

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
ESCOLA DE ENGENHARIA DE SÃO CARLOS

ENGENHARIA AMBIENTAL

GABRIELA NEVES GONÇALVES

ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE BIOMETANO
A PARTIR DA VINHAÇA DE CANA-DE-AÇÚCAR VIA BIODIGESTÃO EM DUAS
FASES.

São Carlos
2025

GABRIELA NEVES GONÇALVES

ANÁLISE DE VIABILIDADE ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE BIOMETANO
A PARTIR DA VINHAÇA DE CANA-DE-AÇÚCAR VIA BIODIGESTÃO EM DUAS
FASES.

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola de Engenharia de São
Carlos, da Universidade de São Paulo para
a obtenção do título de Bacharel em
Engenharia Ambiental.

Orientador: Prof. Dr. Lucas Tadeu Fuess

São Carlos
2025

AUTORIZO A REPRODUÇÃO TOTAL OU PARCIAL DESTE TRABALHO, POR QUALQUER MEIO CONVENCIONAL OU ELETRÔNICO, PARA FINS DE ESTUDO E PESQUISA, DESDE QUE CITADA A FONTE.

Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Prof. Dr. Sérgio Rodrigues Fontes da EESC/USP com os dados inseridos pelo(a) autor(a).

G635a Gonçalves, Gabriela
Análise de viabilidade econômica da produção de biometano a partir da vinhaça de cana-de-açúcar via biodigestão em duas fases. / Gabriela Gonçalves; orientador Lucas Tadeu Fuess. São Carlos, 2025.

Monografia (Graduação em Engenharia Ambiental) -- Escola de Engenharia de São Carlos da Universidade de São Paulo, 2025.

1. Vinhaça. 2. Cana-de-açúcar. 3. Biometano. 4. Biodigestão. 5. Energia . I. Título.

Eduardo Graziosi Silva - CRB - 8/8907

FOLHA DE JULGAMENTO

Candidato(a): **Gabriela Neves Gonçalves**

Data da Defesa: 10/11/2025

Comissão Julgadora:

Resultado:

Lucas Tadeu Fuess (Orientador(a))

Aprovada

Marcelo Zaiat

Aprovada

Kaio Gustavo Gomes

Aprovada

Prof. Dr. Marcelo Zaiat

Coordenador da Disciplina 1800091- Trabalho de Graduação

RESUMO

Este trabalho avalia a viabilidade técnico-econômica da produção de biometano a partir da vinhaça em plantas de biodigestão em duas fases (fermentativa e metanogênica) aplicadas a biorrefinarias de pequeno (C1), médio (C2) e grande porte (C3). O porte foi definido pela capacidade de moagem (CM) na safra, entendida como o total de toneladas de cana processadas (TC) no período produtivo, sendo C1 ($2,0 \times 10^6$ TC safra⁻¹), C2 ($4,0 \times 10^6$ TC safra⁻¹) e C3 ($10,0 \times 10^6$ TC safra⁻¹). Três rotas de utilização do biometano foram comparadas: (i) injeção do bioCH₄ na rede, (ii) uso veicular por substituição integral de diesel por troca da frota para caminhões a gás, com eventual excedente destinado à rede e (iii) uso veicular por substituição integral de diesel por adaptação da frota existente, com eventual excedente destinado à rede. A partir de parâmetros de projeto e desempenho reportados na literatura, calculou-se estimativas de custos de instalação (CAPEX), custos de operação (OPEX), valor presente líquido (VPL), taxa interna de retorno (TIR) e *payback* descontado (DPB) para cada cenário. A produção anual estimada de bioCH₄ cresce quase proporcionalmente à escala (12,8; 25,6; 64,0 milhões Nm³·ano⁻¹ em C1–C3). Os resultados indicam efeito de escala marcado e hierarquia clara entre os usos: a adaptação da frota apresentou os melhores indicadores (VPL positivo em todos os portes, TIR 13,7–14,5% e DPB 12–14 anos); a injeção em rede mostrou-se viável, porém com DPB mais longo (13–17 anos); já a troca integral da frota não se viabilizou no horizonte analisado (VPL negativo). A análise de sensibilidade evidencia o preço do biometano como principal direcionador da TIR, seguido do OPEX; o CAPEX específico veicular teve efeito marginal. Conclui-se que a priorização do uso veicular por adaptação e o aumento de escala maximizam o valor econômico do biometano, enquanto a injeção em rede aparece como alternativa complementar robusta para usinas médias e grandes.

Palavras-chave: biorrefinaria de cana-de-açúcar; vinhaça; biodigestão em duas fases; biometano; viabilidade econômica; VPL; TIR.

