



UNIVERSIDADE
ESTADUAL DE LONDRINA

IVAN TAIATELE JUNIOR

**RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA DO BIOGÁS GERADO A
PARTIR DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIAS DE
MANDIOCA:
UMA ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA E
AMBIENTAL**

Londrina
2023

IVAN TAIATELE JUNIOR

**RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA DO BIOGÁS GERADO A
PARTIR DE ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIAS DE
MANDIOCA:
UMA ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA E
AMBIENTAL**

Tese apresentada ao Departamento de Construção Civil da Universidade Estadual de Londrina - UEL, como requisito parcial para a obtenção do título de Doutor em Engenharia Civil, área de Saneamento e Recursos Hídricos.

Orientadora: Profa. Dra. Deize Dias Lopes
Coorientador: Prof. Dr. Lucas Bonfim Rocha

Londrina
2023

Ficha de identificação da obra elaborada pelo autor, através do Programa de Geração Automática do Sistema de Bibliotecas da UEL

T129r Taiatele Junior, Ivan.
Recuperação energética do biogás gerado a partir de água residuária de feculárias de mandioca : uma análise de viabilidade técnico-econômica e ambiental / Ivan Taiatele Junior. - Londrina, 2023.
149 f.

Orientador: Deize Dias Lopes.
Coorientador: Lucas Bonfim Rocha.
Tese (Doutorado em Engenharia Civil) - Universidade Estadual de Londrina, Centro de Tecnologia e Urbanismo, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil, 2023.
Inclui bibliografia.

1. resíduos agroindustriais - Tese. 2. digestão anaeróbia - Tese. 3. metano - Tese. 4. modelagem e simulação - Tese. I. Lopes, Deize Dias. II. Bonfim Rocha, Lucas. III. Universidade Estadual de Londrina. Centro de Tecnologia e Urbanismo. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil. IV. Título.

CDU 577.4

IVAN TAIATELE JUNIOR

**RECUPERAÇÃO ENERGÉTICA DO BIOGÁS GERADO A PARTIR DE
ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIAS DE MANDIOCA:
UMA ANÁLISE DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA E
AMBIENTAL**

Tese apresentada ao Departamento de
Construção Civil da Universidade Estadual
de Londrina - UEL, como requisito parcial
para a obtenção do título de Doutor em
Engenharia Civil, área de Saneamento e
Recursos Hídricos.

Prof. Dr. Lucas Bonfim Rocha
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
– UTFPR

Profa. Dra. Cristiane Lurdes Andreani
Universidade Federal de Roraima - UFRR

Prof. Dr. Felipe Luiz de Assunção Bezerra
Universidade Tecnológica Federal do Paraná
– UTFPR

Prof. Dra. Gabriela de França Lopes
Universidade Estadual de Maringá - UEM

Prof. Dr. Lucas Tadeu Fuess
National University of Ireland, Galway - NUIG

Londrina, 28 de abril de 2023.

AGRADECIMENTOS

Não poderia iniciar meus agradecimentos de outra forma: obrigado por tudo, Jesus! Meu criador e meu companheiro; a razão de tudo e sem O qual não sou nada.

Agradeço aos meus familiares, que sempre me incentivaram a trilhar o caminho da educação e da ciência e me deram todo o apoio e suporte que precisei para chegar até aqui, especialmente minha avó, Marly, a quem dedico este trabalho. Incluo Alvo e Luna, meus filhos caninos, que também são parte da minha família, chegaram na minha vida no momento mais obscuro do doutorado, em meio ao turbilhão provocado pelas trocas de tema e por uma pandemia; sem querer nada em troca, me concederam muito afeto e amparo em forma de lambidas!

Agradeço à minha orientadora, Profa. Deize, pela oportunidade que me concedeu do ingresso no doutorado, e por todo o acompanhamento e transmissão de conhecimento ao longo dos últimos cinco anos. Agradeço ao meu coorientador, Prof. Lucas, sem o qual seria impossível ter desenvolvido o tema abordado; obrigado por aceitar essa árdua missão, mesmo sabendo do prazo tão apertado, e por toda a orientação e incentivo ao longo dos últimos 18 meses. Agradeço aos demais membros da banca, Profa. Cristiane, Prof. Felipi, Profa. Gabriela e Prof. Lucas, por terem aceitado o convite e por todas as contribuições que fizeram ao meu trabalho. Em especial, agradeço à Profa. Cristiane, que me acompanhou de perto nos primeiros anos do doutorado, com quem aprendi muito e em quem também me inspirei muito. Estendo ainda meus agradecimentos a todos os professores que contribuíram em minha formação até aqui, não apenas durante o doutorado, mas em toda a minha trajetória acadêmica. Minha formação certamente passa pela soma dos esforços de cada um!

Agradeço à Universidade Estadual de Londrina (UEL), casa da minha vida na pós-graduação; e à Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), campus Londrina, lugar onde concluí minha graduação e iniciei minha vida acadêmica; em especial, agradeço à UTFPR pelo fornecimento da licença para o software Aspen Plus®, imprescindível para alcançar os objetivos deste trabalho.

Agradeço à Secretaria Estadual da Agricultura e do Abastecimento (SEAB), na pessoa do então chefe do Departamento de Economia Rural (DERAL), Salatiel

Turra, e dos demais integrantes do departamento, Methodio Groxko e Joabe Rodrigues Pereira, que forneceram informações sobre as fecularias de mandioca no Paraná, o que ajudou muito no início do levantamento, e também me colocaram em contato com algumas pessoas chave envolvidas no setor.

Agradeço à Associação Brasileira de Produtores de Amido de Mandioca (ABAM), na pessoa do vice-presidente, Sr. Valter Carloto, o qual foi muito atencioso, me concedendo espaço nas reuniões da associação, compartilhando o questionário com os associados e incentivando-os a preenchê-lo. Agradeço também a todos os sócios-proprietários das fecularias que, acreditando na importância da ciência, aceitaram enviar as informações solicitadas.

Agradeço a todos os amigos (alguns muito mais que amigos e que levo pra vida toda), que me incentivaram nesta jornada do doutorado; que me ouviram lamentar, murmurar e reclamar das dificuldades; com os quais passei momentos em que “recuperei minhas energias” (olha o tema da tese aí, não podia passar sem uma piadinha rs); e, finalmente, com os quais tenho o privilégio de compartilhar a alegria da conclusão desta etapa tão importante! Obrigado, inclusive, por aguentarem minha ausência e continuarem acreditando na nossa amizade, mesmo quando precisei deixá-la um pouco de lado para me dedicar ao doutorado.

Agradeço à Master Ambiental, empresa na qual trabalho, nas pessoas do sócio-diretor Sr. Fernando Barros, e da minha gerente, Marcela Arfelli, por acreditarem no meu potencial, valorizarem meu trabalho e incentivarem que eu continuasse trilhando a carreira acadêmica em paralelo à minha atuação no mercado. Agradeço ainda a todos os colegas de trabalho (alguns que se tornaram amigos), que também acompanharam essa minha trajetória e somaram muito a ela.

Agradeço a todos os meus tutores psicológicos e espirituais, que foram, mais do que nunca, essenciais para a minha saúde mental ao longo do doutorado, que coincidiu com o período mais conturbado da minha vida pessoal até então. De modo especial, agradeço ao Padre Vandemir, que me acolheu há 8 anos durante uma confissão e até hoje me acompanha espiritual e psicologicamente; com quem sempre me senti livre para ser quem eu sou, falar o que penso, e às vezes ouvir umas duras também rs. Obrigado por tudo!

Por fim, agradeço a mim mesmo. Afinal, não teria chegado até aqui se não tivesse feito, dia após dia, a escolha de continuar, ainda que fosse difícil, ainda que tudo estivesse desmoronando, ainda que doesse. Essa decisão só dependia de

mim, e eu estou aqui porque decidi, diariamente. Tenho muito orgulho do que construí!

*Dedico este trabalho a todos aqueles que
acreditam no poder transformador e libertador
da educação e da ciência, e que por elas
dedicam sua vida.*

*Em especial, dedico à minha avó, Marly, meu
primeiro e maior exemplo disso. Vó, te amo!*

*“Education is the most powerful weapon which
you can use to change the world.”*

*“A educação é a arma mais poderosa que você
pode usar para mudar o mundo”*

Nelson Mandela

RESUMO

TAIALETEL-JUNIOR, Ivan. **Recuperação energética do biogás gerado a partir de água residuária de feculárias de mandioca: uma análise de viabilidade técnico-econômica e ambiental**. 2023. 149 fls. Tese (Doutorado em Engenharia Civil, área de Saneamento e Recursos Hídricos) – Centro de Tecnologia e Urbanismo, Universidade Estadual de Londrina, Londrina, 2023.

Verifica-se atualmente uma lacuna entre os extensivos estudos relacionados às iniciativas de recuperação do biogás a partir da água residuária de feculárias de mandioca (ARFM) e a sua efetiva implantação no setor da agroindústria. Neste sentido, o presente trabalho objetivou realizar uma análise técnico-econômica e ambiental deste cenário, por meio de modelagem e simulação do processo de digestão anaeróbia da ARFM e de geração de bioenergia em escala industrial, utilizando-se o simulador comercial Aspen Plus®, com base em dados da literatura e informações levantadas junto às feculárias paranaenses. Os questionários revelaram que o setor agroindustrial de fécula de mandioca no Paraná é heterogêneo em relação ao porte, características produtivas e operacionais, com produção de biogás com teor de metano variando entre 53-65% (abaixo da faixa observada nos estudos em escala laboratorial, 66,1-81,0%) e com aplicação exclusiva do biogás na geração de energia térmica em todas as feculárias participantes, indicando que há potencial para otimizar os recursos energéticos. Os principais resultados do modelo proposto para a simulação da digestão anaeróbia (remoção de matéria orgânica = 95,16%; teor de metano = 59,5%_{mol}; rendimento de metano = 0,43 LCH₄ gDQO_{removida}⁻¹; e rendimento de biogás = 0,86 L_{BIOGÁS} gDQO_{removida}⁻¹) apresentaram-se dentro da faixa observada na literatura. Esses resultados se aproximam mais dos valores obtidos nos estudos em escala piloto e nas simulações em escala industrial, ou mesmo das informações reportadas pelas próprias feculárias, o que aponta para um bom ajuste do modelo proposto em simular a digestão anaeróbia de ARFM e estimar a produção de biogás e metano em escala industrial. As eficiências de conversão de bioenergia e as produtividades de bioenergia por volume de biogás alcançadas para as estratégias de geração de energia térmica (ET = 70,1%; 4,22 kWh m⁻³_{BIOGÁS}), de geração de eletricidade (EE = 27,7%; 1,67 kWh m⁻³_{BIOGÁS}) e de cogeração de energias elétrica e térmica (EET = 61,8%; 3,73 kWh m⁻³_{BIOGÁS}) foram, em geral, menores que os valores reportados na literatura, mas o contrário ocorreu para as produtividades de bioenergia por volume de efluente (ET = 68,73 kWh m⁻³_{ARFM}; EE = 27,21 kWh m⁻³_{ARFM}; EET = 60,55 kWh m⁻³_{ARFM}), as quais superaram a maioria dos resultados para simulações similares usando ARFM ou vinhaça de indústria sucroenergética. No desempenho ambiental, mensurado pelas emissões evitadas de carbono (ET = 1.005,6 kgCO_{2eq} h⁻¹; EE = 539,3 kgCO_{2eq} h⁻¹; EET = 649,6 kgCO_{2eq} h⁻¹), destaca-se a relevância da eletricidade, que contribuiu mais para o acúmulo de créditos de carbono por unidade energética do que a energia térmica. A etapa de aquecimento da ARFM foi responsável por 85,0-98,6% do custo total com utilidades, sendo o gargalo da planta em termos de OPEX. A turbina a gás é o módulo com implantação mais cara (USD 2,32 mi), representando 57,2%-64,5% dos custos de projeto de toda a planta quando das estratégias EE e EET. A estratégia EE gera mais receitas (242,19 USD h⁻¹) que as demais estratégias (EET = 199,98 USD h⁻¹; ET = 86,44 USD h⁻¹) pois a eletricidade é mais rentável que o ar quente e o crédito de carbono. A bioenergia custa menos quando gerada por meio da estratégia ET (USD 61,34 MWh⁻¹), seguida pelas estratégias EET (USD 88,74 MWh⁻¹) e EE (USD 213,12 MWh⁻¹). Dessa forma, foi possível elaborar um modelo robusto, capaz de simular a digestão anaeróbia da ARFM e estimar a produção de biogás de forma conjunta com a geração de bioenergia, com cenário técnico e ambientalmente viável. Entretanto, para alcançar viabilidade econômica (TR < 20 anos) em qualquer das estratégias, seriam necessários acréscimos expressivos nos valores de ar quente (440-480%), eletricidade (110-230%) e crédito de carbono (1520-2500%).

Palavras-chave: resíduos agroindustriais; digestão anaeróbia; metano; bioenergia; modelagem e simulação de processos; Aspen Plus.

ABSTRACT

TAIATELE-JUNIOR, Ivan. **Biogas energy recovery from cassava starch wastewater: a techno-economic and environmental assessment**. 2023. 149 pp. Thesis (Doctoral degree in Civil Engineering, research topic: Water Resources) – Centre of Technology and Urbanism, State University of Londrina, Londrina, 2023.

A gap can be noticed nowadays between the extensive studies related to initiatives of biogas recovery from cassava starch wastewater (CSW) and its effective implementation in the agroindustry sector. In this sense, the present work aimed to realise a techno-economic and environmental assessment of this scenario, by modelling and process simulation of CSW anaerobic digestion and bioenergy generation in full-scale, using the commercial process simulator Aspen Plus®, based on data gathered from literature and information claimed by the cassava starch sector in Parana State (Brazil). The questionnaires revealed a heterogenous cassava starch sector in Parana State in relation to the size, productive and operational characteristics of the plants, producing biogas with methane content varying between 53-65% (below the range observed by studies in laboratorial scale, 66,1-81,0%) and applying biogas exclusively to thermal energy production at all participant cassava starch plants, which demonstrates potential to optimise the energy recovery. The main results from the model proposed for anaerobic digestion simulation (organic matter removal = 95.16%; methane content = 59.5%_{mol}; methane yield = 0.43 LCH₄ gCOD_{removed}⁻¹; and biogas yield = 0.86 L_{BIOGAS} gCOD_{removed}⁻¹) performed within the range observed in experimental studies from literature. These results are closer to the values obtained by studies in pilot scale and by simulation studies in full-scale, and still closer to the information claimed by the cassava starch sector, which indicates that the proposed model is well-adjusted for simulating the anaerobic digestion of CSW and for estimating biogas and methane production in full-scale. The bioenergy conversion efficiencies and the bioenergy productivities in terms of biogas volume achieved for the strategies of thermal energy generation (ET = 70.1%; 4.22 kWh m⁻³_{BIOGAS}), electricity generation (EE = 27.7%; 1.67 kWh m⁻³_{BIOGAS}) and cogeneration of thermal and electrical energy (EET = 61.8%; 3.73 kWh m⁻³_{BIOGAS}) were, in general, lower than the values reported in literature, but the opposite occurred for the bioenergy productivities in terms of effluent volume (ET = 68.73 kWh m⁻³_{CSW}; EE = 27.21 kWh m⁻³_{CSW}; EET = 60.55 kWh m⁻³_{CSW}), that overcame most of the results for similar simulations using CSW or vinasse from sucroenergetic industry. Electricity stood out in the environmental performance analysis, measured by the carbon emissions avoided (ET = 1,005.6 kgCO_{2eq} h⁻¹; EE = 539.3 kgCO_{2eq} h⁻¹; EET = 649.6 kgCO_{2eq} h⁻¹) as it contributed more to the accumulation of carbon credits per energetic unit than thermal energy. The CSW heating process accounted for 85.0-98.6% of the total costs with utilities, being the plant bottleneck in terms of OPEX. The gas turbine was the module with the highest costs of implementation (USD 2.32 mi), representing 57.2%-64.5% of the project costs with the entire plant for strategies EE and EET. The strategy EE enables more revenues (USD 242.19 h⁻¹) than the other strategies (EET = USD 199.98 h⁻¹; ET = USD 86.44 h⁻¹) because electricity is more profitable than hot air and carbon credit. Bioenergy costs less when it is generated by the strategy ET (USD 61.34 MWh⁻¹), followed by strategies EET (USD 88.74 MWh⁻¹) and EE (USD 213.12 MWh⁻¹). Therefore, a robust model was achieved for simulating the anaerobic digestion of CSW and for estimating the biogas production along with the bioenergy generation, resulting in a feasible scenario in terms of technology and environmental aspects. However, substantial increases would be necessary in the values for hot air (440-480%), electricity (110-230%) and carbon credit (1520-2500%) to achieve economic feasibility (payback period < 20 years) at any strategy assessed.

Keywords: agro-industrial residues; anaerobic digestion; methane; bioenergy; modelling and process simulation; Aspen Plus.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Matriz energética (a) mundial e (b) brasileira em 2020.	21
Figura 2 – Matriz de geração de energia elétrica (a) mundial e (b) brasileira em 2020.	21
Figura 3 – Distribuição espacial das indústrias paranaenses de fécula de mandioca no norte e noroeste do Paraná.	30
Figura 4 – Distribuição espacial das indústrias de processamento de mandioca no Paraná.	30
Figura 5 – Fluxograma de blocos do processo de produção de fécula de mandioca, seus principais processos auxiliares e aspectos ambientais mais relevantes.	31
Figura 6 – Etapas e respectivas rotas metabólicas da digestão anaeróbia.	37
Figura 7 – Etapas da pesquisa.	61
Figura 8 – Interface da guia “ <i>Properties</i> ” do software Aspen Plus®.	64
Figura 9 – Representação das estruturas moleculares adotadas para a simulação no Aspen Plus® da amilopectina (a) e amilose (b).	67
Figura 10 – Fluxograma da simulação do processo de digestão anaeróbia para produção de biogás.	71
Figura 11 – Fluxograma da simulação da geração exclusiva de energia térmica (ET).	81
Figura 12 – Fluxograma da simulação da torre de resfriamento no software SuperPro Designer® como alternativa para a recuperação do vapor excedente na caldeira (ET).	84
Figura 13 – Fluxograma da simulação da geração exclusiva de eletricidade (EE)...	85
Figura 14 – Fluxograma da simulação da cogeração de energias elétrica e térmica (EET).	90

LISTA DE GRÁFICOS

- Gráfico 1** – Composição da corrente total de biogás (rosca maior) e de sua base seca (rosca menor), em fração molar (kmol kmol^{-1}). 107
- Gráfico 2** – Comparativo entre os teores de metano no biogás ($\%\text{CH}_4$, base molar), em base seca, produzido a partir da digestão anaeróbia da ARFM, em diferentes escalas. 108
- Gráfico 3** – Comparativo entre os rendimentos de metano ($\text{LCH}_4 \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$) produzido a partir da digestão anaeróbia da ARFM, em diferentes escalas. 109
- Gráfico 4** – Comparativo entre os rendimentos de biogás ($\text{L}_{\text{BIOGÁS}} \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$) produzido a partir da digestão anaeróbia da ARFM, em diferentes escalas. 110
- Gráfico 5** – Comparativo entre as produtividades de biogás ($\text{L}_{\text{BIOGÁS}} \text{ L}_{\text{EFLUENTE}}^{-1}$) em escala industrial, obtidas em fecularias (FEC3 e FEC4) e simuladas (demais) para diferentes efluentes. 111
- Gráfico 6** – Geração de energia térmica e elétrica nas três estratégias de recuperação energética do biogás avaliadas (ET, EE e EET). 112
- Gráfico 7** – Comparativo entre as produtividades de energia por vazão de biogás (a) e por vazão de efluente (b) obtidas no presente trabalho e na literatura. 115
- Gráfico 8** – Créditos de carbono alcançados pelo uso do biogás nas três estratégias de recuperação energética avaliadas (ET, EE e EET). 117
- Gráfico 9** – Porcentagem de contribuição nos custos de utilidades por tipo de utilidade e por equipamento nas estratégias de geração exclusiva de energia térmica (a), de energia elétrica (b) e de cogeração de energias elétrica e térmica (c). 118
- Gráfico 10** – Fluxo de caixa do acionista considerando variações nos valores do ar quente e do crédito de carbono (CBIO) que conferem viabilidade econômica à estratégia de geração exclusiva de energia térmica (ET). 123
- Gráfico 11** – Fluxo de caixa do acionista considerando variações nos valores da eletricidade e do crédito de carbono (CBIO) que conferem viabilidade econômica à estratégia de geração exclusiva de energia elétrica (EE). 123
- Gráfico 12** – Fluxo de caixa do acionista considerando variações nos valores do ar quente, da eletricidade e do crédito de carbono (CBIO) que conferem viabilidade econômica à estratégia de cogeração de energias elétrica e térmica (EET). 124

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Variação da composição da ARFM encontrada na literatura.	33
Tabela 2 – Tabela comparativa dos trabalhos empíricos de produção de biogás a partir de ARFM (em ordem de escala).	43
Tabela 3 – Tabela comparativa dos trabalhos de simulação da geração de bioenergia com análise de viabilidade econômica.	56
Tabela 4 – Propriedades inseridas manualmente no Aspen Plus® para os pseudocomponentes.	69
Tabela 5 – Caracterização da ARFM considerada como corrente de entrada (1-CSW) na simulação no Aspen Plus®.	72
Tabela 6 – Principais dados levantados pela aplicação dos questionários.	100
Tabela 7 – Balanço de massa das correntes líquidas da digestão anaeróbia.	105
Tabela 8 – Propriedades da corrente de biogás produzida na digestão anaeróbia.	107
Tabela 9 – Comparativo entre as eficiências de conversão e produtividades de energia por vazão de biogás e por vazão de efluente obtidas no presente trabalho e na literatura.	113
Tabela 10 – Custo de aquisição e instalação dos equipamentos.	120
Tabela 11 – Receitas consideradas a partir das correntes de saída de cada estratégia.	121
Tabela 12 – Principais parâmetros da análise de viabilidade econômica para as diferentes estratégias.	121

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 – Abrangência das metodologias dos trabalhos revisados e do presente trabalho, em ordem cronológica.	58
Quadro 2 – Componentes especificados para as simulações no Aspen Plus®.	65
Quadro 3 – Lista das operações e correntes do processo de digestão anaeróbia para produção de biogás.	71
Quadro 4 – Reações envolvidas no reator estequiométrico para simular a digestão anaeróbia da ARFM no Aspen Plus.	73
Quadro 5 – Reações de equilíbrio, formação de sais e dissociação.	80
Quadro 6 – Lista das operações e principais correntes da geração exclusiva de energia térmica (ET).	82
Quadro 7 – Cálculo de indicadores energéticos para análise comparativa.	91
Quadro 8 – Potencial de aquecimento global de diferentes estratégias de recuperação energética do biogás e do gás natural - ReCiPe Midpoint (H).	92

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABAM	Associação Brasileira dos Produtores de Amido de Mandioca
ABiogás	Associação Brasileira do Biogás
ANOVA	Análise de Variância
AnSBBR	Reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais com biomassa imobilizada
APEA	<i>Aspen Process Economic Analyzer</i>
ARFM	Água Residuária de Fecularia de Mandioca
BR	Brasil
BRL	Real brasileiro (moeda)
CA	Província de Cauca
CAPEX	<i>Capital expenditure</i> (Custos de projeto)
CB	Província de Chon Buri
CHP	<i>Combined Heat and Power</i>
CIBiogás	Centro Internacional de Energias Renováveis
CNTP	Condições Normais de Temperatura e Pressão
CNY	Yuan chinês (moeda)
CO	Colômbia
CO _{2eq}	Equivalente de gás carbônico
COD	<i>Chemical Oxygen Demand</i>
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
COP	Conferência das Nações Unidas Sobre as Mudanças Climáticas
COV	Carga Orgânica Volumétrica
CPTP	Condições Padrão de Temperatura e Pressão
CSW	<i>Cassava Starch Wastewater</i>
DBO	Demanda Bioquímica de Oxigênio

DERAL	Departamento de Economia Rural
DP	Desvio Padrão
DQO	Demanda Química de Oxigênio
EE	Energia Elétrica (cenário energético)
EET	Energias Elétrica e Térmica (cenário energético)
EPA	<i>(U.S.) Environmental Protection Agency</i>
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
ET	Energia Térmica (cenário energético)
EUR	Euro (moeda)
FAO/ONU	Organização das Nações Unidas para a Alimentação e a Agricultura
IAT	Instituto Água e Terra
IEA	<i>International Energy Agency</i>
IMASUL	Instituto de Meio Ambiente de Mato Grosso do Sul
Máx.	Máximo
Méd.	Médio
MG	Estado de Minas Gerais
Mín.	Mínimo
MS	Estado de Mato Grosso do Sul
NR	Província de Nakhon Ratchasima
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
ONU	Organização das Nações Unidas
OPEX	<i>Operational expenditure</i> (custos operacionais)
pH	Potencial hidrogeniônico
PP	Polipropileno
PR	Estado do Paraná
PSM	<i>Process Simulation Model</i>
PU	Poliuretano (espuma)

PVC	Policloreto de vinila
RAHLF	Reator anaeróbio horizontal de leito fixo
RALE	Reator anaeróbio de leito empacotado
RATH	Reator anaeróbio tubular horizontal
SC	Estado de Santa Catarina
SEAB	Secretaria da Agricultura e do Abastecimento
SFT	Sólidos Fixos Totais
SP	Estado de São Paulo
SST	Sólidos Suspensos Totais
SSV	Sólidos Suspensos Voláteis
ST	Sólidos Totais
SVT	Sólidos Voláteis Totais
TDH	Tempo de Detenção Hidráulica
TH	Tailândia
TIR	Taxa Interna de Retorno
TR	Tempo de Retorno
UNIDO	Organização das Nações Unidas para o Desenvolvimento Industrial
USD	Dólar americano (moeda)
VPL	Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	20
1.1	MATRIZ ENERGÉTICA E A BUSCA POR FONTES RENOVÁVEIS	20
1.2	BIOGÁS E SEU POTENCIAL ENERGÉTICO NO CENÁRIO BRASILEIRO	22
1.2.1	Produção de Biogás nas Fecularias de Mandioca	23
1.3	MOTIVAÇÕES DO TRABALHO	24
1.4	OBJETIVOS DO TRABALHO	25
1.5	CONTRIBUIÇÕES CIENTÍFICAS	26
2	REVISÃO DE LITERATURA	28
2.1	AGROINDÚSTRIA DE FÉCULA DE MANDIOCA: PROBLEMÁTICA E POTENCIALIDADES	28
2.2	PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO TRATAMENTO DA ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIA DE MANDIOCA	35
2.3	MODELAGEM COMO FERRAMENTA PARA SIMULAÇÕES EM ESCALA INDUSTRIAL	44
2.3.1	Simulação da Produção de Biogás	44
2.3.2	Simulação da Geração de Bioenergia com Análise de Viabilidade Econômica	48
2.4	CONSIDERAÇÕES FINAIS – REVISÃO DE LITERATURA	57
3	METODOLOGIA	60
3.1	LEVANTAMENTO DAS FECULARIAS PARANAENSES	62
3.2	AVALIAÇÃO DE ASPECTOS TECNOLÓGICOS	63
3.2.1	Definição de Compostos e Cálculo de Propriedades	63
3.2.2	Simulação da Digestão Anaeróbia	70
3.2.2.1	Regressão e ajuste dos fatores de conversão do biodigestor	75
3.2.3	Simulação da Geração de Bioenergia	80
3.2.3.1	Estratégia de geração exclusiva de energia térmica (ET)	81
3.2.3.2	Estratégia de geração exclusiva de energia elétrica (EE)	84
3.2.3.3	Estratégia de cogeração de energias elétrica e térmica (EET)	88

3.2.3.4	Indicadores energéticos	91
3.3	AVALIAÇÃO DE ASPECTOS AMBIENTAIS	91
3.4	AVALIAÇÃO DE ASPECTOS ECONÔMICOS	93
3.4.1	Análise de Custos	93
3.4.2	Análise de Viabilidade Econômica	96
3.5	ANÁLISE DE SENSIBILIDADE	98
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	99
4.1	PANORAMA DAS FECULARIAS PARANAENSES	99
4.2	ASPECTOS TECNOLÓGICOS	104
4.2.1	Digestão Anaeróbia e Produção de Biogás	104
4.2.2	Geração de Bioenergia	111
4.3	ASPECTOS AMBIENTAIS	116
4.4	ASPECTOS ECONÔMICOS	117
5	CONCLUSÕES	127
6	RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	130
	REFERÊNCIAS	132
	APÊNDICES.....	141
	APÊNDICE A – Coletânea de caracterização da ARFM	142
	APÊNDICE B – Questionário em branco e ofício enviado às fecularias.....	144

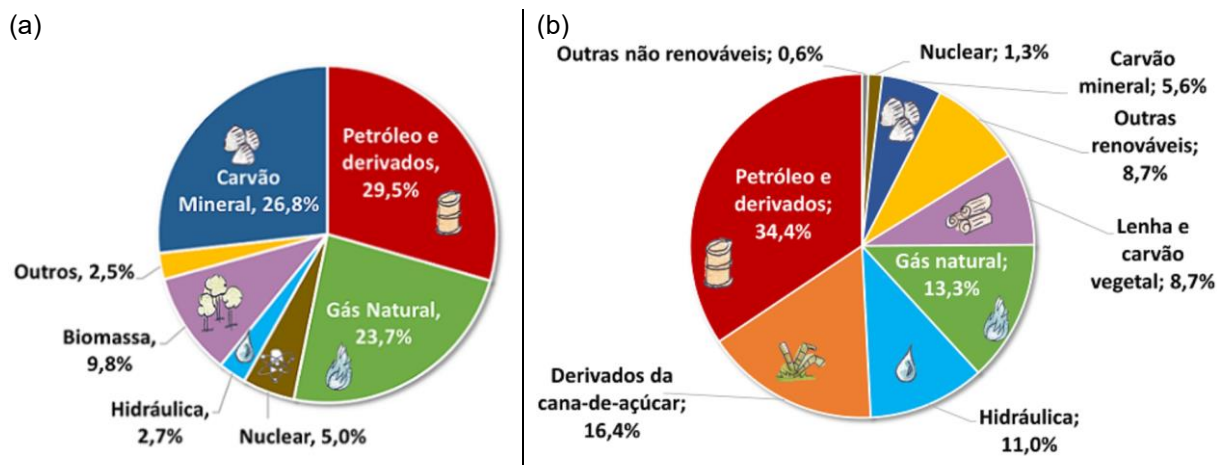
1 INTRODUÇÃO

1.1 MATRIZ ENERGÉTICA E A BUSCA POR FONTES RENOVÁVEIS

De acordo com a última edição do World Energy Outlook, anuário publicado pela Agência Internacional de Energia (IEA, 2022b), uma das principais estratégias para se obter segurança energética consiste em sincronizar a ampliação das tecnologias voltadas à produção e utilização de energias limpas com a redução da infraestrutura relacionada aos combustíveis fósseis. Entre 2017 e 2021, foi investida mundialmente uma média anual de USD 1,2 trilhão em tecnologias baseadas em energias limpas, valor que, apesar de estar acima do investimento anual em combustível fósseis neste mesmo período (USD 800 bilhões), ainda está muito abaixo do necessário para se alcançar um cenário desejável no qual, em 2050, as emissões líquidas de carbono estejam zeradas (IEA, 2022b). A busca por esse cenário foca na meta traçada pelo Acordo de Paris – firmado na 21ª edição da Conferência das Nações Unidas Sobre as Mudanças Climáticas (COP21), em 2015 – de limitar o aumento da temperatura global a 1,5 °C acima dos níveis do período pré-industrial (IPCC, 2022; ONU, 2022a). Apesar de ter sido reforçada nas edições seguintes, esta meta parece ter perdido a força na última edição, a COP27, realizada no Egito em dezembro de 2022, pois os representantes dos países participantes demonstraram insegurança em depender exclusivamente de fontes renováveis diante da crise energética atual causada, dentre outros fatores, pela tentativa de recuperação econômica pós-pandemia e pela Guerra da Ucrânia (IPI, 2023).

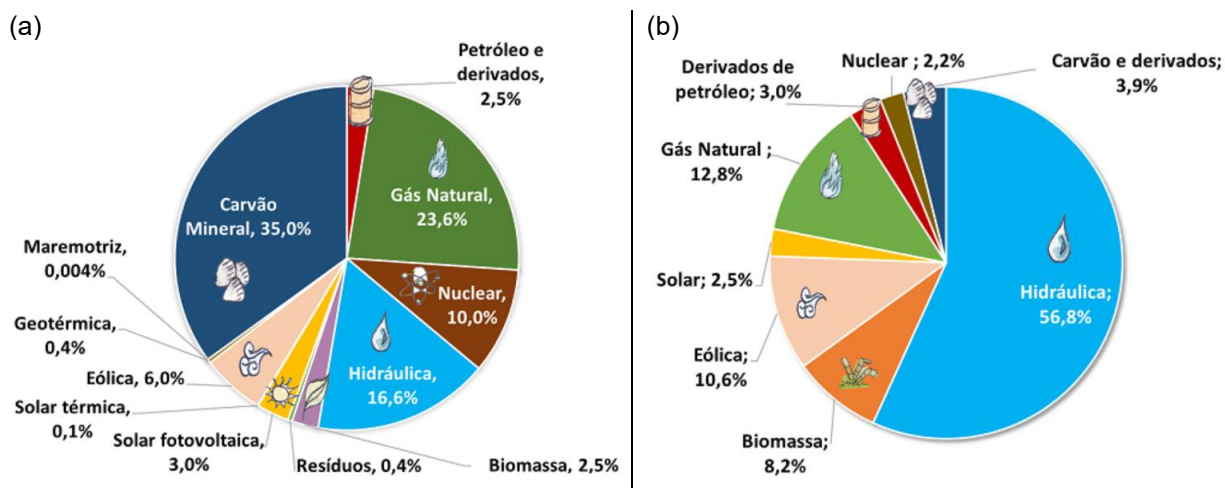
Em 2020, a matriz energética global ainda refletia a forte dependência das reservas fósseis em detrimento das fontes renováveis. Na Figura 1a pode-se notar que as primeiras somam cerca de 85%, enquanto as últimas, apenas 15% (IEA, 2022a apud EPE, 2023). No Brasil, a matriz energética possui uma contribuição bem maior das fontes renováveis quando comparado ao cenário mundial (48,4%), ainda que as fontes fósseis garantam a maior fração (51,6%), como pode ser visto na Figura 1b (EPE, 2022 apud EPE, 2023). Quando se fala em matriz de geração de energia elétrica, as fontes renováveis ganham mais representatividade, compondo 28,6% e 82,9% das matrizes mundial e brasileira, respectivamente, o que pode ser observado na Figura 2 (EPE, 2022 apud EPE, 2023; IEA, 2022a apud EPE, 2023).

Figura 1 – Matriz energética (a) mundial e (b) brasileira em 2020.



Fonte: EPE (2023) a partir de (EPE, 2022; IEA, 2022a).

Figura 2 – Matriz de geração de energia elétrica (a) mundial e (b) brasileira em 2020.



Fonte: EPE (2023) a partir de (EPE, 2022; IEA, 2022a).

No Brasil, dentre as fontes renováveis que compõem a matriz de geração de energia elétrica, destaca-se a hidráulica, ou seja, a força da própria água em movimento, por ação da gravidade em quedas d'água (mais comum) ou por ação das marés e ondas. No entanto, apesar de predominar no Brasil (56,8% do total da matriz elétrica), existem muitas discussões a respeito dos impactos socioambientais causados pela geração de energia hidrelétrica, instabilidade e ineficiência de sua rede de transmissão, e da vulnerabilidade causada pelas crises hídricas. Todos esses fatores podem levar à retomada da diversificação na parcela renovável da matriz de geração de energia elétrica brasileira nos próximos anos, o que abre caminho para a intensificação na exploração do biogás como fonte de energia.

1.2 BIOGÁS E SEU POTENCIAL ENERGÉTICO NO CENÁRIO BRASILEIRO

Muitas são as fontes renováveis atualmente subaproveitadas no Brasil e, dentre elas, está o biogás¹, representando apenas 0,13% (228 MW) da capacidade instalada total de geração de eletricidade no Brasil (EPE, 2022). Ressalta-se que nem todo o potencial energético do biogás é convertido em eletricidade, sendo também destinado à produção de energia térmica, mecânica ou fins diversos atrelados à purificação a biometano². Quando se observa a produção total de biogás, constata-se que os 2,3 bilhões de metros cúbicos produzidos por ano representam apenas 3% do potencial teórico brasileiro ($84,6 \cdot 10^6 \text{ Nm}^3 \text{ ano}^{-1}$), o qual seria capaz de suprir 40% da demanda interna de eletricidade e 70% do consumo de diesel (ABIOGÁS, 2021; CIBIOGÁS, 2022).

Entretanto, ainda que haja potencial para ampliação, é possível notar que a recuperação energética do biogás cresceu significativamente na última década. No que diz respeito à matriz de geração de energia elétrica, a capacidade instalada do biogás quase triplicou no período entre 2012-2021, com aumento de 188,61%, adquirindo notoriedade na composição da matriz elétrica do Brasil (EPE, 2022). Considerando a produção total de biogás, o crescimento dentro do mesmo período foi ainda mais expressivo: 906,67% em relação ao número de plantas em operação e 514,92% em relação ao volume de biogás produzido (CIBIOGÁS, 2022).

Outro fator relevante e que vai ao encontro da busca por maior segurança energética é que o biogás pode ser produzido a partir de uma grande variedade de resíduos orgânicos. Em levantamento conduzido pela CIBiogás (2022), um total de 755 plantas de biogás em operação foram classificadas de acordo com a origem do substrato utilizado como matéria-prima. As plantas que utilizam resíduos agropecuários correspondem à maior fração da quantidade total de produtoras de biogás com fins energéticos (80%), seguidas pelos resíduos agroindustriais (11%) e

¹ De acordo com a ANP (2022), define-se por biogás todo “gás bruto obtido da decomposição biológica de produtos ou resíduos orgânicos”, ou seja, por ação de microrganismos no processo de digestão anaeróbia. Os principais componentes do biogás são o metano (50-70% mol) e o gás carbônico (30-50% mol), mas também contém água (5-10% mol), nitrogênio (< 3% mol), oxigênio (< 1% mol) e ainda traços de sulfeto de hidrogênio (< 10.000 ppm), amônia (< 100 ppm), entre outros gases (RODERO et al. 2018 apud LOPES, 2022).

² De acordo com a ANP (2022), define-se por biometano o “biocombustível gasoso constituído essencialmente de metano, derivado da purificação do biogás”, devendo o teor mínimo de metano ser de 90% mol.

de saneamento (9%) (CIBIOGÁS, 2022). Em termos de volume de biogás, a ordem se inverte: 74% do biogás são produzidos a partir dos resíduos de saneamento, seguido pelos resíduos agroindustriais (16%) e agropecuários (10%) (CIBIOGÁS, 2022). Portanto, os resíduos agroindustriais, que contemplam efluentes líquidos e resíduos sólidos orgânicos provenientes de processos industriais diversos, ainda não se destacam como substratos para a produção nacional de biogás, posicionando-os como oportunidades com potencial ampliação.

Quando se considera a amplitude da agroindústria na economia brasileira, entende-se que avanços na utilização e recuperação de energia por esse setor afetarão substancialmente, e de forma positiva, o cenário energético nacional. No que tange às fontes renováveis de energia, o biogás representa um enorme potencial de geração e reaproveitamento a partir de subprodutos dos mais diversos ramos agroindustriais, como já comprova o setor sucroenergético, o qual gera 135 $\text{mi Nm}^3 \text{ ano}^{-1}$ de biogás, considerando quatro plantas em operação no país (UNIDO; CIBIOGÁS; ABIOGÁS, 2020). Isto já se reflete em outras agroindústrias, dentre as quais, as de produção de fécula de mandioca (GEF BIOGÁS BRASIL, 2022), cujos resíduos possuem características favoráveis para a produção do biogás, especialmente seu efluente líquido, conforme será detalhado no tópico 2.1.

1.2.1 Produção de Biogás nas Fecularias de Mandioca

Por conta de sua composição, a água residuária de fecularia de mandioca (ARFM) apresenta alto potencial poluidor, caso não seja submetida a tratamento antes de seu descarte (GUPTA; AHAMMAD; SREEKRISHNAN, 2016; KAEWKANNETRA et al., 2009). Por outro lado, devido à sua elevada carga orgânica, tem alto potencial de geração de biogás nas etapas de tratamento biológico por processo anaeróbio (ANDREANI et al., 2019; ARAUJO et al., 2018; AUPHIMAI; RUKRUAM; CHAIPRASERT, 2014; AVANCINI et al., 2007; BOLONHESI et al., 2023; CEREDA; TAKAHASHI, 1996; COLIN et al., 2007; KHONGKLIANG; KONGJAN; O-THONG, 2015; KUCZMAN et al., 2014; LUCAS, 2015; LUCAS et al., 2015; MARI et al., 2020; MARTINEZ-BURGOS et al., 2020; MEIER et al., 2020; MÉLO et al., 2005; NASU, 2008; O-THONG et al., 2011; PALMA et al., 2018a, 2018b; SREETHAWONG et al., 2010; TORRES et al., 2017; WATTHIER et al., 2019). Apesar de a produção de biogás ser inerente ao tratamento biológico da

ARFM, ainda é comum que essa mistura gasosa seja liberada na atmosfera quando o efluente é tratado em lagoas de estabilização. Logo, além de contribuir para o efeito estufa e aquecimento global³, essa prática representa um desperdício energético, uma vez que o biogás constitui um combustível com alto poder calorífico (devido principalmente à presença de metano) para uso em sistemas de recuperação energética diretos, por sua queima, ou indiretos, para cogeração de energia elétrica (ALFONSO-CARDERO et al., 2021; FUESS et al., 2018b; FUESS; GARCIA; ZAIAT, 2018; FUESS; ZAIAT, 2018; PADI; CHIMPHANGO, 2020a, 2020b, 2021; PADI; CHIMPHANGO; ROSKILLY, 2022; YIN et al., 2019, 2021).

Quando encontradas iniciativas de recuperação energética do biogás nas feculárias de mandioca, a maioria se resume ao cobrimento da lagoa anaeróbia com uma lona de polietileno, que passa a operar como um biodigestor de grandes proporções, com um tempo de detenção hidráulica (TDH) que pode chegar a 10 dias (SÁNCHEZ et al., 2017). O cobrimento da lagoa objetiva a captação do biogás gerado no processo de digestão anaeróbia, o qual é geralmente destinado à queima e consequente produção de calor, necessário em grande quantidade nesta indústria para o processo de secagem da fécula. Entretanto, existe um horizonte mais abrangente e com margem a benefícios ainda maiores quando se refere à recuperação do biogás gerado neste setor, com a geração de energia elétrica, a purificação do biogás a biometano, entre outras alternativas (CRUZ et al., 2021; PADI; CHIMPHANGO, 2020a, 2020b; SÁNCHEZ et al., 2017; YIN et al., 2019, 2021; ZHANG et al., 2016). Apesar de ainda escassas em escala real, iniciativas de aperfeiçoamento da produção de biogás e da alocação da energia recuperada têm sido amplamente avaliadas em escala de laboratório e piloto pela comunidade científica, especialmente no Brasil (SANTOS et al., 2022), conforme será detalhado no tópico 2.2, apresentando um potencial muito promissor para o setor produtivo se levado para escala industrial.

1.3 MOTIVAÇÕES DO TRABALHO

Dada a relevância da temática, descrita nos tópicos anteriores desta seção

³ Este potencial é conferido principalmente pelo fato de o biogás ser rico em metano, composto com potencial de aquecimento global cerca de 80 vezes maior que o gás carbônico, num horizonte de 20 anos (UNEP, 2021).

introdutória, é possível notar uma lacuna entre os extensivos estudos já publicados a respeito do reaproveitamento do biogás a partir da ARFM e a efetiva implantação dessas iniciativas nas feculárias de mandioca. Isso se deve, entre outros fatores: (1) à falta de uma organização sistêmica dos dados já publicados; (2) à complexidade associada ao dimensionamento para escala real a partir de trabalhos em escala laboratorial; e (3) às metodologias pouco robustas dos modelos e cenários atualmente utilizados para avaliar a viabilidade técnico-econômica e ambiental da implementação de sistemas de recuperação energética neste setor.

Dessa forma, verifica-se a necessidade de compilação dos extensivos resultados de estudos experimentais já publicados envolvendo a caracterização, tratamento da ARFM e o reaproveitamento do biogás produzido a partir deste efluente, de modo a se obter um panorama geral, com valores mínimos, médios e máximos para diferentes parâmetros observados e, com isso, proporcionar uma base organizada de dados para trabalhos futuros. A partir dessa base, é necessário ainda que as dificuldades para o aumento de escala sejam superadas por meio de proposições robustas, baseadas em modelagem matemática, simulação de processos e no conhecimento das especificidades do processo produtivo das feculárias. Por fim, há um apelo pelo desenvolvimento de análises técnico-econômicas que revelem quais cenários e estratégias de reaproveitamento energético do biogás são mais ou menos viáveis, o que poderá servir de material suporte para tomadores de decisão e investidores do mercado de fécula de mandioca.

Portanto, o presente trabalho é uma proposta inovadora que atende as demandas relacionadas à recuperação energética do biogás gerado a partir da ARFM, alicerçado na pesquisa, com vista ao desenvolvimento de alternativas para contribuição no cenário de produção e destinação do biogás.

