo. Para isso, cerca de 0,1 g de amostra foram aferidos em um becker de 300 mL, sendo anotada precisamente sua massa utilizada. Em seguida, 100 mL de água destilada foram adicionados ao becker, utilizando um bastão de vidro para mistura. Antes de efetuar a hidrólise, é necessário conferir o pH dessa solução, adicionando 1 gota de fenolftaleína. Caso a solução ficasse rosa, a solução de ácido forte era adicionada, em gotas, até que chegasse ao ponto de virada incolor. Caso a solução ficasse incolor, o procedimento seguia em frente.

A etapa seguinte, de hidrólise ácida, consistia na adição de 1 mL da solução de ácido forte utilizando a micropipeta. Em seguida, cerca de 5 pérolas de vidro foram adicionadas e o bécker foi, então, levado à placa de aquecimento, que estava ajustada a 100°C. A digestão foi conduzida por um período de 3 horas, sendo acionada água destilada de tempos em tempos, de forma a manter o volume da solução na faixa de 25 a 50 mL.

Após digestão e resfriamento, a solução de NaOH 6 N foi adicionada em gotas até que fosse notada o ponto de virada de incolor para a coloração rósea. A partir daí, a amostra era peneirada e transferida para o tubo Falcon de 50 mL, sendo anotado o volume final

obtido. Como a etapa seguinte do procedimento não era executada no mesmo dia, as amostras eram armazenadas em freezer a -18°C .

A nova etapa do procedimento consistia na determinação da concentração de fósforo total por meio do método colorimétrico. Para isso, a amostra era filtrada, primeiramente, por uma membrana de $0,45\ \mu\text{m}$, no sistema de filtração com bomba a vácuo. Em seguida, nos tubos de digestão utilizados para a leitura no espectrofotômetro, foram adicionados na ordem: 1 mL de amostra diluída, 4 mL de água destilada e 1 mL de solução de metavanadato-molibdato. Foi empregada a diluição de 5 vezes, sendo utilizada a alíquota de 0,2 mL de amostra e 0,8 mL de água destilada.

Em seguida, os tubos foram agitados no vórtex e foi aguardado um tempo de espera de 10 minutos. Por fim, os tubos foram transferidos para o espectrofotômetro para a leitura com o comprimento de onda de 420 nm.

Vale ressaltar que, por se tratar de um método colorimétrico, é necessário criar a curva de calibração, utilizando a solução padrão de fosfato de potássio, que foi diluída nas seguintes concentrações indicadas na Tabela I.2, utilizando balões volumétricos de 50 mL.

Tabela I.2. Diluições para a curva de calibração da análise de fósforo.

| Concentração (mgP.L^{-1}) | Volume Final (mL) | Alíquota da Solução padrão (mL) |
|--------------------------------------|-------------------|---------------------------------|
| 50 | 1000 | Sol. Padrão |
| 30 | 50 | 30 |
| 20 | 50 | 20 |
| 15 | 50 | 15 |
| 10 | 50 | 10 |
| 5 | 50 | 5 |
| 1 | 50 | 1 |

A análise foi realizada em triplicata e foi utilizada a água destilada como branco, tanto para a criação da curva de calibração, quanto para o procedimento de análise das amostras.

Por fim, a curva de calibração foi obtida por regressão linear considerando os valores de absorbância obtidos pela leitura no espectrofotômetro (eixo y) para cada concentração de

fósforo adotada na Tabela I.2 (eixo x), sendo adotado o R² maior que 0,99. A equação da reta será utilizada para a determinação da concentração de fósforo na amostra analisada.

I.5.4. Cálculos

A concentração de fósforo na amostra analisada é determinada a partir da equação da reta ($y = ax + b$) obtida pela curva de calibração, sendo o valor de “x” calculado a partir do valor de absorbância (y) obtido pelo método. A partir daí, a concentração era multiplicada pela diluição utilizada, sendo no caso 5. Como a análise foi realizada em triplicata, o resultado final (mg.L⁻¹) considerou a média dos valores obtidos.

Porém, como a análise realizada foi para a amostras sólidas, foi realizado o seguinte cálculo indicado pela Equação (I.9), para a determinação da concentração com relação à massa.

$$P_{org} = ((c * v)/1000)/M \quad (I.9)$$

Sendo:

P_{org} (mg.g⁻¹_{seca}): concentração de fósforo total, com base na amostra seca;

c (mg.L⁻¹): concentração de fósforo total, obtida pela curva de calibração;

v (mL): volume final obtido, após hidrólise ácida;

M (g): massa da amostra sólida, aferida antes da hidrólise ácida.

I.5.5. Referências

APHA, AWWA, & WEF. Procedimento nº 4500 C. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20ª edição. Washington D.C., EUA, 2005.

APÊNDICE II – PROCEDIMENTOS DE ANÁLISES DAS AMOSTRAS LÍQUIDAS

II.1. Alcalinidade Parcial, Intermediária e Total

A análise da alcalinidade do lixiviado produzido nos reatores de bancada, avaliado no Capítulo 8 desta tese, foi feita com base nos procedimentos descritos por RIPLEY *et al.* (1986), BUCHAUER (1998) e CHERNICHARO (2019). Essa análise tem como princípio o entendimento de que o tamponamento é a capacidade de uma solução evitar variações do pH.

Nos processos anaeróbios, os principais compostos que influenciam a variação de pH são o ácido carbônico e os ácidos voláteis. Para se determinar, separadamente, as parcelas da alcalinidade provenientes desses compostos, foi seguido um processo de titulação em dois estágios, empregando uma solução titulante de H₂SO₄ 0,1 N (ou 0,05 M) para o volume amostra de 50 mL:

- 1º estágio (pH de 5,75): foi feita a titulação da amostra até ser atingido o pH de 5,75, sendo anotado o volume da solução titulante utilizado;
- 2º estágio (pH de 4,3): dando continuidade à titulação, foi anotado o volume da solução titulante utilizado, a partir do 1º estágio, até ser atingido o pH de 4,3.

O 1º estágio da titulação fornece a alcalinidade parcial (AP), sendo obtida pelo cálculo indicado na Equação (II.1) descrita a seguir.

$$AP = (v_{tit} * M * MM) / v_{am} \quad (II.1)$$

Sendo:

AP (mg CaCO₃.L⁻¹): alcalinidade parcial da amostra;

v_{tit} (mL): volume da solução titulante utilizada, até atingir o pH de 5,75;

M (mol.L⁻¹): concentração da solução titulante, de 0,05 M;

MM (mg.mol⁻¹): massa molar de CaCO₃, de 100000 mg.mol⁻¹;

v_{am} (mL): volume de amostra utilizado para a titulação.

Já o 2º estágio da titulação permite obter a alcalinidade intermediária (AI) da amostra, podendo ser calculada segundo a Equação (II.2).

$$AI = (AT - AP)/(0,85 * 0,83) \quad (II.2)$$

Sendo:

AI (mg CH₃COOH.L⁻¹): alcalinidade intermediária da amostra;

AT (mg CaCO₃.L⁻¹): alcalinidade total da amostra;

AP (mg CaCO₃.L⁻¹): alcalinidade parcial da amostra;

0,85: fator de correção, que considera 85% de ionização dos ácidos, até o ponto final da titulação;

0,83: fator de conversão de ácido acético em alcalinidade.

Por sua vez, a alcalinidade total (AT), indicada na Equação (II.2) é obtida a partir da Equação (II.3).

$$AT = (v_{tit} * M * MM) / v_{am} \quad (II.3)$$

Sendo:

AT (mg CaCO₃.L⁻¹): alcalinidade total da amostra;

v_{tit} (mL): volume da solução titulante utilizada, até atingir o pH de 4,3 (soma dos volumes da solução titulante utilizada para o 1º e 2º estágios);

M (mol.L⁻¹): concentração da solução titulante, de 0,05 M;

MM (mg.mol⁻¹): massa molar de CaCO₃, de 100000 mg.mol⁻¹;

v_{am} (mL): volume de amostra utilizado para a titulação.