1.4 OBJETIVOS DO TRABALHO

O objetivo geral do presente trabalho é realizar uma avaliação técnico-econômica e ambiental da recuperação energética do biogás produzido a partir da digestão anaeróbia da água residuária de feculárias de mandioca.

Para este fim, os objetivos específicos do presente trabalho são:

- i) Realizar um levantamento do panorama das fecularias paranaenses no que diz respeito ao seu processo produtivo, ao gerenciamento de matéria e energia, e ao tratamento de seu efluente e consequente produção e utilização de biogás;
- ii) Modelar e simular o processo de produção de biogás a partir da digestão anaeróbia de água residuária de fecularia de mandioca (ARFM) em escala industrial;
- iii) Simular o processo de geração de bioenergia em escala compatível com a quantidade de biogás produzida no processo de digestão anaeróbia, em diferentes estratégias: energia térmica; energia elétrica (bioeletricidade); e cogeração de energias elétrica e térmica;
- iv) Estimar o balanço de carbono (CO_2) das estratégias de recuperação energética do biogás simuladas nas etapas anteriores;
- v) Avaliar a viabilidade econômica das estratégias de recuperação energética do biogás simuladas nas etapas anteriores;
- vi) Aplicar análises de sensibilidade considerando variações em parâmetros que interferem diretamente na viabilidade econômica das estratégias de recuperação energética do biogás simuladas nas etapas anteriores.

1.5 CONTRIBUIÇÕES CIENTÍFICAS

Diante do exposto até esta seção, nota-se que esta pesquisa se apresenta relevante, uma vez que se objetiva fornecer subsídios para tomadores de decisão das partes interessadas: produtores de fécula, pesquisadores e desenvolvedores de tecnologia, e empresas do setor energético. Espera-se que os resultados obtidos auxiliem e impactem positivamente a agroindústria, poder público e empresas de tecnologia na busca conjunta pelas melhores soluções para o tratamento e valorização dos resíduos da indústria de fécula de mandioca e no impulsionamento do setor energético brasileiro no que se refere ao reaproveitamento e purificação do biogás.

Sob o ponto de vista científico, pretende-se elucidar o potencial de produção de biogás a partir da água residuária de fecularia de mandioca tendo em vista diferentes sistemas de recuperação energética, identificando as melhores

estratégias para o uso da energia, dimensionamento e seleção adequados das operações unitárias.

Sob o ponto de vista tecnológico pretende-se contribuir com estratégias para incrementar a produção de biogás no cenário nacional de biocombustíveis, propondo modelos de processo e produção em escala apropriada que considerem as características da matéria-prima, condições operacionais e dimensionamento de equipamentos, e que atendam aos requisitos das legislações vigentes.

Sob o ponto de vista econômico, pretende-se propor estratégias operacionais e de mercado que atendam à implementação dos sistemas de recuperação energética em feculárias de mandioca de forma financeiramente viável, individual em indústrias maiores ou de forma coletiva nas menores, impulsionando o cooperativismo neste setor agroindustrial.

Sob o ponto de vista ambiental, espera-se fortalecer o embasamento de políticas públicas de incentivos de implementação de plantas para a produção de biogás e sistemas de cogeração de energia elétrica para substituição de queimadores a lenha em feculárias de mandioca, permitindo o desenvolvimento de um setor mais sustentável pelo reaproveitamento de resíduos e efluentes gerados e tratados/descartados.

2 REVISÃO DE LITERATURA

2.1 AGROINDÚSTRIA DE FÉCULA DE MANDIOCA: PROBLEMÁTICA E POTENCIALIDADES

O cultivo de raízes e tubérculos tem sua base na alimentação humana e animal e são espécies importantes em relação à segurança alimentar (OLIVEIRA, 2014). Desde a colonização do Brasil pelos portugueses até o final do século XIX, a alimentação da população brasileira se baseava na cultura e consumo de mandioca (EMBRAPA, 2003). Entretanto, o avanço da tecnologia propiciou que o setor agroindustrial otimizasse o aproveitamento desses cultivos a partir do seu processamento e produção de derivados. A cultura de mandioca, apesar de ser tradicional no Brasil, passou por um processo de industrialização que agregou valor a esse cultivo à medida que proporcionou diminuição nas perdas pós-colheita dessas raízes altamente perecíveis e, consequentemente, maior retorno financeiro aos produtores (EMBRAPA, 2003). Desde então, a importância econômica da cultura de mandioca no Brasil passou a derivar mais do seu processamento na agroindústria, seja para a fabricação de farinha ou para a extração da fécula⁴ e fabricação de diversos produtos alimentícios dela derivados, como o polvilho azedo, os amidos modificados, a tapioca, entre outros (EMBRAPA, 2003).

O Brasil é o país com a sexta maior produção de raiz de mandioca do mundo, atrás dos países africanos Nigéria, República do Congo e Gana, para os quais a principal destinação desse cultivo é o consumo humano e a alimentação animal; da Tailândia, que tem foco na fabricação de fécula e pellets para exportação; e, atrás ainda, da Indonésia, cuja produção superou recentemente a brasileira (PARANÁ, 2022). Dentre os estados da federação, o Paraná se destaca com a segunda maior produção (abaixo apenas do Pará), a maior produtividade e ainda lidera a produção de fécula (PARANÁ, 2022; USP, 2022). Em relação a este importante produto do beneficiamento da mandioca, o Estado do Paraná representa 59% das indústrias – 42 das 71 fecularias existentes no Brasil – e cerca de 65% da capacidade instalada, o que representa aproximadamente 14.000 toneladas de raiz de mandioca

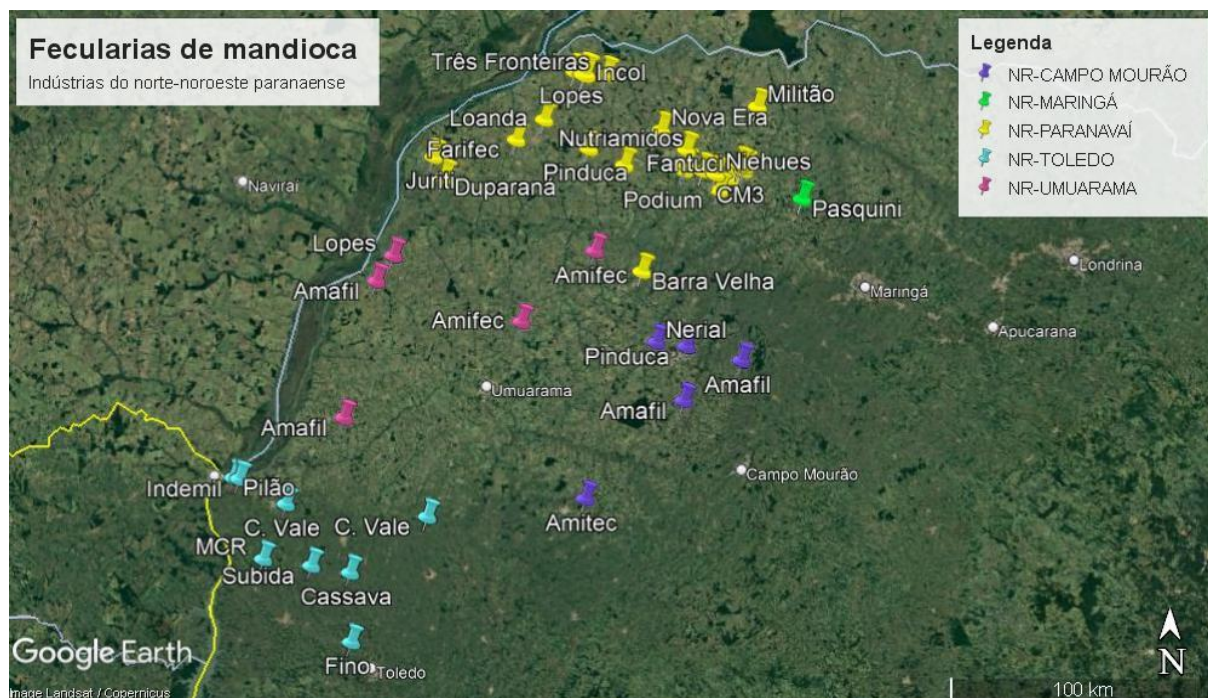
⁴ Denomina-se como “fécula” o produto amiláceo extraído das partes subterrâneas dos vegetais (tubérculos, raízes e rizomas) enquanto “amido” é o produto amiláceo obtido das partes aéreas comestíveis (sementes). Alguns exemplos são a fécula de mandioca (raiz), a fécula de batata (tubérculo) e o amido de milho (semente) (PINDUCA, 2023).

processadas por dia (PARANÁ, 2022; USP, 2022). As unidades industriais paranaenses se concentram principalmente nas regiões norte e noroeste do estado, conforme se observa na Figura 3. Já na Figura 4, Ponce, Ribeiro e Telles (2020) apresentam um panorama mais abrangente do processamento de mandioca no estado, incluindo não apenas as fecularias, mas também as farinheiras.

A falta de adequação ambiental observada em algumas fecularias paranaenses pode ser explicada quando se analisa o contexto histórico. Com o final do ciclo do café na região, na década de 1980, houve alta disponibilidade de terras no Paraná. Nesta mesma época, prefeituras de diversos municípios passaram a oferecer vantagens como a execução de alguns serviços de preparação das lavouras (como terraplanagem, por exemplo) e até isenções fiscais (PARANÁ, 2022). Nesse contexto, formou-se um cenário ideal e atrativo para que muitos produtores e empresários do setor da mandioca migrassem seus negócios de estados vizinhos para o Paraná. A expansão acelerada impulsionou o crescimento industrial paranaense, mas isso pode ter acontecido à custa de um gerenciamento não adequado dos aspectos ambientais dessas plantas, especialmente quando se considera a legislação ainda escassa na época. Ainda hoje algumas fecularias já em operação estão buscando se regularizar perante o órgão ambiental estadual, o Instituto Água e Terra (IAT).

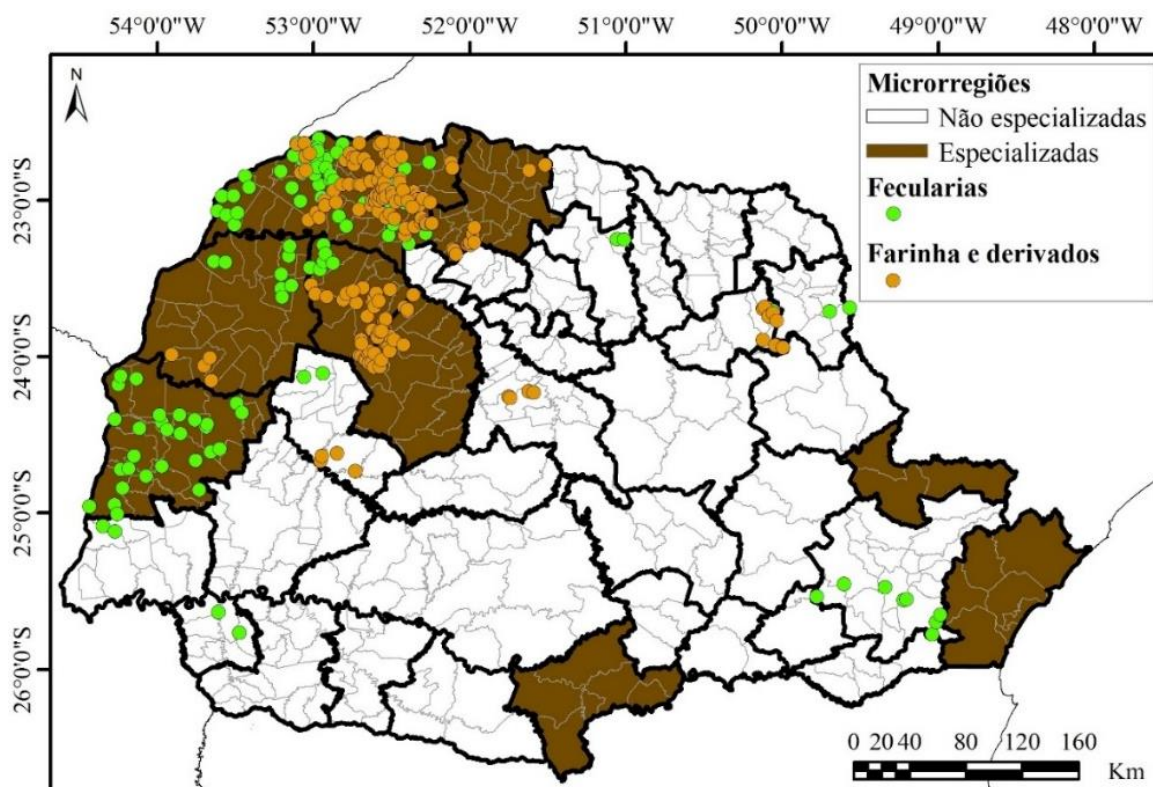
No entanto, independentemente de estar licenciada ou não, quando se observa o processo produtivo de uma fecularia, existem vários aspectos ambientais que podem ser mais bem gerenciados de modo a diminuir os impactos ao meio ambiente, otimizar o rendimento (relação entre produto acabado e recursos utilizados) e aumentar a lucratividade da empresa. Um fluxograma geral deste processo, com indicação dos aspectos ambientais mais relevantes, pode ser visto na Figura 5.

Figura 3 – Distribuição espacial das indústrias paranaenses de fécula de mandioca no norte e noroeste do Paraná.



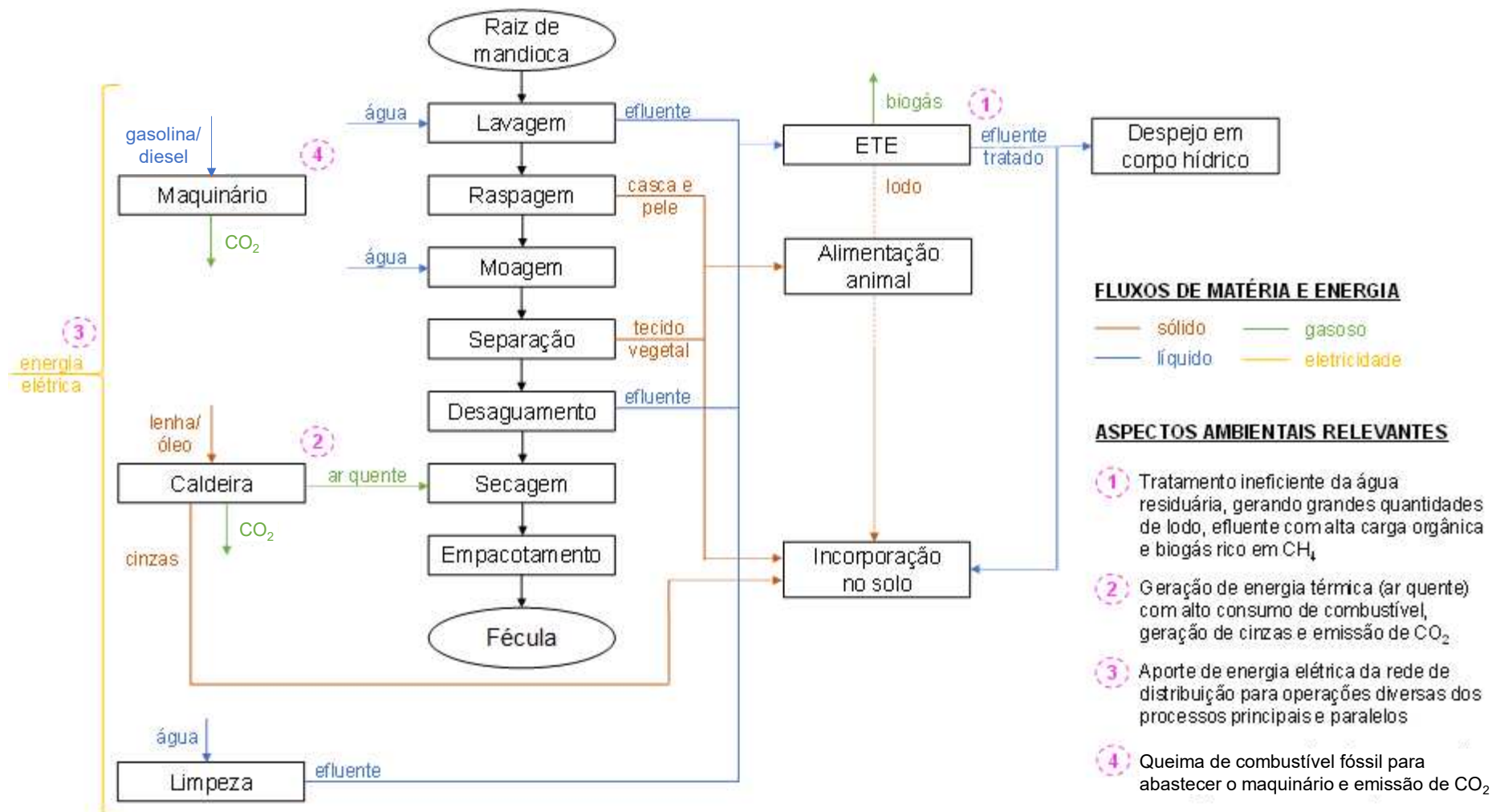
Fonte: Elaboração própria (2021).

Figura 4 – Distribuição espacial das indústrias de processamento de mandioca no Paraná.



Fonte: Ponce, Ribeiro e Telles (2020).

Figura 5 – Fluxograma de blocos do processo de produção de fécula de mandioca, seus principais processos auxiliares e aspectos ambientais mais relevantes.



Fonte: Elaboração própria (2022) a partir de Yin et al. (2019) e de informações declaradas pelas fecularias paranaenses ao IAT em suas licenças ambientais.

Certamente, o aspecto ambiental de maior destaque em uma fecularia se relaciona ao alto consumo de água e consequente geração de efluente líquido. A utilização de grandes volumes de água é inerente aos processos de lavagem da raiz de mandioca e de sua moagem para possibilitar a extração do amido. Soma-se a isso a necessidade de água para limpeza dos equipamentos e de demais áreas da planta industrial. Alguns autores relatam o uso de 5 a 14 m³ de água para cada tonelada de mandioca beneficiada (COLIN et al., 2007; LEAÑO; BABEL, 2012; O-THONG et al., 2011). Sánchez et al. (2017) apresentam ainda um valor de referência de 6,1 m³ t⁻¹ para as indústrias brasileiras. Quando se observa os dados declarados ao IAT pelas fecularias licenciadas no estado, nota-se um consumo médio de 5,36 m³ de água (primariamente água subterrânea - poço) por tonelada de raiz de mandioca processada, cujos valores variam de 0,2 a 23,4 m³ t⁻¹. Essa variação pode ser explicada principalmente pelo nível tecnológico das plantas, uma vez que sistemas mais inovadores tendem a consumir menos água.

O alto consumo de água ocasiona a geração de grandes volumes de efluente com alto potencial poluidor. A água residuária de fecularia de mandioca (ARFM) é ácida (pH entre 3,2 e 6,6) e possui alta concentração de matéria orgânica, que pode variar de 1,6 a quase 52,3 gDQO L⁻¹ ou de 0,37 a 13,97 gCarboidratos L⁻¹. Como parte da matéria orgânica presente neste efluente é considerada de rápida degradação, alguns metabólitos podem ser detectados no efluente antes da entrada no sistema de tratamento, como etanol e alguns ácidos orgânicos, destacando-se o ácido láctico. Há presença ainda de cianeto livre e de alguns macro e micronutrientes, como nitrogênio, potássio, magnésio, cálcio, fósforo, sódio, cloro e bromo (ANDREANI et al., 2019; AUPHIMAI; RUKRUAM; CHAIPRASERT, 2014; AVANCINI et al., 2007; BOLONHESI et al., 2023; CEREDA; TAKAHASHI, 1996; COLIN et al., 2007; LUCAS et al., 2015; MARTINEZ-BURGOS et al., 2020; MEIER et al., 2020; MÉLO et al., 2005; NASU, 2008; O-THONG et al., 2011; PALMA et al., 2018a, 2018b; SREETHAWONG et al., 2010; TORRES et al., 2017).

Na Tabela 1 é apresentada a faixa de variação dos parâmetros da ARFM relatados na literatura. Os dados completos e suas respectivas referências podem ser observados no APÊNDICE A, que consiste em uma coletânea de dados de caracterização da ARFM obtidos em estudos conduzidos ao longo de quase três décadas. As fecularias nas quais as amostras de ARFM foram coletadas estão concentradas no Paraná, além de outras espalhadas por mais quatro estados

brasileiros (São Paulo, Mato Grosso do Sul, Minas Gerais e Santa Catarina) e de outros países (Tailândia e Colômbia).

Tabela 1 – Variação da composição da ARFM encontrada na literatura.

PARÂMETROS	Valor mín.	Valor máx.	Valor méd.	DP
PARÂMETROS GERAIS (g L⁻¹)				
pH (adimensional)	3,20	6,60	5,03	0,87
Alcalinidade	0,23	1,63	0,75	0,76
ST	2,83	63,00	14,00	16,74
SVT	2,25	52,00	12,43	14,38
SFT	0,20	11,00	2,73	4,09
SST	1,35	1,35	1,35	-
SSV	1,20	1,20	1,20	-
DQO	1,60	52,30	11,05	11,20
DBO	1,68	8,84	5,26	5,07
DBO/DQO ^a	0,35	0,55	0,45	0,14
MACROMOLÉCULAS/POLÍMEROS (g L⁻¹)				
Carboidratos	0,37	13,97	5,37	3,90
Proteína	2,30	13,50	7,90	7,92
Gorduras	0,63	5,00	2,82	3,09
Lignina	60,00	60,00	60,00	-
METABÓLITOS SOLÚVEIS (mg L⁻¹)				
Maltose	1300,0	1300,0	1300,0	-
Ácido acético	229,0	650,0	460,7	159,5
Ácido láctico	158,0	1900,0	863,2	717,1
Ácido propiônico	151,0	151,0	151,0	-
Ácido butírico	1893,1	1893,1	1893,1	-
Etanol	406,0	589,0	482,5	88,3
NITROGENADOS (mg L⁻¹)				
Nitrogênio total Kjeldahl	80,0	870,0	317,5	292,0
Amônio (NH ₄ ⁺)	61,5	61,5	61,5	-
Nitrato (NO ₃ ⁻)	4,0	4,0	4,0	-
Cianeto livre	3,5	43,7	30,6	16,6
Cianeto total	444,0	800,0	622,0	251,7

Fonte: Elaboração própria (2023) a partir de (ANDREANI et al., 2019; AUPHIMAI; RUKRUAM; CHAIPRASERT, 2014; AVANCINI et al., 2007; BOLONHESI et al., 2023; CEREDA; TAKAHASHI, 1996; COLIN et al., 2007; LUCAS et al., 2015; MARTINEZ-BURGOS et al., 2020; MEIER et al., 2020; MÉLO et al., 2005; NASU, 2008; O-THONG et al., 2011; PALMA et al., 2018a, 2018b; SREETHAWONG et al., 2010; TORRES et al., 2017).

Nota: ^a Relação DBO/DQO calculada pelo presente trabalho a partir dos valores individuais de DBO e DQO, quando ambos os parâmetros foram reportados pelos autores.

Tabela 1 – Variação da composição da ARFM encontrada na literatura. (Continuação).

PARÂMETROS	Valor mín.	Valor máx.	Valor méd.	DP
NUTRIENTES (mg L⁻¹)				
Potássio	340,0	1863,5	645,5	504,2
Magnésio	24,0	700,0	237,4	237,5
Cálcio	6,9	3100,0	518,2	950,9
Fósforo	20,0	620,0	194,9	203,5
Ferro	2,5	24,0	13,2	7,5
Sódio	0,5	485,0	132,9	207,2
Cloro	52,0	52,0	52,0	-
Bromo	30,0	30,0	30,0	-
Cobre	0,2	1,1	0,6	0,7
Zinco	2,0	4,2	3,1	1,6
Manganês	3,7	3,7	3,7	-
Enxofre	19,5	19,5	19,5	-
Boro	5,0	5,0	5,0	-
OUTROS ÍONS (mg L⁻¹)				
Difosfato (HPO ₄ ²⁻)	47,3	47,3	47,3	-
Sulfato (SO ₄ ²⁻)	63,8	63,8	63,8	-

Fonte: Elaboração própria (2023) a partir de (ANDREANI et al., 2019; AUPHIMAI; RUKRUAM; CHAIPRASERT, 2014; AVANCINI et al., 2007; BOLONHESI et al., 2023; CEREDA; TAKAHASHI, 1996; COLIN et al., 2007; LUCAS et al., 2015; MARTINEZ-BURGOS et al., 2020; MEIER et al., 2020; MÉLO et al., 2005; NASU, 2008; O-THONG et al., 2011; PALMA et al., 2018a, 2018b; SREETHAWONG et al., 2010; TORRES et al., 2017).

Por conta dessa composição, a ARFM possui alto potencial poluidor quando despejada diretamente (ou após tratamento ineficiente) em corpos d'água, especialmente no que diz respeito à concentração de matéria orgânica biodegradável e de cianetos, sendo este último tóxico para a biota aquática (GUPTA; AHAMMAD; SREEKRISHNAN, 2016; KAEWKANNETRA et al., 2009). Como alternativa a essa destinação, é comum que a ARFM seja utilizada na irrigação das lavouras de mandioca próximas à indústria, em função de seu potencial fertilizante, devido à presença de nitrogênio, potássio e fósforo, conforme já destacado anteriormente. Existem ainda iniciativas de tratamento deste efluente, em geral por meio de lagoas anaeróbias em série cobertas e/ou descobertas.

Outro aspecto ambiental que merece destaque no processo produtivo da fécula é a utilização de energia. Além da eletricidade, que é aportada da rede de distribuição e empregada nos mais diversos processos da indústria, existe também a geração interna de energia térmica nas caldeiras para emprego no processo de

secagem da fécula. A grande maioria das fecularias utiliza lenha como combustível, que apesar de ser uma fonte renovável, nem sempre provém de origem legal, além de emitir gases de efeito estufa e cinzas como resíduo sólido por sua combustão. Por fim, existe a queima de combustíveis fósseis (gasolina e diesel) para abastecimento de maquinário, cuja combustão emite quantidade ainda maior de gases poluentes para atmosfera.

Todos esses aspectos e impactos levantados até então compõem uma problemática ambiental e energética para a indústria de fécula de mandioca. Entretanto, o tratamento da ARFM por digestão anaeróbia representa uma alternativa com o potencial de mitigar e até prevenir esses impactos quando existir um sistema de reaproveitamento do biogás gerado, a ser tratado na seção 2.2.

2.2 PRODUÇÃO DE BIOGÁS NO TRATAMENTO DA ÁGUA RESIDUÁRIA DE FECULARIA DE MANDIOCA

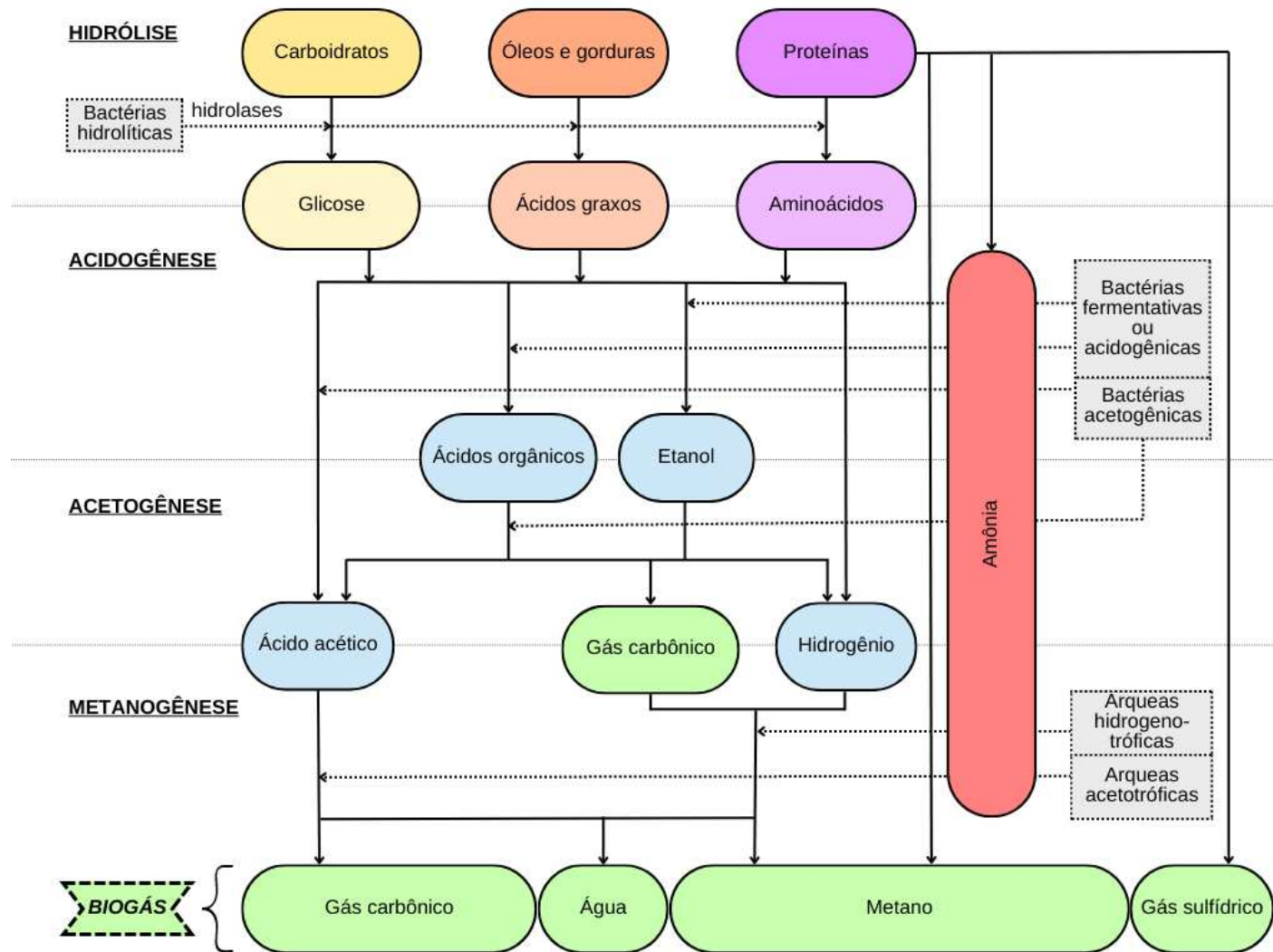
Apesar de a digestão anaeróbia ser um processo já bem detalhado pela literatura, algumas rotas metabólicas e reações podem ser específicas ou prioritárias em determinados tipos de efluente, devido à composição da matéria-prima. De modo geral, a literatura apresenta quatro etapas principais para a digestão anaeróbia: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. Essas etapas estão apresentadas de maneira esquemática na Figura 6. Na sequência, elas serão mais bem detalhadas, conforme descrito por Rajendran et al. (2014), Cremonez et al. (2021) e Yadav et al. (2022):

- i) **Hidrólise** – primeira etapa, na qual compostos de estrutura complexa e de alto peso molecular, como carboidratos, gorduras e proteínas, são hidrolisados a moléculas solúveis, de cadeia menor, como a glicose, os ácidos graxos e os aminoácidos, respectivamente. Isto ocorre pela ação de enzimas extracelulares (hidrolases) liberadas por microrganismos hidrolíticos facultativos. Além dos aminoácidos, outros dois compostos relevantes são liberados a partir da hidrólise da proteína: o sulfeto de hidrogênio (ou gás sulfídrico), que comporá o biogás enquanto produto final da digestão anaeróbia; e a amônia, importantes compostos utilizados pelos microrganismos nas etapas seguintes para o seu

crescimento celular;

- ii) **Acidogênese** – nesta etapa, os compostos hidrolisados são absorvidos pelos microrganismos acidogênicos e usados em seu ciclo metabólico, com a liberação de diferentes ácidos orgânicos (butírico, propiônico, láctico, acético, entre outros), alguns álcoois, como o etanol, e gases, como o dióxido de carbono (gás carbônico) e o hidrogênio molecular. Reitera-se que, nesses processos, os microrganismos utilizam a amônia presente no meio, levando a um crescimento da biomassa;
- iii) **Acetogênese** – na terceira etapa, os ácidos orgânicos gerados na acidogênese são oxidados a ácido acético pela ação de um grupo restrito de microrganismos acetogênicos. Estas reações geram ainda hidrogênio e gás carbônico. A utilização da amônia para o crescimento celular dos microrganismos também ocorre nesta etapa;
- iv) **Metanogênese** – por fim, dois grupos de microrganismos metanogênicos, as arqueas acetotróficas e as arqueas hidrogenotróficas, produzem metano a partir do ácido acético e do hidrogênio, respectivamente. A via acetoclástica é responsável pela formação de aproximadamente 70% do metano presente no biogás, enquanto a via hidrogenotrófica, pelos 30% restantes. As arqueas também utilizam a amônia para seu crescimento celular, assim como os microrganismos envolvidos nas etapas anteriores.

Figura 6 – Etapas e respectivas rotas metabólicas da digestão anaeróbia.



Fonte: Elaboração própria (2023).

A partir das rotas apresentadas, percebe-se que a produção de biogás é inerente ao processo de digestão anaeróbia, porém seu volume e composição variam de acordo com as características do efluente a ser tratado, com a configuração do reator utilizado, com as condições operacionais, dentre outros fatores. Apesar de os parâmetros avaliados na caracterização da ARFM oscilarem, mesmo considerando lotes de uma mesma indústria (em função da origem diversificada da raiz de mandioca), em geral, as concentrações de matéria orgânica e de compostos nitrogenados resultam em relações carbono/nitrogênio (C/N) favoráveis à produção de biogás por meio da digestão anaeróbia, ao passo que trata de maneira eficaz o efluente.

Considerando o potencial energético do biogás gerado (em torno de 21,6 kJ L⁻¹), principalmente pela presença do gás metano (35,6 kJ L⁻¹), muitas fecularias passaram a cobrir suas lagoas anaeróbias, utilizadas como biodigestores horizontais, com o intuito de capturar e posteriormente reutilizar o biogás. Existem várias formas de reutilizar o biogás, como a geração de energia elétrica ou purificação e venda do biometano, mas a grande maioria das fecularias paranaenses utiliza o biogás para substituir a lenha como combustível na caldeira, ou seja, para a geração de energia térmica, imprescindível para o processo de secagem da fécula. A viabilidade de determinados usos do biogás depende diretamente de sua quantidade e composição. Nesse sentido, diversos trabalhos podem ser encontrados na literatura avaliando a produção e composição do biogás a partir de ARFM (ARAUJO et al., 2018; AUPHIMAI; RUKRUAM; CHAIPRASERT, 2014; COLIN et al., 2007; KHONGKLIANG; KONGJAN; O-THONG, 2015; KUCZMAN et al., 2014; LUCAS, 2015; MARI et al., 2020; WATTHIER et al., 2019).

Auphimai, Rukruam e Chaiprasert (2014) conduziram experimentos em frascos contendo 100 mL de volume útil, onde foram adicionados a ARFM (2 gDQO L⁻¹) e o inóculo, proveniente do sistema de tratamento da própria fecularia onde o efluente foi coletado (razão alimento/microrganismo de 0,3). Os frascos foram incubados (37 °C) até o volume acumulado de biogás estabilizar, após 14 dias. Após aferição do volume total do biogás produzido e da porcentagem de metano, foram calculados o rendimento e a produtividade de metano de 289 mL gDQO_{adicionada}⁻¹ e 6,21 mL gSSV⁻¹ d⁻¹, respectivamente.

Khongkliang, Kongjan e O-Thong (2015) também testaram a produção de biogás em frascos, volume útil de 200 mL, a partir de águas residuárias sintéticas,

que simulavam efluentes provenientes da fabricação de produtos amiláceos, dentre eles, a fécula de mandioca. Os ensaios foram realizados em duas fases: a primeira, acidogênica, utilizando um inóculo rico em bactérias produtoras de hidrogênio; na segunda, metanogênica, adicionando ao efluente acidificado (120 mL) um outro inóculo (80 mL), dessa vez rico em microrganismos produtores de metano. Destaca-se que, para a segunda fase, após 18 dias de incubação (60 °C), foram observados rendimentos de metano entre 250,3 e 310,5 L kgDQO_{consumida}⁻¹. O rendimento máximo ocorreu para a menor concentração dentre as testadas, de 9,4 gDQO L⁻¹. Para essa condição, a produtividade de biogás e de metano foram de 5,24 e 2,70 L L⁻¹, respectivamente, ou seja, um teor de metano de 55%. Mas o valor máximo de produtividade de metano (3,9 L L⁻¹) ocorreu para a máxima concentração dentre as testadas (15,9 gDQO L⁻¹). Os autores estimaram ainda uma produção máxima de energia de 12.323 kJ kg DQO⁻¹ para o biogás obtido na segunda fase, e de 13.363 kJ kg DQO⁻¹ quando somado ao potencial energético do hidrogênio presente no biogás gerado na primeira fase. Por fim, os autores ainda concluíram que a ARFM resultou nas maiores produções de metano dentre os efluentes sintéticos testados, preparados também com amido de arroz e milho.

Aumentando a escala, alguns autores avaliaram a produção de biogás tratando ARFM em diferentes configurações de reatores, com volumes de trabalho na faixa de 1,5 a 10,0 L (ARAUJO et al., 2018; COLIN et al., 2007; LUCAS, 2015; MARI et al., 2020; WATTHIER et al., 2019). Colin et al. (2007), por exemplo, trataram ARFM em um reator anaeróbio de fluxo horizontal, com volume útil de 9,46 L, usando bambu como material suporte, a 30 e 19 °C (temperaturas diárias e noturnas, respectivamente). Para a máxima Carga Orgânica Volumétrica (COV) testada (11,8 gDQO L⁻¹ d⁻¹) e TDH de 9,5 h, a produtividade máxima de 3,7 L L⁻¹ d⁻¹ de biogás foi alcançada, com rendimento de 0,36 L gDQO_{removida}⁻¹. Considerando todos os ensaios, o teor de metano manteve-se na faixa de 69-81%.

Com o mesmo objetivo, de investigar a produção de biogás, Araujo et al. (2018) utilizaram um reator de fluxo contínuo e leito empacotado, no qual o material suporte utilizado foi espuma de poliuretano envolta em polipropileno, mantido à temperatura ambiente controlada de 25 °C. Os melhores resultados foram obtidos para a maior COV testada, de 10 g L⁻¹ d⁻¹, e TDH de 18,5 horas, com produção de biogás de 7,56 L d⁻¹ (ou produtividade de 2,68 L L⁻¹ d⁻¹ considerando o volume útil de 2,82 L) e rendimento de 0,31 L gDQO_{consumida}⁻¹. Para a respectiva COV, o teor médio

de metano foi de 69,7% (variando de 66,1 a 76,8% entre todos os ensaios), e a produtividade e rendimento de metano foram de $1,87 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ e $0,22 \text{ L gDQO}_{\text{consumida}}^{-1}$.

Wattthier et al. (2019) trataram ARFM em reatores anaeróbios de leito fixo, utilizando bambu como material suporte em um dos reatores e PVC flexível no outro, com volumes de trabalho de 6 e 8 L, respectivamente, e mantidos à temperatura ambiente controlada de $26 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Os picos de produção de biogás de $1,4 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (bambu) e $1,0 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (PVC) foram observados para a COV de $5,6 \text{ gDQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ e TDH de 2,7 dias. Apesar de não determinarem a composição do biogás, os autores, com base em dados de trabalhos anteriores do mesmo grupo, estimaram que o teor de metano no biogás seria em torno de 73%, resultando em produtividades de $1,02 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (bambu) e $0,74 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ (PVC).

Lucas (2015) optou por tratar a ARFM em duas fases, ou seja, com dois reatores dispostos em série, o primeiro de leito fixo e fluxo ascendente usado para a fase acidogênica (para produção de bio-hidrogênio) e o segundo, horizontal de leito fixo (RAHLF), para a metanogênica. Este último foi incubado ($26\text{-}30 \text{ }^{\circ}\text{C}$) utilizando anéis de bambu como meio suporte e seu volume útil variou entre 7 e $10,5 \text{ L}$. A maior COV testada, de $6 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$, com TDH de 1,1 dia, foi justamente a que resultou na maior produtividade e rendimento de biogás, $1,03 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ e $1,09 \text{ L g}^{-1} \text{ DQO}_{\text{removida}}$, respectivamente, enquanto a produtividade de metano ficou em $0,36 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$. O teor de metano, em contrapartida, apresentou tendência de decréscimo conforme a carga orgânica aplicada aumentava, cuja média, considerando todos os ensaios, foi de 74%.

Mari et al. (2020) também trataram a ARFM em um sistema operado em duas fases, desta vez com reatores anaeróbios operados em bateladas sequenciais com biomassa imobilizada (AnSBBR). O reator metanogênico, com $1,6 \text{ L}$ de volume útil e espuma de poliuretano envolta em polipropileno como material suporte, foi alimentado com o efluente do reator acidogênico e mantido a $30 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Os valores máximos de produtividade de metano ($2,71 \text{ L L}^{-1} \text{ d}^{-1}$) e rendimento de metano ($0,26 \text{ L g}^{-1} \text{ DQO}_{\text{consumida}}$) foram obtidos para uma COV de $12 \text{ g DQO L}^{-1} \text{ d}^{-1}$ e TDH de 6 horas. A concentração de metano se manteve entre 69 e 78%. Considerando o poder calorífico do metano em 36 kJ L^{-1} , os autores estimaram ainda a taxa de produção de energia do biogás em $97,6 \text{ kJ L}^{-1} \text{ d}^{-1}$.

Aumentando ainda mais a escala, Kuczman et al. (2014) operaram um reator

horizontal em escala piloto, 33,6 m³ de volume útil, usando bambu como material suporte. A maior produtividade de biogás (0,43 L L⁻¹ d⁻¹) e o maior rendimento em relação ao consumo de sólidos voláteis (1,76 L gSVT_{consumidos}⁻¹) foram obtidos para a maior temperatura aferida, 27,7 °C, e para a menor COV, em termos de SVT, de 0,57 gSVT L⁻¹ d⁻¹ (TDH = 10 dias). Já o maior rendimento, em relação ao consumo de DQO (0,91 L gDQO_{consumida}⁻¹), foi obtido para a maior COV, em termos de DQO, de 0,77 gDQO L⁻¹ d⁻¹, e para o menor TDH, 7 dias (temperatura de 23,5 °C). A amostra composta de biogás coletada neste ensaio cujo TDH foi de 7 dias revelou um teor de metano de 53,7%, o que resulta em produtividades e rendimento de metano de 0,49 L gDQO_{consumida}⁻¹, 0,519 L gSTV_{consumidos}⁻¹ e 0,20 L L⁻¹ d⁻¹. Ressalta-se que, diferentemente dos trabalhos citados anteriormente, que utilizaram reatores em escala laboratorial e, conseqüentemente, operados em condições controladas, o reator de Kuczman et al. (2014) foi instalado na própria indústria, estando à mercê da temperatura ambiente. Além disso, diversos outros fatores e dificuldades operacionais, como a frequência de alimentação de efluente, influenciaram no desempenho geral do reator, justificando as produtividades e rendimentos de metano menores em relação aos demais estudos de bancada revisados no presente tópico.

É importante complementar que é de praxe que as produtividades e rendimentos de biogás sejam corrigidos para as Condições Padrão de Temperatura e Pressão (CPTP ou STP, do inglês, *Standard Temperature and Pressure*, sendo 273,15 K e 100.000 Pa ou 1 bar), de modo a possibilitar o comparativo na literatura. Entretanto, de todos os estudos citados, apenas Mari et al. (2020) e Kuczman et al. (2014) relatam expressamente que fizeram essa correção.

Na Tabela 2 é apresentado um resumo dos trabalhos citados neste tópico de modo a facilitar uma análise comparativa. Ressalta-se que existem ainda muitos trabalhos na literatura que observaram a digestão anaeróbia de ARFM com enfoque na obtenção, separação e reaproveitamento de outros subprodutos que não o metano, especialmente o bio-hidrogênio, mas também bioetanol, ácidos orgânicos ou biofertilizante (ANDREANI et al., 2015, 2019, 2022; BOLONHESI et al., 2023; MARTINEZ-BURGOS et al., 2020; MEIER et al., 2020; O-THONG et al., 2011; PADI; CHIMPHANGO, 2020b; SREETHAWONG et al., 2010; TONELLO et al., 2018; TORRES et al., 2017). Neste tópico, porém, foram apresentados apenas trabalhos experimentais que tiveram como objetivo a obtenção do biogás, cuja composição

pode inclusive conter uma fração de gás hidrogênio, mas sempre com enfoque na produção do metano.

Observando a Tabela 2, destaca-se o fato de os trabalhos em escala piloto serem mais escassos. Além disso, é relevante notar que, de forma geral, o teor de metano obtido é menor do que para os estudos em escala de bancada. Uma somatória de fatores é responsável por essa diferença, mas basicamente, quanto maior a escala, maior a complexidade do sistema, tornando mais difícil o controle tanto dos parâmetros físico-químicos, quanto do comportamento da microbiota, responsável pela conversão da matéria orgânica a metano e/ou outros subprodutos intermediários, conforme visto nas rotas metabólicas apresentadas anteriormente.

Portanto, a tentativa de reprodutibilidade em escala industrial das metodologias descritas na literatura ainda encontra barreiras. Quando há iniciativa por parte das fecularias de captação do biogás gerado durante o tratamento da ARFM, para posterior reaproveitamento, são necessárias adaptações em relação aos sistemas observados na literatura. Em vez de um biorreator robusto, a digestão anaeróbia geralmente ocorre em uma lagoa coberta, sem agitação, sem controle de parâmetros como temperatura e pH, sem manutenção (e.g. retirada de lodo) e sem projeto adequado. As próprias dimensões da lagoa, muito maiores que as dos reatores utilizados em escala laboratorial e piloto, criam condições hidrodinâmicas, cinéticas e, conseqüentemente, biológicas totalmente diferentes das condições proporcionadas em tais reatores. Essas diferenças culminam em resultados divergentes e, na maioria das vezes, não tão satisfatórios como os observados na literatura a partir de estudos de bancada.

Dessa forma, a simulação em escala industrial se apresenta como uma estratégia pertinente para aumentar a previsibilidade e reprodutibilidade dos sistemas propostos. Nesse sentido, a revisão bibliográfica apresentada neste tópico e sintetizada na Tabela 2 auxilia na compreensão de alguns dos principais fatores envolvidos na produção de biogás a partir de ARFM, e, conseqüentemente, baseia o aumento de escala e modelagem das estratégias de recuperação energética deste biogás, conforme proposto pelo presente trabalho.

Tabela 2 – Tabela comparativa dos trabalhos empíricos de produção de biogás a partir de ARFM (em ordem de escala).

Referência/ substrato	Reator	Volume útil	Material suporte	TDH	T (°C)	COV (gDQO L ⁻¹ d ⁻¹)	Remoção de DQO (%)	Rendimento	Produtividade	Teor de CH ₄ (%)
Auphimai, Rukruam e Chaiprasert (2014) / ARFM	Frascos	100 mL	-	14 d ^a	37	2 ^b	-	0,29 LCH ₄ gDQO _{adicionada} ⁻¹	6,21 mLCH ₄ gSSV ⁻¹ d ⁻¹	-
Khongkliang, Kongjan e O-Thong (2015) / ARFM _{sintética(acidificada)}	Frascos	200 mL	-	18 d ^a	60	9,4- 15,9 ^b	75,5-84,9	0,25-0,31 LCH ₄ gDQO _{removida} ⁻¹	2,70-3,90 LCH ₄ L ⁻¹	55,0
Mari et al. (2020) / ARFM _(acidificada)	AnSBBR	1,6 L	PP+PU	6-12 h	30	3,7- 12,0	60,0-94,0	0,13-0,26 LCH ₄ gDQO _{removida} ⁻¹	0,49-2,71 LCH ₄ L ⁻¹ d ⁻¹	69,0- 78,0
Araujo et al. (2018) / ARFM	RALE	2,82 L	PP+PU	0,77- 3,45 d	25	2,5- 10,0	98,4-99,0	0,03-0,21 LCH ₄ gDQO _{removida} ⁻¹	0,21-1,87 LCH ₄ L ⁻¹ d ⁻¹	66,1- 76,8
Colin et al. (2007) / ARFM	RAHLF	9,46 L	bambu	9,5- 43,2 h	19- 30	1,1- 11,8	87,1-91,3	0,36 Lbiogás gDQO _{removida} ⁻¹	0,52-3,70 Lbiogás L ⁻¹ d ⁻¹	69,0- 81,0
Wattthier et al. (2019) / ARFM	RAHLF	6 L/8 L	bambu/ PVC	0,8- 4,0 d	26	1,7- 15,0	90,0-99,5	-	0,26-1,40 Lbiogás L ⁻¹ d ⁻¹	-
Lucas (2015) / ARFM _(acidificada)	RAHLF	7-10,5 L	bambu	1,1-5 d	26- 30	1,54- 6,0	97,8-98,7	0,58-1,09 LCH ₄ gDQO _{removida} ⁻¹	0,11-0,36 LCH ₄ L ⁻¹ d ⁻¹	74,0
Kuczman et al. (2014) / ARFM	RATH	33,6 m ³	bambu	7-13 d	21,5- 27,7	0,56- 0,77	67,5-88,3	0,37-0,91 Lbiogás gDQO _{removida} ⁻¹	0,13-0,43 Lbiogás L ⁻¹ d ⁻¹	53,7

Fonte: Elaboração própria (2023), a partir das fontes indicadas na tabela.

Siglas: AnSBBR = reator anaeróbio operado em bateladas sequenciais com biomassa imobilizada; RALE = reator anaeróbio de leito empacotado; RAHLF = reator anaeróbio horizontal de leito fixo; RATH = reator anaeróbio tubular horizontal; PP = polipropileno; PU = poliuretano (espuma); PVC = policloreto de vinila.

Nota: ^a O termo, nesses casos, é “tempo de incubação”, uma vez que o termo “TDH” se aplica apenas para sistemas contínuos; ^b O parâmetro, nesses casos, é a concentração de matéria orgânica, em gDQO L⁻¹, por se tratar de ensaios em batelada (frascos).

2.3 MODELAGEM COMO FERRAMENTA PARA SIMULAÇÕES EM ESCALA INDUSTRIAL

Considerando as dificuldades citadas no final do tópico 2.2 para o aumento de escala dos estudos de produção de biogás via digestão anaeróbia de ARFM, modelos matemáticos surgem como ferramentas que possibilitam a simulação do comportamento desses sistemas em escala industrial. Utilizando os resultados observados na literatura de pesquisas em escala de bancada, juntamente com informações dos sistemas produtivos e de tratamento de efluente atualmente instalados nas fecularias, pode-se construir um banco de dados a partir do qual é possível modelar e simular diferentes cenários de produção de biogás em escala real variando os dados de entrada de acordo com a realidade das indústrias. Dessa forma, em comparação com os extensivos estudos experimentais, as técnicas de modelagem e simulação representam uma alternativa mais rápida, econômica e confiável na previsão de resultados dos mais diversos processos industriais, incluindo a produção de biogás por meio da digestão anaeróbia.

Segundo Lona (2018), dois tipos comuns de modelos matemáticos utilizados para aumento de escala são os teóricos (ou fundamentais) e os fenomenológicos. Os primeiros se utilizam das leis básicas da física e da química que caracterizam o processo, utilizando diretamente os dados empíricos, enquanto os últimos são mais robustos e utilizam parâmetros cujos valores são obtidos no próprio processo, representando-o de forma mais realista. Os modelos fenomenológicos podem ser obtidos, por exemplo, por meio das leis que regem o balanço de massa e energia.

Nos subtópicos a seguir, serão apresentados trabalhos em que modelos matemáticos foram utilizados para simular a produção de biogás e a consequente geração de bioenergia através do biogás produzido. Será dado maior enfoque em trabalhos que utilizaram modelos fenomenológicos, com simulações computacionais, mas alguns modelos teóricos também serão abordados. Além disso, serão descritos os resultados dos casos em que os autores complementaram o trabalho com análises de viabilidade econômica a partir das simulações.

2.3.1 Simulação da Produção de Biogás

Muitos exemplos de aplicação de modelos teóricos para o aumento de escala

em sistemas de digestão anaeróbia com foco na produção de biogás podem ser encontrados na literatura. No cenário brasileiro, a maior parte desses estudos foram elaborados para o tratamento de vinhaça (ALBANEZ et al., 2016; FUESS et al., 2017; VOLPINI et al., 2018). Já para a ARFM, encontra-se uma quantidade menor de estudos que utilizaram modelos para simular o aumento de escala da produção de biogás, mesmo englobando o cenário internacional (MARI, 2018; YIN et al., 2019). O ponto em comum entre todos esses estudos é a utilização de equações algebro-diferenciais que simplificam a extrapolação apenas adotando para alguns parâmetros os valores já obtidos em trabalhos prévios em escala laboratorial. Em alguns casos são feitas adaptações no sistema de tratamento de modo a torná-lo tecnicamente viável em escala industrial, com a utilização de vários reatores com características de batelada, mas operados em paralelo, para possibilitar o processamento contínuo do efluente (ALBANEZ et al., 2016; MARI, 2018; VOLPINI et al., 2018). De todo modo, a utilização de modelos teóricos para aumento de escala acaba por assumir que o processo em si, nesse caso a digestão anaeróbia, ocorre de forma similar em ambas as escalas, ajustando e extrapolando os resultados.

Modelos fenomenológicos que explicam a digestão anaeróbia também foram sendo criados e sucessivamente aperfeiçoados desde 1968 por diversos autores, como Andrews, Angelidaki, Batstone, Blesgen, Christensen, Graef, Hass, Lawrence, Mccarty e Vavilin (apud RAJENDRAN et al., 2014). Com base nesses estudos, Rajendran et al. (2014) propôs então um modelo de simulação de processo (PSM, do inglês *process simulation model*) mais robusto utilizando o software Aspen Plus® (Aspen Technology, Inc., Bedford, MA, USA). Este é o primeiro trabalho que considera parâmetros de processo, como carga orgânica, TDH e cinética das reações. O banco de dados embutido no PSM inclui reações intermediárias, inibidores e parâmetros cinéticos. O modelo foi avaliado para reatores operando a 55 °C e validado frente a resultados experimentais para diferentes escalas (bancada, piloto e industrial) e tipos de efluente (dejetos bovino, dejetos suíno, restos de comida, efluente de abatedouro, resíduos cítricos e resíduo sólido urbano). Análises de sensibilidade revelaram ainda que, mesmo para uma variação em até $\pm 20\%$ da composição do efluente e das extensões das reações, o modelo se mantém preciso. Portanto, os autores concluíram que o PSM é capaz de estimar com precisão a produção de biogás a partir de diversos efluentes e em diferentes condições de

processo.

Alfonso-Cardero et al. (2021) se basearam no modelo de Rajendran et al. (2014) e incluíram reações de redução de sulfato, com o objetivo de modelar a digestão anaeróbia de vinhaça na indústria sucroalcooleira. Outra adaptação foi a adição de um módulo de correção de pH do efluente devido à sua acidez. O agente alcalinizante adotado foi o Ca(OH)_2 (hidróxido de cálcio) por já ser utilizado na única planta de biogás de Cuba (país onde o estudo foi desenvolvido) e por conta de seu baixo custo em comparação ao hidróxido de sódio e ao bicarbonato de sódio. Além disso, esse produto não promove aumento na precipitação e, consequentemente, na toxicidade do íon Ca^{2+} , como ocorre para o CaCO_3 (carbonato de cálcio). O modelo foi validado frente a resultados experimentais já publicados que avaliaram a produção de biogás a partir de vinhaça tratada em reatores de escala laboratorial (10 L) e piloto (75 m³). As simulações resultaram em produtividade de biogás entre 3,69 Nm³ m⁻³_{reator} d⁻¹ (escala laboratorial) e 8,25 Nm³ m⁻³_{reator} d⁻¹ (escala piloto); e rendimentos de metano entre 0,2033 Nm³ kgDQO_{removida}⁻¹ (escala laboratorial) e 0,3033 Nm³ kgDQO_{removida}⁻¹ (escala piloto).

Observando a diferença entre os resultados dos estudos em laboratório e os resultados da simulação, Alfonso-Cardero et al. (2021) calcularam um erro médio relativo (MrE) na faixa de 9,6-12,4% e de 4,8-12,4% para os rendimentos de metano e de biogás, respectivamente, de 3,5-5,1% para teor de metano e de 5,8-14,6% para remoção de DQO. Já comparando-se os resultados do estudo em escala piloto com os simulados, foram encontrados MrE's de 2,4%, 15,9%, 1,0% e 15,7% para os mesmos 4 parâmetros, respectivamente. Ademais, os autores aplicaram uma análise estatística (ANOVA) e observaram que não houve diferença significativa ($p > 0,05$) entre os resultados experimentais e os simulados. Os autores concluíram então que o modelo é capaz de estimar os principais parâmetros da produção de biogás a partir de vinhaça em diferentes condições e escalas, com precisão média para os parâmetros rendimento de metano, remoção de DQO e rendimento de biogás e com precisão alta para o teor de metano.

Ramasary et al. (2022) também utilizaram o modelo de Rajendran et al. (2014) para simular a produção de biogás a partir do efluente da extração do óleo de palma (POME, do inglês *Palm Oil Mill Effluent*), visto que, segundo os autores, não se encontrava na literatura até então nenhum estudo de modelagem voltado especificamente para este efluente. Os autores utilizaram como base duas

configurações de sistema de tratamento do POME por digestão anaeróbia, uma com e outra sem recirculação do efluente, e confrontaram os resultados de produção de biogás e metano simulados com os resultados experimentais de estudos publicados, obtendo 1,9 e 4,4% de desvio absoluto, respectivamente. Com esses resultados apresentando desvios abaixo de 5%, os autores consideram o PSM validado para futuras simulações de produção de biogás e metano a partir do POME.

Até o presente momento, o único estudo que utilizou um modelo fenomenológico para simular a produção de biogás a partir de digestão anaeróbia de ARFM foi o de Padi e Chimphango (2020). Os autores também utilizaram como base o modelo de Rajendran et al. (2014) construído no Aspen Plus® e o adaptaram com base em outras referências da literatura. Uma das adaptações foi a inserção de um aquecedor para que a mistura da ARFM com o bagaço de mandioca atingisse 55 °C antes de adentrar o biodigestor (LUO; XIE; ZHOU, 2009). Outra importante contribuição foi a montagem de um novo conjunto de equações, mantendo apenas algumas do modelo original de Rajendran et al. (2014) e incorporando outras referenciadas em diferentes estudos (HUMBIRD et al., 2011; PERIS, 2011). Em comparação ao trabalho de Rajendran et al. (2014), Padi e Chimphango (2020) desconsideraram as reações envolvendo alguns ácidos orgânicos, como por exemplo o ácido butírico. Apesar de não justificarem explicitamente, acredita-se que o objetivo dos autores foi a simplificação das rotas metabólicas eleitas para a simulação. Em contrapartida à desconsideração desses ácidos orgânicos, houve a inclusão de reações relacionadas ao ácido láctico para contemplar esse importante produto intermediário da digestão anaeróbia de ARFM. Além disso, nesse novo modelo, todas as reações passaram a ocorrer num mesmo reator estequiométrico, deixando de existir o reator cinético. Para tanto, os fatores de conversão das reações foram recalculados assumindo que houvesse uma remoção de 85% de DQO do efluente (LUO; XIE; ZHOU, 2009).

Padi e Chimphango (2020) adotaram para a simulação uma fecularia que, numa taxa diária, produz 200 t de amido a partir do processamento de 842 t de raiz de mandioca e gera 9.067,92 t de ARFM e 179,96 t de bagaço de mandioca, que foi incorporado no tratamento, simulando a codigestão com a ARFM. Além dessas vazões, a composição química, outro importante dado de entrada no modelo, foi obtida de estudos que já haviam caracterizado a ARFM (AUPHIMAI; RUKRUAM; CHAIPRASERT, 2014; COLIN et al., 2007) e o bagaço de mandioca (VIRUNANON

et al., 2013; ZHANG et al., 2016). Por fim, as produções de biogás e de metano obtidas foram, respectivamente, de 8,175 e 1,69 t h⁻¹ (aproximadamente 5.250 e 2.415

Nm³ h⁻¹). Os autores reportaram ainda as frações molares dos quatro principais componentes do biogás: 0,46 de metano (CH₄); 0,026 de hidrogênio (H₂); 0,452 de gás carbônico (CO₂); e 0,058 de sulfeto de hidrogênio (H₂S). Ou seja, o teor de metano obtido 46% (mol/mol) está abaixo dos teores alcançados pelos estudos experimentais apresentados na seção anterior (ARAUJO et al., 2018; COLIN et al., 2007; KHONGKLIANG; KONGJAN; O-THONG, 2015; KUCZMAN et al., 2014; LUCAS, 2015; MARI et al., 2020).

Nota-se, portanto, que a literatura ainda carece de modelos matemáticos que permitam uma boa reprodutibilidade dos resultados empíricos de produção de biogás a partir de ARFM. A utilização de simulação computacional de processos industriais se mostra como um caminho para preencher essa lacuna, mas ainda há necessidade de aprimoramento dos processos envolvidos para que se atinja uma melhor previsibilidade dos resultados, especialmente no que tange à produção de biogás e, conseqüentemente, o potencial do seu reaproveitamento.

2.3.2 Simulação da Geração de Bioenergia com Análise de Viabilidade Econômica

Há inúmeras formas de reaproveitar o biogás gerado por meio da digestão anaeróbia de águas residuárias do setor agroindustrial. Uma das formas mais comuns e que possui alta eficiência de conversão, é a geração de energia térmica. Nas indústrias que possuem caldeira movida tanto à lenha quanto a gás, esta destinação do biogás se torna prática do ponto de vista técnico, pois basta realizar a substituição do cavaco de madeira pelo biogás como combustível da caldeira; e do ponto de vista financeiro, pois não necessita investimentos ou custos operacionais com equipamentos adicionais. Esta destinação se destaca em fecularias, nas quais a demanda de energia térmica para o processo de secagem da fécula é alta.

Ademais, o biogás pode ainda ser utilizado para gerar energia elétrica quando destinado a um sistema moto-gerador. Em alguns casos, a utilização de um ciclo combinado, ou sistema CHP (do inglês, *Combined Heat and Power*) possibilita a geração de energia térmica a partir de um trocador de calor acoplado ao gerador. A geração de eletricidade tem potencial tanto para suprir a demanda interna da

indústria como ainda para ter seu excedente revendido na rede de distribuição. Ou seja, apesar de possuir uma eficiência de conversão menor e de requerer custos geralmente mais altos em relação à geração de energia térmica, a geração de eletricidade também pode trazer benefícios econômicos para a agroindústria.

É possível ainda a purificação do biogás a biometano, de modo a possibilitar seu uso em substituição a diversos combustíveis fósseis, como o diesel e o gás natural; ou ainda a produção de gás de síntese, intermediário para diversos outros produtos, em especial combustíveis como metanol e dimetil éter (BONFIM-ROCHA et al., 2018; DE FRANÇA LOPES et al., 2020). A existência de várias alternativas de destinações para o biogás torna ainda mais importante um bom planejamento técnico previamente à escolha e à execução, pelas indústrias, de um ou mais tipos de sistemas de reaproveitamento energético do biogás. A modelagem possui papel chave no cumprimento deste objetivo, permitindo que o potencial energético de cada alternativa seja estimado, antecipando resultados e possibilitando a comparação de diferentes cenários de utilização do biogás.

Os modelos matemáticos podem ser utilizados não apenas para prever a produção de biogás em determinadas condições, conforme visto no tópico 2.3.1, mas também para simular diversos outros processos que podem ser acoplados na sequência da digestão anaeróbia com o objetivo de reaproveitamento energético do biogás gerado. Na utilização da modelagem fenomenológica, alguns softwares permitem complementar a análise de produção de bioenergia do ponto de vista econômico, de maneira prática e automática, a partir de extensos bancos de dados. Mesmo quando da utilização de modelos teóricos para a produção de bioenergia, ainda é possível aplicar análises econômicas usando como base metodologias consagradas e por meio da adoção de valores de referências para determinados parâmetros.

A seguir serão descritos alguns trabalhos que envolveram avaliações técnico-econômicas de sistemas de reaproveitamento energético de biogás gerado no tratamento de efluentes agroindustriais. Alguns deles já foram abordados no tópico 2.3.1, em relação à simulação do processo de digestão anaeróbia, e agora são apresentados os resultados complementares que dizem respeito à produção de bioenergia e às análises econômicas.

Com o objetivo de avaliar diferentes estratégias de recuperação energética do biogás gerado a partir da digestão anaeróbia de vinhaça da indústria sucroalcooleira

em sistemas de duas fases, Fuess et al. (2018b) simularam cinco cenários: (CE-1) sem produção de biogás rico em hidrogênio (biogás-H₂); (CE-2) purificação do biogás-H₂ para revenda; (CE-3) produção de biohitano (do inglês, *biohythane*) pela mistura do biogás-H₂ com o biogás rico em metano (biogás-CH₄); (CE-4) aprimoramento da produção de biogás-CH₄ pela injeção do biogás-H₂ purificado na fase metanogênica; e (CE-5) um cenário extra considerando a digestão anaeróbia em fase única, para efeitos comparativos. Ademais, os autores também simularam a recuperação energética do biogás resultante em três diferentes sistemas: motor de combustão interna (MCI); turbina a gás (TBG); e turbina a gás seguida de turbina a vapor, num ciclo combinado (CC); sendo que foi considerada geração de energia térmica e elétrica nos dois primeiros e apenas energia elétrica no último.

Para a produção de biogás, Fuess et al. (2018b) utilizaram calculadoras, implementadas no software Aspen Plus®, que estimaram as vazões de biogás rico em hidrogênio e de biogás rico em metano, a partir de equações teóricas e de dados experimentais da literatura. Os sistemas de recuperação de bioenergia, por sua vez, foram modelados no mesmo software, tendo como biocombustível o biogás cuja vazão e composição foi determinada pelas calculadoras e de acordo com o cenário adotado.

Os resultados das simulações conduzidas por Fuess et al. (2018b) revelaram que as maiores produções totais de energia ocorreram para os cenários CE-3 e CE-4, ou seja, para a produção de biohitano e para a injeção de biogás-H₂ purificado na fase metanogênica; e para o sistema composto pela turbina a gás, atingindo um máximo de 16,2 MW de energia produzida (7,9 MW de energia elétrica e 8,3 MW de energia térmica). Em contrapartida, o sistema composto pelo ciclo combinado (turbina a gás, seguida de turbina a vapor), gerou a maior quantidade de energia elétrica dentre os sistemas simulados, atingindo 10,8 MW para o CE-3. Fuess et al. (2018b) também calcularam as eficiências de conversão. Apesar de o ciclo combinado resultar nas maiores eficiências de conversão a energia elétrica (56,0 a 57,8%, sem diferença significativa entre os cenários), a turbina a gás obteve as maiores eficiências globais de conversão, com máxima de 86,7% para o cenário que considerou a produção de biohitano (CE-3).

O cenário simulado por Fuess et al. (2018b) em que a digestão anaeróbia da vinhaça de indústria sucroalcooleira ocorreu em fase única (CE-5) obteve as menores produções de energia, com 11,2/12,5/8,3 MW para os sistemas compostos

pelo motor de combustão interna, pela turbina a gás e pelo ciclo combinado, respectivamente. Mesmo assim, a partir de análises econômicas, os autores concluíram que essa estratégia pode ser economicamente mais viável que (ou tão viável como) as demais, que contam com separação de fases, por conta dos baixos custos operacionais. Foram obtidos valores similares para os parâmetros avaliados em todos os cenários: Valor Presente Líquido = USD 270,19 mi–USD 281,47 mi; Taxa Interna de Retorno = 22,2-22,7%; e Tempo de Retorno = 5,6-5,8 anos para CE-1 a CE-4; Valor Presente Líquido = USD 282,71 mi–USD 285,32 mi; Taxa Interna de Retorno = 22,9-23,0%; e Tempo de Retorno = 5,5 anos para CE-5.

Alfonso-Cardero et al. (2021) utilizaram o software Aspen Plus® para simular a utilização do biogás produzido a partir da digestão anaeróbia de vinhaça de indústria sucroalcooleira em três cenários: (S-1) geração de energia elétrica e térmica em um sistema CHP; (S-2) purificação a biometano para utilização como combustível veicular; e (S-3) purificação a biometano para injeção em gasoduto. Para a simulação, os autores consideraram vazão e rendimento de biogás de $1.245 \text{ Nm}^3 \text{ h}^{-1}$ e $17 \text{ m}^3 \text{ m}^{-3} \text{ vinhaça}$, respectivamente. No cenário S-1, a energia elétrica líquida (ou seja, subtraindo a demanda de eletricidade do processo de digestão anaeróbia do total de energia gerada) que pode ser produzida anualmente foi estimada em 17,2 GWh, com eficiência líquida de 33%, enquanto a energia térmica gerada anualmente foi estimada em 21,9 GWh, a qual é capaz de suprir em torno de 10% da demanda da destilaria ($380 \text{ kg}_{\text{vapor}} \text{ h}^{-1} \text{ Letanol}^{-1}$), com eficiência líquida de 42% (75% de eficiência total para o sistema CHP). Nos cenários S-2 e S-3 a energia líquida gerada corresponde ao potencial energético do biometano purificado, tendo sido estimada em 40,2 e 41,8 GWh, e com eficiências líquidas de 77 e 80%, respectivamente.

O potencial de substituição de combustíveis fósseis pelo biogás produzido a partir da digestão anaeróbia da vinhaça de indústria sucroalcooleira foi avaliado por Alfonso-Cardero et al. (2021) no cenário energético cubano. A produção de 292 GWh de eletricidade é capaz de substituir cerca de 2,3% da energia elétrica produzida nas termelétricas cubanas em 2019. Caso o destino desse mesmo biogás fosse a purificação a biometano para combustível veicular, $59 \cdot 10^3$ toneladas de óleo equivalente poderiam ser substituídas, representando cerca de 20,2% da demanda de diesel do setor de transportes em Cuba. Ademais, considerando que o biogás gerado nas destilarias fosse integralmente purificado a biometano e injetado no

gasoduto, $11 \cdot 10^6 \text{ m}^3$ de gás natural poderiam ser substituídos, aproximadamente 9,3% da demanda cubana.

Alfonso-Cardero et al. (2021) avaliaram ainda a viabilidade econômica dos três cenários simulados. De maneira geral, o cenário S-1 (sistema CHP, com revenda de eletricidade) demonstrou o melhor desempenho econômico dentre as alternativas avaliadas, com Taxa Interna de Retorno de 21,1% e Tempo de Retorno de aproximadamente 7 anos. Não foi observada diferença significativa entre os cenários S-2 e S-3 (purificação a biometano), com Valor Presente Líquido em torno de USD 3,2 milhões e Taxa Interna de Retorno por volta de 13%. Apesar de concluírem que os cenários relacionados ao biometano são lucrativos, os autores destacaram que os investimentos necessários podem ser classificados como de alto risco, uma vez que os valores da Taxa Interna de Retorno estão muito próximos à taxa de juros adotada, de 11%. Por fim, a partir de análises de sensibilidade, os autores definiram que a utilização de biogás para geração de energia térmica e elétrica em um sistema CHP só é viável em destilarias com capacidade de produção acima de $72 \text{ m}^3_{\text{etanol}} \text{ d}^{-1}$.

Yin et al. (2019) avaliaram diferentes estratégias de gerenciamento energético em fecularias de mandioca a partir da utilização do biogás produzido no tratamento da ARFM para gerar energia térmica e elétrica. Os autores consideraram um módulo de conversão de energia no qual o biogás pode ser destinado tanto para um sistema CHP quanto para uma caldeira. No sistema CHP, os gases de combustão gerados na queima do biogás são expandidos em uma turbina, gerando energia mecânica, que por sua vez é convertida à eletricidade em um moto-gerador. O gás de exaustão do gerador passa ainda por um trocador de calor, aquecendo água e gerando uma corrente de vapor, ou seja, energia térmica. Em contrapartida, quando o biogás é destinado diretamente à caldeira, sua queima é utilizada apenas para gerar energia térmica por meio do aquecimento de água. Em ambos os casos, a energia térmica armazenada no vapor d'água é utilizada para aquecer uma corrente de ar, que será destinada para o processo de secagem da fécula.

Baseando-se em um modelo teórico e em dados da literatura, Yin et al. (2019) simularam três diferentes estratégias para geração de bioenergia: (ST1) a caldeira usa o biogás para atender toda a energia térmica da fecularia e o biogás excedente é destinado ao sistema CHP para gerar energia elétrica; (ST2) o sistema CHP usa o biogás para atender a demanda de energia elétrica da fecularia e o biogás

excedente é destinado à caldeira para gerar energia térmica; (ST3) a corrente de biogás é distribuída entre a caldeira e o sistema CHP de modo a gerar o máximo de energia elétrica após atendida a demanda de energia térmica da fecularia pela soma do que foi produzido pela caldeira e pelo trocador de calor. Foi adotada uma unidade funcional de 1.000 kg de fécula de mandioca produzida e, conseqüentemente, 148,1 m³ de biogás produzidos pelo tratamento da ARFM.

Na estratégia 1, Yin et al. (2019) estimaram que a caldeira gera 1311 MJ de energia térmica (demanda total da planta) e que o restante do biogás, destinado ao sistema CHP, possibilita a geração de 704,7 MJ de energia elétrica e um excedente de 285,2 MJ de energia térmica, sendo necessário o aporte de 21 MJ de eletricidade da rede de distribuição para atender a demanda total da planta (725,7 MJ). Na estratégia 2, foi estimada a geração de 725,6 MJ de eletricidade (demanda total) e de 293,7 MJ de energia térmica pelo sistema CHP, e o biogás restante, destinado à caldeira, possibilita a geração adicional de 1267,7 MJ de energia térmica (excedendo em 250,4 MJ a demanda da planta). Na estratégia 3, os autores calcularam uma distribuição da corrente de biogás capaz de maximizar a geração de energia elétrica pelo sistema CHP, atingindo 875,6 MJ (ou seja, 150 MJ excedentes), enquanto a demanda de energia térmica da planta é atendida com a geração de 956,6 MJ pela caldeira e de 354,4 MJ pelo trocador de calor. Em suma, uma vez satisfeita a demanda de calor da planta, as estratégias 1 e 2 resultaram em excedentes de energia térmica de 285,2 e 250,4 MJ, respectivamente, enquanto as estratégias 1 e 3 resultaram em déficit de eletricidade de 21 MJ (ou 5,8 kWh) e excedente de eletricidade de 150 MJ (ou 41,6 kWh), respectivamente.

Yin et al. (2019) atestaram ainda que as eficiências energéticas totais da estratégia 1 (70,6%) e da estratégia 3 (67,1%) são a maior e menor dentre as três simuladas, respectivamente, e justificaram esse resultado pelo fato de que primeira prioriza a geração de energia térmica, com maior eficiência de conversão (85%), enquanto a última prioriza a geração de eletricidade, com menor eficiência de conversão (41%). Os autores calcularam que a quantidade mínima de biogás necessária para suprir toda a demanda de energias térmica e elétrica necessárias para produzir 1.000 kg de fécula é de 134,8 m³ de biogás.

Considerando a revenda da energia excedente e baseando-se em dados da literatura, Yin et al. (2019) estimaram o lucro anual da estratégia 3 em CNY 8,55 milhões. Os autores estimaram ainda que o custo de projeto desta estratégia é de

aproximadamente CNY 27,24 milhões. Por fim, os autores dividiram o custo de projeto pelo lucro anual e consideraram que o Tempo de Retorno do investimento seria de aproximadamente 3,18 anos. É importante se fazer uma ressalva de que esta estimativa de Tempo de Retorno realizada por Yin et al. (2019) configura uma análise simplista, uma vez que não considera os custos operacionais, a vida útil da planta, a taxa de juros, dentre outros fatores relevantes para a robustez de análise de viabilidade econômica.

Partindo da produção de $8,175 \text{ t h}^{-1}$ de biogás por meio da simulação da codigestão anaeróbia de ARFM e bagaço de mandioca (conforme relatado no tópico 2.3), Padi e Chimphango (2020b) simularam a utilização desse biogás para suprir a demanda de energia térmica da indústria, considerando o calor necessário para os processos de secagem da fécula e de pré-aquecimento do substrato anterior ao biodigestor. Assim como para o módulo de digestão anaeróbia, a simulação do módulo de geração de bioenergia também foi conduzida no software Aspen Plus®. Parte da corrente de biogás ($6,835 \text{ t h}^{-1}$) se junta a uma corrente de ar atmosférico ($38,96 \text{ t h}^{-1}$) e a mistura é queimada ($1.600 \text{ }^{\circ}\text{C}$; $1,97 \text{ atm}$), gerando $45,80 \text{ t h}^{-1}$ de gases de combustão. Por sua vez, a corrente de gases de combustão ($1.600 \text{ }^{\circ}\text{C}$), é dividida, sendo destinadas $33,66 \text{ t h}^{-1}$ para o pré-aquecedor do biodigestor e $12,14 \text{ t h}^{-1}$ para um trocador de calor, o qual é capaz de gerar 185 t h^{-1} de ar quente ($170 \text{ }^{\circ}\text{C}$; 3 atm) para a secagem da fécula. O aporte parcial da corrente de biogás ($6,835 \text{ t h}^{-1}$) considerou o suprimento da demanda de energia térmica de uma indústria com processamento de 842 t d^{-1} de mandioca, produção de 200 t d^{-1} de fécula, e demanda de 3257 MJ para secar uma tonelada de fécula, resultando numa corrente excedente de biogás de $1,34 \text{ t h}^{-1}$, o que significa que ainda há potencial para o reaproveitamento energético do biogás gerado na digestão anaeróbia.

Padi e Chimphango (2020b) utilizaram o suplemento *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA), do software Aspen Plus®, para avaliar a viabilidade econômica da geração de energia térmica a partir do biogás produzido na codigestão anaeróbia de ARFM e bagaço de mandioca. Para uma planta com capacidade de produção de 200 t d^{-1} de fécula, o custo de projeto total foi estimado em USD 51,88 milhões, enquanto os custos operacionais foram previstos em USD 8,87 milhões por ano, dos quais quase metade (43,69%) são custos relacionados aos juros (taxa considerada de 28%). Mesmo assim, os autores constataram a viabilidade econômica do projeto, com Valor Presente Líquido de USD 92,71 milhões

e Taxa Interna de Retorno de 38,89%.

Na Tabela 3 é apresentado um resumo dos trabalhos discutidos no presente tópico.

Tabela 3 – Tabela comparativa dos trabalhos de simulação da geração de bioenergia com análise de viabilidade econômica.

Referência/ efluente	Produção de biogás	Geração de bioenergia				Viabilidade econômica				
		Tipo	Estratégia/cenário	Geração de bioenergia	η^a (%)	Capacidade da planta	Geração de efluente	VPL (mi USD)	TIR (%)	TR (anos)
Fuess et al. (2018b) / vinhaça	2634 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	E+T	MCI: Motor de combustão interna	6,1 MW (E) 5,1 MW (T)	75,1	1,072,5 $\text{m}^3_{\text{etanol}} \text{d}^{-1}$ + 1.027,5 $\text{t}_{\text{açúcar}} \text{d}^{-1}$	382,81 $\text{m}^3_{\text{vinhaça}} \text{h}^{-1}$	282,71- 285,32	22,9- 23,0	5,5
		E+T	TBG: Turbina a gás	6,1 MW (E) 6,4 MW (T)	84,0					
		E	CC: Ciclo combinado (turbina a gás + turbina a vapor)	8,3 MW	56,0					
Alfonso-Cardero et al. (2021) / vinhaça	1245 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	E+T	S-1: Ciclo combinado (turbina a gás + trocador de calor)	2,65 MW (E) ^c 3,38 MW (T) ^c	75,0	144,38 $\text{m}^3_{\text{etanol}} \text{d}^{-1}$	96,25 $\text{m}^3_{\text{vinhaça}} \text{h}^{-1}$	12,17	21,16	6,89
		BM	S-2: Combustível veicular	6,20 MW ^c	77,0			3,18	12,98	14,4
		BM	S-3: Injeção em gasoduto	6,45 MW ^c	80,0			3,05	12,87	14,6
Yin et al. (2019) / ARFM	1233,3 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$	E+T	ST1: Demanda de energia térmica é atendida e excedente de biogás gera energia elétrica	1,63 MW (E) ^d 3,69 MW (T) ^d	70,6	200 $\text{t}_{\text{fécula}} \text{d}^{-1}$	220,58 $\text{m}^3_{\text{ARFM}} \text{h}^{-1}$	-	-	-
		E+T	ST2: Demanda de energia elétrica é atendida e excedente de biogás gera energia térmica	1,68 MW (E) ^d 3,61 MW (T) ^d	70,1			-	-	-
		E+T	ST3: Biogás é distribuído entre caldeira e CHP de modo a maximizar a geração de energia elétrica	2,03 MW (E) ^d 3,04 MW (T) ^d	67,1			-	-	3,18
Padi e Chimphango (2020b) / ARFM	5250 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$ (4389 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$) ^b	T	Combustão + trocador de calor	7,54 MW	-	200 $\text{t}_{\text{fécula}} \text{d}^{-1}$	377,83 $\text{m}^3_{\text{ARFM}} \text{h}^{-1}$	92,71	38,89	-

Fonte: Elaboração própria (2023) a partir das fontes indicadas na tabela.

Notas: ^a η = eficiência de conversão; ^b a geração de energia considerou a combustão de apenas parte da vazão total de biogás produzido (4389 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$), restando uma vazão excedente de 861 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$ de biogás; ^c 270 dias de operação por ano; ^d 200 $\text{t}_{\text{fécula}} \text{d}^{-1}$.

Siglas: VPL = Valor Presente Líquido; USD = Dólares americanos; TIR = Taxa Interna de Retorno; TR = Tempo de Retorno; E = Energia Elétrica; T = Energia Térmica; BM = Biometano; BG = Biogás.

2.4 CONSIDERAÇÕES FINAIS – REVISÃO DE LITERATURA

Após a exposição detalhada dos diversos trabalhos relevantes para a condução do presente estudo, este tópico final da revisão bibliográfica tem como objetivo sintetizar o que foi abordado.

No Quadro 1 é possível observar a abrangência das metodologias utilizadas pelos principais estudos citados, ou seja, a extensão dos resultados alcançados dentro do que se propuseram, sendo classificados em algumas categorias: (CR) caracterização físico-química dos efluentes utilizados como substrato; (BG) rendimento e/ou produtividade de biogás; (CH₄) rendimento e/ou produtividade de metano no biogás; (SP) obtenção de outros subprodutos, em especial o gás hidrogênio; (BE) estimativa de bioenergia armazenada no biogás e/ou potencial de geração de bioenergia, térmica, elétrica ou outros; e (VE) análise de viabilidade econômica. Os estudos estão ainda separados em três grupos, de acordo com a escala adotada: (1) laboratorial e/ou piloto; (2) industrial, a partir de simulação com modelo teórico; e (3) industrial, a partir de simulação com modelo fenomenológico.

Ressalta-se que a revisão teve maior foco em estudos que utilizaram ARFM como substrato, mas também abrangendo trabalhos a respeito de outros efluentes tão biodegradáveis quanto a ARFM (em especial a vinhaça), e ainda alguns estudos cuja metodologia se aproxima da que será utilizada no presente trabalho, independentemente do tipo de substrato utilizado. O ponto em comum entre todos estes estudos, tendo sido o requisito adotado durante o processo de escolha dos trabalhos a serem revisados, é produção de biogás rico em metano (CH₄, destacado em verde no Quadro 1).

A partir do Quadro 1, nota-se que a maioria dos trabalhos (11), dentre os revisados (17), são estudos experimentais em escala laboratorial e piloto, sendo que apenas 4 se propuseram a estimar a bioenergia que pode ser gerada a partir do biogás produzido. Dos 17 estudos revisados, 8 se detiveram em simular a produção de biogás rico em metano em escala industrial, seja por modelos teóricos ou fenomenológicos. Dentre os trabalhos que utilizaram modelos fenomenológicos, considerados mais robustos, apenas 3 estimaram a geração de bioenergia e fizeram análises de viabilidade econômica, dos quais apenas um adotou ARFM como substrato.

Quadro 1 – Abrangência das metodologias dos trabalhos revisados e do presente trabalho, em ordem cronológica.

AUTOR(ES)	ANO	EF	LABORATORIAL/PILOTO					INDUSTRIAL (SIM. TEÓRICA)					INDUSTRIAL (SIM. FENOM.)				
			CR	BG	CH ₄	SP	BE	BG	CH ₄	SP	BE	VE	BG	CH ₄	SP	BE	VE
Colin et al.	2007	ARFM															
Auphimai, Rukruam e Chaiprasert	2014	ARFM ^a															
Kuczman et al.	2014	ARFM															
Rajendran et al.	2014	Diversos ^b															
Lucas	2015	ARFM															
Khongkliang, Kongjan e O-Thong	2015	ARFM _{simétrica} ^a															
Albanez et al.	2016	vinhaça															
Araújo et al.	2018	ARFM															
Watthier et al.	2018	ARFM															
Volpini et al.	2018	vinhaça															
Mari	2018	ARFM _{acidificada}															
Fuess et al.	2018b	vinhaça															
Yin et al.	2019	ARFM															
Mari et al.	2020	ARFM _{acidificada}															
Padi e Chimphango	2020b	ARFM															
Alfonso-Cardero et al.	2021	vinhaça															
Ramasary et al.	2022	POME															
TOTAL DE TRABALHOS ATÉ O MOMENTO			4	11	11	3	4	4	4	1	4	2	4	4	0	3	3
O presente trabalho	2023	ARFM															

Fonte: Elaboração própria (2023) a partir das fontes indicadas na tabela.

Siglas e abreviaturas: Sim. teórica = simulação baseada em modelo teórico; Sim. fenom. = simulação baseada em modelo fenomenológico; CR = caracterização do efluente; BG = produção de biogás; CH₄ = produção de metano no biogás; SP = produção de outros subprodutos, como hidrogênio; BE = geração de bioenergia; VE = viabilidade econômica; POME = efluente da moagem de palmeira-de-dendê.

Notas: ^a outros efluentes além da ARFM foram utilizados como substrato; ^b sete efluentes diversos, com objetivo de validação do modelo.

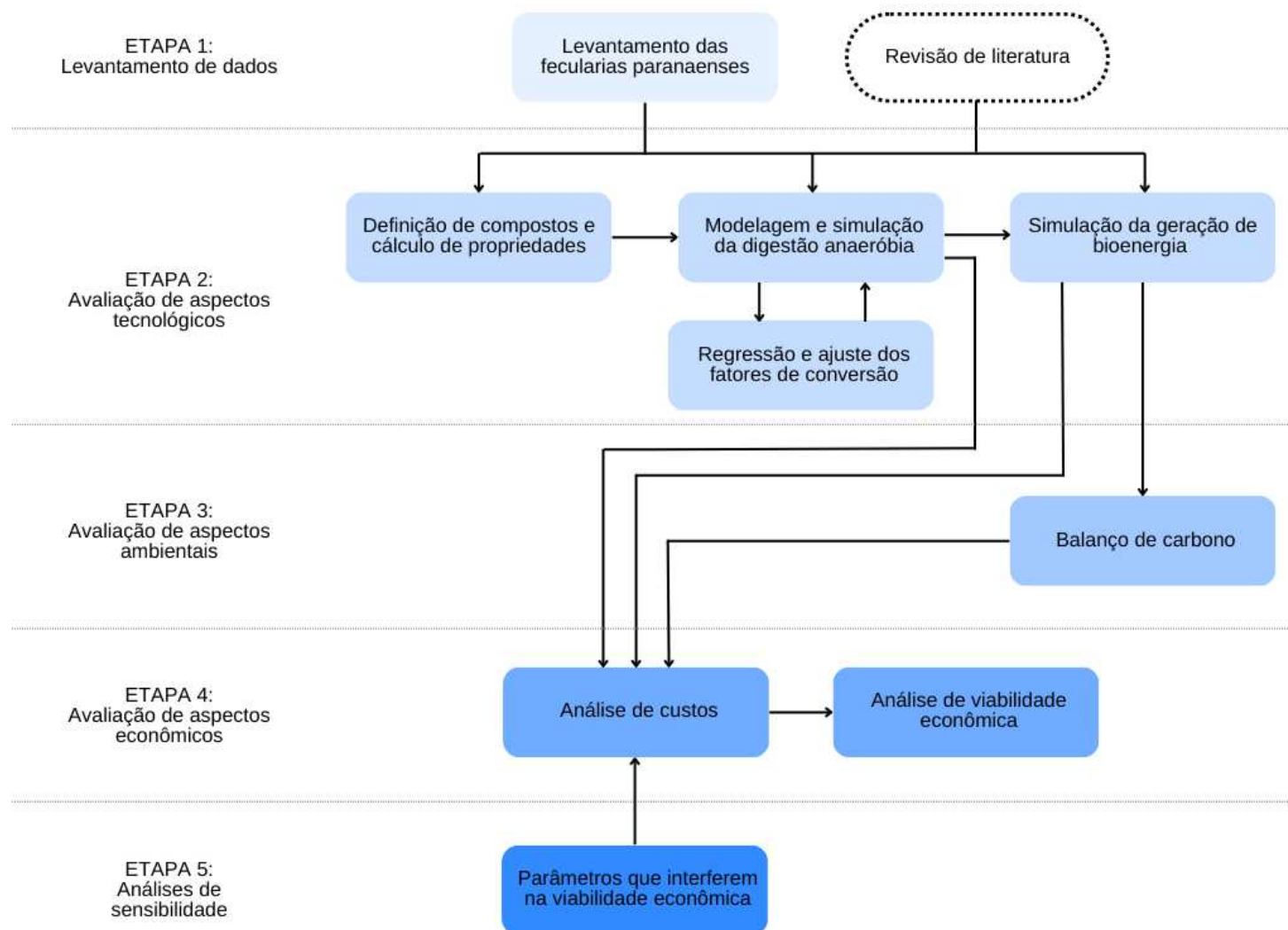
Além disso, observando o Quadro 1, é possível notar ainda uma tendência do meio científico em concentrar esforços para trabalhos em escala industrial, utilizando-se de modelos matemáticos para conduzir as simulações. Em especial, observa-se que simulações computacionais, baseadas em modelos fenomenológicos, ainda são pouco exploradas para estimar o potencial de geração de bioenergia do biogás, produzido a partir de efluentes agroindustriais, e para avaliar quais estratégias e cenários são mais economicamente viáveis.

Neste contexto, a proposta do presente trabalho está alinhada à tendência observada na comunidade científica, além de apresentar relevância para suprir a necessidade ainda existente de avaliações técnico-econômicas robustas de sistemas de reaproveitamento energético de biogás produzido a partir de ARFM.

3 METODOLOGIA

Neste tópico é apresentada a metodologia da presente pesquisa, cujas etapas podem ser observadas de maneira resumida no fluxograma da Figura 7. A revisão de literatura, apesar de ser uma etapa anterior à metodologia, foi inserida no fluxograma para melhor entendimento da integração entre o levantamento e a utilização dos dados.