Por fim, foi calculada a relação AI/AP dividindo-se os valores obtidos para essas duas faixas de alcalinidade. É importante ressaltar que essa análise é limitada pelo pH da solução que se deseja caracterizar, não sendo possível quantificar a alcalinidade quando a solução se encontrou com pH inicial abaixo de 4,3, como é o caso da fração líquida da FORSU-GG e para alguns casos do lixiviado dos reatores de bancada.

II.2. Compostos orgânicos voláteis (FOS) e carbono inorgânico (TAC)

Para as amostras do lixiviado produzido nos reatores MESB ao longo da digestão, avaliado no Capítulo 6 desta tese, foi utilizado o equipamento de medição automática de FOS/TAC da marca Pronova, modelo FOS/TAC 2000, sendo registradas as concentrações de FOS, TAC e da relação FOS/TAC. Para esta análise, foi necessário o emprego da amostra diluída em 4 vezes, para um volume final de 60 mL.

Já para o lixiviado produzido nos reatores de bancada, a análise desses parâmetros foi feita de forma manual, com base nos procedimentos descritos por HACH COMPANY (2015). O princípio desse método é semelhante à quantificação da alcalinidade, descrito no item anterior, porém são empregadas faixas de pH diferentes para a titulação. Nesse caso, também foi empregada uma solução titulante de H₂SO₄ 0,1 N (ou 0,05 M) para o volume amostra de 5 mL, segundo os dois estágios:

- 1º estágio (pH de 5,0): nesse primeiro estágio da titulação é possível determinar a concentração de TAC, que está associada ao tamponamento pelo CaCO₃;
- 1º estágio (pH de 4,4): no segundo estágio, a titulação é prosseguida até atingir o pH de 4,4, sendo anotado o volume total de solução utilizada a partir do 1º estágio. Essa faixa de pH está associada à concentração de ácidos orgânicos voláteis, expressa em FOS.

Assim, o cálculo da concentração de TAC é dado pela Equação (II.4).

$$TAC = (v_{tit} * N * 50045) / v_{am} \quad (II.4)$$

Sendo:

TAC (mg CaCO₃.L⁻¹): concentração de carbono inorgânico da amostra;

v_{tit} (mL): volume da solução titulante utilizada, até atingir o pH de 5,0;

N (N): concentração normal da solução titulante, de 0,1 N;

50045: fator indicado pelo procedimento indicado por HACH COMPANY (2015);

v_{am} (mL): volume de amostra utilizado para a titulação.

E para a concentração de FOS, o cálculo é realizado segundo a Equação (II.5).

$$FOS = ((v_t - v_{tit}) * 4 * 1,66) - 0,15) * 500 \quad (II.5)$$

Sendo:

FOS (mg $CH_3COOH.L^{-1}$): concentração de ácidos orgânicos da amostra;

v_t (mL): volume total da solução titulante utilizada, até atingir o pH de 4,4 (soma dos volumes da solução titulante utilizada para o 1º e 2º estágios);

v_{tit} (mL): volume da solução titulante utilizada, até atingir o pH de 5,0;

4; 1,66; 0,15; 500: fatores indicados pelo procedimento indicado por HACH COMPANY (2015).

A partir daí, é possível calcular a relação FOS/TAC dada pela divisão entre os valores desses dois parâmetros.

II.3. Série de sólidos

A série de sólidos para as amostras líquidas (fração líquida da FORSU-GG e lixiviado da digestão) foi utilizado seguindo metodologia nº 2540 do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2017), para a análise do teor de ST, SV e SF. Foi empregado um volume de 25 ml para a disposição das amostras em cadinho de porcelana. Destaca-se que, para esta análise, considerou-se os sólidos totais presentes na amostra como sendo o somatório dos sólidos dissolvidos e dos sólidos em suspensão.

II.4. Demanda Química de Oxigênio (DQO)

Já para a determinação da DQO das amostras líquidas, foi utilizada a método colorimétrico de refluxo fechado de nº 5220 do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005). Por meio de uma amostra padrão de biftalato de potássio, foi desenvolvida uma curva de calibração para altas concentrações, a partir da leitura da absorbância no espectrofotômetro da Hach, modelo DR 3900, de forma a determinar o valor da demanda de oxigênio requerida para oxidar toda a massa de matéria orgânica disponível na amostra. A partir daí, a amostra diluída é adicionada a uma solução digestora contendo dicromato de potássio e uma solução catalítica de ácido sulfúrico, sendo agitada em vórtex da marca Tecnal, para então passar por um processo de digestão por 2 horas a 150°C, em um bloco de aquecimento da marca Lucadema. Para a análise da DQO da fração líquida

da FORSU-GG, foi necessária uma diluição de 200 vezes, e para o lixiviado da digestão, a diluição foi de 100 a 200 vezes.

II.5. Nitrogênio amoniacal (N-NH₄⁺)

Considerando o parâmetro nitrogênio amoniacal, que indica a concentração dos compostos com base de nitrogênio amoniacal (NH₄⁺) que podem estar presentes na amostra sob a forma de amônia livre (NH₃) ou íon amônio (NH₄⁺), dependendo do pH da amostra, foi utilizado o método de Nessler nº 4500 do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA, 2005). A determinação da sua concentração também é feita a partir da leitura da absorbância, utilizando-se o mesmo equipamento da análise de DQO, sendo necessária apenas a adição de uma solução contendo iodeto de mercúrio II e iodeto de potássio e posterior agitação do vórtex. Foi necessária a diluição da amostra em 1.000 vezes para a aferição da concentração nas amostras líquidas analisadas, sendo necessário, primeiramente, que as amostras fossem filtradas por uma membrana de 0,45 µm, no sistema de filtração com bomba a vácuo.

Vale ressaltar que para a fração líquida da FORSU-GG houve a necessidade de submeter a amostra a uma centrífuga (volume de 15 mL), por cerca de 5 minutos, para que houvesse uma primeira segregação dos sólidos suspensos. Só a partir daí que a amostra era levada ao sistema de filtração por membrana.

II.6. Carbono orgânico dissolvido (COD)

Por fim, para a medição de COD, foi utilizado o equipamento TOC-L da fabricante Shimadzu. Com a filtração prévia em membrana de 0,45 µm, no sistema de filtração com bomba a vácuo, e diluição de 100 vezes, a amostra foi inserida no equipamento para que, após aproximadamente 30 minutos, o resultado seja retornado em função da concentração de carbono orgânico total, carbono inorgânico e o carbono total, dado pelo somatório dos dois.

II.7. Referências

APHA, AWWA, & WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20ª edição. Washington D.C., EUA, 2005.

BUCHAUER, K. A comparison of two simple titration procedures to determine volatile fatty acids in influents to waste-water and sludge treatment processes. **Water AS**, v. 24, n. 1, 1998. ISSN 0378-4738.

CHERNICHARO, C. A. L. **Reatores Anaeróbios**. Coleção Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias, v.5, 2ª ed. Universidade Federal de Minas Gerais. Brasil, 2019.

HACH COMPANY. Determination of FOS/TAC Value in Biogas Reactors (DOC316.52.93087). Based on the Nordmann method, v. 4, ed. 2, 2015. Disponível em: https://www.google.com/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=&cad=rja&uact=8&ved=2ahUKEwias6Dj_fmAAxVGjZUCHfOZDfUQFnoECA4QAQ&url=https%3A%2F%2Fwww.hach.com%2Fasset-get.download.jsa%3Fid%3D29641556309&usg=AOvVaw26svyFbzhQqzxtzHjzLdR-&opi=89978449. Acesso em: 18/11/2020.

RIPLEY, L. E., BOYLE, W. C. e CONVERSE, J. C. Improved alkalimetric monitoring for anaerobic digestion of high-strength wastes. **Water Pollution Control Federation Journal**, v. 58, n. 5, pp. 406-411, 1986. Disponível em: <http://www.jstor.org/stable/25042933>. Acesso em: 18/11/2020.