Figura 7 – Etapas da pesquisa.



Fonte: Elaboração própria (2023).

3.1 LEVANTAMENTO DAS FECULARIAS PARANAENSES

Inicialmente, um levantamento de informações junto às fecularias instaladas no estado do Paraná foi realizado com o objetivo de se obter um panorama geral do setor no que diz respeito ao porte das fábricas, origem da raiz de mandioca recebida, uso de água e energia, além de diversos parâmetros relacionados à caracterização da ARFM, seu tratamento e, consequente, possibilidade de uso para a produção de biogás. Os dados levantados foram utilizados para se traçar um panorama das fecularias e, posteriormente, para embasar os cenários de simulação, detalhados no tópico 3.2.

Para tanto, contatou-se inicialmente o Departamento de Economia Rural da Secretaria de Agricultura e Abastecimento do Estado do Paraná (DERAL/SEAB) para a requisição da lista das fecularias cadastradas. De modo a complementar a lista enviada pelo DERAL/SEAB, foi realizada uma consulta online às licenças emitidas pelo Instituto Água e Terra (IAT), órgão licenciador ambiental do estado, para a atividade de beneficiamento de mandioca.

Um questionário foi então elaborado e enviado às fecularias. A intenção do questionário era de confirmar as informações já obtidas e solicitar outras mais que não estão disponíveis na consulta online das licenças ambientais. O envio foi feito por intermédio da secretaria da Associação Brasileira dos Produtores de Amido de Mandioca (ABAM), com incentivo da atual presidência da associação. Posteriormente, contatou-se individualmente cada associado para reforçar a importância do envio das informações para a presente pesquisa e consequentemente para o próprio setor, e colocar-se à disposição para eventuais dúvidas. O questionário e o ofício que o acompanhou, detalhando a pesquisa e garantindo a confidencialidade dos dados, podem ser conferidos no APÊNDICE B.

Os questionários recebidos ao longo do ano de 2022 passaram por uma primeira análise, com o intuito de verificar possíveis erros cometidos no preenchimento, seja por interpretação equivocada, por falta de atenção às unidades de medida ou por limitações do próprio questionário. Em alguns casos, os responsáveis pelo preenchimento foram contatados para que houvesse um maior esclarecimento. Em outros, o acesso online às licenças ambientais foi suficiente para ratificar as respostas.

Por fim, os dados foram tabulados, adotando-se nomes fictícios para as feculárias (“FEC1”, “FEC2” etc.) para cumprir o compromisso de confidencialidade firmado entre as partes interessadas.

3.2 AVALIAÇÃO DE ASPECTOS TECNOLÓGICOS

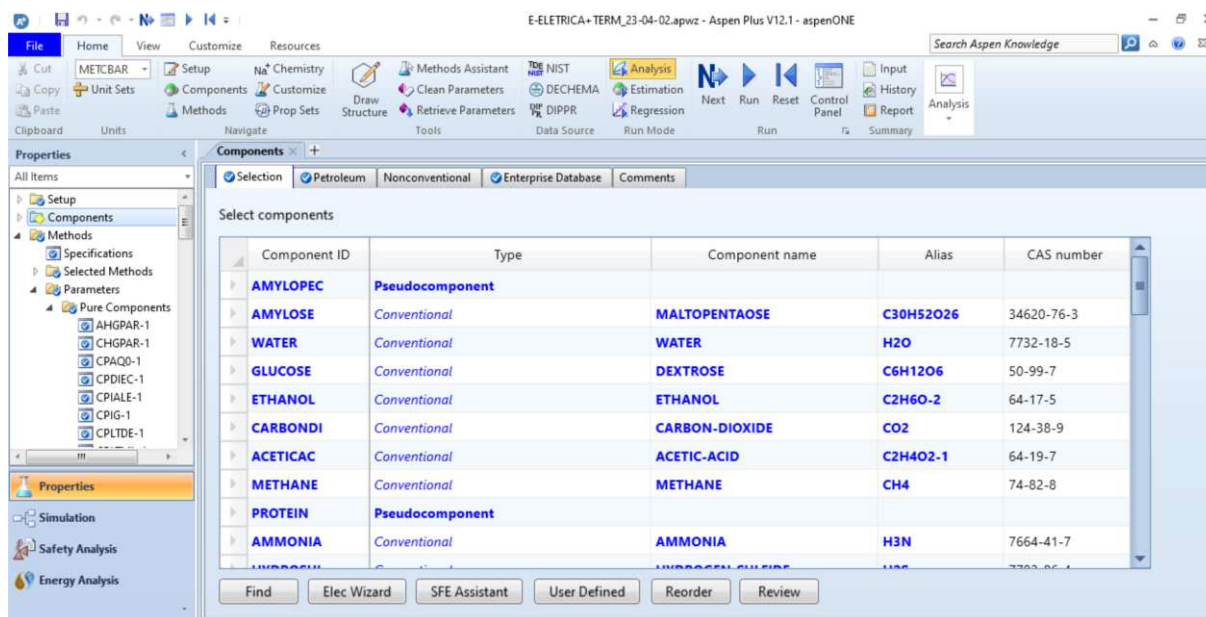
A simulação de todos os processos envolvidos na produção e recuperação energética do biogás a partir de ARFM foi modelada utilizando-se o software Aspen Plus® v12.1, devidamente licenciado para a Universidade Tecnológica Federal do Paraná (UTFPR), instituição parceira na elaboração deste trabalho. Para embasar o modelo, fez-se uso de dados levantados na revisão de literatura, entre dados experimentais e resultado de simulações de estudos anteriores, além dos dados levantados pelo presente estudo para possível validação, a partir dos questionários respondidos pelas feculárias e consulta a suas licenças ambientais, conforme apresentado no tópico 3.1.

Nos tópicos seguintes serão detalhados os processos modelados, assim com os dados que os embasaram e suas respectivas referências para posteriores simulações. Destaca-se que todas as simulações que fizeram parte do presente trabalho são de regime estacionário.

3.2.1 Definição de Compostos e Cálculo de Propriedades

A primeira etapa de qualquer simulação consiste na definição dos compostos envolvidos nos processos a serem simulados. Dentro da interface do Aspen Plus®, esta etapa é executada na guia “Properties”, na qual é possível encontrar compostos com propriedades pré-definidas por meio de consulta a diversas bases de dados disponíveis (Figura 8). Os compostos que provêm dessas bases de dados são categorizados como do tipo “convencional”, já que a maioria de suas propriedades seguem os valores convencionalmente relatados na literatura. Ademais, é possível inserir um composto de forma manual pelo usuário, por meio da especificação de algumas propriedades básicas, como densidade, ponto de ebulição e massa molar. Neste caso, o composto é categorizado como um “pseudocomponente”.

Figura 8 – Interface da guia “Properties” do software Aspen Plus®.



Fonte: Elaboração própria (2023).

Caso a simulação envolva soluções que possuem eletrólitos em sua composição, é relevante a aplicação da ferramenta “Elec Wizard” vinculada a um modelo apropriado (i.e, ELECNRTL - *Electrolyte non-random two-liquid*), por meio da qual serão previstas as reações de formação de sais e de dissociação em água entre os componentes pré-estabelecidos pelo usuário (ou apenas entre um grupo deles). Por consequência da utilização desta ferramenta, o programa adiciona automaticamente na lista de componentes os sais (“sólidos”) e íons com potencial de serem respectivamente formados e liberados na solução a depender das condições de estado termodinâmico.

É importante ainda a definição de abreviaturas de identificação, contendo no máximo 8 caracteres. Os componentes serão referenciados ao longo de toda a simulação por meio desses nomes adotados.

Considerando os componentes que se farão presentes em todos os processos envolvidos na simulação deste estudo (a serem detalhados nos tópicos 3.2.2 e 3.2.3), foram inseridos: 21 componentes convencionais, encontrados diretamente nas bases de dados; 3 pseudocomponentes; e mais 25 componentes a partir da aplicação da ferramenta Elec Wizard, sendo 15 sais e 10 íons. A lista completa de componentes especificados para a simulação pode ser observada no Quadro 2, seguido por um maior detalhamento nas definições desses componentes.

Quadro 2 – Componentes especificados para as simulações no Aspen Plus®.

NOME ADOTADO	COMPOSTO	TIPO	FÓRMULA MOLECULAR
AMYLOPEC	Amilopectina	Pseudocomponente	C30H52O26
AMYLOSE	Amilose	Convencional	C30H52O26
WATER	Água	Convencional	H2O
GLUCOSE	Glicose	Convencional	C6H12O6
ETHANOL	Etanol	Convencional	C2H6O-2
CARBONDI	Gás carbônico	Convencional	CO2
ACETICAC	Ácido acético	Convencional	C2H4O2-1
METHANE	Metano	Convencional	CH4
PROTEIN	Proteína	Pseudocomponente	C13H25O7N3S1
AMMONIA	Amônia	Convencional	H3N
HYDR-SUL	Sulfeto de hidrogênio	Convencional	H2S
TRIOLEIN	Trioleína	Convencional	C57H104O6
GLYCEROL	Glicerol	Convencional	C3H8O3
OLEICAC	Ácido oleico	Convencional	C18H34O2
MICROBE	Microrganismo	Pseudocomponente	C5H7N1O2
PROPIOAC	Ácido propiônico	Convencional	C3H6O2-1
BUTYRIAC	Ácido butírico	Convencional	C4H8O2-1
LACTICAC	Ácido láctico	Convencional	C3H6O3-D1
HYDROGEN	Hidrogênio	Convencional	H2
OXYGEN	Oxigênio	Convencional	O2
NITROGEN	Nitrogênio	Convencional	N2
CARBONMO	Monóxido de carbono	Convencional	CO
SODHYDR	Hidróxido de sódio	Convencional	NAOH
SODHSULF	Hidrossulfeto de sódio	Convencional	NAHS
SODIU(S)	Carbonato de sódio	Sólido	NA2CO3
SALT1	Carbonato de sódio monoidratado	Sólido	NA2CO3.H2O
SALT2	Carbonato de sódio hepta-hidratado	Sólido	NA2CO3.7H2O
SALT3	Carbonato de sódio deca-hidratado	Sólido	NA2CO3.10H2O
TRONA(S)	Trona	Sólido	NA2CO3.NAHCO
WEGSC(S)	Wegscheider	Sólido	NA2CO3.3NAHC
NA2S(S)	Sulfeto de sódio	Sólido	NA2S
AMMON(S)	Carbamato de amônio	Sólido	NH2COONH4
NH4HS(S)	Bissulfeto de amônio	Sólido	NH4HS
SALT4	Bicarbonato de sódio	Sólido	NAHCO3
NAOH(S)	Hidróxido de sódio monoidratado	Sólido	NAOH*W
C2H3N(S)	Acetato de sódio tri-hidratado	Sólido	C2H3NAO2*3W
SALT5	Acetato de sódio	Sólido	C2H3NAO2
NAOH(S)	Hidróxido de sódio	Sólido	NAOH
SALT6	Bicarbonato de amônio	Sólido	NH4HCO3
NH4+	Íon amônio	Convencional	NH4+
H+	Íon hidrogênio	Convencional	H+
NA+	Íon sódio	Convencional	NA+
NH2COO-	Íon carbamato	Convencional	NH2COO-
HS-	Íon bissulfeto	Convencional	HS-
HCO3-	Íon bicarbonato	Convencional	HCO3-
CH3COO-	Íon acetato	Convencional	CH3COO-
OH-	Íon hidróxido	Convencional	OH-
S--	Íon sulfeto	Convencional	S-2
CO3--	Íon carbonato	Convencional	CO3-2

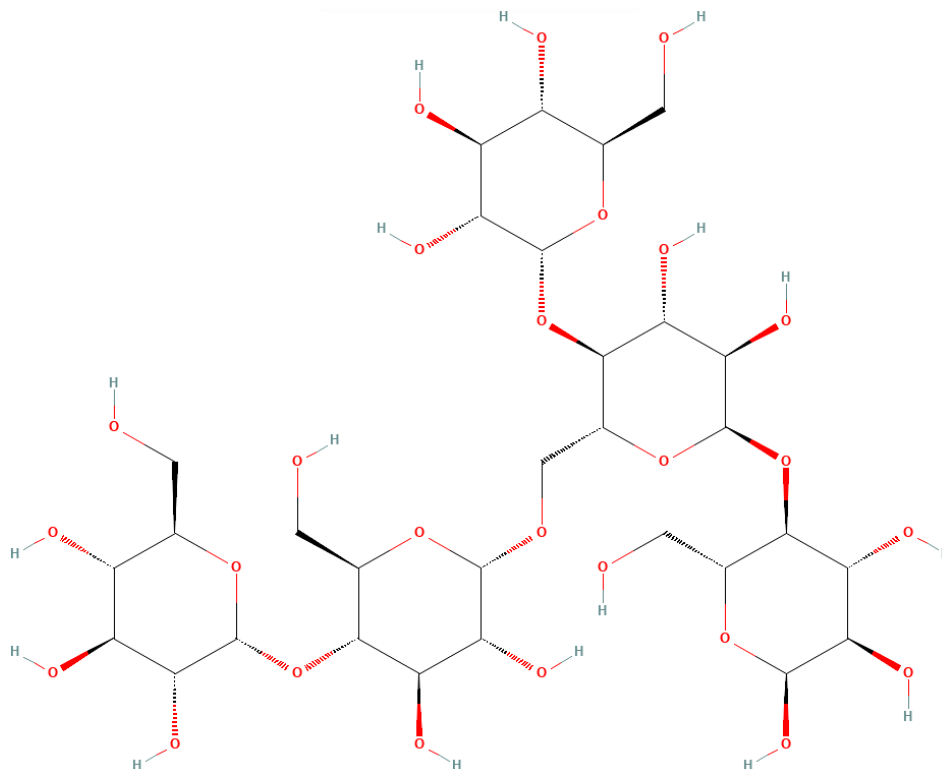
Fonte: Elaboração própria (2022).

A principal fonte de carboidrato na ARFM é o amido, composto extraído no processo de moagem da raiz de mandioca e parcialmente solubilizado na água de lavagem. O modelo de Rajendran et al. (2014) (base principal desta simulação da digestão anaeróbia e que será mais bem detalhado no tópico 3.2.2) contempla o composto amido em suas reações, porém, o representando diretamente por moléculas de celulose dentro do software, com fórmula molecular genérica $C_6H_{10}O_5$. No entanto, como a estrutura molecular interfere na estimativa de propriedades, preferiu-se representar o amido por componentes de cadeia maior e mais próxima daquelas encontradas no amido.

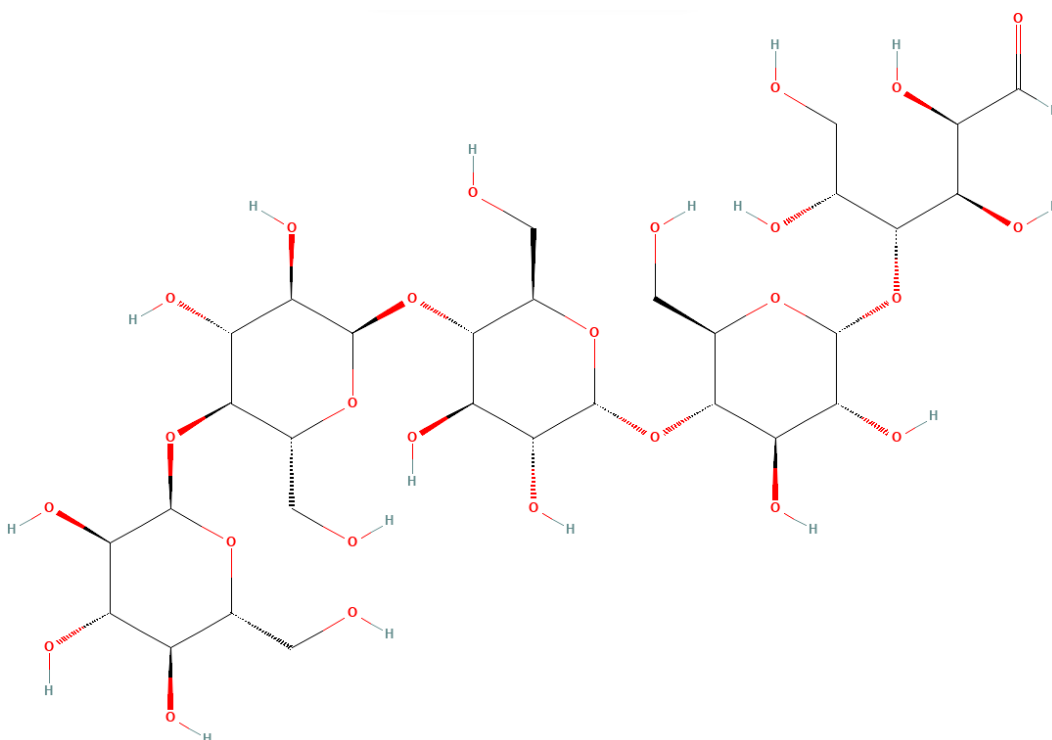
O amido é composto por amilopectina e amilose, dois polímeros de glicose. A amilopectina é formada por ligações glicosídicas α -1,4 e α -1,6, as quais tornam sua cadeia ramificada. Por outro lado, na amilose ocorrem apenas ligações glicosídicas α -1,4, possuindo uma cadeia linear. Apesar de não ser possível encontrar a amilopectina diretamente no Aspen Plus®, alguns bancos de dados a representam como uma pentose de cadeia ramificada, com fórmula molecular $C_{30}H_{52}O_{26}$ (CHEMICALBOOK, 2022; PUBCHEM, 2022a; TGSC, 2021). Além de ser uma representação genérica da cadeia da amilopectina, que é muito mais longa, essa pentose também representa um dos possíveis produtos intermediários de sua hidrólise, antes de ser totalmente hidrolisada à glicose. De forma análoga, é possível representar a amilose por uma pentose de mesma forma molecular $C_{30}H_{52}O_{26}$, mas possuindo uma cadeia linear: a maltopentose, ou maltopentose (PUBCHEM, 2022b). As estruturas moleculares de ambos os compostos citados podem ser visualizadas na Figura 9.

Figura 9 – Representação das estruturas moleculares adotadas para a simulação no Aspen Plus® da amilopectina (a) e amilose (b).

(a)



(b)



Fonte: (PUBCHEM, 2022a, 2022b).

Para representar a amilose, foi usada a maltopentaose, encontrada diretamente nas bases disponíveis no Aspen Plus®, sendo inserida como componente convencional. No entanto, para a amilopectina, como a busca nas bases do programa não identificou nenhum composto semelhante, a mesma foi inserida como um pseudocomponente. Para tanto, foram inseridas manualmente algumas propriedades deste composto: ponto de ebulição (1173,17 °C); massa molar (828,727 kg kmol⁻¹); densidade (1,85 g cm⁻³); e fórmula molecular (C₃₀H₅₂O₂₆) (CHEMICALBOOK, 2022; PUBCHEM, 2022a; TGSC, 2021). A estrutura molecular da amilopectina também foi importada para o Aspen Plus® a partir do arquivo em formato MOL obtido de TGSC (2021) e ChemicalBook (2022), cuja estrutura é a mesma do arquivo PNG apresentado na Figura 9 (PUBCHEM, 2022a).

Além da amilopectina, os compostos proteína (“PROTEIN”) e microrganismos (“MICROBE”) também foram inseridos como pseudocomponentes. A proteína adicionada (C₁₃H₂₅O₇N₃S) é uma representação simplificada e genérica do conjunto de proteínas solubilizadas em um efluente industrial e suas propriedades foram obtidas da simulação de Rajendran et al. (2014). Os mesmos autores representam os microrganismos pela fórmula genérica C₅H₇NO₂ (cuja massa molecular resulta em 113,116 kg kmol⁻¹), maneira amplamente difundida na literatura para conseguir equacionar o crescimento microbiano nos processos biológicos. Entretanto, ao inserir este composto diretamente das bases de dados do Aspen Plus®, são adquiridas as propriedades do composto cianoacetato de etila, substância química à qual pertence esta fórmula molecular. Apesar de admitir em seu trabalho que algumas propriedades do cianoacetato de etila podem não ser tão próximas às da biomassa, Peris (2011) faz uso deste composto para representar os microrganismos em sua simulação, justificando a aproximação devido à falta de dados sobre a biomassa na literatura. Com o objetivo de se aproximar de forma mais robusta da representação dos microrganismos envolvidos no processo de digestão anaeróbia, para o presente trabalho, adicionou-se este composto como um pseudocomponente, inserindo manualmente algumas de suas propriedades obtidas do software SuperPro Designer (INTELLIGEN, 2020).

Na Tabela 4 podem ser conferidos os pseudocomponentes considerados neste trabalho, assim como suas propriedades inseridas manualmente e as respectivas referências.

Tabela 4 – Propriedades inseridas manualmente no Aspen Plus® para os pseudocomponentes.

COMPOSTO / PROPRIEDADE	VALOR/ REPRESENTAÇÃO	REFERÊNCIAS
Amilopectina		
Ponto de ebulição (°C)	1173,170	(PUBCHEM, 2022a; TGSC, 2021)
Massa molar (kg kmol ⁻¹)	828,727	(CHEMICALBOOK, 2022; PUBCHEM, 2022a; TGSC, 2021) ^a
Densidade (g cm ⁻³)	1,850	(TGSC, 2021)
Fórmula molecular	C ₃₀ H ₅₂ O ₂₆	(CHEMICALBOOK, 2022; PUBCHEM, 2022a; TGSC, 2021)
Estrutura molecular	(Figura 9)	(CHEMICALBOOK, 2022; PUBCHEM, 2022a; TGSC, 2021)
Proteína		
Fórmula molecular	C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	(RAJENDRAN et al., 2014)
Ponto de ebulição (°C)	70,000	(RAJENDRAN et al., 2014)
Massa molar (kg kmol ⁻¹)	367,420	(RAJENDRAN et al., 2014)
Densidade (g cm ⁻³)	1,430	(RAJENDRAN et al., 2014)
Microrganismos		
Fórmula molecular	C ₅ H ₇ NO ₂	(RAJENDRAN et al., 2014)
Ponto de ebulição (°C)	287,850	(INTELLIGEN, 2020)
Massa molar (kg kmol ⁻¹)	113,116	(RAJENDRAN et al., 2014)
Densidade (g cm ⁻³)	1,050	(INTELLIGEN, 2020)

Fonte: Elaboração própria (2023), a partir das fontes indicadas na tabela.

Nota: ^a Massa molar da amilopectina varia alguns centésimos entre as referências citadas. Adotou-se o mesmo valor da massa molar da amilose, para otimizar o balanço estequiométrico (Equação (1), tópico 3.2.2).

Os demais compostos convencionais considerados são todos comumente relatados na literatura como reagentes, intermediários e produtos envolvidos nas reações da digestão anaeróbia (ANDREANI, 2017; ANDREANI et al., 2022; COSTELLO; GREENFIELD; LEE, 1991; FUESS et al., 2018a; GUO et al., 2010; HUMBERT et al., 2011; PADI; CHIMPHANGO, 2020b; PERIS, 2011; RAJENDRAN et al., 2014; TAVARES, 2008). As exceções são o oxigênio, o nitrogênio e o monóxido de carbono, que foram adotados para compor as correntes gasosas relacionadas ao processo de combustão do biogás; além do hidróxido de sódio e do hidrossulfeto de sódio, que foram adotados para compor a solução de limpeza e o efluente líquido, respectivamente, envolvidos na etapa de dessulfurização do biogás.

Para o cálculo de propriedades e equilíbrio de fases, foram selecionados dois modelos termodinâmicos: o *Electrolyte Non-Random Two-Liquid* (ELECNRTL), indicado para soluções líquidas que contêm eletrólitos; e o *Redlich-Kwong-Soave Boston-Mathias* (RKS-BM), recomendado para processos que envolvam hidrocarbonetos, como é o caso do biogás, rico em metano (ASPEN TECH, 2022). O ELECNRTL e o NRTL (modelo similar, mas que não considera os eletrólitos) são

amplamente utilizados nas simulações de digestão anaeróbia e produção de biogás (ALFONSO-CARDERO et al., 2021; PADI; CHIMPHANGO, 2020b; RAJENDRAN et al., 2014; RAMASAMY et al., 2022). Já o RKS-BM e o RKS (modelo similar, mas que não considera a função alfa *Boston-Mathias*) têm sido utilizados em simulações de combustão do biogás para geração de energia (ALFONSO-CARDERO et al., 2021; FUESS, 2017). Por fim, o cálculo de propriedades foi realizado pelo programa, tendo sido selecionada a opção de estimativa de parâmetros faltantes pelo software quando necessário.

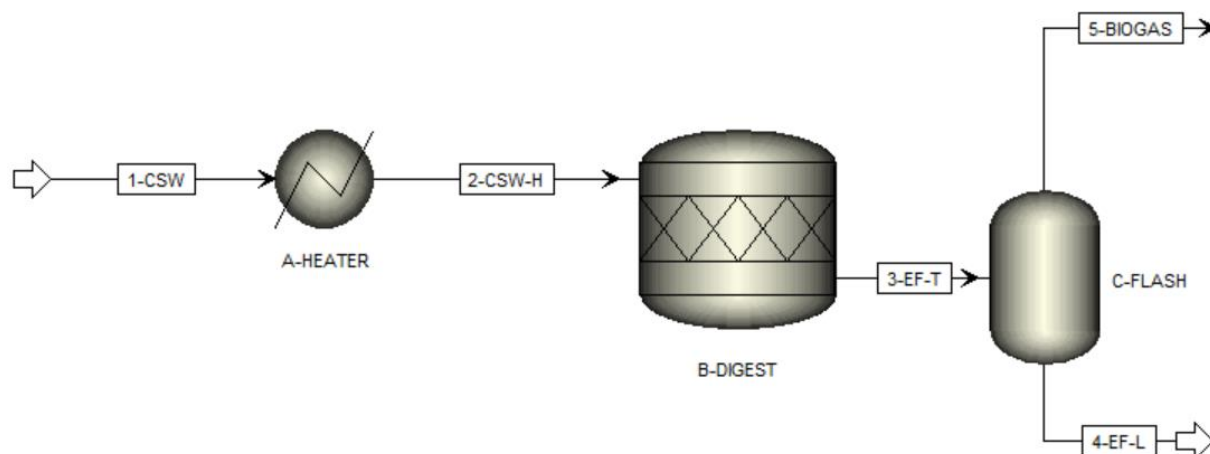
É importante citar ainda que, após o cálculo de propriedades já ter sido realizado, o valor do parâmetro PLXANT-1⁵ para a proteína foi manualmente alterado para -1.10^{20} como estratégia para favorecer a não-volatização deste composto, conforme relatado por Humbird et al. (2011).

3.2.2 Simulação da Digestão Anaeróbia

Uma vez definidos os parâmetros da guia “*Properties*”, segue-se para o ambiente de simulação (“*Simulation*”), no qual o fluxograma de processos e suas configurações serão definidas. O fluxograma da simulação no Aspen Plus® do processo de digestão anaeróbia para a produção de biogás pode ser visualizado na Figura 10, com as respectivas operações e correntes descritas na sequência, no Quadro 3. De maneira objetiva, o processo resume-se ao pré-aquecimento da ARFM (CSW, do inglês, *Cassava Starch Wastewater*) previamente ao biodigestor anaeróbio (simulado como um reator de conversão, ou “*RStoic*”). O efluente do biodigestor passa por um separador flash, resultando em uma corrente líquida (o efluente tratado) e uma corrente gasosa (biogás), representando a separação de fases que ocorre dentro do biodigestor. O método termodinâmico especificado para essa simulação foi o *Electrolyte Non-Random Two-Liquid* (ELECNRTL).

⁵ O parâmetro “PLXANT-1” é o primeiro coeficiente da equação de Antoine estendida para o cálculo da pressão de vapor de um líquido.

Figura 10 – Fluxograma da simulação do processo de digestão anaeróbia para produção de biogás.



Fonte: Elaboração própria (2023).

Quadro 3 – Lista das operações e correntes do processo de digestão anaeróbia para produção de biogás.

OPERAÇÕES	
A-HEATER	Pré-aquecedor do biodigestor
B-DIGEST	Biodigestor anaeróbio
C-FLASH	Separador <i>flash</i>
CORRENTES	
1-CSW	ARFM (efluente industrial bruto)
2-CSW-H	ARFM aquecida
3-EF-T	Mistura líquido-gasosa com os produtos da digestão
4-EF-L	Efluente líquido tratado
5-BIOGAS	Efluente gasoso (biogás)

Fonte: Elaboração própria (2023).

No caso da corrente “1-CSW”, foram adotadas vazão volumétrica e temperatura de $90 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ e $24 \text{ }^{\circ}\text{C}$, respectivamente, conforme informado pelas feculárias “FEC3” e “FEC4”. A escolha se deu por serem feculárias de porte intermediário (400 t d^{-1} de mandioca processada) dentre as que responderam ao questionário, a fim de compor o cenário base. Para a composição desta corrente foram adotados os valores médios encontrados na literatura para os principais compostos da ARFM (Tabela 5). A proporção entre amilopectina e amilose no amido pode variar, mas relata-se faixas de 70-85% e 15-30%, respectivamente (VITOLO, 2020). Para esse estudo, adotou-se 80% da concentração total de carboidratos para a amilopectina e 20% para amilose. A concentração de água foi calculada adotando-se para a ARFM a mesma massa específica da água a $4 \text{ }^{\circ}\text{C}$, ou seja, 1.000 kg m^{-3} , e subtraindo-se desse valor a somatória das concentrações dos demais compostos.

Tabela 5 – Caracterização da ARFM considerada como corrente de entrada (1-CSW) na simulação no Aspen Plus®.

NOME ADOTADO	COMPOSTO	CONCENTRAÇÃO NA CORRENTE “1-CSW” (g m ⁻³) ^a
AMYLOPEC	Amilopectina ^b	4.292,27
AMYLOSE	Amilose ^b	1.073,07
ETHANOL	Etanol	482,50
ACETICAC	Ácido acético	460,70
PROTEIN	Proteína	7.900,00
AMMONIA	Amônia	61,53
TRIOLEIN	Trioleína	2.815,00
PROPIOAC	Ácido propiônico	151,00
BUTIRIAC	Ácido butírico	1.893,07
LACTICAC	Ácido láctico	863,18
WATER	Água ^c	980.007,68
TOTAL	ARFM	1.000.000,00

Fonte: Elaboração própria (2023).

Nota: ^a Média das concentrações encontradas na literatura, conforme apresentado na Tabela 1; ^b Calculado a partir da concentração de carboidratos, considerando proporção de 80:20 para amilopectina e amilose, respectivamente; ^c Calculado considerando a densidade da ARFM igual a 1.000 kg m⁻³.

A inclusão da operação “A-HEATER” objetiva o pré-aquecimento da ARFM para atingir a temperatura em que ocorrerá a biodigestão. Essa temperatura foi definida em 55 °C para manter condições termofílicas, favoráveis à produção do biogás, conforme observado em alguns estudos relacionados à simulação de processos para produção de biogás (ALFONSO-CARDERO et al., 2021; PADI; CHIMPHANGO, 2020b; RAJENDRAN et al., 2014).

O biodigestor foi adicionado como um reator estequiométrico, mantido a 55 °C e 1 atm. As reações utilizadas se basearam majoritariamente no PSM, modelo de Rajendran et al. (2014), e estão detalhadas no Quadro 4. Uma vez que o PSM é genérico e passível de ser aplicado para diversos tipos de efluentes, algumas reações foram adaptadas e outras foram incluídas, com o objetivo de tornar o modelo mais robusto e representativo ao processo de digestão anaeróbia da ARFM, passando a considerar compostos e rotas metabólicas específicas deste efluente.

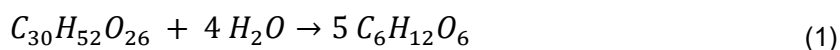
Quadro 4 – Reações envolvidas no reator estequiométrico para simular a digestão anaeróbia da ARFM no Aspen Plus.

Ordem ^a	Fator de conversão		Reações estequiométricas	Referência
	Fator ^b	Reagente		
1	1	Amilopectina	Amilopectina + 4 Água --> 5 Glicose	(o próprio autor) ^c
2	1	Amilose	Amilose + 4 Água --> 5 Glicose	(o próprio autor) ^c
3	0,54	Proteína	Proteína + 6 Água --> 6,5 Metano + 6,5 Gás carbônico + 3 Amônia + Gás sulfídrico	(RAJENDRAN et al., 2014)
4	1	Trioleína	Trioleína + 3 Água --> Glicerol + 3 Ácido oleico	(RAJENDRAN et al., 2014)
5	0,33	Glicose	Glicose + 0,1115 Amônia --> 0,1115 Microrganismos + 0,744 Ácido acético + 0,5 Ácido propiônico + 0,4409 Ácido butírico + 0,6909 Gás carbônico + 1,0254 Água	(RAJENDRAN et al., 2014)
6	0,50	Glicose	Glicose --> 2 Ácido láctico	(COSTELLO; GREENFIELD; LEE, 1991; TAVARES, 2008)
7	1	Glicose	Glicose --> 2 Etanol + 2 Gás carbônico	(ANDREANI, 2017; GUO et al., 2010; RAJENDRAN et al., 2014)
8	1	Ácido láctico	3 Ácido láctico --> 2 Ácido propiônico + Ácido acético + Gás carbônico + Água	(ANDREANI et al., 2022; FUESS et al., 2018a)
9	1	Ácido oleico	Ácido oleico + 0,1701 Amônia + 0,2501 Gás carbônico + 15,2396 Água --> 0,1701 Microrganismos + 8,6998 Ácido acético + 14,4978 Hidrogênio	(RAJENDRAN et al., 2014)
10	1	Ácido butírico	Ácido butírico + 0,0653 Amônia + 0,8038 Água + 0,0006 Hidrogênio + 0,5543 Gás carbônico --> 0,0653 Microrganismos + 1,8909 Ácido acético + 0,446 Metano	(RAJENDRAN et al., 2014)
11	1	Glicerol	Glicerol + 0,04071 Amônia + 0,0291 Gás carbônico + 0,0005 Hidrogênio --> 0,04071 Microrganismos + 0,94185 Ácido propiônico + 1,09308 Água	(RAJENDRAN et al., 2014)
12	1	Ácido propiônico	Ácido propiônico + 0,06198 Amônia + 0,31434 Água --> 0,06198 Microrganismos + 0,9345 Ácido acético + 0,66041 Metano + 0,16069 Gás carbônico + 0,00055 Hidrogênio	(RAJENDRAN et al., 2014)
13	1	Etanol	2 Etanol + Gás carbônico --> 2 Ácido acético + Metano	(RAJENDRAN et al., 2014)
14	1	Ácido acético	Ácido acético + 0,022 Amônia --> 0,022 Microrganismos + 0,945 Metano + 0,945 Gás carbônico + 0,066 Água	(RAJENDRAN et al., 2014)
15	1	Hidrogênio	14,4976 Hidrogênio + 3,8334 Gás carbônico + 0,0836 Amônia --> 0,0836 Microrganismos + 3,4154 Metano + 7,4996 Água	(RAJENDRAN et al., 2014)

Fonte: Elaboração própria (2023), com base nas fontes indicadas no quadro.

Notas: ^a Ordem das reações, que ocorrem em série. ^b Determinados para obtenção da máxima fração molar de metano considerando uma remoção de matéria orgânica de 85% (detalhado no tópico 3.2.2.1). ^c Estequiometria calculada considerando as fórmulas moleculares dos compostos envolvidos.

A partir da definição para a representação da amilopectina e da amilose, e de sua fórmula molecular ($C_{30}H_{52}O_{26}$), conforme explicado no tópico 3.2.1, equacionou-se suas reações de hidrólise total (ou seja, obtendo-se glicose como único produto). Uma vez que a fórmula molecular de tais compostos é a mesma, a reação para ambos os compostos é similar, conforme Equação (1):



A Equação (1) foi então inserida no reator estequiométrico para simular as reações de hidrólise do amido, substituindo a equação de Rajendran et al. (2014) que utilizava a reação de hidrólise da celulose para este mesmo fim.

Outra adaptação do modelo proposto no presente trabalho se deu pela adição de algumas reações. A rota metabólica do ácido láctico, por exemplo, se mostra relevante na digestão anaeróbia de ARFM, pois concentrações significativas desse composto foram relatadas em estudos experimentais (ANDREANI et al., 2019, 2022; ARAUJO et al., 2018; BOLONHESI et al., 2023; MARI, 2018). Dessa forma, foram consideradas as reações de formação (COSTELLO; GREENFIELD; LEE, 1991; TAVARES, 2008) e de consumo (ANDREANI et al., 2022; FUESS et al., 2018a) desse ácido (reações de número 6 e 8 no Quadro 4, respectivamente).

Ainda em relação às reações adicionadas no biodigestor, confirmou-se a reação de formação do etanol em outras referências. Enquanto Rajendran et al. (2014) estabelecem que o etanol é formado a partir da celulose, Guo et al. (2010) e Andreani (2017) equacionam esta reação estabelecendo a glicose como reagente, tendo sido esta última referência adotada para a rota etílica no digestor anaeróbio simulado pelo presente trabalho (reação de número 7 no Quadro 4).

Uma vez estabelecidas as 15 reações que deverão compor o modelo para a simulação da digestão anaeróbia da ARFM, o passo seguinte foi determinar a ordem em que as mesmas ocorrem, uma vez que foi selecionado para o biodigestor o modo de operação em que as reações ocorrem em série. Esta seleção se justifica pelo fato de que a digestão anaeróbia ocorre em etapas consecutivas, sendo que algumas reações intermediárias requerem componentes que não estão presentes no efluente bruto. Para a ordem das reações em série, considerou-se num primeiro momento as etapas da digestão anaeróbia, conforme relatado no tópico 2.2: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese (acetotrófica e hidrogenotrófica)

(CREMONEZ et al., 2021; YADAV et al., 2022). Além disso, foram também priorizadas as reações cujos produtos seriam utilizados como reagentes em reações subsequentes. Assim, chegou-se na ordem elencada na primeira coluna do Quadro 4. A metodologia para a definição dos fatores de conversão (segunda coluna do mesmo quadro) será apresentada logo em seguida, no tópico 3.2.2.1.

Por fim, o separador flash foi configurado também a 55 °C e a 1 atm, pressão essa que foi adotada para todas as operações e correntes da simulação, de modo a se aproximar do que ocorre de fato nas fecularias, com o sistema de lagoas cobertas, onde todas as etapas acontecem próximas da pressão atmosférica.

3.2.2.1 Regressão e ajuste dos fatores de conversão do biodigestor

A definição dos fatores de conversão baseou-se em técnicas de regressão e otimização de parâmetros. Para tanto, utilizou-se o suplemento Solver do software Microsoft Excel. De início, os balanços molares das 15 reações pré-definidas foram transcritos numa planilha, na mesma ordem já estabelecida, e considerando inicialmente conversões totais, ou seja, fatores de conversão iguais a 1 para todas as reações. A equação geral de balanço molar está discriminada na Equação (2), com destaque (grifo) para o termo de geração e consumo. A relação extensão-conversão pode ser observada na Equação (3), ou, isolando-se o termo extensão de reação (ξ), na Equação (4), na qual f é o fator (ou coeficiente) de conversão, n_{io} e n_i são as quantidades de mols do composto i no início e no fim da reação, respectivamente, e ν_i é o coeficiente estequiométrico do composto i na reação.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{acúmulo de} \\ \text{mols de } i \\ \text{no sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{mols de } i \\ \text{entrando} \\ \text{no sistema} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{mols de } i \\ \text{saindo} \\ \text{do sistema} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{mols de } i \\ \text{gerados} \\ \text{por reação} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{mols de } i \\ \text{consumidos} \\ \text{por reação} \end{array} \right\} \quad (2)$$

$$f = \frac{n_{io} - n_i}{n_{io}} = - \frac{\nu_i \xi}{n_{io}} \quad (3)$$

$$\xi = - \frac{n_{io} f}{\nu_i} \quad (4)$$

A partir das concentrações iniciais de cada composto na ARFM (Tabela 5), de suas massas molares e da vazão de efluente bruto ($90 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$), foram calculadas as vazões molares iniciais, extensões máximas e, por fim, as vazões molares finais de cada componente, para cada reação. De modo a simular que as reações ocorrem em série, as vazões iniciais de cada composto sempre estiveram atreladas às suas vazões finais na reação imediatamente anterior (dentre as reações que envolviam o respectivo composto).

Obtendo-se as vazões molares de todos os compostos envolvidos ao final das 15 reações, o passo seguinte foi calcular a parcela que ficaria no efluente líquido e a parcela que seria separada no biogás. Para este fim foram utilizadas as razões entre as concentrações de cada composto na corrente “4-EF-L” e na corrente “3-EF-T” (indicadas na Figura 10) para a fração líquida e as razões entre as concentrações de cada composto na corrente “5-BIOGAS” e na corrente “3-EF-T” para a fração gasosa (valores obtidos em testes preliminares das simulações no Aspen Plus®). Com isso, encontrou-se a razão entre a vazão molar de cada composto e a vazão total da corrente para se obter as frações molares de cada composto, tanto no efluente líquido quanto no biogás.

Antes de aplicar o método de regressão e ajuste dos parâmetros, estruturou-se ainda o cálculo da remoção de matéria orgânica ao longo da digestão anaeróbia. As vazões molares de cada composto no efluente bruto (“1-CSW”) e no efluente final (“4-EF-L”) foram multiplicadas pelas respectivas massas molares, obtendo-se as vazões mássicas de cada composto. Apenas as vazões mássicas dos compostos orgânicos foram somadas, tanto para o efluente bruto quanto para o efluente final⁶. A diferença entre esses dois valores, dividida pela própria vazão de matéria orgânica no efluente bruto resultaram no fator representativo de remoção de matéria orgânica na biodigestão, conforme Equação (5), onde $\sum \dot{m}_{(MO)0}$ e $\sum \dot{m}_{(MO)}$ são as somatórias das vazões mássicas dos componentes orgânicos no efluente bruto e no efluente tratado, respectivamente (ou seja, no início e ao fim da digestão anaeróbia).

⁶ Para uma abordagem mais robusta, seria necessária a conversão de cada composto orgânico em equivalentes de DQO antes de realizar a somatória. Entretanto, replicou-se neste trabalho a metodologia simplificada adotada por Padi e Chimphango (2020b), na qual as massas dos compostos orgânicos foram apenas somadas de maneira direta, permitindo, inclusive, uma comparação com o referido estudo.

$$R_{MO} = \frac{\sum \dot{m}_{(MO)0} - \sum \dot{m}_{(MO)}}{\sum \dot{m}_{(MO)0}} \times 100 \quad (5)$$

É importante ressaltar que o componente “MICROBE”, composto genérico utilizado para representar os microrganismos, não foi somado como matéria orgânica, considerando que essa biomassa gerada representa o inóculo que vai se acumulando ao longo da digestão anaeróbia por conta do crescimento microbiano e que fica quase totalmente retido e é posteriormente descartado como lodo, não sendo contabilizado no efluente do reator quando do cálculo de remoção da matéria orgânica.

Para solução do modelo proposto e obtenção dos parâmetros de conversão, aplicou-se então o método de regressão com as seguintes definições:

- i) Função objetivo: máxima fração molar de metano no biogás (χ_{CH_4}), conforme Equação (6), onde $\dot{n}_{CH_4}$ é a vazão molar de metano na corrente de biogás e $\dot{n}_{BG}$ é a vazão molar total da corrente de biogás;

$$\chi_{CH_4} = \frac{\dot{n}_{CH_4}}{\dot{n}_{BG}} \quad (6)$$

- ii) Variáveis:
 - a. Fatores de conversão das 15 reações;
 - b. Valor inicial do processo de convergência para todas as variáveis igual a 0,5, conforme Equação (7);

$$f_{io} = 0,5 \quad (7)$$

- iii) Restrições:
 - a. Fatores de conversão não negativos e menores ou iguais a 1 (ou seja, entre 0 e 1), conforme Equação (8);

$$0 \leq f_i \leq 1 \quad (8)$$

- b. Remoção mássica de matéria orgânica igual a 85%, conforme Equação (9);

$$R_{MO} = 0,85 = 85\% \quad (9)$$

- iv) Método de Solução: Gradiente Reduzido Generalizado (GRG) Não-Linear.

A adoção de remoção de matéria orgânica igual a 85% levou em consideração uma ampla faixa de remoção de matéria orgânica, em termos de DQO, para ARFM relatada na literatura, entre 60 e 99,5% (Tabela 2). Além disso, este também foi o valor adotado por Padi e Chimpango (2020) para a remoção de matéria orgânica de modo a ajustar os coeficientes de conversão das reações consideradas em sua simulação.

A solução encontrada convergiu para um conjunto de raízes em que todos os fatores de conversão se mantiveram no valor máximo ($f = 1$), exceto pela reação 3 (hidrólise da proteína), que resultou em $f = 0,54$. Uma vez que as reações ocorrem em série, um fator igual a 1 para a reação 5 significaria o consumo total da glicose, anulando as reações de número 6 e 7, independentemente de seus respectivos fatores de conversão. Dessa forma, ajustou-se manualmente os coeficientes das reações 5/6/7 para 0,33/0,50/1,00. Esse ajuste possibilita que a quantidade total de glicose liberada pelas reações de hidrólise da amilopectina e da amilose seja dividida por igual entre as três vias metabólicas representadas por essas equações (ou seja, não foi considerada uma rota preferencial para a glicólise). Portanto, do total de glicose liberada no meio, um terço ($f = 0,33$) será consumido para gerar ácido acético, propiônico e butírico; do restante, metade ($f = 0,50$) será convertida a ácido láctico; e a quantidade que sobra de glicose é totalmente consumida ($f = 1$) para gerar etanol.