APÊNDICE III – PROCEDIMENTO PARA ATIVIDADE METANOGÊNICA ESPECÍFICA (AME)

A avaliação da AME do lodo da UPI foi realizada com o objetivo de investigar sua máxima produção de metano. Esse ensaio é conduzido por um processo de incubação desse lodo em um frasco, com controle das condições de temperatura e agitação, a partir da mistura do lodo com substrato sintético em excesso. Podem ser vários os tipos de substrato adotados, como sais de acetato ou ácido acético, ou uma mistura de ácidos orgânicos voláteis (acetato, propionato e butirato). Substratos mais complexos como a glicose e a sacarose podem ser empregados também como forma de avaliar o comportamento de todo o consórcio microbiano, e não só dos microrganismos metanogênicos acetoclásticos e hidrogenotróficos. Além do substrato, é importante comentar que o comportamento do lodo deve ser avaliado sob condições de excesso de nutrientes também, sendo orientada uma mistura de macro e micronutrientes (AQUINO *et al.*, 2007).

Para o ensaio realizado para esta tese, o lodo da UPI foi o objeto de investigação, sendo adotado uma mistura de ácidos orgânicos (acético, propiônico e butírico) como substrato, na proporção de 100:100:100 g.L⁻¹. Para cada ácido, foi preparada uma solução de 28 g.L⁻¹, sendo calculada a DQO de cada solução, de acordo com a Equação (III.1).

$$DQO_{teórica} = (m_{O_2} * C_{solução}) / MM_{ácido\ orgânico} \quad (III.1)$$

Sendo:

$DQO_{teórica}$ (g.L⁻¹): DQO teórica de cada ácido orgânico;

m_{O_2} (g): massa de O₂ obtida pela relação estequiométrica da reação de oxidação do ácido orgânico;

$C_{solução}$ (g.L⁻¹): concentração da solução estoque de ácido orgânico preparada;

$MM_{ácido\ orgânico}$ (g.mol⁻¹): massa molar do ácido orgânico.

A partir do cálculo da Equação (III.1), os valores obtidos para a DQO teórica de cada ácido estão indicados na Tabela III.1.

Tabela III.1. Composição da solução estoque de ácidos orgânicos.

| Tipo de ácido orgânico | Concentração de ácido na solução estoque (g.L ⁻¹) | DQO _{teórica} (g.L ⁻¹) |
|------------------------|--|---|
| Acético | 28 | 29,87 |
| Propiônico | 28 | 42,38 |
| Butírico | 28 | 50,91 |

Fonte: Baseado em CHERNICHARO (2019)

Tendo como base o cálculo da DQO teórica, o volume da alíquota de cada solução de ácido, coletado para a composição do substrato, foi calculado com base na Equação (III.2), considerando a DQO de 3.078,9 mg.L⁻¹ estipulada para esse ensaio. O indicado por CHERNICHARO (2019) é de que essa concentração esteja na faixa de 2.000 a 4.000 mg.L⁻¹.

$$v_{substrato_{aliquota}} = (C_{ensaio_{DQO}} * V_{ensaio}) / DQO_{total_{teórica}} \quad (III.2)$$

Sendo:

$v_{substrato_{aliquota}}$ (mL): volume de alíquota de cada solução estoque de ácido orgânico, que será coletado para a composição do substrato;

$C_{ensaio_{DQO}}$ (mg.L⁻¹): DQO estipulada para o ensaio AME;

V_{ensaio} (mL): volume útil do frasco que será utilizado para o ensaio AME;

$DQO_{total_{teórica}}$ (mg.L⁻¹): DQO teórica total da solução de mistura de ácidos orgânicos, obtida pela soma da DQO teórica de cada solução individual de ácido (Tabela III.1).

Por outro lado, para a definição do volume de alíquota do lodo a ser inserida no frasco do ensaio, foi considerado o cálculo indicado pela Equação (III.3). Foi definida uma relação de 1:1,12 de $C_{ensaio_{DQO}}$ para $C_{ensaio_{STV}}$. A indicação de CHERNICHARO (2019) é de que a concentração de STV do ensaio esteja na faixa de 2.000 a 5.000 mg.L⁻¹.

$$v_{lodo_{aliquota}} = (C_{ensaio_{STV}} * V_{ensaio}) / C_{lodo_{STV}} \quad (III.3)$$

Sendo:

$v_{lodo_{aliquota}}$ (mL): volume de alíquota de lodo inserido no frasco do ensaio AME;

$C_{ensaio_{STV}}$ (mg.L⁻¹): concentração de STV estipulada para o ensaio AME;

V_{ensaio} (mL): volume útil do frasco que será utilizado para o ensaio AME;

$C_{lodo_{STV}}$ (mg.L⁻¹): concentração de STV do lodo.

Por fim, o ensaio considerou ainda a adição de uma solução de macronutrientes e outra de micronutrientes, indicada na Tabela III.2. À solução de macronutrientes foi adicionado 1 mL.L⁻¹ de indicador de potencial redox para avaliar o seu pH e à solução de micronutrientes foi adicionado 1 mL.L⁻¹ de HCl concentrado, para evitar a formação e precipitados, conforme indicação de CHERNICHARO (2019). Assim, essa solução também garantirá o tamponamento da mistura.

Tabela III.2. Solução de macro e micronutrientes.

| Solução | Nutriente | Concentração (mg.L ⁻¹) |
|-----------------|--|------------------------------------|
| Macronutrientes | NaHCO ₃ | 1.000 |
| | KH ₂ PO ₄ | 650 |
| | K ₂ HPO ₄ | 150 |
| | NH ₄ Cl | 500 |
| | MgCl ₂ | 100 |
| | CaCl ₂ .2H ₂ O | 100 |
| | Na ₂ S.7H ₂ O | 50 |
| | Extrato de levedura | 50 |
| Micronutrientes | FeCl ₃ .6H ₂ O | 2,0 |
| | ZnCl ₂ | 0,05 |
| | CuCl ₂ .2H ₂ O | 0,03 |
| | MnCl ₂ .4H ₂ O | 0,5 |
| | (NH ₄) ₆ Mo ₇ O ₂₄ .4H ₂ O | 0,05 |
| | AlCl ₃ .6H ₂ O | 0,05 |
| | CoCl ₂ .6H ₂ O | 2,0 |
| | NiCl ₂ .6H ₂ O | 0,05 |
| | H ₃ BO ₃ | 0,01 |

Fonte: CHERNICHARO (2019)

A montagem do ensaio se deu a partir da separação dos volumes das alíquotas de cada material utilizado. Para determinar o volume da solução de nutrientes (macro e micro), foi considerada a diferença entre o volume útil do frasco, definido como 400 mL e a soma dos volumes do lodo e do substrato. Tendo definido esse volume, o volume da solução de

micronutrientes será 1 mL para cada litro da solução de macronutrientes, perfazendo uma solução única que deverá ser adicionada aos frascos. Ressalta-se, também, que o ensaio foi conduzido no equipamento AMPTS II, sendo realizado em triplicata, a uma temperatura de 35°C e uma agitação intermitente a cada 1 min (1 min com agitador ligado e 1 min com agitador desligado). A velocidade de agitação foi de 30%.

Dessa forma, o ensaio AME foi montado considerando os parâmetros indicados na Tabela III.3.

Tabela III.3. Parâmetros do ensaio AME.

| C ensaio _{DQO} : C ensaio _{STV} | C ensaio _{DQO} (mg.L ⁻¹) | C ensaio _{STV} (mg.L ⁻¹) | C lodo _{STV} (mg.L ⁻¹) | V _{aliquota} lodo (mL) | V _{aliquota} substrato (mL) | V _{aliquota} solução (mL) | V _{ensaio} (mL) |
|--|--|--|--|---------------------------------------|--|--|-----------------------------|
| 1:1,12 | 3.078,85 | 3.460,44 | 69.208,89 | 20 | 10 | 370 | 400 |

Por fim, o cálculo da AME será dado a partir da Equação (III.4), com base em AQUINO *et al.* (2007).

$$AME = DQO_{CH_4} / massa_{lodo} \quad (III.4)$$

Sendo:

AME (g DQO.g⁻¹ STV.d⁻¹): atividade metanogênica específica;

DQO_{CH_4} (g.d⁻¹): taxa máxima de produção de CH₄ pela DQO, representada em massa consumida;

$massa_{lodo}$ (g STV): biomassa do lodo que foi inserida no frasco do ensaio, sendo considerado a concentração de STV do lodo e o volume de lodo adicionado (Tabela III.3).

Para calcular a taxa máxima de produção de CH₄, utiliza-se o cálculo indicado pela Equação (III.5).

$$DQO_{CH_4} = taxa\ máxima\ CH_4 / \left(\frac{V_{CH_4}}{DQO_{CH_4}} \right) \quad (III.5)$$

Sendo:

taxa máxima CH₄ (NmL.d⁻¹): taxa máxima de produção de metano, reportada pelo equipamento;

V_{CH₄} (mL): volume de 1 mol de CH₄, nas condições do ensaio (35°C);

DQO_{CH₄} (g): massa de O₂ obtida pela relação estequiométrica da reação de oxidação do CH₄.

A *DQO_{CH₄}* é de 64 g e o *V_{CH₄}* foi obtido pela relação indicada pela Equação (III.6).

$$\left(\frac{P * V}{T}\right)_{CNTP} = \left(\frac{P * V_{CH_4}}{T}\right)_{AME} \quad (III.6)$$

Sendo:

P_{CNTP} (atm): pressão de qualquer gás nas condições CNTP, sendo considerado 1 atm;

V_{CNTP} (L): volume de qualquer gás nas condições CNTP, sendo considerado 22,7 L;

T_{CNTP} (K): temperatura de qualquer nas condições CNTP, sendo considerado 273 K;

P_{AME} (atm): pressão de CH₄ nas condições do ensaio AME;

V_{CH₄} (L): volume de CH₄ nas condições do ensaio AME;

T_{AME} (K): temperatura de CH₄ nas condições do ensaio AME.

Porém, é possível que em alguns equipamentos em que se realiza o ensaio AME, como o AMPTS II, não seja necessário o cálculo pela Equação (III.6), já que a taxa máxima CH₄ reportada já está normalizada. Nesse caso, basta empregar o cálculo indicado pelas Equações (III.4) e (III.5).

APÊNDICE IV – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 5

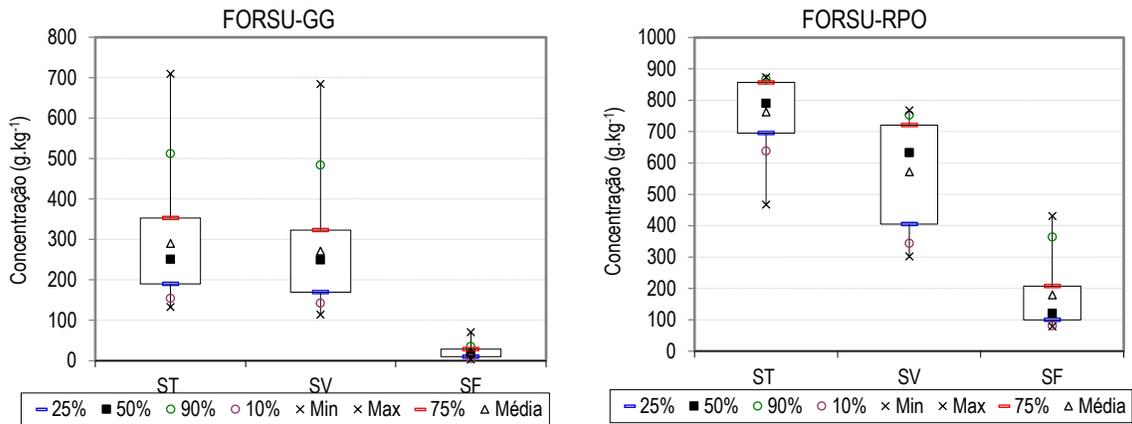


Figura IV.1. Box plot das concentrações de ST, SV e SF para FORSU-GG e FORSU-RPO.

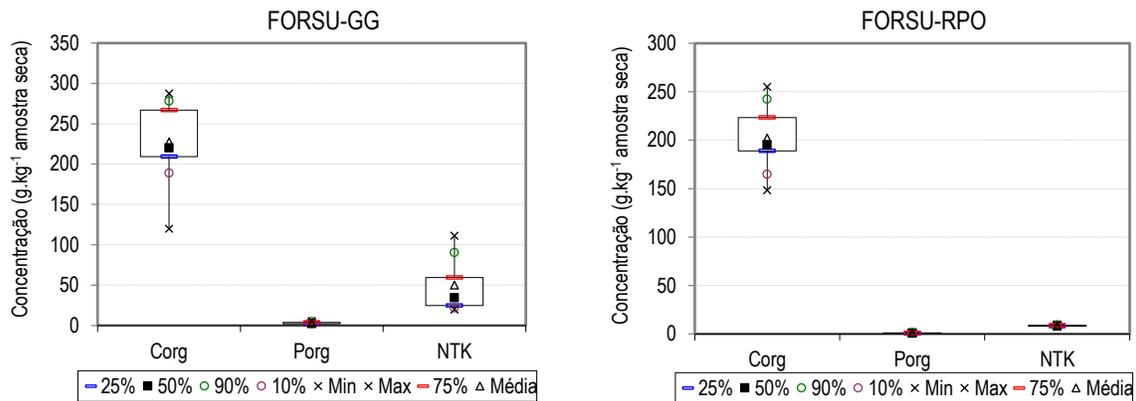


Figura IV.2. Box plot das concentrações de C_{org}, P_{org} e NTK das amostras de FORSU-GG e FORSU-RPO.

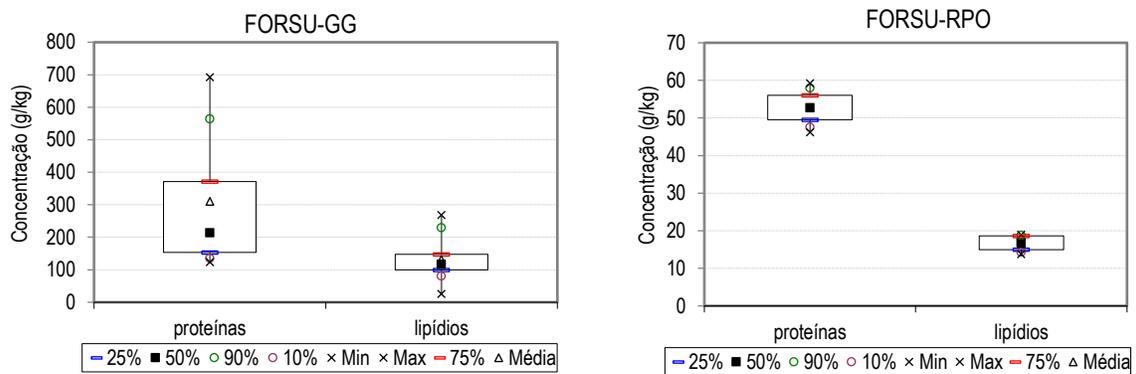


Figura IV.3. Box plot da concentração de proteínas e lipídios das amostras de FORSU-GG e FORSU-RPO.