Por fim, o conjunto de todos os coeficientes de conversão considerados para a simulação está apresentado na segunda coluna do Quadro 4. A solução convergiu ainda para remoção de matéria orgânica de 85% e fração molar de metano de 0,55. Ressalta-se que, após a adoção dos novos fatores de conversão obtidos dentro do ambiente de simulação, os efeitos termodinâmicos de equilíbrio no método do software Aspen Plus® modificam a remoção de matéria orgânica para 95,16% e a

fração molar de metano para 0,50, conforme será detalhado no tópico 4.2.1. Estes referidos efeitos termodinâmicos dizem respeito às reações de equilíbrio, de formação de sais e de dissociação, as quais são apenas consideradas na interface do software Aspen Plus® e não no Excel, as quais estão apresentadas no Quadro 5 a seguir.

Quadro 5 – Reações de equilíbrio, formação de sais e dissociação.

Tipo de reação	Reação
Equilíbrio	Ácido acético $\leftrightarrow$ $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{H}^+$
Equilíbrio	Amônia + $\text{HCO}_3^- \leftrightarrow$ Água + NH_2COO^-
Equilíbrio	Amônia + Água $\leftrightarrow$ $\text{OH}^- + \text{NH}_4^+$
Equilíbrio	$\text{HCO}_3^- \leftrightarrow$ $\text{CO}_3^{--} + \text{H}^+$
Equilíbrio	Água + Gás carbônico $\leftrightarrow$ $\text{HCO}_3^- + \text{H}^+$
Equilíbrio	$\text{HS}^- \leftrightarrow$ $\text{H}^+ + \text{S}^{--}$
Equilíbrio	Gás sulfídrico $\leftrightarrow$ $\text{H}^+ + \text{HS}^-$
Equilíbrio	Água $\leftrightarrow$ $\text{OH}^- + \text{H}^+$
Formação da sais	Bicarbonato de amônio $\leftrightarrow$ $\text{HCO}_3^- + \text{NH}_4^+$
Formação da sais	Hidróxido de sódio $\leftrightarrow$ $\text{OH}^- + \text{NA}^+$
Formação da sais	Carbamato de amônio $\leftrightarrow$ $\text{NH}_2\text{COO}^- + \text{NH}_4^+$
Formação da sais	Acetato de sódio $\leftrightarrow$ $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NA}^+$
Formação da sais	Acetato de sódio tri-hidratado $\leftrightarrow$ $\text{CH}_3\text{COO}^- + \text{NA}^+ + 3 \text{Água}$
Formação da sais	Sulfeto de sódio $\leftrightarrow$ $\text{S}^{--} + 2 \text{NA}^+$
Formação da sais	Hidróxido de sódio monoidratado $\leftrightarrow$ Água + $\text{OH}^- + \text{NA}^+$
Formação da sais	Bicarbonato de sódio $\leftrightarrow$ $\text{HCO}_3^- + \text{NA}^+$
Formação da sais	Wegscheider $\leftrightarrow$ $\text{CO}_3^{--} + 3 \text{HCO}_3^- + 5 \text{NA}^+$
Formação da sais	Trona $\leftrightarrow$ $\text{CO}_3^{--} + \text{HCO}_3^- + 2 \text{Água} + 3 \text{NA}^+$
Formação da sais	Carbonato de sódio deca-hidratado $\leftrightarrow$ $\text{CO}_3^{--} + 2 \text{NA}^+ + 10 \text{Água}$
Formação da sais	Carbonato de sódio hepta-hidratado $\leftrightarrow$ $\text{CO}_3^{--} + 2 \text{NA}^+ + 7 \text{Água}$
Formação da sais	Carbonato de sódio monoidratado $\leftrightarrow$ Água + $\text{CO}_3^{--} + 2 \text{NA}^+$
Formação da sais	Carbonato de sódio $\leftrightarrow$ $\text{CO}_3^{--} + 2 \text{NA}^+$
Formação da sais	Bissulfeto de amônio $\leftrightarrow$ $\text{NH}_4^+ + \text{HS}^-$
Dissociação	Hidróxido de sódio $\rightarrow$ $\text{OH}^- + \text{NA}^+$

Fonte: Elaboração própria (2023).

3.2.3 Simulação da Geração de Bioenergia

Três diferentes estratégias de recuperação energética do biogás produzido na digestão anaeróbia da ARFM foram simuladas:

- Estratégia de geração exclusiva de energia térmica (ET): geração de ar quente, por meio da queima do biogás em caldeira, para utilização no processo de secagem da fécula;
- Estratégia de geração exclusiva de energia elétrica (EE): geração de eletricidade em turbina a gás acoplada à turbina a vapor, para utilização em diversos processos da fecularia, e revenda do excedente;
- Estratégia de cogeração de energia elétrica e energia térmica (EET): geração de eletricidade em turbina a gás, acoplada à trocador de calor para geração de ar quente, sendo a eletricidade utilizada em diversos processos da fecularia e tendo seu excedente revendido, e o ar quente, utilizado na secagem da fécula.

As simulações de cada estratégia serão detalhadas nos subtópicos a seguir.

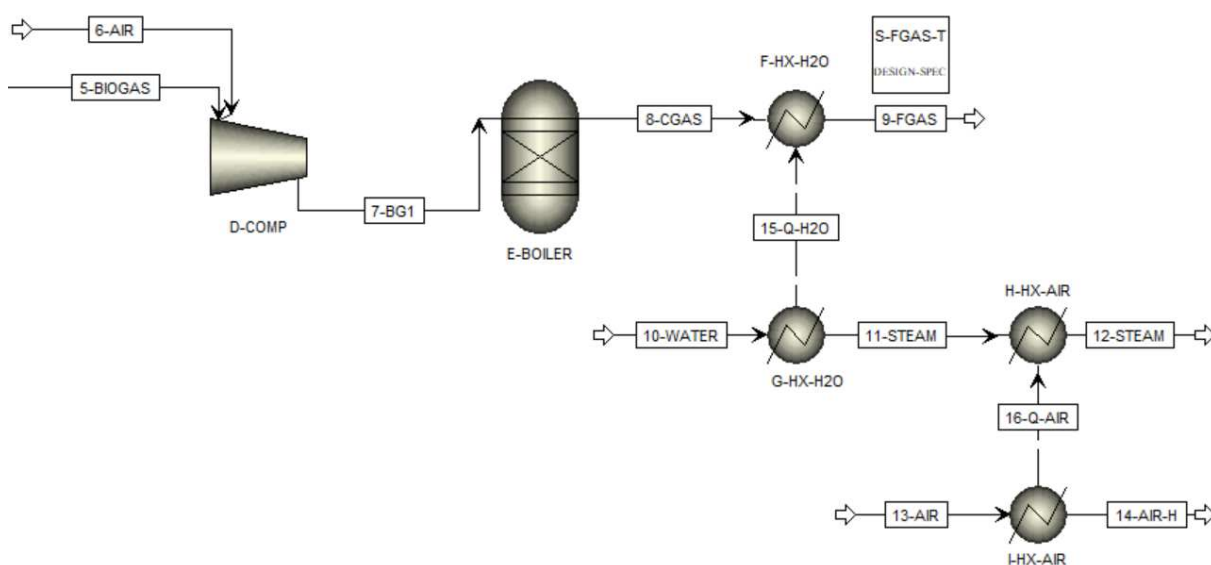
3.2.3.1 Estratégia de geração exclusiva de energia térmica (ET)

Na Figura 11 é apresentado o fluxograma da simulação no Aspen Plus® da estratégia de recuperação do biogás para geração exclusiva de energia térmica, com as respectivas operações e correntes descritas na sequência (Quadro 6).

De forma sucinta, o biogás se mistura ao ar atmosférico, é comprimido e depois queimado em caldeira (simulada como um reator de Gibbs, ou “*RGibbs*”). O calor presente na corrente dos gases de combustão é utilizado inicialmente para a geração de vapor d’água e, após nova troca térmica, geração de ar quente. O método termodinâmico especificado para essa simulação foi o *Redlich-Kwong-Soave Boston-Mathias* (RKS-BM).

Como os módulos da simulação estavam todos interligados dentro de um único fluxograma geral, não foi necessária a adição de dados de entrada para a corrente de biogás, ou seja, foram utilizados os resultados provenientes do módulo da digestão anaeróbia para a sua temperatura, pressão, vazão e composição. Já para a corrente de ar atmosférico foi considerada uma mistura dos gases oxigênio e nitrogênio, com frações molares de 0,21 e 0,79, respectivamente, além de temperatura ambiente (20 °C) e pressão atmosférica (1 atm).

Figura 11 – Fluxograma da simulação da geração exclusiva de energia térmica (ET).



Fonte: Elaboração própria (2023).

Quadro 6 – Lista das operações e principais correntes da geração exclusiva de energia térmica (ET).

OPERAÇÕES	
D-COMP	Compressor das correntes de biogás e ar atmosférico
E-BOILER	Combustor da caldeira a gás
F-HX-H2O G-HX-H2O	Trocador de calor entre a corrente dos gases de exaustão e a corrente de água/vapor
H-HX-AIR I-HX-AIR	Trocador de calor entre a corrente de vapor e a corrente de ar atmosférico/ar quente
S-FGAS-T	<i>Design-Spec</i> para o cálculo da vazão mássica da corrente “10-WATER” de modo que a corrente “9-FGAS” tenha temperatura de 180 °C
PRINCIPAIS CORRENTES	
5-BIOGAS	Biogás advindo da digestão anaeróbia
6-AIR 13-AIR	Ar atmosférico
7-BG1	Mistura comprimida de biogás e ar atmosférico
8-CGAS 9-FGAS	Gases de combustão/exaustão
10-WATER 11-STEAM 12-STEAM	Correntes de água/vapor
14-AIR-H	Ar quente
15-Q-H2O 16-Q-AIR	Calor trocado entre as correntes de gases de exaustão e água/vapor; e entre as correntes de vapor e de ar.

Fonte: Elaboração própria (2023).

A vazão molar do ar foi determinada utilizando um coeficiente de excesso de ar igual a 1,2, a fim de emitir uma menor quantidade de gases poluentes (LOPES, 2022; MEGGYES; NAGY, 2009). O coeficiente de excesso de ar (λ) é definido pela razão entre a vazão molar de ar utilizada na combustão ($\dot{n}_{AR}$) e a vazão molar de ar estequiométrico ($\dot{n}_{AR(E)}$) (DE MELLO; DA CRUZ; DE SOUSA, 2019), conforme a Equação (10). Por sua vez, a vazão molar de ar estequiométrico pode ser calculada a partir da Equação (11), na qual $\dot{n}_{O_2(E)}$ é a vazão molar de oxigênio estequiométrico e χ_{O_2} é a fração molar do oxigênio na corrente de ar. A vazão molar de oxigênio estequiométrico é obtida por meio da Equação (12), na qual $\dot{n}_{CH_4}$ é a vazão molar de metano no biogás, ν_{O_2} e ν_{CH_4} são os coeficientes estequiométricos do oxigênio e do metano, respectivamente, na reação de combustão completa do metano, demonstrada na Equação (13). Por fim, a Equação (14) representa uma equação global para o cálculo da vazão molar de ar adotada para a simulação a partir da substituição dos valores já conhecidos ou adotados para os parâmetros das equações anteriores, como $\nu_{O_2} = 2$; $\nu_{CH_4} = 1$; $\chi_{O_2} = 0,21$ e $\lambda = 1,2$.

$$\lambda = \frac{\dot{n}_{AR}}{\dot{n}_{AR(E)}} \quad (10)$$

$$\dot{n}_{AR(E)} = \frac{\dot{n}_{O_2(E)}}{\chi_{O_2}} \quad (11)$$

$$\dot{n}_{O_2(E)} = \dot{n}_{CH_4} \times \frac{\nu_{O_2}}{\nu_{CH_4}} \quad (12)$$



$$\dot{n}_{AR} = 11,4286 \times \dot{n}_{CH_4} \quad (14)$$

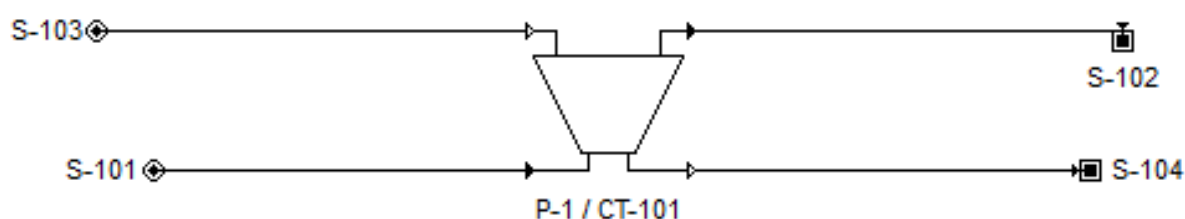
No compressor (isentrópica; eficiência = 85%), a pressão da mistura de biogás e ar atmosférico foi elevada a 1,3 bar antes de adentrar a câmara de combustão. A caldeira simulada foi composta por uma etapa de combustão isobárica, seguida pela transferência de calor da corrente dos gases de combustão para uma corrente de água (25 °C, 1 atm), gerando vapor (328 °C, 1 atm). A vazão mássica da corrente de água foi definida por um bloco *Design-Spec*, de tal forma que, após a transferência de calor e geração de vapor, a corrente resultante de gases de exaustão atingisse a temperatura de 180 °C (1 atm).

Após a geração de vapor, processo comum nas caldeiras industriais, inclusive nas fecularias de mandioca, foi adicionada uma segunda operação de troca de calor, objetivando o aquecimento do ar para posterior uso na secagem da fécula. Neste caso, o calor trocado entre o vapor e o ar foi definido como suficiente para aquecer uma corrente de ar atmosférico (25 °C, 1 atm) com vazão mássica de 111 t h⁻¹ a 170 °C e 3 atm, conforme condições necessárias para o processo de secagem da fécula de mandioca, definidas por Padi e Chimphango (2020b).

A corrente de vapor saturado que resta (“12-STEAM”) foi inicialmente considerada perdida para a atmosfera. Alternativamente, foi simulada uma torre de

resfriamento no software SuperPro Designer® capaz de recuperar essa corrente de vapor para que pudesse ser novamente utilizado como a água de entrada na caldeira, a temperatura ambiente (25 °C), conforme apresentado na Figura 12. A adoção entre uma alternativa ou outra foi baseada nos resultados da análise de custos.

Figura 12 – Fluxograma da simulação da torre de resfriamento no software SuperPro Designer® como alternativa para a recuperação do vapor excedente na caldeira (ET).



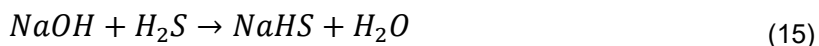
Fonte: Elaboração própria (2023).

Siglas: S-101 = corrente de ar atmosférico (25 °C, 1 atm); S-102 = corrente de ar atmosférico (40 °C, 1 atm); S-103 = corrente de vapor saturado (99 °C, 1 atm); S-104 = corrente de água resfriada (25 °C, 1 atm).

3.2.3.2 Estratégia de geração exclusiva de energia elétrica (EE)

Na Figura 13 é apresentado o fluxograma da simulação no Aspen Plus® da estratégia de recuperação do biogás para geração exclusiva de energia elétrica, com as respectivas operações e correntes descritas na sequência. De forma resumida, o biogás é primeiramente tratado para retirada de gás sulfídrico e umidade. Uma vez limpo e seco, o biogás se mistura ao ar atmosférico e adentra uma turbina a gás, composta por compressão multiestágio, combustão isobárica e expansão multiestágio. O calor excedente nos gases de exaustão é destinado ao aquecimento de água para gerar mais eletricidade em uma turbina a vapor. O método termodinâmico especificado para essa simulação foi o *Redlich-Kwong-Soave Boston-Mathias* (RKS-BM).

A corrente “5-BIOGAS” foi considerada a mesma da Estratégia ET, ou seja, o biogás bruto proveniente do módulo da digestão anaeróbia. Como o foco desta Estratégia EE é a geração de eletricidade, se faz necessária a limpeza do biogás previamente à combustão de modo a evitar corrosões no motor e tubulações associadas à presença de gás sulfídrico (H_2S). Para isso, foi adicionada uma corrente de solução aquosa de NaOH 9%_{m/m} (45 °C; 1 bar) que se mistura com o biogás dentro de um reator de equilíbrio (“*REquil*”) (25 °C; 1,04 bar), configurado com as reações apresentadas nas Equações (15) a (19), sendo a Equação (15) a reação global. A vazão da corrente “7-NAOH” foi definida ligeiramente acima da quantidade estequiométrica necessária para a limpeza de todo o H_2S presente no biogás.



Também foi adicionada uma etapa de desumidificação para diminuir o teor de água presente no biogás de modo a evitar seu acúmulo nos dutos via processo de condensação, o que poderia causar corrosão e/ou entupimento. A adição das operações “E-COOLER” e “F-DRYER” simulam então o processo de refrigeração, com arrefecimento a 2 °C, considerada a técnica mais eficiente para remoção de umidade do biogás (EMBRAPA, 2019).

Devidamente tratado, o biogás se mistura ao ar atmosférico, cujos parâmetros foram considerados os mesmos da Estratégia ET: frações molares de oxigênio e nitrogênio iguais a 0,21 e 0,79, respectivamente; 20 °C; e 1 atm. A vazão molar do ar

também foi inicialmente determinada a mesma da Estratégia ET, ou seja, utilizando um coeficiente de excesso de ar igual a 1,2, a fim de emitir uma menor quantidade de gases poluentes (LOPES, 2022; MEGGYES; NAGY, 2009).

Para a geração de eletricidade, foi considerado um sistema composto por uma turbina a gás (KG2-3E, Dresser-Rand, Kirkegaardsveien, Noruega) acoplada a uma turbina a vapor (SST-110, Siemens AG – Energy Sector – Oil & Gas Division, Duisburg, Alemanha). Algumas definições de parâmetros na simulação seguiram as especificações dos respectivos fabricantes, conforme realizado por Fuess et al. (2018b).

A mistura de biogás e ar atmosférico adentra primeiramente o módulo da turbina a gás, simulada com base no Ciclo Brayton, ou seja, composto pelas seguintes operações: compressão multiestágio, combustão isobárica (simulada como um reator de Gibbs, ou “*RGibbs*”) e expansão multiestágio. Todos os estágios de compressão e expansão foram configurados como isentrópicos e com eficiência de 85%. A compressão foi configurada de tal modo que, ao final dos estágios, a pressão se eleva a 8 bar, conforme especificações do fabricante para a pressão de entrada na turbina. A expansão foi configurada de forma análoga e espelhada aos estágios de compressão, emitindo os gases de exaustão em pressão atmosférica, ou seja, 1 atm (mesma pressão da mistura de biogás e ar atmosférico na entrada da etapa de compressão). Um bloco *Design-Spec* foi adicionado (“S-EXG2-T”) para configurar a vazão de ar atmosférico de modo que a temperatura dos gases de exaustão da turbina (“18-EXG2”) atinja 549 °C, conforme especificação do fabricante.

Parte do calor remanescente na corrente dos gases de exaustão é destinado ao módulo da turbina a vapor, simulado com base no Ciclo Rankine, ou seja, composto pelas seguintes operações: pressurização de água; aquecimento da água pressurizada e geração de vapor à alta pressão constante; expansão adiabática; e condensação do vapor à baixa pressão constante. Uma corrente de água foi então pressurizada até atingir 131 bar (“Q-PUMP”) e posteriormente aquecida, gerando vapor a 530 °C (“N-HEATX”), conforme especificações do fabricante para pressão e temperatura do vapor na entrada da turbina. Um bloco *Design-Spec* foi adicionado (“S-EXG3-T”) para configurar a vazão de água (“20-WATER”) de modo que a temperatura dos gases de exaustão emitida para a atmosfera (“19-EXG3”) atinja 180 °C, com o objetivo de manter condições semelhantes de energia dissipada nas três

estratégias de recuperação energética avaliadas, e, conseqüentemente, possibilitando uma comparação entre elas. O vapor gerado passa então pela turbina, sendo expandido a 0,6 bar (conforme especificação do fabricante quanto à pressão no escape na turbina) e posteriormente é condensado, alimentando novamente a corrente de água “23-WATER”.

Por fim, uma calculadora foi adicionada (“W-MIX1”) para computar a energia elétrica líquida gerada pelo sistema (“W-TOTAL”), ou seja, somando o que foi gerado pela turbina a gás (“W-TURB1” / “W-TURB2”) e pela turbina a vapor (“W-TURB3”), e descontando a energia requerida pelas etapas de compressão (“W-C1” / “W-C2”) e pressurização (“W-PUMP”).

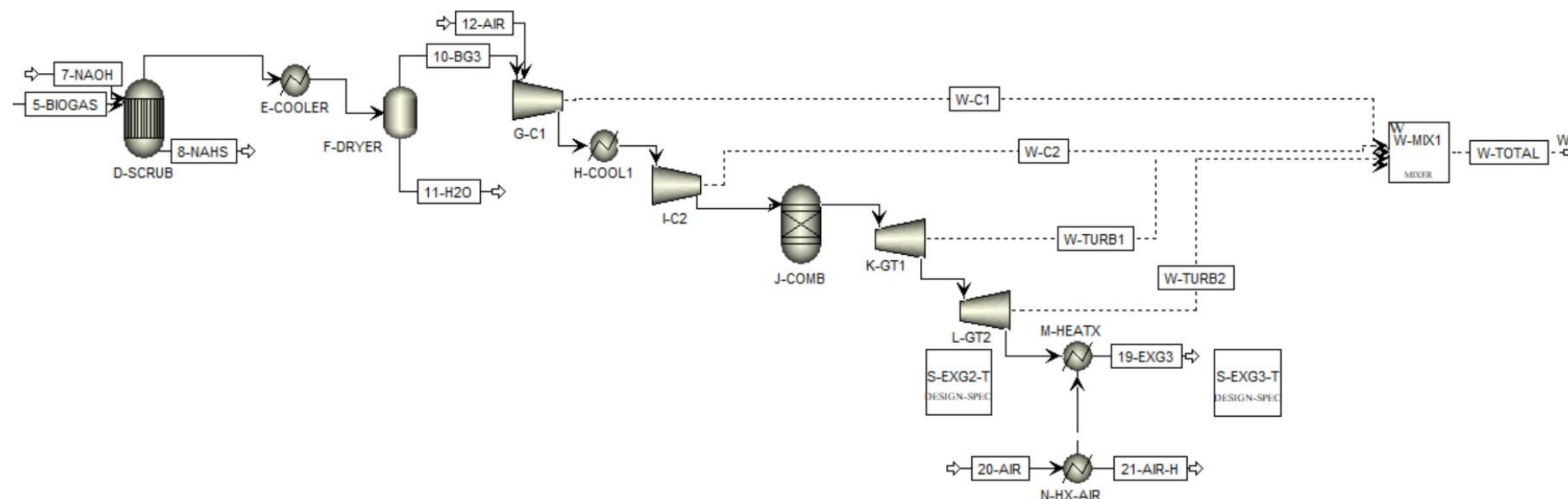
3.2.3.3 Estratégia de cogeração de energias elétrica e térmica (EET)

Na Figura 14 é apresentado o fluxograma da simulação no Aspen Plus® da estratégia de recuperação do biogás para geração de energia elétrica e energia térmica, com as respectivas operações e correntes descritas na sequência. De forma semelhante à Estratégia EE, o biogás é primeiramente tratado para retirada de gás sulfídrico e umidade, depois se mistura ao ar atmosférico e adentra uma turbina a gás. O calor excedente nos gases de exaustão é destinado ao aquecimento de ar. O método termodinâmico especificado para essa simulação foi o *Redlich-Kwong-Soave Boston-Mathias* (RKS-BM).

Os módulos de limpeza do biogás e geração de eletricidade na turbina a gás foram configurados de maneira idêntica aos respectivos módulos existentes na Estratégia EE, com os mesmos parâmetros, definições e referências. A partir do reaproveitamento do calor remanescente nos gases de exaustão, a presente estratégia difere da EE, pois, em vez de esse calor se destinar ao aquecimento de água para geração de eletricidade na turbina a vapor, se destina ao aquecimento de ar atmosférico (25 °C, 1 atm) a 170 °C e 3 atm, conforme condições necessárias para o processo de secagem da fécula de mandioca, definidas por Padi e Chimphango (2020b), sendo as mesmas condições utilizadas na energia térmica gerada na Estratégia E1. Um bloco *Design-Spec* foi adicionado (“S-EXG3-T”) para configurar a vazão de ar (“20-AIR”) de modo que a temperatura dos gases de exaustão emitida para a atmosfera (“19-EXG3”) atinja 180 °C, com o objetivo de manter condições semelhantes de energia dissipada nas três estratégias de

recuperação energética avaliadas, e, conseqüentemente, possibilitando uma comparação entre elas.

Figura 14 – Fluxograma da simulação da cogeração de energias elétrica e térmica (EET).



Operações: D-SCRUB = dessulfurização; F-DRYER = desumidificação; G-C1 / I-C2 = compressão multiestágio; J-COMB = câmara de combustão; K-GT1 / L-GT2 = expansão multiestágio (turbina a gás); M-HEATX / N-HX-AIR = trocador de calor entre a corrente dos gases de exaustão e a corrente de ar; S-EXG2-T = Design-Spec para o cálculo da vazão mássica da corrente “12-AIR” de modo que a corrente “18-EXG2” tenha temperatura de 549 °C; S-EXG3-T = Design-Spec para o cálculo da vazão mássica da corrente “20-AIR” de modo que a corrente “19-EXG3” tenha temperatura de 180 °C; W-MIX1 = cálculo da energia elétrica líquida.

Principais correntes: 5-BIOGAS = biogás advindo da digestão anaeróbia; 7-NAOH = solução de NaOH; 8-NAHS = corrente contendo NaHS e demais substâncias retiradas do biogás; 10-BG3 = biogás limpo e seco; 11-H2O = solução aquosa retirada do biogás; 12-AIR / 20-AIR = ar atmosférico; 19-EXG3 = gases de exaustão; 21-AIR-H = ar quente; W-C1 / W-C2 = energia elétrica requerida pela etapa de compressão; W-TURB1 / W-TURB2 = energia elétrica gerada pela turbina a gás; W-TOTAL = energia elétrica líquida gerada pelo sistema.

Fonte: Elaboração própria (2023).

A calculadora “W-MIX1” computa a energia elétrica líquida gerada pelo sistema (“W-TOTAL”), ou seja, somando o que foi gerado pela turbina a gás (“W-TURB1” / “W-TURB2”) e descontando a energia requerida pelas etapas de compressão (“W-C1” / “W-C2”).

3.2.3.4 Indicadores energéticos

Para fins de comparação dos resultados entre as três estratégias de recuperação energética avaliadas, além da comparação entre os resultados alcançados e os observados na literatura revisada no tópico 2.3.2, indicadores energéticos foram calculados, conforme apresentado no Quadro 7.

Quadro 7 – Cálculo de indicadores energéticos para análise comparativa.

INDICADOR	UNIDADE	EQUAÇÃO	PARÂMETROS DE CÁLCULO (obtidos da simulação)
Energia total gerada (E_{TOTAL})	MW	$E_{TOTAL} = E_T + E_E$ (20)	E_T : energia térmica líquida gerada como ar quente (MW) E_E : energia elétrica líquida gerada pelas turbinas (MW)
Eficiência de conversão (η)	%	$\eta = \frac{E_{TOTAL} \times 360}{Q_{BG} \times PCI_{BG}}$ (21)	E_{TOTAL} : energia líquida gerada (kW) Q_{BG} : vazão de biogás ($m^3 h^{-1}$) PCI_{BG} : poder calorífico inferior do biogás ($MJ m^{-3}$)
Produtividade de energia pela vazão de biogás (PE_{BG})	$\frac{kWh}{m^3_{BIOGÁS}}$	$PE_{BG} = \frac{E_{TOTAL}}{Q_{BG}}$ (22)	E_{TOTAL} : energia líquida gerada (kW) Q_{BG} : vazão de biogás ($m^3 h^{-1}$)
Produtividade de energia pela vazão de efluente (PE_{EF})	$\frac{kWh}{m^3_{EFLUENTE}}$	$PE_{EF} = \frac{E_{TOTAL}}{Q_{EF}}$ (23)	E_{TOTAL} : energia líquida gerada (kW) Q_{EF} : vazão de efluente ($m^3 h^{-1}$)

Fonte: Elaboração própria (2023).

3.3 AVALIAÇÃO DE ASPECTOS AMBIENTAIS

A avaliação do desempenho ambiental do presente trabalho objetivou a comparação da emissão de gases de efeito estufa, em equivalentes de gás carbônico (CO_{2eq}), entre as diferentes estratégias de recuperação energética do

biogás. Apenas os módulos de geração de energia foram considerados nesta avaliação, uma vez que o módulo de digestão anaeróbia é igual para todas as estratégias e, portanto, foi desconsiderada desta análise. Foram estimadas as emissões para as produções de calor e eletricidade utilizando o biogás e também um cenário hipotético no qual o calor e a eletricidade fossem produzidos a partir da queima de gás natural, ou seja, um combustível análogo ao biogás, mas de origem fóssil.

A base de dados Ecoinvent (versão 3.8, 2021) foi utilizada, e as pesquisas foram feitas para atividades com alocação no ponto de substituição. Dentro de cada atividade pesquisada, na página de exibição dos resultados de avaliação de impacto cumulativo (LCIA), duas informações principais foram extraídas: a unidade de processamento e o potencial de aquecimento global – GWP100, ReCiPe Midpoint (H). Estas informações, associadas às respectivas estratégias de recuperação energética às quais foram utilizadas para a avaliação de desempenho ambiental, estão resumidas no Quadro 8.

Quadro 8 – Potencial de aquecimento global de diferentes estratégias de recuperação energética do biogás e do gás natural - ReCiPe Midpoint (H).

Estra- tégia	Atividade	Unidade de processamento	GWP100 (kgCO _{2eq})
ET	Produção de calor, biometano, caldeira, RoW ^a	1 MJ de calor	0,025664
	Produção de calor, gás natural, caldeira, RoW	1 MJ de calor	0,070819
EE	Cogeração de calor e eletricidade, biogás, RoW	1 kWh de eletricidade	0,185690
	Produção de eletricidade, gás natural, BR-rede Sul	1 kWh de eletricidade	0,405910
EET	Cogeração de calor e eletricidade, biogás, RoW	1 MJ de calor	0,008752
	Cogeração de calor e eletricidade, gás natural, RoW	1 MJ de calor	0,032659
	Cogeração de calor e eletricidade, biogás, RoW	1 kWh de eletricidade	0,185690
	Produção de eletricidade, gás natural, BR-rede Sul ^b	1 kWh de eletricidade	0,405910

Fonte: Elaboração própria, a partir de (ECOINVENT, 2021).

Nota: ^a RoW = resto do mundo (em inglês, *rest of the world*); ^b BR-rede Sul = cenário regionalizado para a região sul do Brasil.

O cálculo do balanço positivo (crédito) de carbono pela adoção do biogás, combustível e origem renovável, em vez do gás natural, se deu pela diferença entre o total de carbono que seria emitido em ambos os cenários, conforme Equação (24), onde $CRED_{CO_2}$ é o balanço de carbono, em kgCO_{2eq} h⁻¹, E_{TOTAL} é a energia líquida gerada pela estratégia de recuperação energética, em MJ/h ou kW, e GWP_{GN} e

GWP_{BG} são os potenciais de aquecimento global para cenários com gás natural e com biogás, respectivamente, em $kgCO_{2eq} MJ^{-1}$ ou $kgCO_{2eq} kWh^{-1}$.

$$CRED_{CO_2} = E_{TOTAL}(GWP_{GN} - GWP_{BG}) \quad (24)$$

3.4 AVALIAÇÃO DE ASPECTOS ECONÔMICOS

Esta avaliação consistiu em uma primeira etapa de análise de custos, seguida pela análise de viabilidade econômica, as quais serão detalhadas nesta subseção.

3.4.1 Análise de Custos

Os custos de investimento relacionados ao projeto, ou custo de capital (CAPEX), e os custos operacionais (OPEX), necessários para a implantação e operação, respectivamente, da planta simulada foram estimados no próprio software Aspen Plus® com o auxílio do suplemento *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA). A partir da ativação deste suplemento, todos os equipamentos que compõem os módulos de digestão anaeróbia e de geração de bioenergia foram mapeados, dimensionados e, por fim, custeados.

Os investimentos de capital (CAPEX) se referem aos custos diretos ligados à aquisição e instalação de todos os equipamentos envolvidos no processo, incluindo os componentes necessários para a sua implementação, além de custos indiretos com a implantação do sistema. Ademais, os custos operacionais (OPEX) incluem os gastos essenciais para a operação contínua do processo, envolvendo custos com utilidades, manutenção, matérias-primas, mão-de-obra e gerenciamento, também cobrindo custos com seguros, aluguéis/arrendamentos e custos gerais dos setores de produção, administração, pesquisa e desenvolvimento e distribuição.

Na etapa de seleção de equipamentos, foram mantidas as especificações padrão do software, com exceção das câmaras de combustão para as três estratégias, para as quais alterou-se a seleção padrão de “*agitated tank*” (ou “tanque de agitação”) para “*box type process furnace*” (ou “forno de processamento tipo caixa”); e da turbina a vapor para a Estratégia EE, para a qual modificou-se a seleção padrão “*turboexpander*” (ou “turbina de expansão”) para “*steam turbine*”.

driver, non-condensing” (ou “turbina a vapor, sem condensador”). As alterações objetivaram tornar a seleção dos equipamentos mais específica para o tipo de operação que se deseja simular.

Após as etapas de mapeamento e dimensionamento, foram levantados os custos de projeto e operacionais dos equipamentos. A etapa de custeio levou em consideração os valores padrão disponíveis na biblioteca do próprio software para os equipamentos que compõem o módulo de digestão anaeróbia e para parte dos equipamentos do módulo de geração de bioenergia. As exceções foram as câmaras de combustão (para as três estratégias) e as turbinas a gás (para as Estratégias EE e EET), para as quais o suplemento APEA não foi capaz de custeá-los de maneira eficaz. Nesse caso, optou-se por buscar na literatura custos de implantação para caldeiras (ET) e turbinas a gás (EE e EET), abarcando todos os equipamentos que compõem esses módulos, inclusive as respectivas câmaras de combustão.

No caso da caldeira, utilizou-se como referência a faixa de EUR 30-80 kW⁻¹ para o custo de investimento na Alemanha (PROBIOGÁS, 2015); adotou-se um valor médio de EUR 55 kW⁻¹; ajustou-se esse valor para EUR 64,47 kW⁻¹ considerando o índice de preços ao consumidor na Alemanha (*Verbraucherpreisindex*) acumulado entre 2015 e 2023 (STATISTISCHES BUNDESAMT, 2023); converteu-se para USD 68,72 kW⁻¹ considerando a cotação do euro em dólares americanos, de USD 1,066, em 28 de fevereiro de 2023 (INVESTING, 2023a); e finalmente multiplicou-se esse valor base pela potência da caldeira, em kW, resultado obtido da simulação.

Para as turbinas a gás, utilizou-se como referência a faixa de USD 1.000-1.800 kW⁻¹ para o custo de implantação (PROBIOGÁS, 2017); adotou-se um valor médio de USD 1.400,00 kW⁻¹; ajustou-se esse valor para USD 1.734,38 kW⁻¹ considerando o índice de preços ao consumidor nos Estados Unidos (*Consumer Price Index - CPI*) acumulado entre janeiro/2017 e fevereiro/2023 (U.S. BUREAU OF LABOR STATISTICS, 2023); e finalmente multiplicou-se esse valor base pela potência da turbina a gás, em kW, resultado obtido da simulação.

Para as utilidades, foram mantidos os custos padrão estipulados pelo APEA com base em sua biblioteca. A corrente de água na estratégia ET (“10-WATER”) foi a única corrente de entrada para a qual foi especificado custo adicional (caso não se opte pela torre de resfriamento e consequente recirculação), adotando-se o valor de USD 0,00022 kg⁻¹ (PADI; CHIMPHANGO, 2020b), e ajustando-o para USD 0,00027

kg⁻¹ considerando o *Consumer Price Index (CPI)* acumulado entre fevereiro/2018 e fevereiro/2023 (U.S. BUREAU OF LABOR STATISTICS, 2023).

Para todas as demais correntes de entrada, não foi especificado custo adicional. A ARFM ("1-CSW") e o ar atmosférico ("6-AIR" / "12-AIR" / "13-AIR" / "20-AIR") não demandam custos das fecularias, a primeira por consistir em um efluente líquido do processo industrial e a última por ser obtida diretamente da atmosfera. Apesar de não ter sido objeto das simulações, por não ser o foco do presente trabalho, considera-se que há recuperação do hidróxido de sódio utilizado como adsorvente químico na dessulfurização, havendo recirculação entre as correntes "8-NAHS" e "7-NAOH", e, consequentemente, não sendo atribuído custo a este produto químico. Os custos de projeto e operacionais deste módulo de recirculação do NaOH não foram considerados na presente análise econômica.

Possíveis receitas também foram estimadas por meio da precificação de algumas correntes de saída. Nas estratégias ET e EET, adotou-se para o ar quente o valor de USD 0,0005 kg⁻¹ (PADI; CHIMPHANGO, 2020b), ajustando-o para USD 0,0006 kg⁻¹ com base no *Consumer Price Index (CPI)* acumulado entre fevereiro/2018 e fevereiro/2023 (U.S. BUREAU OF LABOR STATISTICS, 2023). Para a eletricidade ("W-TOTAL"), foi adotado o valor de BRL 0,49 kWh⁻¹ reportado pela fecularia "FEC2", tendo sido convertido a USD 0,09 kWh⁻¹ considerando a cotação do dólar americano em reais, de BRL 5,1771, em 28 de fevereiro de 2023 (INVESTING, 2023b).

Os créditos de carbono também foram precificados considerando sua venda como CBIOS (Créditos de Descarbonização por Biocombustíveis), ativo criado em 2017 pelo Ministério de Minas e Energia e negociado na bolsa. O valor adotado foi de BRL 99,802345 tCO_{2eq}⁻¹, conforme índice ICBIO em 28 de fevereiro de 2023 (B3, 2023), tendo sido convertido a USD 19,277654 tCO_{2eq}⁻¹ considerando a cotação do dólar americano em reais, de BRL 5,1771, em 28 de fevereiro de 2023 (INVESTING, 2023b). Os custos com a certificação junto à Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP), necessária para a comercialização dos CBIOS, não foram considerados.

O vapor remanescente na estratégia ET ("12-STEAM") foi considerado como emissão perdida para a atmosfera (no cenário em que não se opte pela torre de resfriamento) e, portanto, não foi precificado. Também não foi incluída precificação para o efluente tratado ("4-EF-L"), sendo considerado seu despejo em corpo hídrico,

conforme destino praticado pelas fecularias “FEC3” e “FEC4” (Tabela 6), não sendo previsto retorno financeiro. Sabe-se, porém, que este efluente pode ser comercializado como biofertilizante devido aos nutrientes remanescentes em sua composição.

3.4.2 Análise de Viabilidade Econômica

Uma vez precificados os custos com os equipamentos e acessórios (aquisição e instalação), os custos com utilidades, e as receitas possíveis a partir de algumas correntes de saída, aplicou-se a metodologia de Peters, Timmerhaus e West (2003) para a análise de viabilidade econômica.

A partir da soma global dos custos de implantação, que representam 85% do total dos custos de projeto, estimou-se o CAPEX total somando-se os custos com engenharia e supervisão, taxas administrativas e reserva de contingência, os quais representam os outros 15% (PETERS; TIMMERHAUS; WEST, 2003). Ainda, o CAPEX anualizado (EACC), em USD ano⁻¹, foi calculado pela Equação (25), na qual i corresponde à taxa de juros, assumida como 5% (KAYATHI et al., 2020), e n corresponde à vida útil da planta, adotada como 20 anos.

$$EACC = CAPEX \times \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (25)$$

Para o cálculo do OPEX, a referida metodologia permite estimar os custos com manutenção, reparos, despesas com laboratório, impostos, seguro, custos com administração, distribuição, marketing, pesquisa e desenvolvimento, entre outras despesas (PETERS; TIMMERHAUS; WEST, 2003), as quais são somadas aos custos com utilidades e matérias-primas, já obtidos das simulações. Ainda, custos com mão-de-obra, determinados pela análise de investimentos do software Aspen Plus®, também são somados aos demais custos citados, chegando-se assim no OPEX total.

O custo total anualizado (TAC), em USD ano⁻¹, foi calculado pela Equação (26), sendo igual à soma do EACC e do OPEX.

$$TAC = EACC + OPEX \quad (26)$$

O fluxo de caixa do acionista ao longo de 22 anos (2 anos para construção, implantação e acomodação do sistema⁷ + 20 anos de vida útil da planta) foi demonstrado a partir da determinação do Valor Presente Líquido (NPV), considerando que: (i) o CAPEX total é dividido igualmente ao longo do período de implantação, antes da planta começar a ser operada, ou seja, nos dois primeiros anos, durante os quais o NPV fica consequentemente negativo; (ii) a partir do primeiro ano de operação da planta, o NPV é calculado pela soma entre o NPV no ano anterior e o lucro anual (PFT); (iii) o PFT se dá pela diferença entre a receita obtida e o OPEX; e (iv) uma taxa de juros de 5% é aplicada ao longo dos 20 anos de operação da planta. O cálculo do NPV pode ser resumido pela Equação (27), na qual n corresponde ao ano em questão, variando de 1 a 20, i corresponde à taxa de juros, assumida como 5%, e NPV e PFT são o Valor Presente Líquido e o lucro anual, ambos em USD.

$$NPV_n = \frac{NPV_{n-1} + PFT}{(1 + i)^n} \quad (27)$$

O Tempo de Retorno (TR) pôde ser identificado como o momento em que o fluxo do acionista passa a ser positivo. De modo a precisar este parâmetro, foi aplicada uma interpolação a partir da Equação (28), em que n corresponde ao primeiro ano em que o NPV passa a ser positivo.

$$TR = n - 1 + \frac{NPV_{n-1}}{NPV_n - NPV_{n-1}} \quad (28)$$

Por fim, o custo da bioenergia gerada em cada estratégia (BC), em USD MWh⁻¹ foi estimado a partir da Equação (29), na qual TAC é o custo total anualizado, em USD ano⁻¹, E_{TOTAL} é a energia líquida gerada (térmica + elétrica), em

⁷ O tempo de acomodação do sistema consiste no tempo que o mesmo leva para atingir o estado estacionário, a partir do qual pode-se considerar constantes alguns parâmetros do processo, como por exemplo a eficiência de conversão. Como a análise dinâmica do sistema não fazer parte do escopo do presente trabalho, ressalta-se apenas que este tempo de acomodação já foi considerando dentro do tempo inicial de projeto de 2 anos.

MW. Esclarece-se que o fator 345 corresponde ao número de dias de operação no ano, declarado pelas fecularias “FEC3” e “FEC4” e adotado para este e para os demais cálculos que necessitaram deste parâmetro.

$$BC = \frac{TAC}{E_{TOTAL} \times 24 \times 345} \quad (29)$$

3.5 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

Algumas oscilações podem ocorrer em parâmetros estritamente relacionados aos custos de projeto, de operação e às receitas obtidas pela geração de bioenergia. Por isso, avaliar a sensibilidade da simulação a estes parâmetros é relevante para o entendimento acerca dos riscos financeiros associados ao projeto.

As análises de sensibilidade foram avaliadas de forma atrelada às possíveis receitas. Portanto, os parâmetros adotados foram os valores do ar quente, da eletricidade e do CBIO. O cenário base (CB) considera os valores já apresentados anteriormente para o ar quente, a eletricidade e o CBIO, de USD 0,0006 kg⁻¹, USD 0,09 kWh⁻¹, e USD 19,28 tCO_{2eq}⁻¹, respectivamente. Estes custos foram variados, para mais e para menos, buscando-se cenários economicamente viáveis, por tentativa e erro. Caso o cenário base (CB) não apresente viabilidade econômica, apenas acréscimos nos valores das referidas receitas serão avaliados, até que seja encontrado um cenário hipotético em que haja viabilidade econômica, ou seja, tempo de retorno (TR) menor que a vida útil da planta (adotada como 20 anos).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 PANORAMA DAS FECULARIAS PARANAENSES

Das 24 empresas associadas à ABAM, para as quais o questionário foi enviado, apenas sete aceitaram participar da pesquisa, sendo que oito questionários foram devolvidos preenchidos (uma das empresas possui duas plantas). O Sindicato das Indústrias de Mandioca do Paraná (SIMP) também foi contatado, mas a diretoria preferiu não fornecer o contato das 43 empresas associadas, dentre fecularias e farinheiras, algumas coincidentes com os associados da ABAM. Esta resistência por parte do setor de fécula de mandioca reforça a dificuldade que existe no diálogo entre o meio acadêmico e a agroindústria de forma geral.

Por conta de a ABAM ser uma associação de abrangência nacional, um dos questionários recebidos se referia a uma fecularia localizada no Estado de Mato Grosso do Sul. Considerando que o foco da presente pesquisa são as fecularias paranaenses, que o referido questionário estava incompleto e que não foi possível a conferência de alguns dados junto ao Instituto de Meio Ambiente de Mato Grosso do Sul (IMASUL) assim como foi feito na consulta online às licenças emitidas pelo IAT, preferiu-se não utilizar o questionário da fecularia sul-mato-grossense nas análises feitas no presente trabalho. As sete demais fecularias paranaenses pertencem a três Núcleos Regionais diferentes (de acordo com a classificação da SEAB): Umuarama, Paranavaí e Toledo. Nenhuma fecularia dos núcleos de Maringá e de Campo Mourão respondeu ao questionário.

Na Tabela 6 podem ser conferidos os principais dados levantados por meio dos questionários. A partir das informações declaradas, é possível notar que algumas fecularias produzem, além da fécula de mandioca, polvilho doce, polvilho azedo e amido modificado. Para a fabricação deste último produto, utiliza-se o amido de milho como matéria-prima para a formulação. Uma das fecularias (FEC6), apesar de fabricar apenas 75 t d⁻¹ de fécula por meio do processamento de mandioca *in loco*, expede de sua planta outras 400 t d⁻¹ de fécula, quantidade essa que é adquirida pronta e apenas embalada *in loco*.

Tabela 6 – Principais dados levantados pela aplicação dos questionários.

DADOS GERAIS	NOME FICTÍCIO						
	FEC1	FEC2	FEC3	FEC4	FEC5	FEC6	FEC7
Núcleo Regional (SEAB)	UM	PV	TD	TD	PV	PV	PV
Número de funcionários	60	45	69	70	108	100	250
Dias de operação no ano	312	312	345	345	300	365	312
Mandioca processada (t d ⁻¹)	500	320	400	400	500	300	500
PRODUTOS (t d ⁻¹)							
Fécula	140	90	120	-	150	75	70
Amido	28	-	26	120	100	-	140
Polvilho	-	-	-	-	150	23,38	-
ORIGEM DA MANDIOCA (%)							
Paraná	80	70	100	100	70	73	81
São Paulo	20	30	-	-	20	21	19
Mato Grosso do Sul	-	-	-	-	10	6	-
USO DE ÁGUA (m ³ h ⁻¹)							
Poço	55	30,62	90	90	120	50	15
Captação superficial	-	-	-	-	-	-	89,8
ELETRICIDADE (REDE)							
Uso (MWh mês ⁻¹)	0,35 ^a	323,61	410,00	45,00 ^a	1,50 ^a	440,00	752,40
Custo (BRL kWh ⁻¹)	n.i.	0,49	n.i.	n.i.	n.i.	n.i.	0,23
ENERGIA TÉRMICA (CALDEIRA)							
Eficiência (%)	n.i.	100	n.i.	90	100	n.i.	n.i.
Potência nominal (MW)	9,60	7,68	10,00	5,76	n.i.	4,30	4,20
Biogás utilizado (m ³ h ⁻¹)	671,8	n.i.	800,0	600,0	n.i.	n.i.	n.i.
EFLUENTE INDUSTRIAL (ARFM)							
Vazão (m ³ h ⁻¹)	63,0	30,5	90,0	90,0	120,0	43,0	125,0
T (°C)	25	n.i.	24	24	n.i.	n.i.	29
pH	5,80	n.i.	6,00	6,00	n.i.	n.i.	6,16
DQO (g L ⁻¹)	13,0	n.i.	9,0	9,0	n.i.	n.i.	14,7
ST (g L ⁻¹)	n.i.	n.i.	6,5	6,5	n.i.	n.i.	12,8
SVT (g L ⁻¹)	n.i.	n.i.	5,7	5,7	n.i.	n.i.	11,5
Destino do efluente tratado	IFL	IFL	DCH	DCH	IFL	IFL	IFL
BIOGÁS PRODUZIDO							
Vazão (m ³ h ⁻¹)	n.i.	n.i.	800	650	n.i.	n.i.	8,96 ^b
T (°C)	n.i.	n.i.	30	30	n.i.	n.i.	n.i.
CH ₄ (fração molar)	n.i.	n.i.	0,53	0,53	n.i.	n.i.	0,65
CO ₂ (fração molar)	n.i.	n.i.	0,45	0,45	n.i.	n.i.	0,35
H ₂ (fração molar)	n.i.	n.i.	0,02	0,02	n.i.	n.i.	0,00
H ₂ O (fração molar)	n.i.	n.i.	0,00	0,00	n.i.	n.i.	0,00
RESÍDUO SÓLIDO VEGETAL							
Geração (t d ⁻¹)	60	5	30	32	100	64	95
Destinação	RA	RA	RA	RA	RA	RA	RA

Fonte: Elaboração própria (2023), a partir das informações relatadas pelas fecularias no questionário aplicado e declaradas no processo de licenciamento ambiental no IAT. Siglas: UM = Umuarama; PV = Paranavaí; TD = Toledo; IFL = infiltração em lavoura (fertilirrigação); DCH = despejo em corpo hídrico; RA = ração animal; n.i. = não informado. Notas: ^a Valores divergentes dos demais e relativamente baixos para o consumo de eletricidade pela fecularia como um todo, podendo ter sido considerados os consumos de apenas uma parte da planta, ou ainda por erros de interpretação na unidade estipulada pelo questionário; ^b Valor divergente dos demais e relativamente baixo para a produção de biogás em uma fecularia deste porte, podendo refletir a vazão aferida em condições atípicas de operação da estação de tratamento, ou ainda por erros de interpretação na unidade estipulada pelo questionário.

Quanto à origem da mandioca, a maior parte provém de lavouras localizadas dentro do próprio estado (ao menos 70% da quantidade total recebida na planta), sendo que outros estados, como São Paulo e Mato Grosso do Sul, também possuem participação no cultivo da mandioca que é processada nas fecularias do Paraná. Esta variação da origem da raiz de mandioca, provinda até mesmo de diferentes regiões dentro de cada estado, é um dos fatores que interfere na composição da ARFM, de acordo com o lote de raiz que foi processado, o que confirma as composições distintas já comentadas anteriormente e publicadas na literatura, conforme discriminado no APÊNDICE A.

O uso de água em quase todas as fecularias provém exclusivamente de poço de captação (ou seja, utilização de água subterrânea). A exceção dentre as fecularias participantes da pesquisa é a FEC7, que apesar de possuir poço, faz uso de captação superficial, correspondendo a cerca de 86% da vazão total de água utilizada na planta. A vazão de água utilizada varia de 30,62 a 120 m³ h⁻¹, ou de 2,3 a 5,8 m³ t⁻¹ de mandioca processada. Três das sete fecularias participantes da pesquisa estão abaixo da faixa de uso de água relatada na literatura, de 5 a 14 m³ t⁻¹ de mandioca processada (COLIN et al., 2007; LEAÑO; BABEL, 2012; O-THONG et al., 2011), sendo que todas as sete fecularias estão abaixo do valor de referência para as indústrias brasileiras levantada por Sánchez et al. (2017), de 6,1 m³ t⁻¹. Ainda que a amostragem do presente estudo seja baixa em relação ao universo de fecularias espalhadas pelo mundo, e mesmo em relação ao universo das 42 fecularias localizadas apenas no estado do Paraná, pode-se notar uma tendência de menor uso de água em relação ao que já vinha sendo relatado na literatura anteriormente, ao menos por estas sete indústrias participantes da pesquisa. Um possível nível tecnológico mais alto dessas sete plantas, o que tende a diminuir o consumo de água, pode explicar esse resultado.

O uso mensal de energia elétrica, provindo da rede de distribuição, ultrapassa os 750 MWh mês⁻¹ na fecularia com maior demanda de eletricidade (FEC7). Os dois custos de eletricidade informados foram de BRL 0,49 kWh⁻¹ e BRL 0,23 kWh⁻¹, sendo este último mais baixo por ser eletricidade comercializada no Mercado Livre de Energia. Quanto ao uso de energia térmica, as eficiências informadas para as caldeiras variam de 90-100%, com potências nominais entre 4,2-10 MW. A vazão de biogás utilizado como combustível varia de 600 a 800 m³ h⁻¹, possibilitando a substituição (parcial, mas não total) da lenha, que também continua sendo utilizada

como combustível para gerar energia térmica nas feculárias. A maioria das feculárias informou uma proporção de utilização aproximada de 50/50% de biogás/lenha como combustíveis nas caldeiras, com exceção da FEC6, que informou uma proporção de 91,3/8,7% de biogás/lenha. Estes dados indicam que melhorias no sistema de tratamento que possibilitem um aumento na produção de biogás poderiam diminuir a demanda das feculárias por lenha, que ainda é muito consumida nas caldeiras.

A geração de efluente industrial acompanha, com algumas flutuações, o uso de água relatado pelas feculárias, uma vez que a destinação da água para outros usos que não o processo industrial é mínima. A vazão da ARFM variou de 30,5 a 125

$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$,⁸ com temperaturas entre 24 e 29 °C. Também foi observada variação em outros parâmetros relatados, como pH (5,80-6,16), DQO (9,0-14,7 g L^{-1}), ST (6,5-12,8 g L^{-1}) e SVT (5,7-11,5 g L^{-1}). O número de lagoas que compõem o sistema de tratamento do efluente varia bastante (2 a 6), mas todas as feculárias informaram que mantêm uma das lagoas anaeróbias coberta para a captação do biogás.

Apesar de duas das feculárias (FEC3 e FEC4) despejarem o efluente tratado em corpo hídrico, a maioria das feculárias o destina para infiltração em solo nas lavouras localizadas nos arredores da indústria. A preferência pela fertirrigação se dá, dentre outros motivos, por não existir corpo hídrico próximo à planta e pela concentração remanescente de alguns nutrientes no efluente tratado, com potencial para ser usado como fertilizante nas lavouras. Além disso, os padrões de lançamento para a disposição de efluentes no solo (uso agrícola) costumam ser definidos em condicionantes da licença ambiental da indústria ou em autorização ambiental específica, emitida pelo órgão licenciador, sendo geralmente menos restritivos que os padrões de lançamento em corpo hídrico, determinados pela Resolução nº 430/2011 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Ressalta-se ainda que a Organização das Nações Unidas para a Alimentação e a Agricultura (FAO/ONU) também possui diretrizes que norteiam a reciclagem dos nutrientes presentes em resíduos e efluentes para a fertirrigação.

Foi relatado também pelas feculárias a geração de quantidades expressivas

⁸ Para este trabalho, utilizou-se a vazão de efluente (diretamente relacionada com a capacidade produtiva) para classificar as feculárias participantes em relação ao porte, dividindo-as em três grupos: pequeno porte para as FEC2, FEC6 e FEC1 (30,5; 43,0; e 63,0 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$); médio porte para as FEC3 e FEC4 (ambas com 90,0 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$); e grande porte para a FEC7 (125,0 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$). Essa classificação foi adotada para a definição do cenário base (porte médio = 90,0 $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$).

de resíduos sólidos vegetais, chegando a 100 t d^{-1} (FEC5). Essa geração contempla principalmente as cascas e o bagaço da mandioca, que são destinados para alimentação animal pelas sete feculárias. Sabe-se que esse resíduo também pode ser codigerido com a ARFM, com potencial de aumentar a produção de biogás e, conseqüentemente, potencializar o reaproveitamento energético na planta (PADI; CHIMPHANGO, 2020b).

O teor de metano no biogás produzido e captado pelas feculárias varia de 53 a 65%, o que corresponde à faixa observada nos estudos experimentais apresentados na Tabela 2 (53,7-81,0%). Entretanto, o teor de metano aferido no biogás produzido nas feculárias se assemelha mais ao valor de 53,7% observado no estudo em escala piloto, conduzido por Kuczman et al. (2014), ficando abaixo da faixa de 66,1-81,0% observada nos estudos em escala laboratorial (ARAUJO et al., 2018; COLIN et al., 2007; KHONGKLIANG; KONGJAN; O-THONG, 2015; LUCAS, 2015; MARI et al., 2020). Isso confirma que dificuldades de controle operacional em escala industrial refletem em teores de metano menores em relação aos dados de trabalhos experimentais em escala de bancada. Um dos fatores que explica essa diferença é a alcalinização, prática adotada pelos estudos laboratoriais, de modo a diminuir problemas operacionais no reator, mas que raramente possui viabilidade em escala industrial.

Todas as feculárias declararam que destinam o biogás para a geração de energia térmica em caldeira, o que representa um reaproveitamento energético relevante para este tipo de planta, que consome quantidades consideráveis de energia térmica para a secagem da fécula. Contudo, a geração de energia elétrica representa uma possibilidade de otimização do reaproveitamento energético do biogás, alternativa ainda subutilizada neste ramo agroindustrial de fécula de mandioca.

Sabe-se que existe ao menos uma fecularia no Paraná (Fecularia Três Fronteiras, localizada no município de Itaúna do Sul) que destina sua produção de biogás ($3,6 \text{ milhões m}^3 \text{ ano}^{-1}$) paralelamente para a geração de energias térmica e elétrica, tendo reduzido cerca de 50% do consumo de eletricidade aportada da rede de distribuição, com apoio do Projeto GEF Biogás Brasil (ONU, 2022b). Contudo, ainda que a geração de energia elétrica a partir do biogás já possua este caso de sucesso amplamente divulgado, verifica-se pelas respostas dos questionários que esta alternativa ainda é pouco explorada pelas feculárias paranaenses.

4.2 ASPECTOS TECNOLÓGICOS

4.2.1 Digestão Anaeróbia e Produção de Biogás

Conforme relatado no tópico 3.2.2, a simulação da digestão anaeróbia da ARFM foi modelada no software Aspen Plus®, com enfoque na produção de biogás. Considerando que a produção está diretamente relacionada à eficiência do próprio processo de digestão anaeróbia e à conversão da matéria orgânica presente no efluente, será primeiramente apresentado o balanço de massa para as correntes líquidas, o qual pode ser observado na Tabela 7, comparando o efluente bruto (1-CSW) com o efluente tratado (4-EF-L).

A partir da Tabela 7 verifica-se que, ao longo do processo de aquecimento e digestão anaeróbia da ARFM, a temperatura sobe para 55 °C e a pressão se mantém constante em 1,01325 bar (ou 1 atm), conforme configurações determinadas na modelagem para os equipamentos envolvidos. As vazões totais, tanto volumétrica como molar e mássica, diminuem, ao passo que parte da matéria é convertida a biogás, já separado em uma corrente gasosa.

A partir da somatória dos componentes orgânicos presentes no efluente bruto e no efluente tratado, e utilizando-se da Equação (5), calculou-se a remoção de matéria orgânica ao longo da digestão anaeróbia, e seu valor foi de 95,16%. Este valor está de acordo com a faixa de remoção de DQO já relatada na literatura, conforme Tabela 2, entre 60,0 e 99,5% (ARAUJO et al., 2018; COLIN et al., 2007; KHONGKLIANG; KONGJAN; O-THONG, 2015; KUCZMAN et al., 2014; LUCAS, 2015; MARI et al., 2020; WATTHIER et al., 2019).

Tabela 7 – Balanço de massa das correntes líquidas da digestão anaeróbia.

PARÂMETRO	UNIDADE	1-CSW	4-EF-L	REMOÇÃO (-) / PRODUÇÃO (+)
Temperatura	°C	24	55	
Pressão	bar	1,01325	1,01325	
Vazão volumétrica	m ³ h ⁻¹	90,00	85,90	
Vazão molar	kmol h ⁻¹	4709,21	4680,96	
Vazão mássica	kg h ⁻¹	86496,98	84647,73	
Amilopectina	kg h ⁻¹	386,3042	0,0000	
Amilose	kg h ⁻¹	96,5763	0,0000	
Água	kg h ⁻¹	84697,6674	84204,2425	
Glicose	kg h ⁻¹	0,0000	0,0000	
Etanol	kg h ⁻¹	43,4250	0,0000	
Gás carbônico	kg h ⁻¹	0,0000	22,7650	
Ácido acético ^a	kg h ⁻¹	41,0975	22,9642	
Metano	kg h ⁻¹	0,0000	0,6867	
Proteína	kg h ⁻¹	710,9998	63,0919	
Amônia ^b	kg h ⁻¹	5,8653	46,4440	
Gás sulfídrico	kg h ⁻¹	0,0000	2,4236	
Trioleína	kg h ⁻¹	253,3499	0,0000	
Glicerol	kg h ⁻¹	0,0000	0,0000	
Ácido oleico	kg h ⁻¹	0,0000	0,0000	
Microrganismos	kg h ⁻¹	0,0000	122,1819	
Ácido propiônico	kg h ⁻¹	13,5900	0,0000	
Ácido butírico	kg h ⁻¹	170,3763	0,0000	
Ácido láctico	kg h ⁻¹	77,6862	0,0000	
MO TOTAL^c	kg h ⁻¹	1793,4051	86,7428	

Fonte: Elaboração própria (2023).

Siglas: MO = matéria orgânica; N/A = não se aplica.

Notas: ^a Somatória das vazões dos componentes ácido acético e íon acetato; ^b Somatória das vazões dos componentes amônia e íon amônio; ^c Matéria orgânica total, isto é, a somatória das vazões dos componentes orgânicos amilopectina, amilose, glicose, etanol, ácido acético, metano, proteína, trioleína, glicerol, ácido oleico, ácido propiônico, ácido butírico e ácido láctico.

Observando as vazões mássicas individuais dos componentes, percebe-se que, conforme esperado, houve remoção total (-100%) daqueles cuja reação de hidrólise ou consumo foi configurada com coeficiente de conversão igual a 1 ($f = 1$), sendo eles: amilopectina, amilose, etanol, trioleína, ácido propiônico, ácido butírico e ácido láctico. Os componentes ácido acético e proteína obtiveram remoções de 44,12% e 91,13%, respectivamente, sendo estes os dois únicos componentes orgânicos remanescentes no efluente tratado. No caso da proteína, isso se explica justamente pelo coeficiente de conversão de sua reação de hidrólise ser menor que 1 ($f = 0,54$). Já a reação de consumo do ácido acético foi configurada com $f = 1$,

mas a utilização da ferramenta ElecWizard, explicada no tópico 3.2.1, adicionou a reação de equilíbrio entre este componente e o íon acetato. Logo, o reator de conversão utilizado para simular a digestão anaeróbia não opera exclusivamente em função dos coeficientes de conversão, passando a considerar também as trocas iônicas das reações de equilíbrio.

Para alguns componentes, o parâmetro de remoção ou produção não se aplica (N/A), pois suas vazões iniciais no efluente bruto eram nulas, não sendo possível o cálculo. A glicose, o glicerol e o ácido oleico também não estavam presentes no efluente tratado, indicando o consumo total desses produtos intermediários. Já o gás carbônico, o metano, o gás sulfídrico e os microrganismos foram originados ao longo da digestão anaeróbia, sendo que os três primeiros são importantes produtos gasosos e o último representa o crescimento microbiano ao longo do processo.

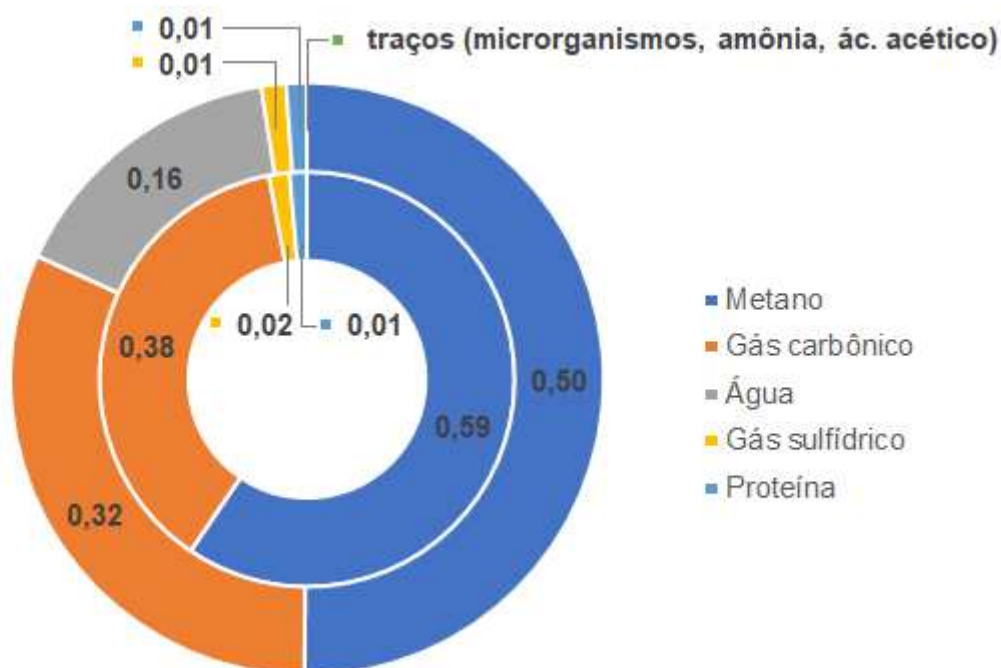
A amônia também possui um saldo positivo em sua vazão mássica, indicando que sua geração ocorre em quantidade maior do que o seu consumo ao longo da digestão anaeróbia. De fato, os microrganismos utilizam a amônia para o seu crescimento celular (conforme explicado no tópico 2.2), o que é corroborado pelo aumento da vazão mássica dos microrganismos, de 0,0 a 122,2 kg h⁻¹. Porém, na presente simulação, além de já ter sido considerada uma concentração inicial de amônia no efluente bruto, a reação de hidrólise da proteína liberou uma quantidade significativa deste componente, suficiente para que, ao final do processo de digestão anaeróbia, mesmo considerando o consumo de amônia pelos microrganismos, sua vazão mássica fosse quase 700% maior que a vazão mássica inicial.⁹

Por fim, a água, que já compunha quase a totalidade da vazão mássica do efluente bruto, continua compondo praticamente toda a massa do efluente tratado. A diferença de -0,58% aferida, além de ser um resultado do balanço entre o consumo (especialmente nas reações de hidrólise) e a geração de água nas diversas reações em que ela está envolvida, também diz respeito a uma fração de água que é evaporada e passa a compor a corrente gasosa do biogás.

⁹ Apesar de não ser o foco do presente trabalho, diante da ciência de que a amônia pode ser tóxica para a microbiota anaeróbia, faz-se uma ressalva de que a vazão mássica deste composto no efluente final (46,444 kg h⁻¹), que representa uma concentração de 541 mg L⁻¹, está abaixo do valor reportado por Rajagopal, Massé e Singh (2013), de 1.500 mg L⁻¹, a partir do qual existe potencial de inibição. No entanto, é importante que seja avaliada a concentração de amônia livre, a qual é função de outros parâmetros como pH, temperatura e configuração do reator (CAPSON-TOJO et al., 2020).

A composição completa do biogás produzido a partir da digestão anaeróbia da ARFM pode ser conferida no Gráfico 1. Outros parâmetros, como temperatura, pressão e vazões mássica, molar e volumétrica, podem ser observados na Tabela 8.

Gráfico 1 – Composição da corrente total de biogás (rosca maior) e de sua base seca (rosca menor), em fração molar (kmol kmol^{-1}).



Fonte: Elaboração própria (2023).

Tabela 8 – Propriedades da corrente de biogás produzida na digestão anaeróbia.

PARÂMETRO	UNIDADE	6-BIOGAS
Temperatura	°C	55
Pressão	bar	1,01325
Vazão mássica	kg h ⁻¹	1897,00
Vazão molar	kmol h ⁻¹	64,56
Vazão volumétrica	m ³ h ⁻¹	1732,71
Vazão volumétrica (CNTP)	Nm ³ h ⁻¹	1446,01
Vazão volumétrica (CPTP)	Sm ³ h ⁻¹	1465,17

Fonte: Elaboração própria (2023).

Siglas: CNTP = Condições Normais de Temperatura e Pressão (1 atm); CPTP (ou em inglês, STP) = Condições Padrão de Temperatura e Pressão (1.10⁵ Pa).

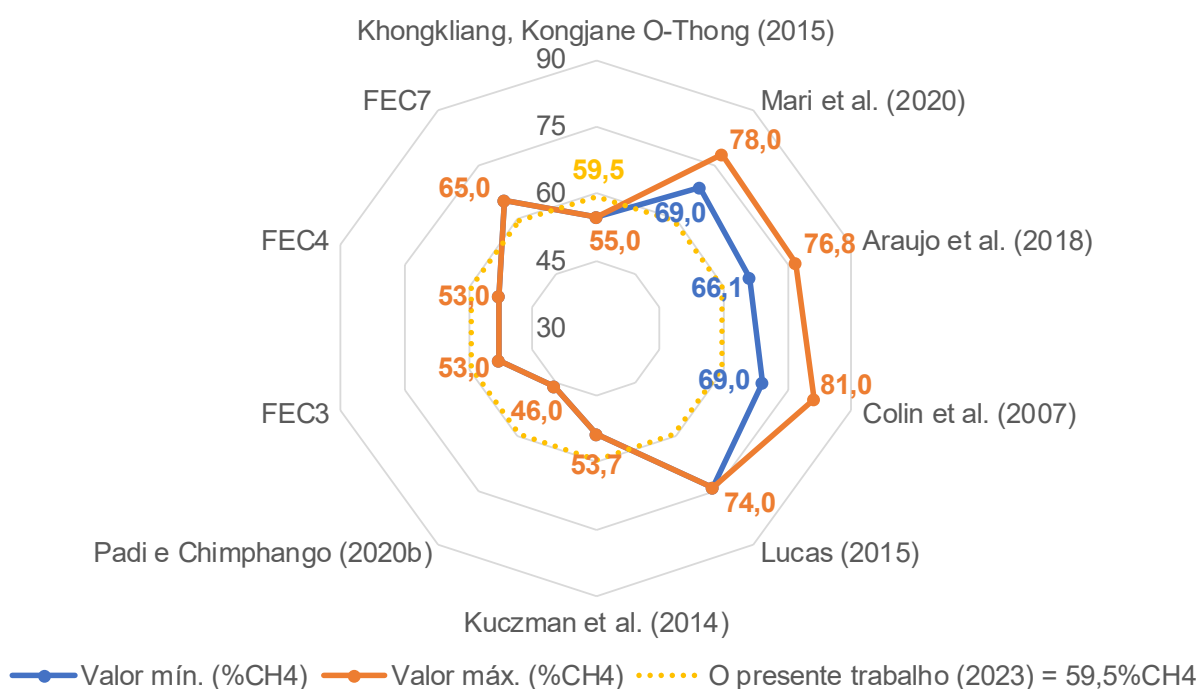
Nota: A vazão volumétrica em CPTP será o valor adotado para a discussão de resultados, permitindo uma análise comparativa com a literatura, que, em geral, segue essa correção.

Dentre os componentes estabelecidos para a simulação, os que estiveram presentes no biogás foram (em ordem decrescente de fração molar): metano (0,50); gás carbônico (0,32); água (0,16); gás sulfídrico (0,01); proteína (0,01); e traços de

microrganismos, amônia e ácido acético. Nota-se que, mesmo o parâmetro PLXANT-1 do componente proteína tendo sido alterado, de modo a favorecer sua não-volatização (conforme explicado no tópico 3.2.1), ocorreu a volatização de uma quantidade deste composto para o biogás.

No Gráfico 2 é apresentado um comparativo entre este teor de metano no biogás obtido na simulação do presente trabalho (59,5%, em base molar) e os diversos valores levantados na literatura em avaliações da digestão anaeróbia de ARFM em escala laboratorial, piloto e industrial (simulação), assim como os reportados pelas fecularias por meio do questionário aplicado. Nota-se que a simulação resultou em valores menores que os observados pela maioria dos estudos realizados em escala laboratorial, ficando abaixo ainda dos valores mínimos obtidos por alguns estudos que não reportaram apenas um único valor, mas faixas obtidas para o teor de metano (ARAUJO et al., 2018; COLIN et al., 2007; LUCAS, 2015; MARI et al., 2020).

Gráfico 2 – Comparativo entre os teores de metano no biogás (%CH₄, base molar), em base seca, produzido a partir da digestão anaeróbia da AFRM, em diferentes escalas.



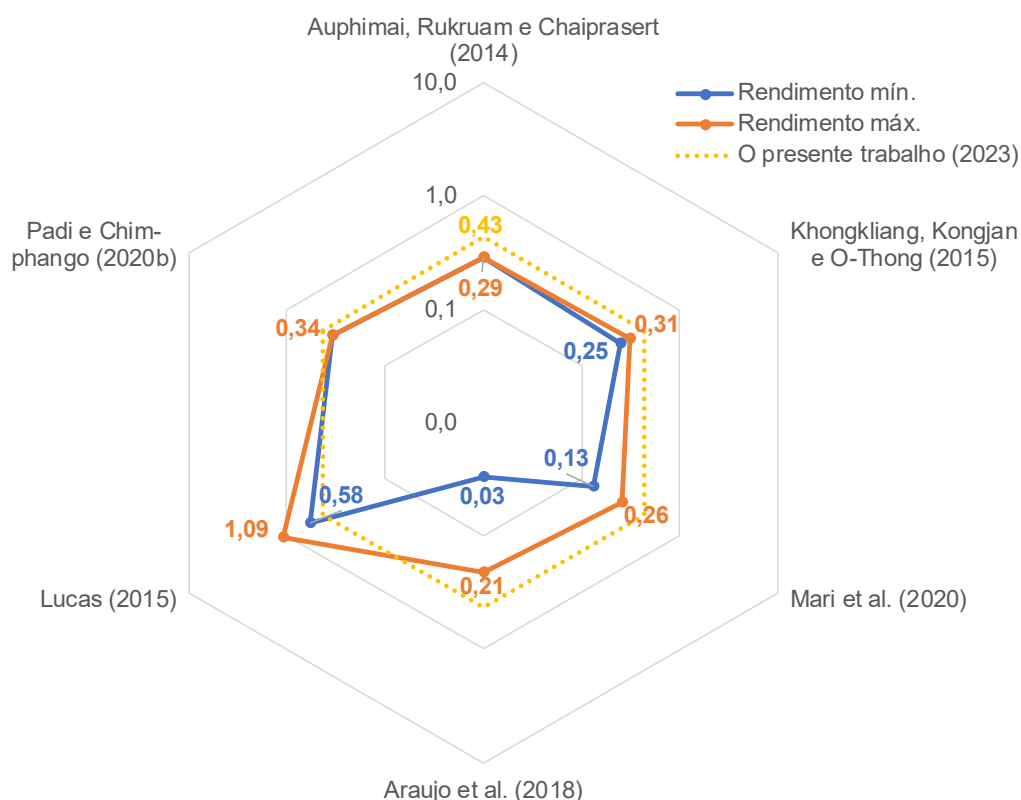
Fonte: Elaboração própria (2023).

Entretanto, quando se observa os resultados em escala piloto e industrial, a simulação do presente trabalho obteve valores mais próximos dos relatados por

Kuczman et al. (2014) e mesmo pelas feculárias (FEC3, FEC4 e FEC7) em comparação com o valor obtido por Padi e Chimphango (2020). Isso aponta para um possível refinamento da estimativa de teor de metano em escala industrial promovido por este trabalho em relação ao observado em simulações anteriores.

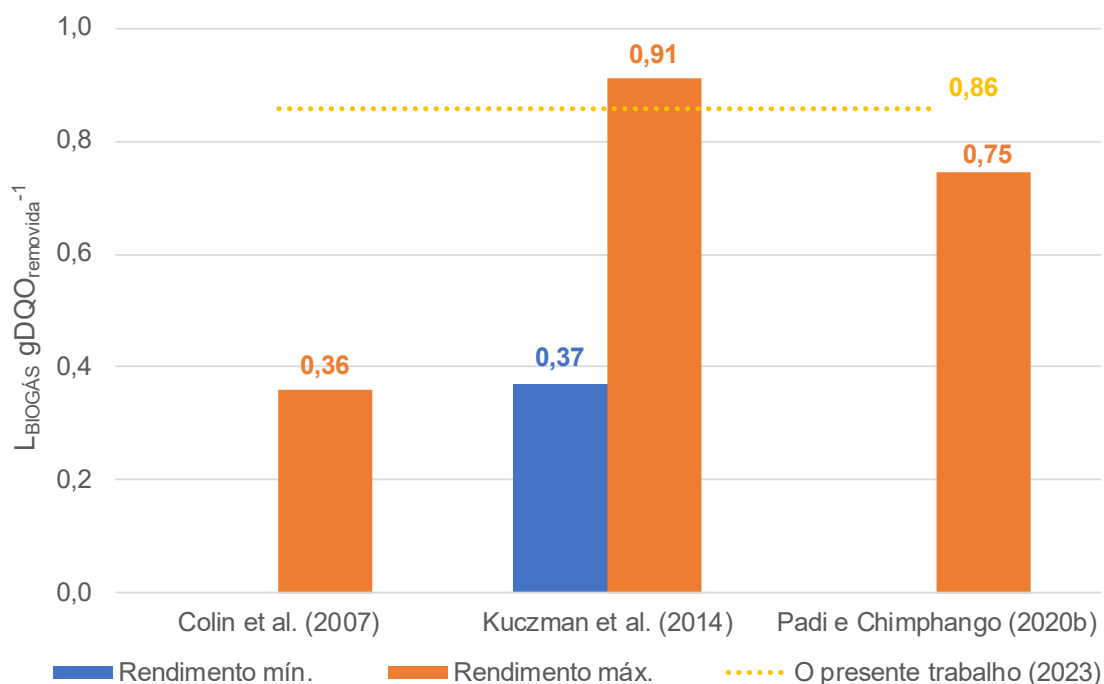
Diferentemente do que foi notado para o teor de metano, a partir do Gráfico 3 e do Gráfico 4 é possível perceber que os rendimentos de metano e de biogás obtidos no presente trabalho ($0,43 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$; $0,86 \text{ L}_{\text{BIOGÁS}} \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$) foram maiores que os valores observados na maioria dos estudos que reportaram ao menos um desses parâmetros, ficando abaixo apenas dos valores de Lucas (2015) e dentro da faixa observada por Kuczman et al. (2014), em escala piloto. Os valores de rendimento de metano e de rendimento de biogás calculados a partir dos resultados reportados por Padi e Chimphango (2020) ($0,34 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$; $0,75 \text{ L}_{\text{BIOGÁS}} \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$) estão próximos aos obtidos no presente trabalho, indicando que ambas as simulações se assemelham em relação à estimativa de rendimento de metano e de biogás para a digestão anaeróbia de ARFM em escala industrial.

Gráfico 3 – Comparativo entre os rendimentos de metano ($\text{LCH}_4 \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$) produzido a partir da digestão anaeróbia da ARFM, em diferentes escalas.



Fonte: Elaboração própria (2023). Nota: Eixo em escala logarítmica para melhor compreensão.

Gráfico 4 – Comparativo entre os rendimentos de biogás ($L_{\text{BIOGÁS}} \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$) produzido a partir da digestão anaeróbia da ARFM, em diferentes escalas.

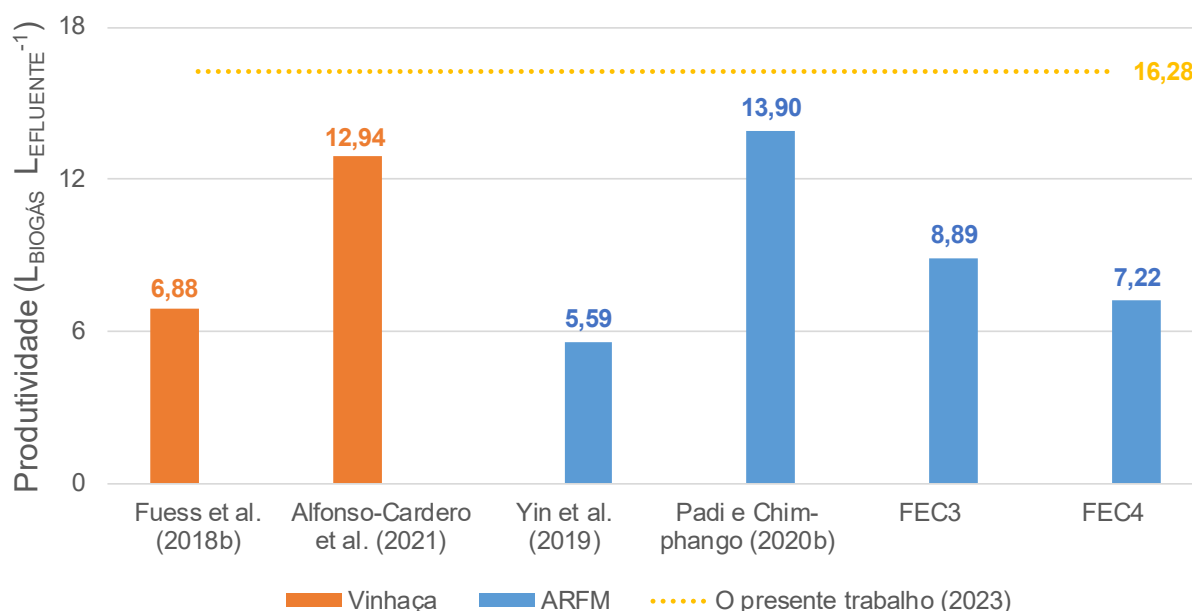


Fonte: Elaboração própria (2023).

Para o comparativo da produtividade de biogás, elegeu-se apenas estudos realizados em escala industrial, que simularam a operação contínua da digestão anaeróbia de vinhaça de indústria sucroalcooleira e de ARFM, atrelada à geração contínua desses efluentes pela indústria, além de dados relatados por duas das fecularias que responderam ao questionário aplicado. Nota-se, a partir do Gráfico 5, que a produtividade de biogás obtida no presente trabalho ($16,28 L_{\text{BIOGÁS}} L_{\text{ARFM}}^{-1}$) superou os demais resultados observados na literatura e mesmo os relatados pelas fecularias FEC3 e FEC4. Apesar de não ter respondido ao questionário aplicado, a Fecularia Três Fronteiras, em Itaúna do Sul, possui uma produtividade de $11,56 L_{\text{BIOGÁS}} L_{\text{ARFM}}^{-1}$ (ONU, 2022b),¹⁰ maior do que as fecularias FEC3 e FEC4, mas ainda menor que a obtida pela simulação do presente estudo.

¹⁰ A produtividade da Fecularia Três Fronteiras não foi adicionada ao Gráfico 5 por ter sido calculada a partir da produção de biogás divulgada pelo Projeto GEF Biogás Brasil, de $3,6 \text{ m}^3 \text{ ano}^{-1}$ (ONU, 2022b) e pela vazão de efluente declarada pela própria indústria em sua Licença de Operação nº 282447-R2, disponível para consulta pública pelo Instituto Água e Terra (IAT).

Gráfico 5 – Comparativo entre as produtividades de biogás ($L_{\text{BIOGÁS}} L_{\text{EFLUENTE}}^{-1}$) em escala industrial, obtidas em fecularias (FEC3 e FEC4) e simuladas (demais) para diferentes efluentes.



Fonte: Elaboração própria (2023).

Portanto, no que diz respeito à estimativa de produtividade de biogás, a simulação proposta pelo presente estudo ainda carece de ajustes para alcançar maior precisão. De qualquer forma, é importante ponderar que existem diferenças na aplicação de alguns fatores da digestão anaeróbia entre o presente trabalho e os demais, destacando-se a temperatura, que interfere diretamente na produtividade de biogás e, portanto, dificultam a comparação.

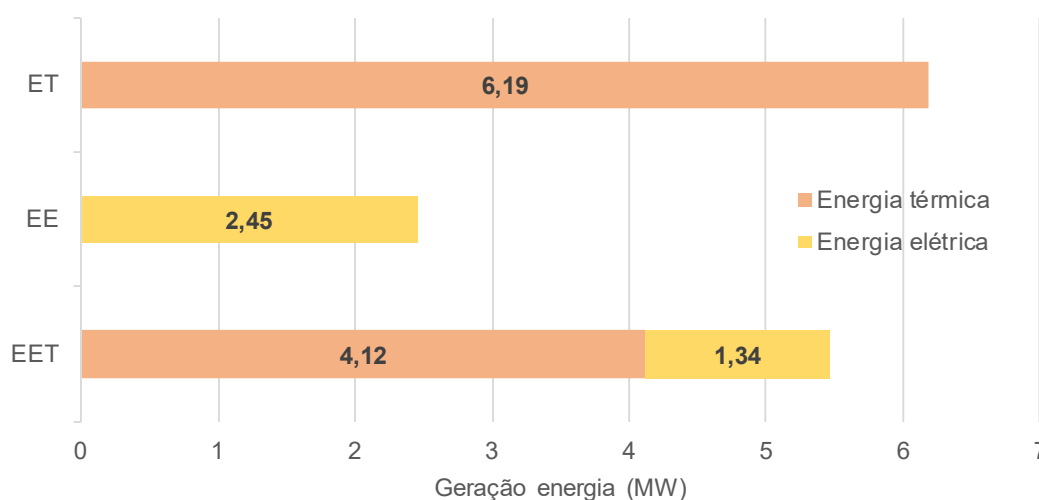
4.2.2 Geração de Bioenergia

Neste tópico serão apresentados os principais resultados acerca da geração de bioenergia a partir da corrente de biogás obtida no processo de digestão anaeróbia da ARFM. Os resultados referentes às três estratégias de recuperação energética serão apresentados de maneira paralela, permitindo uma melhor comparação.

No Gráfico 6 observa-se a quantidade de bioenergia gerada em cada estratégia, em MW. Ressalta-se que esse valor diz respeito à energia líquida, ou seja, já descontada da energia requerida pelas etapas de compressão e pressurização, no caso da geração de energia elétrica. Já no caso da estratégia de geração exclusiva de energia térmica (ET), a eletricidade requerida pelo compressor

foi computada como utilidade, não sendo descontada diretamente da energia líquida. Este fato não prejudica a comparação entre as estratégias, uma vez que a que a compressão a 1,3 bar simulada na estratégia ET necessitou de apenas 93,6 kW.

Gráfico 6 – Geração de energia térmica e elétrica nas três estratégias de recuperação energética do biogás avaliadas (ET, EE e EET).



Fonte: Elaboração própria (2023).

Nota-se do Gráfico 6 que a estratégia capaz de recuperar a maior quantidade de energia a partir do biogás foi a geração exclusiva de energia térmica (ET), seguida pela cogeração de energias elétrica e térmica (EET) e, por último, a geração exclusiva de eletricidade (EE). Este resultado já era esperado e está diretamente relacionado ao fato de a conversão do biogás em energia térmica ser mais eficiente que a conversão à energia elétrica. Baseado nesse conceito, os resultados para a eficiência de conversão (η) seguiram a mesma ordem decrescente: 70,1% (ET); 61,8% (EET); e 27,7% (EE). Este indicador energético pôde ser calculado a partir da Equação (21), utilizando o poder calorífico inferior do biogás produzido na digestão anaeróbia, de $21,69 \text{ MJ m}^{-3}$ (obtido da simulação).

As eficiências de conversão reportadas na literatura revisada (Tabela 9) corroboram que as maiores eficiências de conversão do biogás em bioenergia ocorrem quando há cogeração de energias elétrica e térmica em comparação com a geração exclusiva de eletricidade. Adicionalmente, cenários em que a purificação do biogás a biometano foi avaliada (ALFONSO-CARDERO et al., 2021) também alcançaram eficiências de conversão (77-80%) dentro da faixa encontrada para a cogeração de energias elétrica e térmica (61,8-84,0%).

Tabela 9 – Comparativo entre as eficiências de conversão e produtividades de energia por vazão de biogás e por vazão de efluente obtidas no presente trabalho e na literatura.

Referência / estratégia ou cenário	Eficiência global (%)
ENERGIA TÉRMICA	
O presente trabalho (2023) - ET	70,1
ENERGIA ELÉTRICA	
Fuess et al. (2018b) - CC	56,0
O presente trabalho (2023) - EE	27,7
BIOMETANO	
Alfonso-Cardero et al. (2021) - S-2	77,0
Alfonso-Cardero et al. (2021) - S-3	80,0
ENERGIA ELÉTRICA + TÉRMICA	
Fuess et al. (2018b) - MCI	75,1
Fuess et al. (2018b) - TBG	84,0
Alfonso-Cardero et al. (2021) - S-1	75,0
Yin et al. (2019) - ST1	70,6
Yin et al. (2019) - ST2	70,1
Yin et al. (2019) - ST3	67,1
O presente trabalho (2023) - EET	61,8

Fonte: Elaboração própria (2023).

Siglas: MCI = motor de combustão interna; TBG = turbina a gás; CC = ciclo combinado; S-1 = sistema CHP; S-2 = biometano para combustível veicular; S-3 = biometano para injeção em gasoduto; ST1 = priorização de suprimento da demanda de energia térmica e excedente é destinado à geração de energia elétrica; ST2 = priorização de suprimento da demanda de energia elétrica e excedente é destinado à geração de energia térmica; ST3 = distribuição entre a geração de energias elétrica e térmica de modo a maximizar a energia elétrica gerada; ET = energia térmica; EE = energia elétrica; EET = energias elétrica e térmica.

Comparando-se os resultados do presente trabalho com os dados reportados na literatura (Tabela 9) é possível afirmar que, dentro de cada estratégia, as eficiências obtidas nas simulações avaliadas por este trabalho estão abaixo das eficiências alcançadas pelos demais estudos. Para o cenário de geração exclusiva de eletricidade, por exemplo, a eficiência obtida (27,7%) é menos da metade da eficiência alcançada por Fuess et al. (2018b) (56,0%), os quais utilizaram vinhaça de indústria sucroenergética como substrato para produção de biogás. Já dentro da estratégia de cogeração, a diferença foi menor, mas a eficiência obtida (61,8%) ainda ficou abaixo de todos os valores reportados na literatura, mesmo para Yin et al. (2019), que consideraram o mesmo tipo de efluente (ARFM) em sua simulação. A estratégia de geração exclusiva de energia térmica não pôde ter sua eficiência comparada com a literatura revisada uma vez que o único estudo que também simulou esta estratégia não reportou a eficiência e sequer forneceu dados

necessários para o seu cálculo, como por exemplo o poder calorífico inferior do biogás.