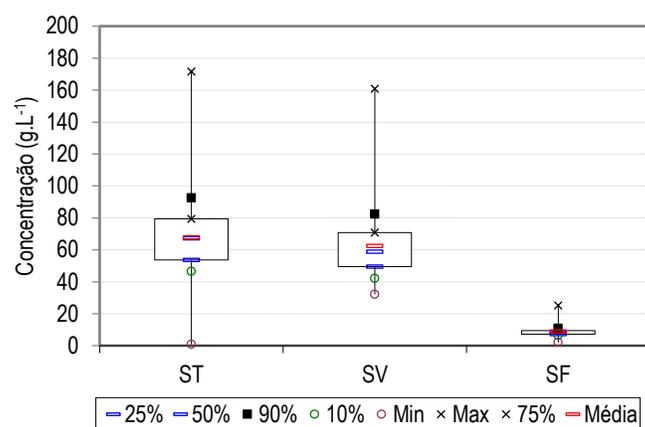


Figura IV.4. Concentrações de ST, SV e SF para a fração líquida da FORSU-GG.

Tabela IV.1. Razões entre parâmetros ST, SV, DQO e COD da fração líquida da FORSU-GG.

| Razões | Valores Médios |
|---------|----------------|
| SV/ST | 0,87 |
| DQO/SV | 2,04 |
| COD/DQO | 0,26 |
| COD/SV | 0,52 |

APÊNDICE V – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 6

Tabela V.1. Dados extraídos dos principais trabalhos reunidos na revisão bibliográfica.

| Tipo de reator | Tempo de retenção (d) | Produtividade ($m^3 \cdot m^{-3} \cdot \text{reator} \cdot d^{-1}$) | Rendimento de biogás ($m^3_{\text{biogás}} \cdot t^{-1}_{\text{substrato}}$) | Rendimento de metano ($m^3_{\text{CH}_4} \cdot t^{-1}_{\text{SV}}$) | Máximo % CH_4 | Carga orgânica removida (%SV) | Referência |
|----------------------------------|-----------------------|---|--|---|------------------------|-------------------------------|---|
| Garagem | 28 - 42 | - | 50,7 | 29 (por t substrato) | - | - | JENSEN <i>et al.</i> , 2017 |
| Garagem | 180 | Biogás: 0,72 – 2,22 | - | 270 | 56,1 – 55,8 | - | QIAN <i>et al.</i> , 2016 |
| LBR | - | - | - | - | - | 28 - 72 | HUSSAIN <i>et al.</i> , 2017 |
| LBR | 40 | - | - | - | - | - | YU <i>et al.</i> , 2019 |
| Garagem | 25 | - | 101,9 | 283 | 60 | - | ORNELAS-FERREIRA <i>et al.</i> , 2020 |
| LBR | - | CH_4 : 3,32 | - | 279 | - | 58 - 71 | RODRÍGUEZ-PIMENTEL <i>et al.</i> , 2015 |
| Reator anaeróbio compartimentado | 90; 270 | - | - | 100 - 250 | 60 | 80 | LEITE <i>et al.</i> , 2009 |
| LBR | 16 | - | - | - | - | - | XU <i>et al.</i> , 2014b |
| LBR | 25 | - | - | - | - | 82 - 88 | BROWNE <i>et al.</i> , 2013 |

Tabela V.1. Dados extraídos dos principais trabalhos reunidos na revisão bibliográfica (continuação).

| Tipo de reator | Tempo de retenção (d) | Produtividade ($\text{m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \text{ reator} \cdot \text{d}^{-1}$) | Rendimento de biogás ($\text{m}^3 \text{ biogás} \cdot \text{t}^{-1} \text{ substrato}$) | Rendimento de metano ($\text{m}^3 \text{ CH}_4 \cdot \text{t}^{-1} \text{ SV}$) | Máximo % CH_4 | Carga orgânica removida (%SV) | Referência |
|----------------|-----------------------|---|--|---|------------------------|-------------------------------|-----------------------------|
| LBR | 14 | - | - | - | - | - | SELVAM <i>et al.</i> , 2010 |
| LBR | 18 | - | - | - | - | 52,4 – 71,7 | XU <i>et al.</i> , 2012 |
| CSTR + LBR | 14 | - | - | - | 10 - 45 | - | ZUO <i>et al.</i> , 2013 |
| Garagem | 50 | CH ₄ : 1,0 | - | 460 - 477 | 60 - 70 | 91,1 – 91,4 | RICO <i>et al.</i> , 2020 |

APÊNDICE VI – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 7

Tabela VI.1. Dados extraídos do desempenho dos sistemas anaeróbios com recirculação de lixiviado.

| Tipo de processo | Tipo de reator | Volum e do reator (L) | Tipo de substrato | ST (%) | Temperatura (°C) | Carga (kg SV.m ³ reator.d ⁻¹) | TRH (d) | Razão de recirculação (digestato / substrato) | Vazão de Recirculação (m ³ .d ⁻¹) | Produção de Biogás (m ³ .d ⁻¹) | Rendimento de CH ₄ (m ³ CH ₄ .kg ⁻¹ SV) | Teor de CH ₄ no biogás (%) | Referência |
|---|----------------------|-----------------------|--------------------------|-------------|------------------|--|------------|---|--|---|---|---------------------------------------|-------------------------------|
| Sistema contínuo e agitação pela recirculação do digestato | Vertical (Dranco) | - | FORSU | 18,0 – 32,0 | 50 - 55 | 10,0 – 15,0 | 20 | - | - | - | 0,21 – 0,30 | - | ANDRÉ <i>et al.</i> (2018) |
| Digestão em dois estágios com recirculação do digestato e agitação mecânica | - | 200; 380 | Resíduos de alimentos | 28 | 55 | 3,5 – 17,0 | 3,3 – 12,6 | 0,4 | - | 2,72 – 2,95 | 0,40 – 0,60 | 64 - 70 | GOTTARDO <i>et al.</i> (2017) |
| Reator tipo garagem conectado ao um tanque de percolação | Tanque de percolação | 600.000 | FORSU | 2,3 | 37 | - | 180 | - | - | 2,22 | 0,27 | 71 | QIAN <i>et al.</i> (2016) |
| Reator tipo garagem conectado ao um tanque de percolação | Reator tipo garagem | 0,8 | FORSU com palha de milho | - | - | - | 40 | 0,3 - 4,8 | - | 0,00035 | 0,17 | - | QIAN <i>et al.</i> (2017) |
| LBR termofílico com recirculação de lixiviado | LBR cilíndrico | 10 | Resíduos de alimentos | 20,0 | 50 | - | 14 | - | 0,006 – 0,009 | - | - | - | HUSSAIN <i>et al.</i> (2017) |
| Digestão em estado sólido com recirculação de lixiviado | Reator cilíndrico | 100 | FORSU de TMB | - | 35 | - | 55 - 74 | 1,1 | - | - | 0,18 – 0,21 | 50 | DI MARIA <i>et al.</i> (2012) |

Notas: LBR: em inglês *Leach Bed Reactor*; TMB: Tratamento Mecânico Biológico

Tabela VI.1. Dados extraídos do desempenho dos sistemas anaeróbios com recirculação de lixiviado (continuação).