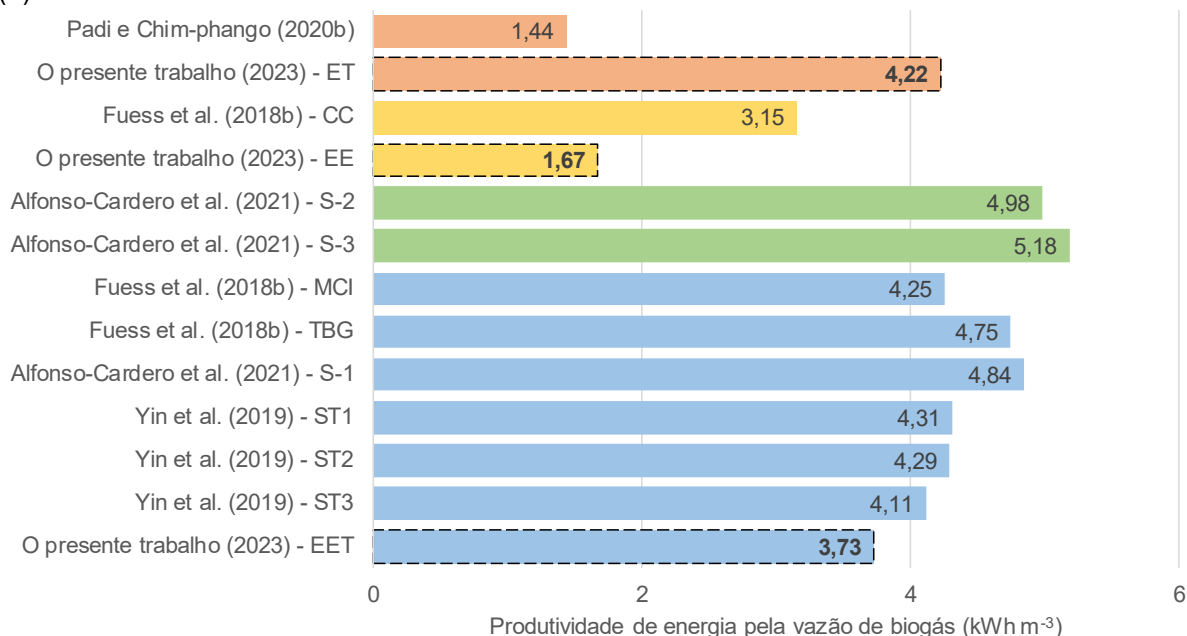
Outros dois parâmetros que auxiliam no comparativo da geração de bioenergia entre diferentes trabalhos e cenários são a produtividade de energia por vazão de biogás e a produtividade de energia por vazão de efluente. Quando não relatados expressamente pelos autores, os valores apresentados no Gráfico 7 foram calculados usando os dados disponíveis (resumidos na Tabela 3) e a partir das Equações (22) e (23). De modo a facilitar a visualização, os resultados do presente trabalho estão destacados em negrito e com suas barras contornadas por linha tracejada.

Analisando primeiramente a produtividade de bioenergia por volume de biogás, nota-se que, dentro de cada estratégia de recuperação energética, os resultados do presente trabalho foram inferiores aos da literatura, exceto na estratégia de geração exclusiva da energia térmica, para a qual o valor alcançado pela presente simulação ($4,22 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{BIOGÁS}}$) ficou bem acima do reportado por Padi e Chimpango (2020b) ($1,44 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{BIOGÁS}}$). Contudo, no referido estudo, a geração de energia térmica considerou a combustão de apenas parte da vazão total de biogás produzido ($4389 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$), restando uma vazão de $861 \text{ m}^3 \text{ h}^{-1}$ de biogás, cuja energia armazenada não foi contabilizada no cálculo de produtividade de energia, mas que os autores consideraram como possível revenda de biogás excedente para comunidades vizinhas à indústria em sua análise de viabilidade econômica (PADI; CHIMPHANGO, 2020b).

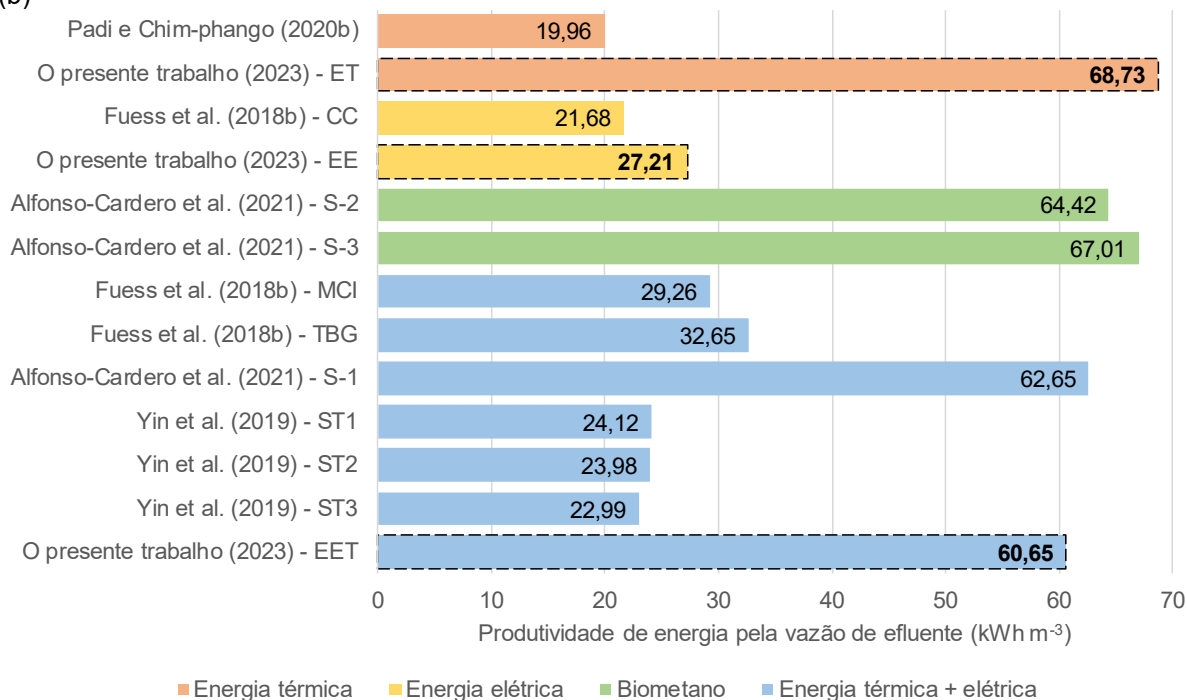
Quando se observa a produtividade de biogás por vazão de efluente gerado pela indústria (e conseqüentemente destinado à digestão anaeróbia), o cenário muda: as produtividades obtidas no presente trabalho ficam acima de todos os resultados reportados na literatura, dentro de cada estratégia de recuperação energética, exceto na estratégia de cogeração de energia elétrica e térmica, para a qual o valor alcançado pela presente simulação ($60,65 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{EFLUENTE}}$) ficou abaixo apenas do valor reportado por Alfonso-Cardero et al. (2021) ($62,65 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{EFLUENTE}}$), ainda assim sendo resultados próximos entre si.

Gráfico 7 – Comparativo entre as produtividades de energia por vazão de biogás (a) e por vazão de efluente (b) obtidas no presente trabalho e na literatura.

(a)



(b)



Fonte: Elaboração própria (2023).

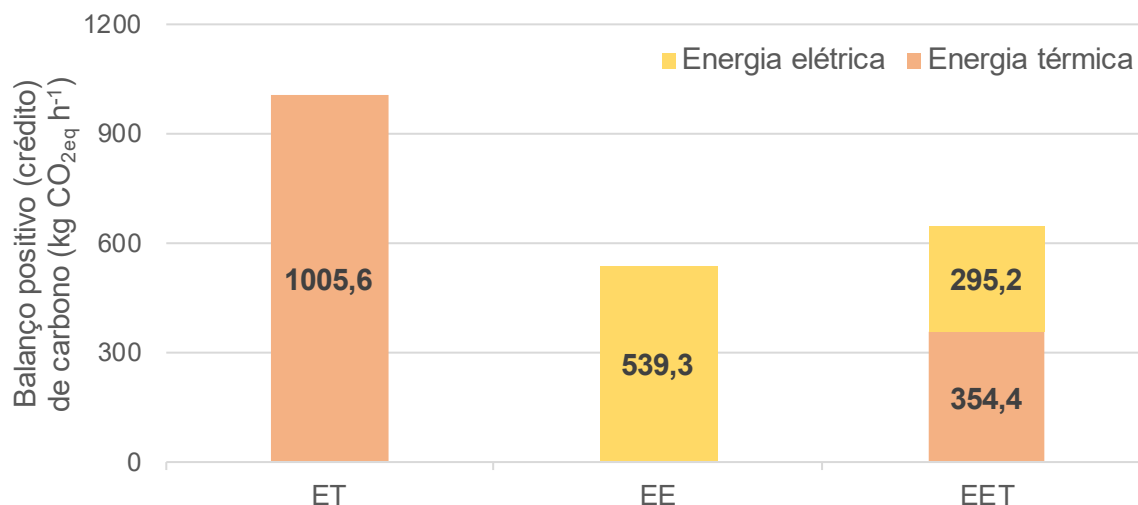
Siglas: MCI = motor de combustão interna; TBG = turbina a gás; CC = ciclo combinado; S-1 = sistema CHP; S-2 = biometano para combustível veicular; S-3 = biometano para injeção em gasoduto; ST1 = priorização de suprimento da demanda de energia térmica e excedente é destinado à geração de energia elétrica; ST2 = priorização de suprimento da demanda de energia elétrica e excedente é destinado à geração de energia térmica; ST3 = distribuição entre a geração de energias elétrica e térmica de modo a maximizar a energia elétrica gerada; ET = energia térmica; EE = energia elétrica; EET = energias elétrica e térmica.

O motivo pelo qual as produtividades de energia são em geral maiores para os estudos que utilizaram vinhaça do que para os estudos que adotaram ARFM como substrato em suas simulações está relacionado ao fato de que a vinhaça da indústria sucroalcooleira possui maior potencial energético que a ARFM, devido à maior concentração de matéria orgânica observada em geral na primeira em comparação com a segunda. Entretanto, no que se refere especificamente à produtividade de energia por vazão de efluente (no Gráfico 7b), o destaque do presente trabalho, com valores maiores inclusive do que os resultados das simulações para a vinhaça (FUESS et al., 2018b), pode ser explicado pela alta produtividade de biogás ($16,28 \text{ L}_{\text{BIOGÁS}} \text{ L}_{\text{ARFM}}^{-1}$) em relação aos demais estudos, conforme apresentado no Gráfico 5. Ou seja, ainda que o biogás obtido na simulação do presente trabalho não possua um poder calorífico tão alto, e ainda que as eficiências de conversão de energia também não tenham sido tão satisfatórias, a quantidade de biogás gerada por vazão de efluente foi alta, o que refletiu nas altas produtividades de energia por vazão de efluente.

4.3 ASPECTOS AMBIENTAIS

O desempenho ambiental de cada estratégia de recuperação energética do biogás avaliada, em termos de balanço de carbono, pode ser observado no Gráfico 8. Nota-se, neste gráfico, uma maior quantidade de crédito de carbono alcançada pela estratégia de geração exclusiva de energia térmica ($\text{ET} = 1.005,6 \text{ kgCO}_{2\text{eq}} \text{ h}^{-1}$), seguida pela cogeração de energias elétrica e térmica e, por último a geração exclusiva de energia elétrica. Esta ordem decrescente (ET, EET e EE) segue o mesmo padrão obtido para os resultados de geração de energia plotados no Gráfico 6, o que demonstra a relação entre balanços mais favoráveis de carbono e as maiores quantidades líquidas de bioenergia gerada.

Gráfico 8 – Créditos de carbono alcançados pelo uso do biogás nas três estratégias de recuperação energética avaliadas (ET, EE e EET).



Fonte: Elaboração própria (2023).

Destaca-se ainda no Gráfico 8 que, apesar de a estratégia EE ter gerado a menor quantidade de bioenergia (menos da metade das demais estratégias), o balanço de carbono foi expressivo ($EE = 539,3 \text{ kgCO}_{2\text{eq}} \text{ h}^{-1}$), estando relativamente próximo do balanço de carbono estimado para a estratégia de cogeração de energias elétrica e térmica ($EET = 649,6 \text{ kgCO}_{2\text{eq}} \text{ h}^{-1}$). Este resultado é reflexo da alta taxa de emissão para geração de eletricidade a partir de gás natural ($0,405910 \text{ kgCO}_{2\text{eq}} \text{ kWh}^{-1}$) e, portanto, num cenário em que este combustível fóssil seja substituído pelo biogás, de fonte renovável, o crédito de carbono alcançado possui alta relevância.

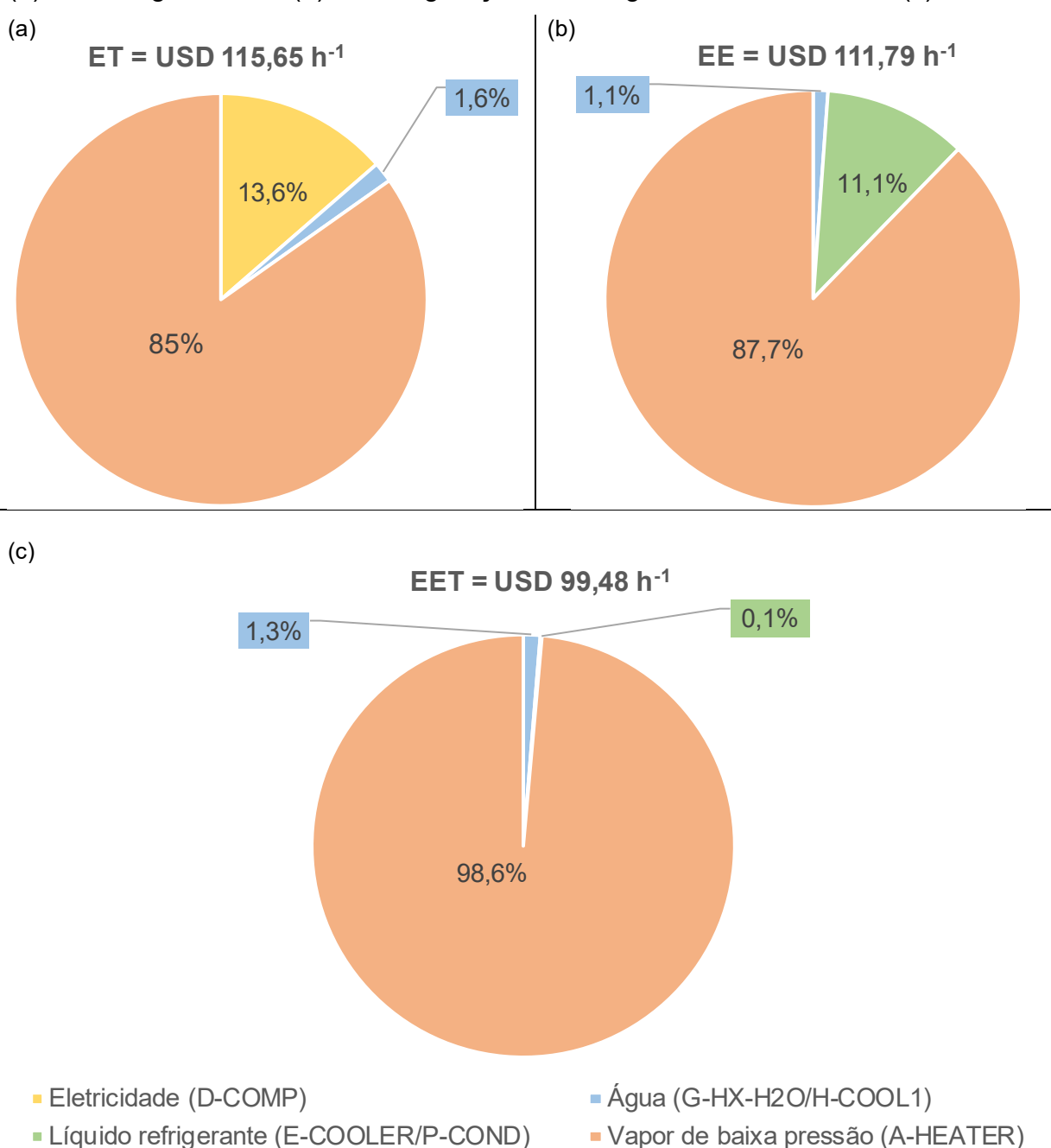
4.4 ASPECTOS ECONÔMICOS

Uma análise de custos foi realizada para a simulação modelada no presente trabalho com o intuito de se fazer uma avaliação prévia a respeito dos aspectos econômicos envolvidos na proposta. A partir do mapeamento, dimensionamento e custeio dos equipamentos e utilidades, por meio do suplemento APEA do software Aspen Plus® e de algumas referências complementares, os principais resultados podem ser observados nos gráficos e tabelas apresentados neste tópico.

O consumo de utilidades representa a maior parte dos custos operacionais (OPEX) de determinada planta. Estes custos ficaram próximos entre as estratégias avaliadas, sendo, em ordem decrescente: $ET = \text{USD } 115,65 \text{ h}^{-1}$; $EE = \text{USD } 111,79$

h^{-1} ; $\text{EET} = \text{USD } 99,48 \text{ h}^{-1}$. Foram mapeadas ao todo quatro utilidades para a operação completa das plantas simuladas nas três estratégias de recuperação energética do biogás (Gráfico 9): eletricidade, água, líquido refrigerante e vapor de baixa pressão.

Gráfico 9 – Porcentagem de contribuição nos custos de utilidades por tipo de utilidade e por equipamento nas estratégias de geração exclusiva de energia térmica (a), de energia elétrica (b) e de cogeração de energias elétrica e térmica (c).



Fonte: Elaboração própria (2023).

Do Gráfico 9, nota-se a necessidade de utilidades específicas em algumas

estratégias. É o caso da eletricidade, mapeada apenas na estratégia ET, requerida pelo compressor, e com custo de USD 15,73 h⁻¹. Assim como já explicado anteriormente, a energia elétrica também é requerida nas etapas de compressão das demais estratégias, porém esta quantidade de energia é subtraída da eletricidade gerada pelas turbinas, não sendo contabilizada como utilidade. A água e o líquido refrigerante são utilidades necessárias nas estratégias que envolvem geração de energia elétrica (EE e EET), pois a primeira é usada na etapa de resfriamento que intercala os estágios de compressão (H-COOL1) e o segundo é utilizado na etapa de arrefecimento para retirada da umidade do biogás (E-COOLER) e também na etapa de condensação da turbina a vapor para a estratégia EE (P-COND). A água é utilizada ainda na estratégia de geração de energia térmica para ser aquecida a vapor no processo de troca de calor (G-HX-H2O).

O destaque do Gráfico 9 é a contribuição que o vapor de baixa pressão possui no custo total com utilidades das três estratégias, variando de 85,0% (ET) até 98,6% (EET). Este vapor é necessário na etapa de aquecimento da ARFM (A-HEATER), presente no módulo de digestão anaeróbia e, portanto, comum às três estratégias. Por possuir a maior contribuição nos custos com utilidades e, consequentemente no OPEX das três estratégias, esta etapa de aquecimento pode ser considerada o gargalo da planta. Desta forma, ela deve ser o foco de possíveis ajustes em vista de diminuir os custos operacionais. Temperaturas menores que 55 °C podem ser testadas, por exemplo, para avaliar se há custo-benefício de um menor gasto na etapa de aquecimento em detrimento de possíveis menores quantidades de biogás geradas, ou ainda menores teores de metano no biogás. Neste contexto, a vinhaça de indústria sucroenergética apresenta uma vantagem em relação à ARFM quando o destino do efluente é a produção de biogás, uma vez que a primeira é coletada das colunas de destilação em temperaturas acima de 85 °C, sendo resfriada naturalmente em tanques intermediários até atingir temperaturas ideais para a digestão anaeróbia (~55 °C) (FUESS et al., 2018b), enquanto a ARFM é coletada em temperaturas mesofílicas (24-30 °C, conforme reportado pelas feculárias que responderam ao questionário).

Os custos de implantação dos equipamentos necessários a cada estratégia podem ser conferidos na Tabela 10. É possível notar que a estratégia EE representa o custo mais alto de implantação entre as estratégias avaliadas (USD 4.062.934,24), 3,2 vezes mais que os custos para a estratégia ET e apenas um pouco acima da

estratégia EET (1,13 vez). Dentre os módulos custeados, destaca-se a geração de eletricidade por turbina a gás como o mais caro (USD 2.324.934,24), representando 57,2% e 64,5% dos custos de implantação de toda a planta quando das estratégias EE e EET, respectivamente. Para este módulo, foram somados os equipamentos necessários para a etapa de compressão multiestágio (incluindo o resfriador intermediário), a câmara de combustão e a turbina em si.

Tabela 10 – Custo de aquisição e instalação dos equipamentos.

Estratégia / Módulo ^a	Custo do equipamento instalado (USD)	Referência
Energia Térmica (ET)		
Digestão anaeróbia ^b	421.600,00	(ASPEN TECH, 2022)
Caldeira (geração de vapor)	425.132,88	(PROBIOGÁS, 2015)
Geração de ar quente	423.500,00	(ASPEN TECH, 2022)
TOTAL	1.270.232,88	
Energia Elétrica (EE)		
Digestão anaeróbia	421.600,00	(ASPEN TECH, 2022)
Limpeza do biogás	357.000,00	(ASPEN TECH, 2022)
Turbina a gás	2.324.934,24	(PROBIOGÁS, 2017)
Turbina a vapor	959.400,00	(ASPEN TECH, 2022)
TOTAL	4.062.934,24	
Energia Elétrica e Térmica (EET)		
Digestão anaeróbia	421.600,00	(ASPEN TECH, 2022)
Limpeza do biogás	357.000,00	(ASPEN TECH, 2022)
Turbina a gás	2.324.934,24	(PROBIOGÁS, 2017)
Geração de ar quente	499.000,00	(ASPEN TECH, 2022)
TOTAL	3.602.534,24	

Fonte: Elaboração própria (2023), a partir de (ASPEN TECH, 2022; PROBIOGÁS, 2015, 2017).

Notas: ^a O módulo representa um grupo de equipamentos que compõem determinado processo, os quais tiveram seus custos somados; ^b O principal componente da planta de digestão anaeróbia consiste no próprio biodigestor vertical em escala industrial. Considerando um TDH = 10 dias, ou seja, dentro da faixa utilizada por Kuczman et al. (2014) em seu estudo em escala piloto (TDH = 7-13 d), estima-se que seria necessária uma capacidade de 21.600 m³ (volume útil) para absorver os 90 m³ d⁻¹ de geração de ARFM. Essa capacidade poderia ser suprida por alguns biodigestores em paralelo, configuração esta que beneficiaria inclusive possíveis paradas para manutenção.

Na Tabela 11 apresentam-se as receitas possíveis de serem obtidas a partir da bioenergia gerada e também do balanço positivo (crédito) de carbono em cada estratégia. Inversamente ao que foi observado para a quantidade de bioenergia gerada e para o balanço de carbono, a estratégia em que há geração exclusiva de eletricidade (EE) proporciona a maior receita (USD 242,19 h⁻¹), seguida pelas estratégias EET e ET, sendo 2,8 vezes maior que esta última. Isto ocorre devido à maior rentabilidade observada para a eletricidade em relação ao ar quente e ao crédito de carbono.

Tabela 11 – Receitas consideradas a partir das correntes de saída de cada estratégia.

Estratégia/Receita	Taxa	Valor unitário	Receita horária
Energia Térmica (ET)			
Ar quente	111,00 t h ⁻¹	0,0006 USD kg ⁻¹	67,06 USD h ⁻¹
Crédito de carbono	1005,60 kg h ⁻¹	19,2777 USD t ⁻¹	19,39 USD h ⁻¹
TOTAL			86,44 USD h⁻¹
Energia Elétrica (EE)			
Eletricidade	2449,05 kW	0,0946 USD kWh ⁻¹	231,80 USD h ⁻¹
Crédito de carbono	539,33 kg h ⁻¹	19,2777 USD t ⁻¹	10,40 USD h ⁻¹
TOTAL			242,19 USD h⁻¹
Energia Elétrica e Térmica (EET)			
Eletricidade	1340,50 kW	0,0946 USD kWh ⁻¹	126,87 USD h ⁻¹
Ar quente	100,28 t h ⁻¹	0,0006 USD kg ⁻¹	60,58 USD h ⁻¹
Crédito de carbono	649,61 kg h ⁻¹	19,2777 USD t ⁻¹	12,52 USD h ⁻¹
TOTAL			199,98 USD h⁻¹

Fonte: Elaboração própria (2023), a partir de (B3, 2023; PADI; CHIMPHANGO, 2020b).

Por fim, a partir dos resultados apresentados para os custos com utilidades, custos com aquisição e implantação dos equipamentos e as receitas, obtém-se os valores de CAPEX, EACC, OPEX, TAC e BP, conforme apresentados na Tabela 12.

Tabela 12 – Principais parâmetros da análise de viabilidade econômica para as diferentes estratégias.

Parâmetro	Unidade	Energia Térmica (ET)	Energia Elétrica (EE)	Energia Elétrica e Térmica (EET)
CAPEX	USD	1.494.391,62	4.779.922,64	4.238.275,58
EACC	USD ano ⁻¹	119.913,85	383.553,36	340.090,20
OPEX	USD ano ⁻¹	3.022.042,57	3.938.068,36	3.670.372,77
TAC	USD ano ⁻¹	3.141.956,42	4.321.621,72	4.010.462,97
PFT	USD ano ⁻¹	-2.306.294,54	-1.816.447,97	-2.014.525,45
BP	USD MWh ⁻¹	61,34	213,12	88,74

Fonte: Elaboração própria (2023).

Siglas: CAPEX = custos de projeto; EACC = custos de projeto anualizados; OPEX = custos de operação; TAC = custo total anualizado; PFT = lucro anual; BP = preço da bioenergia.

Um dos resultados mais relevantes nesta tabela é o preço da bioenergia (BP), parâmetro que sintetiza o custo estimado para a geração de bioenergia por meio de cada estratégia. Dessa forma, nota-se que a bioenergia custa menos quando gerada por meio da estratégia ET (USD 61,34 MWh⁻¹), seguida pelas estratégias EET e EE. Comparando-se o valor de BP para a estratégia EET (USD 88,74 MWh⁻¹) com outros estudos nos quais também foi simulada a cogeração de energias elétrica e térmica,

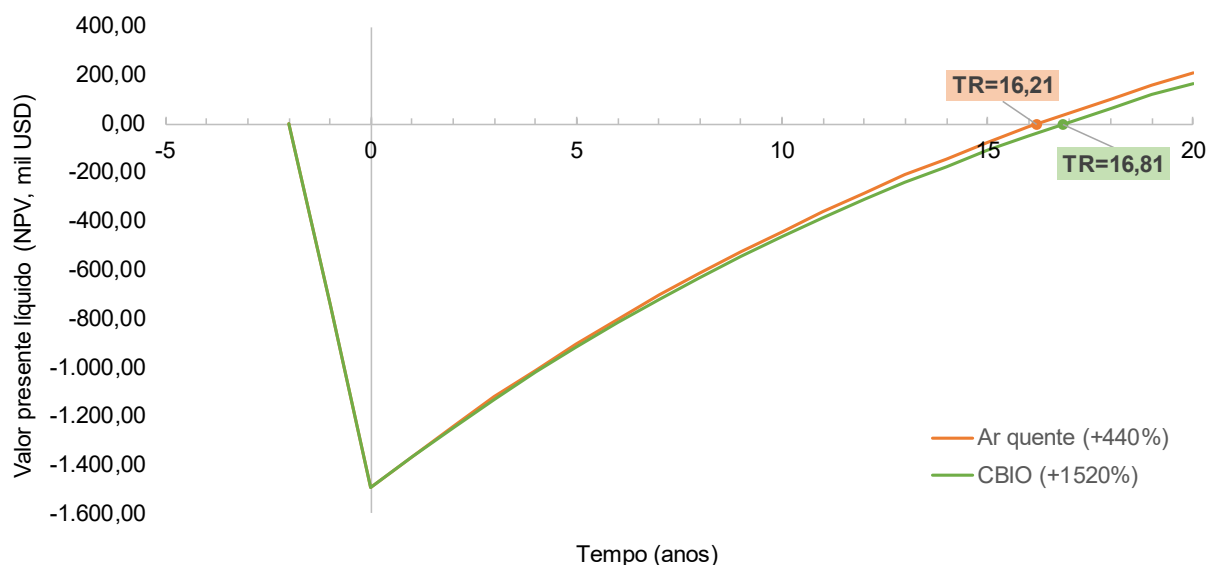
nota-se que o custo obtido no presente estudo está coerente com o resultado obtido por Lopes (2022), de USD 61,34 MWh⁻¹, abaixo do valor apresentado por Milanez et al. (2018), de USD 600 MWh⁻¹, e acima do custo estimado por Nadaleti et al. (2020), de USD 18,04 MWh⁻¹.

Destaca-se ainda da Tabela 12 os valores negativos para o lucro anual (PFT). Isso significa que o custo operacional (OPEX) é maior que as receitas obtidas pela geração de bioenergia e que, conseqüentemente, não há viabilidade econômica para nenhuma das estratégias de recuperação energética simuladas, a partir dos parâmetros, custos e demais considerações adotadas para o cenário base (CB). Dessa forma, a aplicação da análise de sensibilidade se mostra ainda mais relevante, de modo a buscar cenários em que haja viabilidade econômica, além de compreender quais são os parâmetros que mais podem influenciar o retorno financeiro dos projetos propostos.

Os fluxos de caixa do acionista demonstrados no Gráfico 10, Gráfico 11 e Gráfico 12 apresentam os acréscimos mínimos nos valores do ar quente, da eletricidade e do crédito de carbono (CBIO) capazes de tornar economicamente viáveis as estratégias de recuperação energética do biogás avaliadas. Por viabilidade econômica mínima, está sendo considerado que o tempo de retorno do investimento (TR) deve ser menor que a vida útil da planta, adotado como 20 anos. Os referidos gráficos apresentam, portanto, as menores variações nos valores das receitas consideradas que permitem um TR entre 15 e 20 anos.

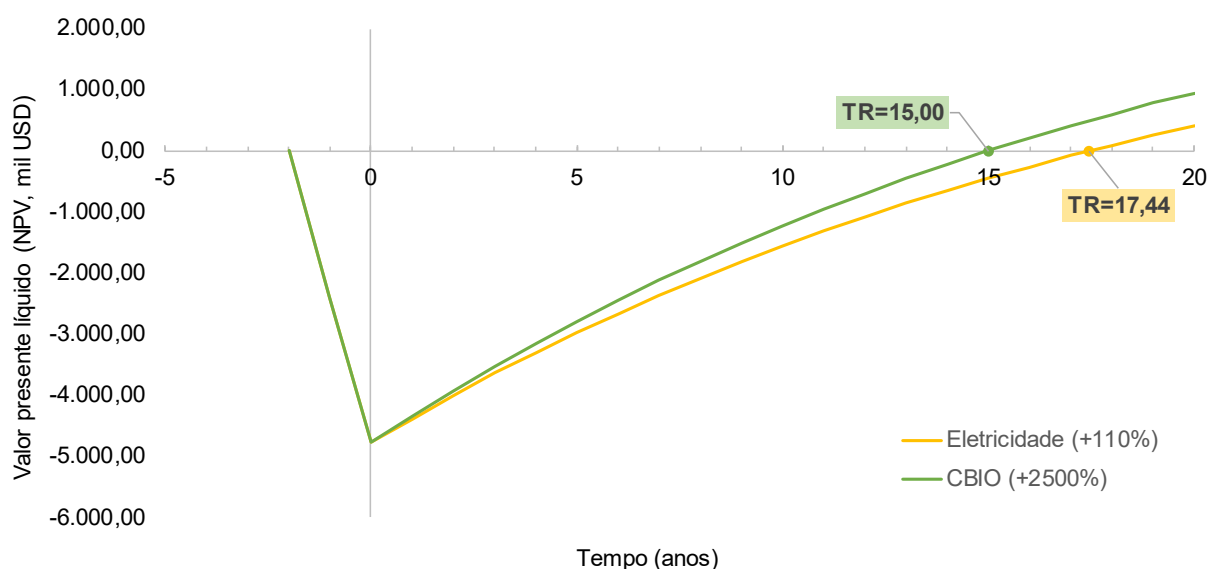
Para a estratégia de geração exclusiva de energia térmica (ET), seria necessário um acréscimo de 440% no valor do ar quente ou de 1520% no valor do CBIO (em relação aos valores considerados pelo presente trabalho) para alcançar viabilidade econômica (Gráfico 10). Já a estratégia de geração exclusiva de energia elétrica (EE) se tornaria economicamente viável a partir de um acréscimo de 110% no valor da eletricidade ou de 2500% no valor do CBIO (Gráfico 11). No caso do aumento da eletricidade em 110% (um pouco mais do que o dobro), considera-se um cenário mais plausível, pois diferenças nesta ordem já foram repassadas aos consumidores finais ao longo dos anos, principalmente quando se considera as mudanças nas bandeiras tarifárias relacionadas aos períodos de crise hídrica, por exemplo.

Gráfico 10 – Fluxo de caixa do acionista considerando variações nos valores do ar quente e do crédito de carbono (CBIO) que conferem viabilidade econômica à estratégia de geração exclusiva de energia térmica (ET).



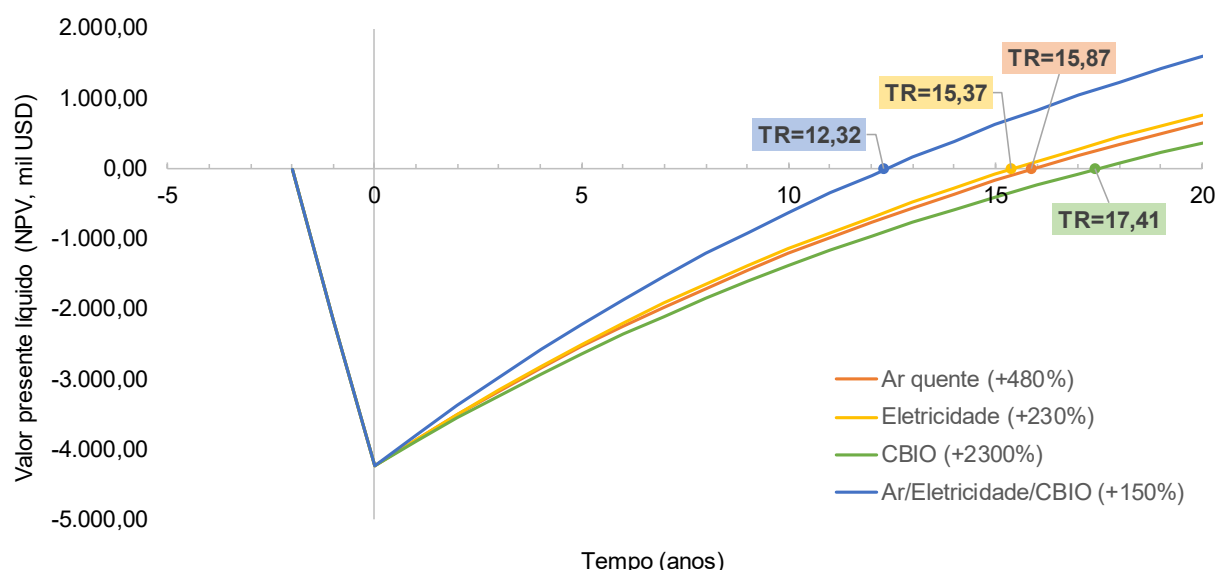
Fonte: Elaboração própria (2023).

Gráfico 11 – Fluxo de caixa do acionista considerando variações nos valores da eletricidade e do crédito de carbono (CBIO) que conferem viabilidade econômica à estratégia de geração exclusiva de energia elétrica (EE).



Fonte: Elaboração própria (2023).

Gráfico 12 – Fluxo de caixa do acionista considerando variações nos valores do ar quente, da eletricidade e do crédito de carbono (CBIO) que conferem viabilidade econômica à estratégia de cogeração de energias elétrica e térmica (EET).



Fonte: Elaboração própria (2023).

Por fim, para a estratégia de cogeração de energia elétrica e térmica (EET), seriam necessários acréscimos de 480%, 230% e 2300% nos valores do ar quente, da eletricidade e do CBIO, respectivamente, de forma individual para cada acréscimo. Um cenário adicional foi avaliado, em que houvesse um mesmo acréscimo simultâneo nas três receitas consideradas, sendo necessário, neste caso, um aumento menor (150%) para conferir viabilidade econômica, resultando ainda em um TR = 12,32 anos, menor que a faixa entre 15 e 20 anos alcançada para os demais cenários (Gráfico 12).

Analisando conjuntamente o Gráfico 10, o Gráfico 11 e o Gráfico 12, é possível concluir que o tempo de retorno do investimento (parâmetro derivado do valor presente líquido e do fluxo de caixa) é mais sensível ao valor da eletricidade em relação às demais receitas consideradas. O ar quente, por exemplo, possui valor muito baixo em relação à eletricidade. Isso faz com que, mesmo esta corrente tendo quantidade expressiva (o que se verifica pelas altas taxas de geração de energia térmica resultantes das simulações), variações no seu valor não interferem significativamente no tempo de retorno do investimento. Para os créditos de carbono acontece o contrário: o CBIO possui valor considerável, mas as quantidades resultantes do desempenho ambiental avaliado são relativamente baixas, o que também confere a esta receita pouca interferência no tempo de retorno.

Com base nesta análise, algumas alternativas podem ser avaliadas em trabalhos futuros de modo a aumentar a sensibilidade do tempo de retorno às receitas obtidas pelo ar quente e pelos créditos de carbono. No caso do ar quente, novas referências podem ser buscadas, pois seu custo é baseado no combustível que está sendo substituído pelo biogás na queima para geração de energia térmica, sendo que este combustível, usado convencionalmente, varia de acordo com a planta industrial e as configurações dos equipamentos, especialmente o queimador da caldeira. Já no caso dos créditos de carbono, ainda que os dados de emissão de gases de efeito estufa para o processo de produção de biogás sejam escassos, a inclusão do módulo de digestão anaeróbia na avaliação de desempenho ambiental deve aumentar consideravelmente o balanço positivo de carbono e, conseqüentemente, a receita pela sua comercialização.

Sabe-se que tempos de retorno ainda menores que a faixa avaliada são desejáveis, pois quando este parâmetro fica muito próximo da vida útil da planta, incertezas associadas aos métodos de análise de viabilidade econômica podem acabar resultando, na verdade, na inviabilidade do projeto. Pode-se inferir também que a maioria dos cenários avaliados não é tão plausível, ao menos a curto ou médio prazo, pois consideram aumentos muito expressivos para as receitas consideradas, os quais deveriam ser ainda maiores para alcançar tempos de retorno desejáveis.

Sugere-se, portanto, que novas configurações para a planta de recuperação energética do biogás sejam avaliadas em trabalhos futuros. Considerando que o vapor de baixa pressão é o gargalo nos custos operacionais (conforme demonstrado no Gráfico 9), a digestão anaeróbia em temperaturas mesofílicas, sem necessidade de aquecimento da ARFM (comum na maioria das fecularias), deve reduzir substancialmente os custos de operação, podendo diminuir, contudo, os volumes de biogás gerado ou ainda os teores de metano e conseqüentemente o poder calorífico do biogás. Outra possível estratégia é a destinação de parte da energia térmica gerada pela caldeira diretamente no aquecimento do efluente a temperaturas termofílicas, sem necessidade de aporte de vapor de baixa pressão como utilidade, zerando seu custo, ao passo que diminui o saldo de energia térmica a ser destinada como ar quente para a secagem da fécula, reduzindo a receita. Portanto, as vantagens e desvantagens devem ser avaliadas em simulações que considerem, de maneira robusta, todas as novas configurações necessárias para se alcançar os

novos objetivos propostos.

Por fim, é importante que trabalhos futuros avaliem ainda a sensibilidade do tempo de retorno ao porte da indústria (refletido na vazão de ARFM gerada). O Estado do Paraná possui fecularias de diversos portes, baseados na capacidade de processamento de raiz de mandioca, o que foi confirmado a partir dos dados levantados pelos questionários, apresentados no tópico 4.1. Conforme a quantidade de mandioca processada aumenta, a vazão da ARFM também aumenta, o que pode interferir no processo de digestão anaeróbia e consequentemente na geração de bioenergia. Deve-se avaliar, portanto, o porte mínimo para o qual determinada estratégia de recuperação energética do biogás proposta é economicamente viável e ainda, qual a estratégia mais viável para determinado porte de indústria.

5 CONCLUSÕES

As principais conclusões obtidas a partir dos resultados apresentados e discutidos no presente trabalho, de forma alinhada aos objetivos propostos, são:

- i) O setor agroindustrial de fécula de mandioca no Paraná é heterogêneo, composto por plantas de diferentes portes e características distintas de produção e operação. As fecularias participantes da pesquisa processam 300-500 t d⁻¹ de mandioca, produzindo 70-150 t d⁻¹ de fécula, além de outros produtos como amido e polvilho. Notou-se uma faixa de uso de água pelas fecularias paranaenses (2,3-5,8 m³ t⁻¹ de mandioca processada) menor que a faixa relatada pela literatura (5-14 m³ t⁻¹). A ARFM gerada pelo processo industrial (30,5-125 m³ h⁻¹) é compatível com a caracterização relatada pela literatura, para os parâmetros informados (pH = 5,80-6,16; DQO = 9,0-14,7 g L⁻¹; ST = 6,5-12,8 g L⁻¹; SVT = 5,7-11,5 g L⁻¹). Uma estratégia comum a todas as fecularias participantes é o cobrimento de uma das lagoas anaeróbias para captação do biogás gerado (600-800 m³ h⁻¹) e posterior geração de energia térmica, com substituição parcial (50%) da lenha como combustível da caldeira, não havendo geração de eletricidade. Teores de metano no biogás (53-65%) abaixo da faixa observada nos estudos em escala laboratorial (66,1-81%) confirmam as dificuldades de controle operacional quando do aumento de escala;
- ii) O modelo proposto para a digestão anaeróbia foi capaz de simular este processo em escala industrial, com remoção de matéria orgânica (95,16%) de acordo com a faixa relatada na literatura (60-99,5%). O teor de metano no biogás (59,5%_{mol}) também se enquadra nos dados da literatura (46-81%_{mol}), se aproximando mais dos valores relatados pelas fecularias (53-65%) do que dos valores obtidos em estudos anteriores de simulação em escala industrial para produção de biogás a partir de ARFM. A produção de biogás foi de 1465,17 Sm³ h⁻¹. Os rendimentos de biogás e metano obtidos (0,43 LCH₄ gDQO_{removida}⁻¹; 0,86 LBIOGÁS gDQO_{removida}⁻¹) foram mais próximos dos resultados observados em estudos de escala

industrial ($0,34 \text{ LCH}_4 \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$ e $0,37\text{-}0,91 \text{ L}_{\text{BIOGÁS}} \text{ gDQO}_{\text{removida}}^{-1}$) do que em estudos de escala laboratorial, o que vai ao encontro com a proposta do presente trabalho de superar as dificuldades encontradas por estudos de aumento de escala em estimar a produção de biogás a partir de dados experimentais, muito embora o modelo ainda careça de ajustes para alcançar maior precisão na estimativa da produtividade de biogás por vazão de efluente;

- iii) As eficiências de conversão de bioenergia alcançadas ($ET = 70,1\%$; $EET = 61,8\%$; $EE = 27,7\%$) seguiram a mesma ordem do total de energia líquida gerada em cada estratégia de recuperação energética do biogás, mas estão abaixo das eficiências reportadas na literatura para estratégias similares. As produtividades de bioenergia por volume de biogás ($ET = 4,22 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{BIOGÁS}}$; $EET = 3,73 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{BIOGÁS}}$; $EE = 1,67 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{BIOGÁS}}$) também foram, em geral, menores que os valores reportados na literatura, mas o contrário ocorreu para as produtividades de bioenergia por volume de efluente ($ET = 68,73 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{ARFM}}$; $EET = 60,55 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{ARFM}}$; $EE = 27,21 \text{ kWh m}^{-3}_{\text{ARFM}}$), as quais superaram a maioria dos resultados para simulações similares para ARFM e também para vinhaça de indústria sucroenergética, o que está atrelado à alta produtividade de biogás ($16,28 \text{ L}_{\text{BIOGÁS}} \text{ L}_{\text{ARFM}}^{-1}$) em relação aos demais estudos;
- iv) Os resultados de balanço positivo (crédito) de carbono ($ET = 1.005,6 \text{ kgCO}_{2\text{eq}} \text{ h}^{-1}$; $EET = 649,6 \text{ kgCO}_{2\text{eq}} \text{ h}^{-1}$; $EE = 539,3 \text{ kgCO}_{2\text{eq}} \text{ h}^{-1}$) seguiram a mesma ordem do total de energia líquida gerada em cada estratégia de recuperação energética do biogás. Entretanto, destaca-se a alta relevância da eletricidade, modalidade de energia com a maior contribuição para o balanço de carbono por unidade energética;
- v) Os custos com utilidades ($ET = \text{USD } 115,65 \text{ h}^{-1}$; $EE = \text{USD } 111,79 \text{ h}^{-1}$; $EET = \text{USD } 99,48 \text{ h}^{-1}$) foram próximos entre as diferentes estratégias, com destaque para a etapa de aquecimento da ARFM, responsável por 85,0% a 98,6% do custo total com utilidades, podendo assim ser considerada o gargalo da planta e o foco de possíveis ajustes em vista de diminuir os custos operacionais. Dos custos de projeto ($EE = \text{USD } 4,06 \text{ mi}$; $EET = \text{USD } 3,60 \text{ mi}$; $ET = \text{USD } 1,27 \text{ mi}$), destaca-se a turbina a

gás (USD 2,32 mi), representando 57,2% e 64,5% dos custos de implantação de toda a planta quando das estratégias EE e EET. A estratégia EE tem maior possibilidade de receitas (USD 242,19 h⁻¹) que as demais estratégias (EET = USD 199,98 h⁻¹; ET = USD 86,44 h⁻¹) devido à maior rentabilidade observada para a eletricidade em relação ao ar quente e ao crédito de carbono. A bioenergia custa menos quando gerada por meio da estratégia ET (USD 61,34 MWh⁻¹), seguida pelas estratégias EET (USD 88,74 MWh⁻¹) e EE (USD 213,12 MWh⁻¹). A partir dos valores negativos para o lucro anual (PFT), conclui-se que não há viabilidade econômica para nenhuma das três estratégias avaliadas considerando o cenário base (CB);

- vi) As análises de sensibilidade demonstraram que, para alcançar viabilidade econômica (TR < 20 anos) em qualquer das estratégias, seriam necessários acréscimos expressivos e não muito plausíveis a curto ou médio prazo nos valores de ar quente, eletricidade e créditos de carbono, com exceção do acréscimo de 110% da eletricidade, cenário possível e que tornaria a estratégia EE economicamente viável. Conclui-se que o TR é mais sensível ao valor da eletricidade em relação às demais receitas consideradas.