| Tipo de processo | Tipo de reator | Volume do reator (L) | Tipo de substrato | ST (%) | Temperatura (°C) | Carga (kg SV.m ⁻³ reator.d ⁻¹) | TRH (d) | Razão de recirculação (digestato / substrato) | Vazão de Recirculação (m ³ .d ⁻¹) | Produção de Biogás (m ³ .d ⁻¹) | Rendimento de CH ₄ (m ³ CH ₄ .kg ⁻¹ SV) | Teor de CH ₄ no biogás (%) | Referência |
|--|--------------------------|----------------------|----------------------------|-------------|------------------|---|---------|---|--|---|---|---------------------------------------|---------------------------------|
| LBR contínuo e intermitente, com recirculação de lixiviado | LBR | - | Resíduos de alimentos | 39,5 | 35 | - | 16 | 0,5 – 1,0 | - | - | - | - | XU <i>et al.</i> (2014) |
| LBR em batelada, com recirculação de lixiviado | LBR | 100 | Esterco de vaca sólido | - | 20 | - | - | - | 0,048 – 0,528 | - | - | - | SHEWANI <i>et al.</i> (2015) |
| Reator metanogênico com recirculação de lixiviado tratado | Reator cilíndrico de PVC | 42 | RSU | 46,0 | 30 | 1,0 – 7,0 | 105 | - | - | 0,0049 – 0,0059 | - | 73 - 78 | HE <i>et al.</i> (2005) |
| Digestão em estado sólido com recirculação do percolado | - | 15 | Esterco de porco com palha | 20,7 | 35 | - | 50 | - | - | - | - | - | PEZZOLLA <i>et al.</i> (2017) |
| LBR com recirculação em baixa e alta vazão, conectado a um reator UASB | - | 50 | Resíduos de alimentos | - | 37 | - | 24 | - | 0,017 – 0,102 | - | 0,34 | - | BROWNE <i>et al.</i> (2013) |
| Reator com recirculação do digestato | CSTR | 10 | Resíduos de alimentos | 14,0 – 29,5 | 37; 55 | 1,0 – 3,0 | 20 | 2 | - | - | 0,35 – 0,48 | 58 - 63 | ZAMANZADEH <i>et al.</i> (2016) |
| Digestão em dois estágios com recirculação de efluente | CSTR | 5; 6 | Resíduos vegetais | 5,4 | 37 | 1,3 – 2,6 | 6; 8 | 0,6 | - | 0,0012 – 0,0044 | - | 27 - 61 | ZUO <i>et al.</i> (2013) |

Notas: LBR: em inglês *Leach Bed Reactor*; UASB: em inglês *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*; CSTR: em inglês *continuous-flow stirred-tank reactor*

Tabela VI.1. Dados extraídos do desempenho dos sistemas anaeróbios com recirculação de lixiviado (continuação).

| Tipo de processo | Tipo de reator | Volume do reator (L) | Tipo de substrato | ST (%) | Temperatura (°C) | Carga (kg SV.m ⁻³ reator.d ⁻¹) | TRH (d) | Razão de recirculação (digestato / substrato) | Vazão de Recirculação (m ³ .d ⁻¹) | Produção de Biogás (m ³ .d ⁻¹) | Rendimento de CH ₄ (m ³ CH ₄ .kg ⁻¹ SV) | Teor de CH ₄ no biogás (%) | Referência |
|---|--|----------------------|--|-------------|------------------|---|---------|---|--|---|---|---------------------------------------|----------------------------------|
| Digestão em dois estágios com recirculação do digestato | Reator semi-contínuo | 80; 500 | Resíduos de alimentos | - | 37 | 2,0 – 6,0 | 4; 25 | 0,3 | - | - | 0,43 – 0,47 | - | WU <i>et al.</i> (2018) |
| Digestão em estado sólido com recirculação do lixiviado | LBR de aço inoxidável | 15 | Estrume de vaca leiteira e de gado de corte | - | 35 | - | 28 | 1,0 – 2,1 | - | - | 0,06 – 0,15 | - | DEGUEURCE <i>et al.</i> (2016) |
| Digestão em estado sólido com recirculação do lixiviado | Biocélula com percolação, em escala piloto | 100 | FORSU | < 10,0 | 37 | - | 21 | 0,9 – 1,18 | - | 0 – 0,18 | - | 0 - 60 | MICHELE <i>et al.</i> (2015) |
| Digestão em estado sólido com recirculação do lixiviado | Reator tipo contêiner | - | Resíduo de cozinha misturado com resíduos vegetais e composto maduro | 31,8 – 44,5 | 31,6 – 52,6 | - | - | - | - | - | - | - | WALTER <i>et al.</i> (2016) |
| Reator de simulação de aterro sanitário, com injeção de lixiviado | Reator de polietileno de alta densidade | 1200 | RSU | 73,5 | 35 | - | 200 | - | 0,0006 – 0,0024 | - | 0,32 | - | BENBELKACEM <i>et al.</i> (2015) |

Notas: LBR: em inglês *Leach Bed Reactor*

Tabela VI.2. Dados extraídos da caracterização do lixiviado recirculado em sistemas anaeróbios.

| Origem | pH | Temperatura (°C) | Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹) | FOS/TAC | ST (g.L ⁻¹) | SV (g.L ⁻¹) | SV/ST | DQO (mg.L ⁻¹) | N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹) | Referência |
|---|-----------|------------------|---|------------|-------------------------|-------------------------|-------|---------------------------|--|---------------------------------|
| Digestato recirculado de digestão em dois estágios | 8,1 – 8,2 | 55 | 5.157 – 5.376 | - | 26 - 30 | 10 - 21 | 0,69 | 400 – 1.000 | 1.290 – 1.885 | GOTTARDO <i>et al.</i> (2017) |
| Lixiviado de tanque de percolação integrado com reatores tipo garagem | 7,8 – 8,2 | 37 | - | - | 2,3 | - | 0,783 | - | - | QIAN <i>et al.</i> (2016) |
| Lixiviado recirculado de LBR | 4,0 – 7,0 | 55 | - | - | - | - | - | 390.00 – 83.000 | - | HUSSAIN <i>et al.</i> (2017) |
| Inóculo de digestão em estado sólido | 6,7 | 35 | - | - | 35 | - | 0,85 | - | - | DI MARIA <i>et al.</i> (2012) |
| Percolado de digestão em estado sólido | 8,8 | - | - | - | 9,1 | - | - | 3.850 | - | DI MARIA <i>et al.</i> (2012) |
| Lixiviado recirculado de LBR | 4,7 – 5,1 | 35 | - | - | - | - | - | 5.410 – 96.290 | 50 - 300 | XU <i>et al.</i> (2014) |
| Lixiviado recirculado de um reator de simulação de aterro | 5,2 – 7,4 | 30 | - | - | - | - | - | 1.000 – 2.000 | > 1.000 | HE <i>et al.</i> (2005) |
| Percolado recirculado de digestão em estado sólido | 8,2 – 8,8 | 35 | 3.000 – 5.000 | 0,37 – 1,5 | - | - | - | - | - | PEZZOLLA <i>et al.</i> (2017) |
| Lixiviado recirculado de LBR | 3,0 – 5,0 | 37 | - | - | 11,3 | - | 0,81 | 5.000 – 15.000 | - | BROWNE <i>et al.</i> (2013) |
| Digestato recirculado de CSTR | 7,7 – 8,0 | 37; 55 | 4.200 – 11.267 | - | - | - | - | 932 – 20.932 | 1.109 – 2.258 | ZAMANZADEH <i>et al.</i> (2016) |

Notas: LBR: em inglês *Leach Bed Reactor*; CSTR: em inglês *continuous-flow stirred-tank reactor*

Tabela VI.2. Dados extraídos da caracterização do lixiviado recirculado em sistemas anaeróbios (continuação).

| Origem | pH | Temperatura (°C) | Alcalinidade Total (mg CaCO ₃ .L ⁻¹) | FOS/TAC | ST (g.L ⁻¹) | SV (g.L ⁻¹) | SV/ST | DQO (mg.L ⁻¹) | N-NH ₄ ⁺ (mg.L ⁻¹) | Referência |
|---|-----------|------------------|---|---------|-------------------------|-------------------------|---------------|---------------------------|--|--------------------------------|
| Lixiviado de LBR abastecido com resíduos de alimentos | 3,2 – 4,2 | 35 | - | - | - | - | - | 20.000 – 160.000 | 3 - 26 | SELVAM <i>et al.</i> (2010) |
| Percolado de LBR abastecido com resíduos de alimentos | 3,5 – 6,5 | 37 | - | - | 3,8 | - | 0,852 | 15.000 – 50.000 | 0 - 500 | XU <i>et al.</i> (2012) |
| Efluente recirculado de digestão em dois estágios | 5,2 – 6,4 | 37 | 2.200 | - | - | 7,0 – 20,3 | - | 14.300 – 18.000 | - | ZUO <i>et al.</i> (2013) |
| Digestato recirculado de digestão em dois estágios | 6,0 – 8,0 | 37 | 9.000 – 12.000 | - | - | - | - | - | 1.000 – 4.000 | WU <i>et al.</i> (2018) |
| Lixiviado recirculado de digestão em estado sólido | 7,7 – 8,2 | - | - | - | - | - | - | - | - | DEGUEURCE <i>et al.</i> (2016) |
| Percolado recirculado de digestão em estado sólido | 6,0 – 7,5 | - | 10.000 – 12.000 | - | - | - | - | - | - | MICHELE <i>et al.</i> (2015) |
| Lixiviado recirculado de digestão em estado sólido | 7,3 – 7,8 | 31,6 – 52,6 | - | - | 1,08 – 2,49 | - | 0,326 – 0,478 | - | 749 – 2.512 | WALTER <i>et al.</i> (2016) |

Notas: LBR: em inglês *Leach Bed Reactor*

APÊNDICE VII – MATERIAL COMPLEMENTAR DO CAPÍTULO 8

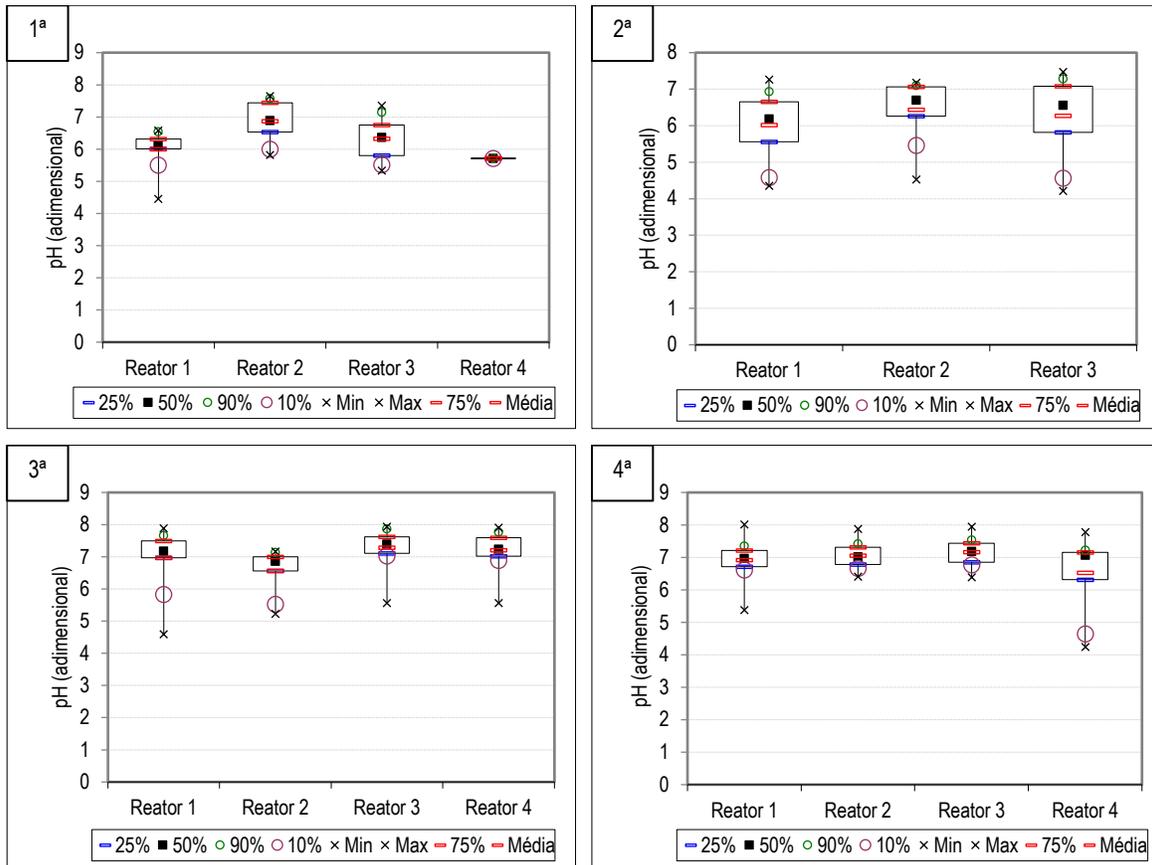


Figura VII.1. Resultados de pH para lixiviado drenado dos reatores de bancada.

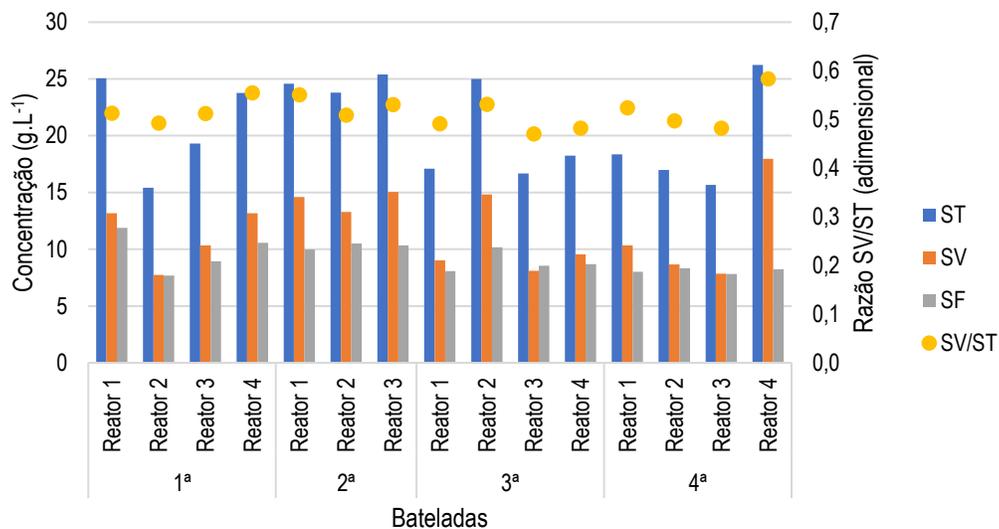


Figura VII.2. Concentrações de ST, SV, SF e razão SV/ST do líquido drenado dos reatores de bancada.