Conclui-se que o presente trabalho atingiu seu objetivo geral, uma vez que foi possível elaborar um modelo robusto, capaz de simular a digestão anaeróbia da ARFM, e delinear uma simulação capaz de estimar a produção de biogás e consequente geração de bioenergia, ainda que ajustes sejam necessários para aumentar a precisão da estimativa de alguns parâmetros. As três estratégias de recuperação energética avaliadas apresentaram viabilidade técnica e desempenho ambiental favorável em comparação com o cenário de subaproveitamento energético do biogás tradicionalmente adotado pelas fecularias. Entretanto, só haverá viabilidade econômica para as estratégias simuladas em cenários com acréscimos expressivos das receitas consideradas, ou ainda mediante mudanças no cenário político que promovam incentivos fiscais, sendo necessárias, portanto, avaliações futuras de configurações de plantas de recuperação energética do biogás em fecularias de mandioca que resultem em cenários economicamente viáveis.

6 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Assim como todas as pesquisas que avaliam sistemas de produção de bioenergia, era esperado que o presente trabalho gerasse questões e demandas de aprofundamento com relação à identificação dos pontos de maior relevância. Sendo assim, a partir de tudo aquilo que foi apresentado, discutido e concluído anteriormente, esta seção elenca recomendações, como forma de direcionar trabalhos futuros, que possam viabilizar a produção de biogás em fecularias de mandioca, sendo elas:

- i) Ampliação do levantamento do panorama das fecularias paranaenses (especialmente nos núcleos regionais de Maringá e Campo Mourão), ou ainda em nível nacional, e refinamento dos dados coletados junto aos responsáveis pelas informações;
- ii) Aprimoramento do modelo de digestão anaeróbia no que diz respeito às rotas metabólicas envolvidas no processo e consequentemente nas reações que as representam;
- iii) Estimativa (com maior precisão) da quantidade de matéria orgânica nas correntes líquidas envolvidas na digestão anaeróbia e, consequentemente, da remoção de matéria orgânica ao do processo, passando a ponderar cada composto orgânico em gDQO equivalente;
- iv) Levantamento do custo da energia térmica (ar quente) considerando a lenha utilizada como combustível convencional, como valor regionalizado e alternativo ao utilizado no presente trabalho;
- v) Estimativa do balanço de carbono para a etapa de digestão anaeróbia, ou seja, diferença entre o processo de produção de gás natural e de biogás, aumentando os créditos de carbono que podem ser comercializados;
- vi) Modelagem da digestão anaeróbia em temperaturas mesofílicas (~30 °C), de modo a simular as lagoas em operação atualmente nas fecularias, de maneira alternativa ao biodigestor, cujo aquecimento necessário (55 °C) se apresentou como o gargalo dos custos com utilidades;
- vii) Simulação da geração de energia térmica com destinação parcial ao

aquecimento da ARFM de modo a atingir temperaturas termofílicas (~55 °C), zerando, ou ao menos diminuindo, o custo associado à utilização do vapor de baixa pressão;

- viii) Adoção de valores de revenda para o efluente tratado, que pode ser comercializado como biofertilizante devido aos nutrientes em sua composição;
- ix) Simulação de purificação do biogás a biometano, considerando a utilização deste biocombustível no maquinário da própria fecularia, ou ainda a revenda para utilização como combustível veicular;
- x) Levantamento dos custos de projeto e operacionais do módulo de recirculação do NaOH e seu cômputo na análise econômica;
- xi) Cálculo dos créditos de carbono gerados pelo volume de biogás que deixa de ser emitido diretamente para a atmosfera em comparação com um cenário em que não haja sequer cobertura da lagoa anaeróbia da fecularia para captura de biogás; e consequente cômputo desse lote de créditos de carbono nas vendas.

REFERÊNCIAS

- ABIOGÁS. **ABiogás divulga novo potencial do biogás para o mercado brasileiro**. Disponível em: <<https://abiogas.org.br/abiogas-divulga-novo-potencial-do-biogas-para-o-mercado-brasileiro-durante-forum-em-sao-paulo/>>. Acesso em: 1 fev. 2023.
- ALBANEZ, R. et al. Anaerobic Biological Treatment of Vinasse for Environmental Compliance and Methane Production. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v. 178, n. 1, p. 21–43, 1 jan. 2016.
- ALFONSO-CARDERO, A. et al. Process simulation and techno-economic assessment of vinasse-to-biogas in Cuba: Deterministic and uncertainty analysis. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 169, p. 33–45, 1 maio 2021.
- ANDREANI, C. L. et al. Hydrogen production from cassava processing wastewater in an anaerobic fixed bed reactor with bamboo as a support material. **Journal of the Brazilian Association of Agricultural Engineering**, v. 35, n. 3, p. 578–587, 2015.
- ANDREANI, C. L. **Avaliação de reator anaeróbico operado em bateladas sequenciais com biomassa imobilizada (AnSBBR) visando à produção de hidrogênio a partir de água residuária de fecularia de mandioca**. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola)—Cascavel: Universidade Estadual do Oeste do Paraná, fev. 2017.
- ANDREANI, C. L. et al. Impact of operational conditions on development of the hydrogen-producing microbial consortium in an AnSBBR from cassava wastewater rich in lactic acid. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 44, n. 3, p. 1474–1482, 15 jan. 2019.
- ANDREANI, C. L. et al. Compositional variability as a major hindering factor in continuous biohydrogen production from cassava starch wastewater: Possible solutions for complex substrates. **International Journal of Energy Research**, v. 46, n. 9, p. 12722–12736, 1 jul. 2022.
- ANP. **RESOLUÇÃO ANP 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 e às instalações residenciais e comerciais a ser comercializado em todo o território nacional. Diário Oficial da União** Brasília, 24 nov. 2022. Disponível em: <<https://www.in.gov.br/en/web/dou/-/resolucao-anp-n-906-de-18-de-novembro-de-2022-445749990>>
- ARAUJO, I. R. C. et al. Methane production from cassava starch wastewater in packed-bed reactor and continuous flow. **Engenharia Agrícola**, n. 2, p. 270–276, 2018.
- ASPEN TECH. **Aspen Plus**. Bedford, MA, USA, 2022.

AUPHIMAI, C.; RUKRUAM, W.; CHAIPRASERT, P. Efficacies of various inoculum sources on methane production from agro-industrial wastewaters. **Energy Procedia**, v. 52, p. 167–172, 2014.

AVANCINI, S. R. P. et al. Cassava starch fermentation wastewater: Characterization and preliminary toxicological studies. **Food and Chemical Toxicology**, v. 45, n. 11, p. 2273–2278, nov. 2007.

B3. Índices on Demand.

BOLONHESI, I. B. DE T. M. et al. Biomass immobilization in hydrolyzed lignocellulosic material can enhance biohydrogen production from cassava residues? **Biochemical Engineering Journal**, v. 190, 1 jan. 2023.

BONFIM-ROCHA, L. et al. Multi-objective design of a new sustainable scenario for bio-methanol production in Brazil. **Journal of Cleaner Production**, v. 187, p. 1043–1056, 20 jun. 2018.

CAPSON-TOJO, G. et al. Unraveling the literature chaos around free ammonia inhibition in anaerobic digestion. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 117, 1 jan. 2020.

CEREDA, M. P.; TAKAHASHI, M. Cassava Wastes: Their Characterization, and Uses and Treatment in Brazil. Em: DUFOUR, D.; O'BRIEN, G. M.; BEST, R. (Eds.). **Cassava Flour and Starch: Progress in Research and Development**. Montpellier, France: Centre de Coopération Internationale en Recherche Agronomique pour le Développement, 1996. p. 219–232.

CHEMICALBOOK. **Amylopectin**. Disponível em: <https://www.chemicalbook.com/ChemicalProductProperty_EN_CB8102140.htm>. Acesso em: 12 dez. 2022.

CIBIOGÁS. **Panorama do Biogás no Brasil 2021**. Foz do Iguaçu: [s.n.].

COLIN, X. et al. Anaerobic treatment of cassava starch extraction wastewater using a horizontal flow filter with bamboo as support. **Bioresource Technology**, v. 98, n. 8, p. 1602–1607, maio 2007.

COSTELLO, D. J.; GREENFIELD, P. F.; LEE, P. L. Dynamic modelling of a single-stage high-rate anaerobic reactor-L. Model derivation. **Wat. Res**, v. 25, n. 7, p. 847–858, 1991.

CREMONEZ, P. A. et al. Two-Stage anaerobic digestion in agroindustrial waste treatment: A review. **Journal of Environmental Management**, v. 281, 1 mar. 2021.

CRUZ, I. A. et al. Valorization of cassava residues for biogas production in Brazil based on the circular economy: An updated and comprehensive review. **Cleaner Engineering and Technology**, v. 4, 1 out. 2021.

DE FRANÇA LOPES, G. et al. Dimethyl Ether Production from Sugarcane Vinasse: Modeling and Simulation for a Techno-economic Assessment. **Bioenergy Research**, v. 13, n. 2, p. 397–410, 1 jun. 2020.

DE MELLO, F. M.; DA CRUZ, A. J. G.; DE SOUSA, R. Fuzzy Control Applied to Combustion in Sugarcane Bagasse Boilers. Em: KISS, A. A. et al. (Eds.). **29th European Symposium on Computer Aided Process Engineering**. Computer Aided Chemical Engineering. [s.l.] Elsevier, 2019. v. 46p. 1135–1140.

ECOINVENT. **Database Search**. Disponível em: <<https://v38.ecoquery.ecoinvent.org/Search/Index>>. Acesso em: 30 mar. 2023.

EMBRAPA. **Iniciando um pequeno grande negócio agroindustrial: processamento da mandioca**. Brasília: Embrapa Informação Tecnológica, 2003.

EMBRAPA. **Fundamentos da digestão anaeróbia, purificação do biogás, uso e tratamento do digestato**. Concórdia: Sbera: Embrapa Suínos e Aves, 2019.

EPE. **Balanço Energético Nacional 2022: Ano Base 2021**. Brasília: [s.n.]. Disponível em: <<http://www.epe.gov.br>>.

EPE. **Matriz Energética e Elétrica**. Disponível em: <<https://www.epe.gov.br/pt/abcdenergia/matriz-energetica-e-eletrica>>. Acesso em: 31 jan. 2023.

FUESS, L. T. et al. Designing full-scale biodigestion plants for the treatment of vinasse in sugarcane biorefineries: How phase separation and alkalization impact biogas and electricity production costs? **Chemical Engineering Research and Design**, v. 119, p. 209–220, 2017.

FUESS, L. T. **Biodigestão anaeróbia termofílica de vinhaça em sistemas combinados do tipo acidogênico-metanogênico para potencialização da recuperação de bioenergia em biorrefinarias de cana-de-açúcar de primeira geração**. Tese (Doutorado em Engenharia Hidráulica e Saneamento)—São Carlos: Universidade de São Paulo (USP), 2017.

FUESS, L. T. et al. Temporal dynamics and metabolic correlation between lactate-producing and hydrogen-producing bacteria in sugarcane vinasse dark fermentation: The key role of lactate. **Bioresource Technology**, v. 247, p. 426–433, 2018a.

FUESS, L. T. et al. Diversifying the technological strategies for recovering bioenergy from the two-phase anaerobic digestion of sugarcane vinasse: An integrated techno-economic and environmental approach. **Renewable Energy**, v. 122, p. 674–687, 1 jul. 2018b.

FUESS, L. T.; GARCIA, M. L.; ZAIAT, M. Seasonal characterization of sugarcane vinasse: Assessing environmental impacts from fertirrigation and the bioenergy recovery potential through biodigestion. **Science of the Total Environment**, v. 634, p. 29–40, 1 set. 2018.

FUESS, L. T.; ZAIAT, M. Economics of anaerobic digestion for processing sugarcane vinasse: Applying sensitivity analysis to increase process profitability in diversified biogas applications. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 115, p. 27–37, 1 abr. 2018.

GEF BIOGÁS BRASIL. **Indústrias de mandioca do PR priorizam biogás como**

catalisador de inovações no setor. Disponível em:

<<https://www.gefbioogas.org.br/noticias/industrias-de-mandioca-do-pr-priorizam-bioogas-como-catalisador-de-inovacoes-no-setor>>. Acesso em: 10 fev. 2023.

GUO, X. M. et al. Hydrogen production from agricultural waste by dark fermentation: A review. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 35, n. 19, p. 10660–10673, 2010.

GUPTA, P.; AHAMMAD, S. Z.; SREEKRISHNAN, T. R. Improving the cyanide toxicity tolerance of anaerobic reactor: Microbial interactions and toxin reduction. **Journal of Hazardous Materials**, v. 315, p. 52–60, 5 set. 2016.

HUMBERT, D. et al. **Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol: Dilute-Acid Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Corn Stover**. Golden, Colorado: [s.n.]. Disponível em: <<http://www.osti.gov/bridge>>.

IEA. **Energy Statistics Data Browser**. Disponível em: <<https://www.iea.org/data-and-statistics/data-tools/energy-statistics-data-browser?country=WORLD&fuel=Energy%20supply&indicator=TESbySource>>. Acesso em: 31 jan. 2023a.

IEA. **World Energy Outlook 2022**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: <www.iea.org>. Acesso em: 30 jan. 2023b.

INTELLIGENT. **SuperPro Designer**. Scotch Plains, NJ, USA, 2020.

INVESTING. **EUR/USD - Visão Geral**. Disponível em: <<https://br.investing.com/currencies/eur-usd>>. Acesso em: 4 abr. 2023a.

INVESTING. **USD/BRL - Visão Geral**. Disponível em: <<https://br.investing.com/currencies/usd-brl>>. Acesso em: 4 abr. 2023b.

IPCC. **Global Warming of 1.5°C**. [s.l.] Cambridge University Press, 2022.

IPI. **The Nitty Gritty of Climate Policy: Taking Stock of COP27, Looking Ahead to COP28**.

KAEWKANNETRA, P. et al. Cyanide removal from cassava mill wastewater using *Azotobacter vinelandii* TISTR 1094 with mixed microorganisms in activated sludge treatment system. **Journal of Hazardous Materials**, v. 172, n. 1, p. 224–228, 15 dez. 2009.

KAYATHI, A. et al. Selective extraction of polar lipids of mango kernel using Supercritical Carbon dioxide (SC-CO₂) extraction: Process optimization of extract yield/phosphorous content and economic evaluation. **Chemosphere**, v. 260, 1 dez. 2020.

KHONGKLIANG, P.; KONGJAN, P.; O-THONG, S. Hydrogen and Methane Production from Starch Processing Wastewater by Thermophilic Two-Stage Anaerobic Digestion. **Energy Procedia**, v. 79, p. 827–832, 1 nov. 2015.

- KUCZMAN, O. et al. Cassava starch extraction effluent treatment in a one phase tubular horizontal pilot reactor with support medium. **Eng. Agríc**, n. 6, p. 1270–1282, 2014.
- LEAÑO, E. P.; BABEL, S. Effects of pretreatment methods on cassava wastewater for biohydrogen production optimization. **Renewable Energy**, v. 39, n. 1, p. 339–346, mar. 2012.
- LONA, L. M. F. **A Step by Step Approach to the Modeling of Chemical Engineering Processes: Using Excel for Simulation**. Cham, Switzerland: Springer, 2018.
- LOPES, G. DE F. **Produção de dimetil éter e bioeletricidade a partir da vinhaça de uma indústria sucroalcooleira**. Tese (Doutorado em Engenharia Química)—Maringá: Universidade Estadual de Maringá (UEM), dez. 2022.
- LUCAS, S. D. **Produção de hidrogênio e metano em reatores anaeróbios de leite fixo em série a partir de efluente de fecularia de mandioca**. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola)—Cascavel: UNIVERSIDADE ESTADUAL DO OESTE DO PARANÁ (UNIOESTE), fev. 2015.
- LUCAS, S. D. M. et al. Energy recovery from agro-industrial wastewaters through biohydrogen production: Kinetic evaluation and technological feasibility. **Renewable Energy**, v. 75, p. 496–504, 1 mar. 2015.
- LUO, G.; XIE, L.; ZHOU, Q. Enhanced treatment efficiency of an anaerobic sequencing batch reactor (ASBR) for cassava stillage with high solids content. **Journal of Bioscience and Bioengineering**, v. 107, n. 6, p. 641–645, jun. 2009.
- MARI, A. G. **Produção de metano em reator AnSBBR a partir de efluente de fecularia previamente acidificado: desempenho e viabilidade econômica**. Tese (Doutorado em Engenharia Agrícola)—Cascavel: Universidade Estadual do Oeste do Paraná (UNIOESTE), 2018.
- MARI, A. G. et al. Biohydrogen and biomethane production from cassava wastewater in a two-stage anaerobic sequencing batch biofilm reactor. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 45, n. 8, p. 5165–5174, 14 fev. 2020.
- MARTINEZ-BURGOS, W. J. et al. Biohydrogen production in cassava processing wastewater using microbial consortia: Process optimization and kinetic analysis of the microbial community. **Bioresource Technology**, v. 309, 1 ago. 2020.
- MEGGYES, A.; NAGY, V. Requirements of the gas engines considering the use of biogases. **Periodica Polytechnica Mechanical Engineering**, v. 53, n. 1, p. 27–31, 2009.
- MEIER, T. R. W. et al. Production of biohydrogen by an anaerobic digestion process using the residual glycerol from biodiesel production as additive to cassava wastewater. **Journal of Cleaner Production**, v. 258, 10 jun. 2020.
- MÉLO, R. F. DE et al. Alterações físicas e químicas em três solos tratados com água residuária de mandioca. **Irriga**, v. 10, n. 4, p. 399–408, 2005.

MILANEZ, A. Y. et al. **Biogás de resíduos Agroindustriais Paronama e Perspectivas Biogás | BNDES Setorial**. [s.l.: s.n.]. Disponível em: <https://web.bndes.gov.br/bib/jspui/bitstream/1408/15384/1/BS47__Biogas__FECHA DO.pdf>. Acesso em: 20 out. 2023.

NADALETI, W. C. et al. National potential production of methane and electrical energy from sugarcane vinasse in Brazil: A thermo-economic analysis. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 8, n. 2, p. 103422, 1 abr. 2020.

NASU, É. DAS G. C. **Composição química da manipueira e sua potencialidade no controle de Meloidogyne incognita em tomateiro no oeste do Paraná**. Dissertação (Mestrado em Agronomia)—Marechal Cândido Rondon: UNIVERSIDADE ESTADUAL DO OESTE DO PARANÁ (UNIOESTE), abr. 2008.

OLIVEIRA, A. S. DE. **Estudo da diversidade agrícola de raízes e tubérculos em assentamentos rurais no interior paulista**. Dissertação (Mestrado em Ciências Biológicas - Biologia Vegetal)—Rio Claro: Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho, 2014.

ONU. **The Paris Agreement**. Disponível em: <<https://www.un.org/en/climatechange/paris-agreement>>. Acesso em: 31 jan. 2023a.

ONU. **Projeto acelera plantas de biogás e novos usos de biocombustível no Brasil**. Disponível em: <<https://brasil.un.org/pt-br/204698-projeto-acelera-plantas-de-biogas-e-novos-usos-de-biocombustivel-no-brasil>>. Acesso em: 6 fev. 2023b.

O-THONG, S. et al. Biohydrogen production from cassava starch processing wastewater by thermophilic mixed cultures. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 36, n. 5, p. 3409–3416, mar. 2011.

PADI, R. K.; CHIMPHANGO, A. Feasibility of commercial waste biorefineries for cassava starch industries: Techno-economic assessment. **Bioresource Technology**, v. 297, 1 fev. 2020a.

PADI, R. K.; CHIMPHANGO, A. Commercial viability of integrated waste treatment in cassava starch industries for targeted resource recoveries. **Journal of Cleaner Production**, v. 265, 20 ago. 2020b.

PADI, R. K.; CHIMPHANGO, A. Comparative sustainability assessments for integrated cassava starch wastes biorefineries. **Journal of Cleaner Production**, v. 290, 25 mar. 2021.

PADI, R. K.; CHIMPHANGO, A.; ROSKILLY, A. P. Economic and environmental analysis of waste-based bioenergy integration into industrial cassava starch processes in Africa. **Sustainable Production and Consumption**, v. 31, p. 67–81, 1 maio 2022.

PALMA, D. et al. Using dolomitic limestone to replace conventional alkalization in the biodigestion of rapid acidification cassava processing wastewater. **Journal of Cleaner Production**, v. 172, p. 2942–2953, 8 jul. 2018a.

PALMA, D. et al. Dolomitic limestone as an alkalizing agent for treating cassava

starch wastewater in an anaerobic reactor. **Revista Ceres**, v. 65, n. 5, p. 388–394, 1 set. 2018b.

PARANÁ, G. DO E. **Prognóstico Agropecuário - Mandioca 2022/2023**. Curitiba: [s.n.]. Disponível em: <https://www.agricultura.pr.gov.br/sites/default/arquivos_restritos/files/documento/2022-11/vol_14_n_42_2022_mandioca_1.pdf>. Acesso em: 4 jan. 2023.

PERIS, R. S. **Biogas process simulation using Aspen Plus**. Thesis (Master)—[s.l.] Syddansk Universitet, 2011.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 5^a ed. Nova Iorque, NY: McGraw-Hill Education, 2003.

PINDUCA. **Raiz do bem**. Disponível em: <<https://www.alimentospinduca.com.br/blog/detalhes/raiz-do-bem>>. Acesso em: 17 jan. 2023.

PONCE, T. P.; RIBEIRO, M. R.; TELLES, T. S. Dinâmica espacial da produção de mandioca no Paraná, Brasil. **Confins**, v. 48, 30 set. 2020.

PROBIOGÁS. **Tecnologias de digestão anaeróbia com relevância para o Brasil. Substratos, digestores e uso de biogás**. Brasília: Ministério das Cidades, 2015.

PROBIOGÁS. **Guia técnico sobre geração distribuída de energia elétrica por biogás em estações de tratamento de esgoto**. Brasília: Ministério das Cidades, 2017.

PUBCHEM. **Amylopectin**. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/439207>>. Acesso em: 12 dez. 2022a.

PUBCHEM. **Maltopentaose**. Disponível em: <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/124005>>. Acesso em: 12 dez. 2022b.

RAJAGOPAL, R.; MASSÉ, D. I.; SINGH, G. A critical review on inhibition of anaerobic digestion process by excess ammonia. **Bioresource Technology**, v. 143, p. 632–641, 2013.

RAJENDRAN, K. et al. A novel process simulation model (PSM) for anaerobic digestion using Aspen Plus. **Bioresource Technology**, v. 168, p. 7–13, 2014.

RAMASAMY, G. et al. Process simulation of anaerobic digestion for methane production using aspen plus. **IOP Conference Series: Materials Science and Engineering**, v. 1257, n. 1, p. 012002, 1 out. 2022.

SÁNCHEZ, A. S. et al. Waste bio-refineries for the cassava starch industry: New trends and review of alternatives. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 73, p. 1265–1275, 2017.

SANTOS, A. L. M. DOS et al. Global research trends on anaerobic digestion and biogas production from cassava wastewater: a bibliometric analysis. **Journal of Chemical Technology and Biotechnology**, v. 97, n. 6, p. 1379–1389, 1 jun. 2022.

SREETHAWONG, T. et al. Hydrogen production from cassava wastewater using an anaerobic sequencing batch reactor: Effects of operational parameters, COD:N ratio, and organic acid composition. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 35, n. 9, p. 4092–4102, maio 2010.

STATISTISCHES BUNDESAMT. **Tabelle abrufen**. Disponível em: <<https://www-genesis.destatis.de/genesis/online?operation=table&code=61111-0002&bypass=true&levelindex=0&levelid=1681429788053#abreadcrumb>>. Acesso em: 12 abr. 2023.

TAVARES, A. C. **Modelagem matemática da degradação da glicose, com produção de hidrogênio, em um reator anaeróbio de leito fixo**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Hidráulica e Saneamento)—São Carlos: Universidade de São Paulo, 2008.

TGSC. **Amylopectin**. Disponível em: <<http://www.thegoodscentcompany.com/data/rw1361571.html>>. Acesso em: 12 dez. 2022.

TONELLO, T. U. et al. Biohydrogen production in AnSBBR in fed-batch from starch effluent: Influence of organic load. **Engenharia Agrícola**, v. 38, n. 5, p. 768–775, 1 set. 2018.

TORRES, D. G. B. et al. Hydrogen production and performance of anaerobic fixed-bed reactors using three support arrangements from cassava starch wastewater. **Engenharia Agrícola**, v. 37, n. 1, p. 160–172, 2017.

UNEP. **As emissões de metano estão impulsionando a mudança climática. Veja como reduzi-las**. [s.l.: s.n.].

UNIDO; CIBIOGÁS; ABIOGÁS. **Biogás no Setor Sucroenergético**. Brasília, DF: [s.n.]. Disponível em: <<https://datasebrae.com.br/wp-content/uploads/2022/09/REVIS%C3%83O-OK121F-Biogas-Setor-Sucoenergetico.pdf>>. Acesso em: 10 fev. 2023.

U.S. BUREAU OF LABOR STATISTICS. **CPI Inflation Calculator**. Disponível em: <https://www.bls.gov/data/inflation_calculator.htm>. Acesso em: 4 abr. 2023.

USP, U. DE S. P. **MANDIOCA/CEPEA: Produção de fécula cresce pelo segundo ano consecutivo no Brasil**. Piracicaba: [s.n.].

VIRUNANON, C. et al. Cassava pulp enzymatic hydrolysis process as a preliminary step in bio-alcohols production from waste starchy resources. **Journal of Cleaner Production**, v. 39, p. 273–279, jan. 2013.

VITOLO, M. Enzymatic modification of starch. **World Journal of Pharmacy and Pharmaceutical Sciences**, v. 9, n. 4, p. 1341–1358, 2020.

VOLPINI, V. et al. Biomethane generation in an AnSBBR treating effluent from the biohydrogen production from vinasse: Optimization, metabolic pathways modeling and scale-up estimation. **Renewable Energy**, v. 116, p. 288–298, 2018.

WATTHIER, E. et al. Cassava Wastewater Treatment in Fixed-Bed Reactors: Organic Matter Removal and Biogas Production. **Frontiers in Sustainable Food Systems**, v. 3, 13 mar. 2019.

YADAV, M. et al. Organic waste conversion through anaerobic digestion: A critical insight into the metabolic pathways and microbial interactions. **Metabolic Engineering**, v. 69, p. 323–337, 1 jan. 2022.

YIN, Y. et al. Strategies of energy management in a cassava starch plant for increasing energy and economic efficiency. **Journal of Cleaner Production**, v. 234, p. 1296–1305, 10 out. 2019.

YIN, Y. et al. Comparative analysis of different CHP systems using biogas for the cassava starch plants. **Energy**, v. 232, 1 out. 2021.

ZHANG, M. et al. Biorefinery approach for cassava-based industrial wastes: Current status and opportunities. **Bioresource Technology**, v. 215, p. 50–62, 1 set. 2016.

APÊNDICES

APÊNDICE A – Coletânea de caracterização da ARFM

REFERÊNCIA	CEREDA e TAKAHASHI (1996)	MÉLO et al. (2005)	AVANCINI et al. (2007)	COLIN et al. (2007)	NASU (2008) ^a	NASU (2008) ^a	NASU (2008) ^a	SREETHAWONG et al. (2010)	O-THONG et al. (2011)	AUPHIMAI et al. (2014)	LUCAS et al. (2015)	TORRES et al. (2017)	PALMA et al. (2018a)	PALMA et al. (2018b)	ANDREANI et al. (2019)	MEIER et al. (2020)	MARTINEZ-BURGOS et al. (2020)	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	RESUMO			
																							Valor mín.	Valor máx.	Valor méd.	DP
LOCALIZAÇÃO DA FECULARIA																										
País	BR	BR	BR	CO	BR	BR	BR	TH	TH	TH	BR	BR	BR	BR	BR	BR	BR	BR	BR	BR	BR	BR	-	-	-	-
Estado/Província	SP	MG	SC	CA	PR	PR	PR	CB	NR	-	PR	PR	PR	PR	PR	PR	MS	PR	PR	PR	PR	PR	-	-	-	-
PARÂMETROS GERAIS (g L ⁻¹)																										
pH (adimensional)	4,10	3,70	3,20	5,30	6,00	6,60	6,10		5,52	4,58	4,02	4,34	5,37	5,50	4,90	5,40	5,50	4,32	5,11	5,31	5,71	3,20	6,60	5,03	0,87	
Alcalinidade	1,63									0,40			0,23									0,23	1,63	0,75	0,76	
ST	63,00	11,90		3,80					38,20	19,37	7,60	2,83 ^c	8,29		8,84		5,40	5,20	6,11	8,20	7,30	2,83	63,00	14,00	16,74	
SVT	52,00	10,90							33,00	16,91	6,78	2,25 ^c	6,86		7,62		3,50	3,90	4,89	6,90	6,11	2,25	52,00	12,43	14,38	
SFT	11,00	1,00	0,20								0,82		1,43				1,90					0,20	11,00	2,73	4,09	
SST				1,35																		1,35	1,35	1,35	-	
SSV				1,20																		1,20	1,20	1,20	-	
DQO	6,37	16,02	2,20	4,80	1,64	1,60	1,71	20,00	52,30	25,20	8,02	8,15	13,33	10,15	11,82	5,20	8,49	6,10	8,12	11,08	9,80	1,60	52,30	11,05	11,20	
DBO		8,84		1,68																		1,68	8,84	5,26	5,07	
DBO/DQO ^d		0,55		0,35																		0,35	0,55	0,45	0,14	
MACROMOLÉCULAS (g L ⁻¹)																										
Carboidratos	5,00		1,90	0,37					9,60	13,97	2,49	2,12			6,43			2,90	4,83	8,68	6,10	0,37	13,97	5,37	3,90	
Proteína			13,50							2,30												2,30	13,50	7,90	7,92	
Gorduras	5,00									0,63												0,63	5,00	2,82	3,09	
Lignina	60,00																					60,00	60,00	60,00	-	
ORGÂNICOS (mg L ⁻¹)																										
Maltose																	1300,0					1300,0	1300,0	1300,0	-	
Ácido acético				350,0									533,9		229,0			319,0	550,0	650,0	593,0	229,0	650,0	460,7	159,5	
Ácido lático			1900,0	1400,0									948,5		1682,0			213,0	158,0	368,0	236,0	158,0	1900,0	863,2	717,1	
Ácido propiônico													ND					151,0	ND	ND	ND	151,0	151,0	151,0	-	
Ácido butírico													1893,1									1893,1	1893,1	1893,1	-	
Etanol																		521,0	406,0	589,0	414,0	406,0	589,0	482,5	88,3	

Fonte: Elaboração própria (2023) a partir das fontes indicadas na tabela.
Siglas: BR = Brasil; TH = Tailândia; CO = Colômbia; SP = São Paulo; PR = Paraná; MG = Minas Gerais; SC = Santa Catarina; MS = Mato Grosso do Sul; CA = Cauca; CB = Chon Buri; NR = Nakhon Ratchasima.
Notas: ^a Três fecularias diferentes; ^b Mesma fecularia, quatro lotes diferentes; ^c Valores de ST e SVT foram invertidos na presente tabulação, pois os parâmetros foram possivelmente trocados pelos autores na referida publicação; ^d Relação DBO/DQO calculada pelo presente trabalho a partir dos valores individuais de DBO e DQO, quando ambos os parâmetros foram reportados pelos autores.

REFERÊNCIA	CEREDA e TAKAHASHI (1996)	MÉLO et al. (2005)	AVANCINI et al. (2007)	COLIN et al. (2007)	NASU (2008) ^a	NASU (2008) ^a	NASU (2008) ^a	SREETHAWONG et al. (2010)	O-THONG et al. (2011)	AUPHIMAI et al. (2014)	LUCAS et al. (2015)	TORRES et al. (2017)	PALMA et al. (2018a)	PALMA et al. (2018b)	ANDREANI et al. (2019)	MEIER et al. (2020)	MARTINEZ-BURGOS et al. (2020)	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	BOLONHESI et al. (2023) ^b	RESUMO			DP
																							Valor mín.	Valor máx.	Valor méd.	
NITROGENADOS (mg L ⁻¹)																										
NTK		229,0		105,0	860,0	850,0		260,0	870,0	400,0	81,4	212,0		165,8				180,0	100,0	80,0	180,0	190,0	80,0	870,0	317,5	292,0
Amônio (NH ₄ ⁺)																		61,5					61,5	61,5	61,5	-
Nitrato (NO ₃ ⁻)																		4,0					4,0	4,0	4,0	-
Cianeto livre	43,7			3,5	40,0	40,0	26,0																3,5	43,7	30,6	16,6
Cianeto total	444,0	800,0																					444,0	800,0	622,0	251,7
NUTRIENTES (mg L ⁻¹)																										
Potássio	1863,5	583,0			340,0	380,0	400,0				670,0			491,8				435,8					340,0	1863,5	645,5	504,2
Magnésio	405,0	66,0			480,0	200,0	700,0				24,0		151,5	67,0				43,1					24,0	700,0	237,4	237,5
Cálcio	227,5	39,0			950,0	250,0	3100,0				60,7	33,0	6,9	428,5				86,5					6,9	3100,0	518,2	950,9
Fósforo	160,8	311,0		25,1	290,0	450,0		620,0	430,0		66,0	31,0							40,0	20,0	60,0	30,0	20,0	620,0	194,9	203,5
Ferro	15,3				20,0	24,0	2,5				13,3	10,9		6,4									2,5	24,0	13,2	7,5
Sódio		292,0			1,0		2,5				485,0			0,5				16,6					0,5	485,0	132,9	207,2
Cloro																		52,0					52,0	52,0	52,0	-
Bromo																		30,0					30,0	30,0	30,0	-
Cobre	1,1										0,2												0,2	1,1	0,6	0,7
Zinco	4,2										2,0												2,0	4,2	3,1	1,6
Manganês	3,7																						3,7	3,7	3,7	-
Enxofre	19,5																						19,5	19,5	19,5	-
Boro	5,0																						5,0	5,0	5,0	-
OUTROS ÍONS (mg L ⁻¹)																										
Difosfato (HPO ₄ ²⁻)																		47,3					47,3	47,3	47,3	-
Sulfato (SO ₄ ²⁻)																		63,8					63,8	63,8	63,8	-

Fonte: Elaboração própria (2023) a partir das fontes indicadas na tabela.
Siglas: BR = Brasil; TH = Tailândia; CO = Colômbia; SP = São Paulo; PR = Paraná; MG = Minas Gerais; SC = Santa Catarina; MS = Mato Grosso do Sul; CA = Cauca; CB = Chon Buri; NR = Nakhon Ratchasima.
Notas: ^a Três feculares diferentes; ^b Mesma fecularia, quatro lotes diferentes.

APÊNDICE B – Questionário em branco e ofício enviado às fecularias

Centro de Tecnologia e Urbanismo - Departamento de Construção Civil
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil

OF CTU-PPGiv-01/2022

Londrina, 13 de abril de 2022.

Assunto: Preenchimento de formulário para coleta de dados referentes à agroindústria de mandioca.

Prezados Senhores(as),

Solicitamos o fornecimento de algumas informações referentes à agroindústria de mandioca (conforme formulário anexo). Esses dados contribuirão para a execução da tese de doutorado intitulada **“Avaliação técnico-econômica de sistemas de reaproveitamento energético a partir de subprodutos da indústria de fecularia de mandioca”**, do Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil da Universidade Estadual de Londrina (UEL).

O objetivo principal do referido trabalho é encontrar as soluções mais viáveis para a reutilização do biogás proveniente da água residuária da fecularia, possibilitando maior lucratividade e competitividade para o setor. Serão avaliados diferentes cenários considerando o porte da indústria, configuração de reatores e diferentes formas de aproveitamento do biogás em função do volume gerado em cada cenário. Visando contribuir com o segmento da agroindústria de fécula de mandioca e como contrapartida, após a defesa da tese, pretende-se elaborar um boletim técnico voltado para esse setor, com os principais resultados dos cenários estudados. Tal documento poderá auxiliar na tomada de decisão quanto ao investimento em tecnologias mais adequadas para a valorização energética dos resíduos, de acordo com o porte e as características das indústrias de fécula de mandioca.

Ressaltamos que os dados fornecidos serão mantidos em **total sigilo e confidencialidade**, em nenhum momento serão citados o nome ou localização de qualquer empresa. Os dados obtidos serão utilizados apenas para caracterização dos resíduos gerados em termos de composição e potencial de aproveitamento, assim como estimar o volume gerado em função da produção. Ainda assim, caso alguma informação específica não possa ser repassada (seja por política interna de sigilo ou por não estar disponível), pedimos gentilmente que considere preencher as demais informações e enviar o formulário, mesmo que incompleto.

Centro de Tecnologia e Urbanismo - Departamento de Construção Civil
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil

Garantimos ainda que o fornecimento dos dados não interferirá em hipótese nenhuma em questões tributárias ou de licenciamento ambiental. Os respectivos órgãos públicos responsáveis por essa fiscalização não estão envolvidos neste levantamento e muito menos serão acionados. O fornecimento dos dados tem **fins puramente acadêmicos**.

Atenciosamente,

Ivan Taiatele Junior
Discente

Profa. Dra. Deize Dias Lopes
Orientadora

Prof. Dr. Lucas Bonfim Rocha
Coorientador

Profa. Dra. Berenice Martins Toralles
Coordenadora do PPG em Engenharia Civil

A quem interessar possa:

Centro de Tecnologia e Urbanismo - Departamento de Construção Civil
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil

LEVANTAMENTO DE DADOS DE FECULARIAS DE MANDIOCA NO PARANÁ

Instruções de preenchimento:

- Inserir o máximo de informações possíveis. Deixar em branco o que não estiver disponível;
- Algumas seções requerem mais de uma informação. Preencher todas as que se aplicam;
- Usar a seção “**10. OBSERVAÇÕES**” para incluir informações adicionais ou para complementar/esclarecer alguma informação descrita em seções anteriores;
- Dúvidas no preenchimento? Entrar em contato com Ivan, pelo e-mail taiatele.ivan.jr@uel.br ou pelo telefone/whats (43) 9 99336863;
- Devolver o formulário preenchido, assim como os documentos e laudos complementares, para o e-mail taiatele.ivan.jr@uel.br.

1. INFORMAÇÕES GERAIS

Razão Social:

Nome Fantasia:

CNPJ:

Logradouro:

Número:

Bairro:

Cidade:

UF:

CEP:

Nome do responsável pelo preenchimento:

E-mail:

Telefone:

2. OPERAÇÃO

Número de funcionários:

Funcionamento da fábrica: (horas/dia) (dias/mês)

Operação anual (dependente da safra): (dias/ano)

☐ Existe fluxograma completo do processo produtivo, com descrição de cada etapa, e o documento está sendo enviado por e-mail.

3. CAPACIDADE PRODUTIVA

3.1. Capacidade instalada anual: (ton. mandioca/ano)

3.2. Insumo processado

☐ Raiz de mandioca: (ton/ano)

☐ Amido de milho: (ton/ano)

☐ Milho: (ton/ano)

☐ Outro - : (ton/ano)

3.3. Produto acabado

☐ Fécula de mandioca: (ton/ano)

☐ Amido modificado: (ton/ano)

☐ Farinha de mandioca: (ton/ano)

☐ Outro - : (ton/ano)

☐ Polvilho: (ton/ano)

☐ Outro - : (ton/ano)

3.4. Origem da mandioca

☐ Paraná: (%)

☐ Minas Gerais: (%)

☐ Mato Grosso do Sul: (%)

☐ Paraguai: (%)

☐ São Paulo: (%)

☐ Outro - : (%)

Centro de Tecnologia e Urbanismo - Departamento de Construção Civil
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil

4. USO DE ÁGUA	
☐ Rede pública: (m³/h)	Outro: ☐ : (m³/h)
☐ Poço artesiano: (m³/h)	
5. ELETRICIDADE	
5.1. Fonte de eletricidade	
☐ Rede pública: (kWh/mês)	Outro: ☐ : (kWh/mês)
☐ Gerador próprio: (kWh/mês)	
5.2. Custo da eletricidade da rede pública:	(R\$/kWh)
6. ENERGIA TÉRMICA	
6.1. Energia gerada em caldeira:	(kJ/mês)
6.2. Eficiência da caldeira:	(%)
6.3. Tipo e consumo de combustível na caldeira	
☐ Lenha: (m³/mês)	☐ Biogás gerado na lagoa de tratamento de efluente: (m³/mês)
☐ Óleo: (m³/mês)	☐ Outro - : (m³/mês)
☐ Gás natural: (m³/mês)	
7. EFLUENTE LÍQUIDO	
7.1. Vazão de efluente gerado:	(m³/h)
7.2. Caracterização do efluente bruto (saída do processo ou entrada na ETE)	
Temperatura: (°C)	Frações mássicas:
pH:	Água: (% m/m)
DQO: (mg/L)	Sacarose: (% m/m)
Carboidratos totais: (mg/L)	Glicose: (% m/m)
Carboidratos redutores: (mg/L)	Etanol: (% m/m)
Sólidos totais: (mg/L)	Glicerol: (% m/m)
Sólidos voláteis: (mg/L)	Dióxido de carbono: (% m/m)
☐ Existe caracterização completa do efluente bruto e o laudo está sendo enviado por e-mail.	
7.3. Caracterização do efluente tratado (saída da ETE)	
Temperatura: (°C)	Frações mássicas:
pH:	Água: (% m/m)
DQO: (mg/L)	Sacarose: (% m/m)
Carboidratos totais: (mg/L)	Glicose: (% m/m)
Carboidratos redutores: (mg/L)	Etanol: (% m/m)
Sólidos totais: (mg/L)	Glicerol: (% m/m)
Sólidos voláteis: (mg/L)	Dióxido de carbono: (% m/m)
☐ Existe caracterização completa do efluente tratado e o laudo está sendo enviado por e-mail.	

Centro de Tecnologia e Urbanismo - Departamento de Construção Civil
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Civil

7.4. Composição da Estação de Tratamento de Efluente (ETE)	
☐ Lagoa aberta: (unidades) ☐ Lagoa coberta: (unidades) ☐ Lagoa coberta com agitação mecânica: (unidades)	☐ Lagoa coberta com agitação hidráulica: (unidades) ☐ CSTR: (unidades) ☐ UASB: (unidades) Outro reator/unidade:
☐ Existe fluxograma e dimensionamento da ETE instalada e o documento está sendo enviado por e-mail.	
7.5. Destinação do efluente tratado	
☐ Infiltração - no solo da própria indústria ☐ Infiltração - como fertilizante em lavouras	☐ Despejo em corpo hídrico ☐ Reuso no processo ☐ Outro:
8. BIOGÁS	
8.1. Vazão de biogás gerado:	(m ³ /h)
8.2. Caracterização do biogás	
Temperatura: (°C) Frações mássicas: Água: (% m/m)	Metano (CH ₄): (% m/m) Gás carbônico (CO ₂): (% m/m) Hidrogênio (H ₂): (% m/m)
☐ Existe caracterização completa do biogás e o laudo está sendo enviado por e-mail.	
8.3. Destinação do biogás	
☐ Emissão atmosférica direta - lagoa aberta ☐ Geração de energia térmica ☐ Geração de energia elétrica	☐ Geração de energia mecânica/hidráulica ☐ Purificação do biometano - uso interno ☐ Purificação do biometano - revenda ☐ Outro:
9. RESÍDUOS SÓLIDOS	
9.1. Quantidade	9.2. Destinação
☐ Lodo da ETE: (kg/dia)	(clique para selecionar uma opção)
☐ Cinzas da caldeira: (kg/dia)	(clique para selecionar uma opção)
☐ Casca de mandioca: (kg/dia)	(clique para selecionar uma opção)
☐ Bagaço de mandioca: (kg/dia)	(clique para selecionar uma opção)
Outros:	
☐ : (kg/dia)	(clique para selecionar uma opção)
☐ : (kg/dia)	(clique para selecionar uma opção)
10. OBSERVAÇÕES (informações complementares):	