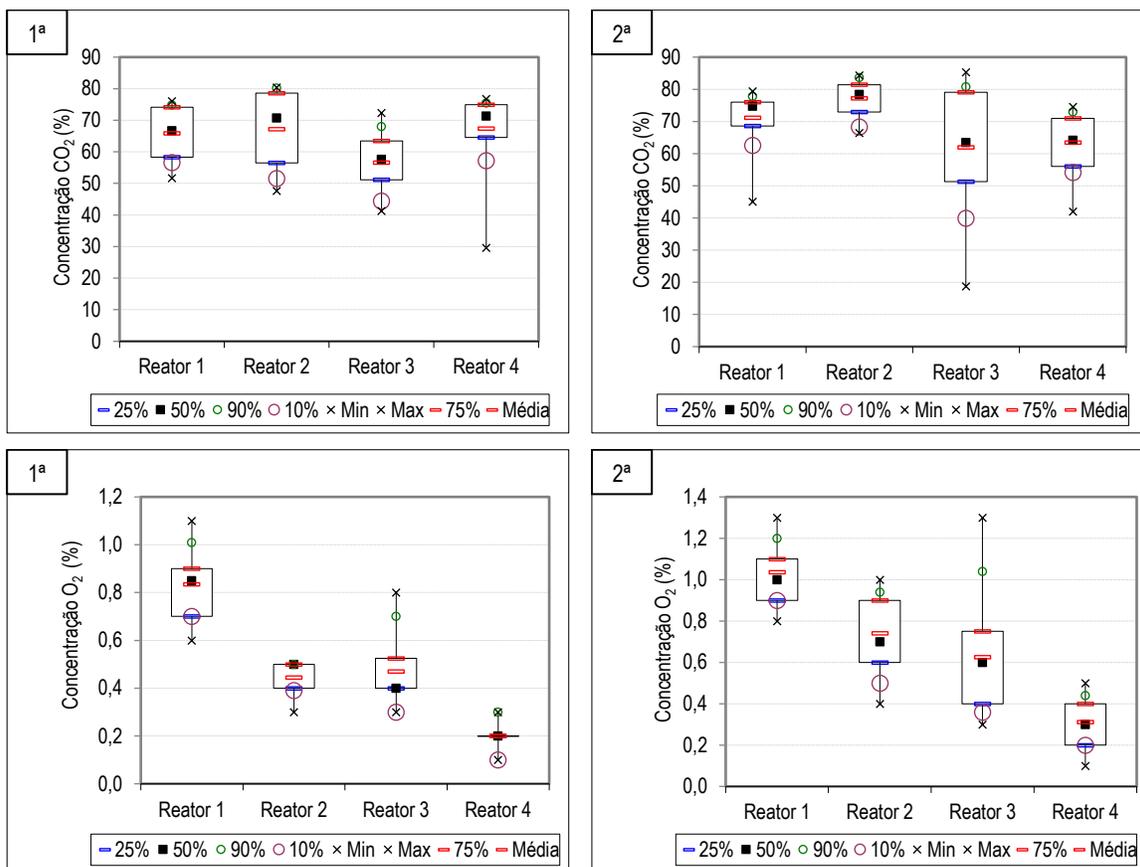


Figura VII.3. Concentrações de CO₂ e O₂ no biogás produzido nos reatores de bancada.

Tabela VII.1. Características e estratégias dos estudos reunidos na revisão bibliográfica na literatura.

| Tipo de reator | Volume reator (L) | Tipo de substrato | Estratégia | Rendimento de biogás (L biogás.kg ⁻¹ SV) | Rendimento de metano (L CH ₄ .kg ⁻¹ SV) | Máximo % CH ₄ | Referência |
|----------------|-------------------|---|--|---|---|--------------------------|-------------------------------|
| ND | 21 | Resíduos de alimentos | Razão de recirculação: 0,2; 1,2; 2,4 (volume recirculado pelo volume total de percolado) | - | 460 - 477 | - | RICO <i>et al.</i> (2020) |
| LBR | 100 | FORSU | Recirculação > 30% (m/m); Vazão de 0,001 L.h ⁻¹ | - | 252 | - | DI MARIA <i>et al.</i> (2017) |
| ND | SI | FORSU | Relação S/I 1:1,5 a 1:2,5 (m/m) | 350 | 180 | 65 | DI MARIA <i>et al.</i> (2012) |
| LBR | 100 | Estrume de vaca sólido | Vazão de injeção de 2, 6, 12, 16 e 22 L.h ⁻¹ | - | - | - | SHEWANI <i>et al.</i> (2015) |
| ND | 15 | Esterco suíno com palha (mistura 3:1 (m/m)) | Recirculação nas frequências de 0 a 4 vezes ao dia | 240,8 | - | - | PEZZOLLA <i>et al.</i> (2017) |
| ND | 2.5 | FORSU | Relação S/I 1 a 3 kg SV _{substrato} .kg ⁻¹ SV _{inóculo} e recirculação de 1,5 a 3,5 h.d ⁻¹ | - | 531 | - | DASTYAR <i>et al.</i> (2021) |
| ND | 100 | FORSU de coleta seletiva | Relação S/I 1:1 (m/m), com recirculação de digestato líquido | 300 (c/ inoculação) e 267 L (s/ inoculação) | - | - | DI MARIA <i>et al.</i> (2016) |

Tabela VII.1. Características e estratégias dos estudos reunidos na revisão bibliográfica na literatura (continuação).

| Tipo de reator | Volume reator (L) | Tipo de substrato | Estratégia | Rendimento de biogás (L biogás.kg ⁻¹ SV) | Rendimento de metano (L CH ₄ .kg ⁻¹ SV) | Máximo % CH ₄ | Referência |
|---|-------------------|---|--|---|---|--------------------------|--------------------------------|
| Reator com digestão em um e dois estágios | 2 | Resíduos de alimentos | Relação S/I 1:0,3 (m/m) | - | 393 | 65,4 | DING <i>et al.</i> (2021) |
| ND | 30 | Estrume de gado | Recirculação de 2 a 10 L.m ⁻³ reator.d ⁻¹ de digestato líquido | - | - | - | EL-MASHAD <i>et al.</i> (2006) |
| ND | 1 | Resíduos de tomate com esterco de leiteiro e palha de milho | Relação S/I 2 a 6 kg SV _{substrato} .kg ⁻¹ SV _{inóculo} | - | 259,4 – 325,0 | - | LI <i>et al.</i> (2018) |
| Reatores sequenciais | SI | Lascas de madeira, grama e folhas de bordo | Relação S/I 1, 2, 3 kg SV _{substrato} .kg ⁻¹ SV _{inóculo} | - | 138,8 – 170,1 | - | LIN e LI (2017) |
| ND | 0,5 | Palha de trigo | Relação S/I 28 a 47 kg (m/m, base SV) | - | 115 | - | MOTTE <i>et al.</i> (2013) |
| LBR | 57 | FORSU | Mistura com inóculo sólido e estrume de galinha nas proporções 40:40, 20:60 e 60:20 (m/m, base ST) | - | 236 | - | NIKULINA <i>et al.</i> (2021) |

ND: não definido; SI: sem informação; LBR: *leach bed reactor*

Tabela VII.1. Características e estratégias dos estudos reunidos na revisão bibliográfica na literatura (continuação).

| Tipo de reator | Volume reator (L) | Tipo de substrato | Estratégia | Rendimento de biogás (L biogás.kg ⁻¹ SV) | Rendimento de metano (L CH ₄ .kg ⁻¹ SV) | Máximo % CH ₄ | Referência |
|----------------|-------------------|--|---|---|---|--------------------------|------------------------------|
| ND | 10 | Resíduos de alimentos e casca de milho | Relação S/I 0, 0,25, 0,5, 1, 2 e 4 kg SV _{substrato} .kg ⁻¹ SV _{inóculo} | 10,0 | - | - | OWAMAH <i>et al.</i> (2021) |
| ND | 1 | Palha de milho | Relação S/I 2,2 a 6,6 kg SV _{substrato} .kg ⁻¹ SV _{inóculo} | - | 100 | 60 | SHI <i>et al.</i> (2014) |
| ND | SI | Resíduos da agroindústria de óleo de palma | Inoculação na forma sólida e líquida | - | Líquido: 53,5 - 54,1 Sólido: 31,2 - 39,0 | - | SUKSONG <i>et al.</i> (2019) |

ND: não definido; SI: sem informação; LBR: *leach bed reactor*

Tabela VII.2. Qualidade do inóculo e lixiviado em sistemas de digestão em estado sólido com recirculação.

| Estratégia | Amostra | pH | FOS/TAC | Alcalinidade (mg CaCO ₃ .L ⁻¹) | TAN (mg.L ⁻¹) | Referência |
|--|-----------|-----------------|--|---|---|-------------------------------------|
| Maior recirculação na segunda metade da batelada | Inóculo | 7,9 – 8,0 | - | 10.700 – 12.100 | 1.980 – 2.600 | RICO <i>et al.</i> (2020) |
| Inoculação com recirculação do lixiviado | Lixiviado | 6,5 – 8,0 | - | - | 850 – 1.200 | DI MARIA <i>et al.</i> (2017) |
| Recirculação de 1 a 4 vezes ao dia | Lixiviado | - | 0,37 – 0,62 0,25 – 0,50 (estágio ótimo) | 3.800 – 4.366 | - | PEZZOLLA <i>et al.</i> (2017) |
| Inoculação com recirculação do lixiviado | Lixiviado | - | - | >10.000 | 1.896 – 4.136 | DASTYAR <i>et al.</i> (2021) |
| Recirculação de lixiviado a partir do tanque de percolação | Lixiviado | 6,0 – 8,0 | - | - | 2.871 – 4.366 (um estágio) 2.846 – 4.610 (dois estágios) | DING <i>et al.</i> (2021) |