ABSTRACT

This study assesses the techno-economic feasibility of producing biomethane from sugarcane vinasse using two-stage biodigestion plants (fermentative and methanogenic) applied to small- (C1), medium- (C2), and large-scale (C3) biorefineries. The plant scale was defined by milling capacity (MC) during the harvest season, understood as the total tons of sugarcane processed within the productive period, with C1 (2.0×10^6 TC·harvest⁻¹), C2 (4.0×10^6 TC·harvest⁻¹), and C3 (10.0×10^6 TC·harvest⁻¹). Three monetization routes were compared: (i) grid injection of bioCH₄; (ii) vehicle use by fully replacing diesel through purchasing dedicated gas trucks, with any surplus injected into the grid; and (iii) vehicle use by fully replacing diesel through retrofitting the existing fleet, with any surplus injected into the grid. Using design and performance parameters reported in the literature, we estimated the installation costs (CAPEX), operating costs (OPEX), net present value (NPV), internal rate of return (IRR), and discounted payback (DPB) for each scenario. Estimated annual bioCH₄ output scales almost proportionally with plant size (12.8; 25.6; and 64.0 million Nm³·yr⁻¹ in C1–C3). Results show a clear scale effect and a consistent hierarchy among end uses: fleet retrofitting delivered the strongest indicators (positive NPV in all sizes, IRR 13.7–14.5%, and DPB of 12–14 years); grid injection was viable but with longer DPB (13–17 years); full fleet replacement was not feasible within the analysis horizon (negative NPV). Sensitivity analysis highlights the biomethane price as the primary driver of IRR, followed by OPEX; the vehicle-specific CAPEX had a marginal effect. Overall, prioritizing vehicle use via retrofitting and increasing scale maximize the economic value of biomethane, while grid injection emerges as a robust complementary option for medium and large mills.

Keywords: sugarcane biorefinery; vinasse; two-stage biodigestion; biomethane; economic feasibility; NPV; IRR.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Fluxograma do Processo.....	16
Figura 2- Sequências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na bioconversão anaeróbia da matéria orgânica.	21
Figura 3- Desempenho econômico dos cenários: (a) valor presente líquido (VPL), (b) <i>payback</i> descontado (DPB) e (c) taxa interna de retorno (TIR).....	40
Figura 4 - Custos de investimentos.	41
Figura 5 - Custos de operação.	41
Figura 6- Receita total anual	42
Figura 7- Análise de sensibilidade da TIR à variação dos custos operacionais, preço da frota e preço do biometano, no cenário da substituição da frota para os três portes de usina..	44
Figura 8- Análise de sensibilidade da TIR à variação dos custos operacionais e preço do biometano, no cenário de injeção na rede para os três portes de usina.	45
Figura 9- Análise de sensibilidade da TIR à variação dos custos operacionais, preço do biometano e preço adaptação frota, no cenário de adaptação da frota para os três portes de usina.	46

LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Características composicionais de vinhaças de cana-de-açúcar de usinas anexas.....	18
Tabela 2- Dados experimentais de desempenho considerados para a etapa fermentativa, conforme os esquemas de biodigestão.	27
Tabela 3- Dados experimentais de desempenho considerados para a etapa metanogênica, conforme os esquemas de biodigestão.	28
Tabela 4- Valores de referência para as plantas de biodigestão.....	30
Tabela 5- Valores de referência para o transporte e purificação do biogás – planta de biometano.	31
Tabela 6 – Dimensionamento frota cativa	32
Tabela 7- Descrição (componentes + custos) da planta fermentativa projetadas para cada porte de biorrefinaria.....	36
Tabela 8- Descrição (componentes + custos) da planta metanogênica projetada para cada porte de biorrefinaria.....	36
Tabela 9- Produção anual de biometano por cenário.....	37

LISTA DE SÍMBOLOS

- **AnSTBR** *Anaerobic Structured-Bed Reactor*.
- **AnSTBR LDPE/PEBD:**): AnSTBR com leito de polietileno de baixa densidade.
- **AnPBR:** *Anaerobic Packed-Bed Reactor*
- **APBR:** *Anaerobic Packed-Bed Reactor*.
- **AFBR:** *Anaerobic Fluidized Bed Reactor*
- **AnSTBR (PU):** AnSTBR com leito de poliuretano.
- **AOV:** ácidos orgânicos voláteis
- **ATR:** açúcar total recuperado
- **BRS:** bactérias redutoras de sulfato
- **bioCH₄:** biometano
- **CAPEX:** investimento de capital.
- **COA:** carga orgânica aplicada
- **COV:** carga orgânica volumétrica
- **CH₄:** metano.
- **CO₂:** dióxido de carbono.
- **CM:** capacidade de moagem
- **DQO:** demanda química de oxigênio
- **DPB:** *payback* descontado
- **EY:** rendimento de etanol
- **ER_{DQO}:** eficiência de remoção de DQO
- **ER_{DQO}^{ác}:** eficiência de remoção de DQO na fase acidogênica.
- **ER_{DQO}^{met}:** eficiência de remoção de DQO na fase metanogênica.
- **ER_{SO₄²⁻}:** eficiência de remoção de sulfato.
- **f(CH₄):** fração de CH₄ no biogás.
- **f(H₂):** fração de H₂ no biogás.
- **f(H₂S):** fração de H₂S no biogás.
- **GEP:** energia bruta do gás.
- **GEP_{CH₄}:** energia bruta associada a CH₄.
- **GEP_{H₂}:** energia bruta associada a H₂ .

- **GNC / GNL:** gás natural comprimido / liquefeito
- **HY:** rendimento de H_2 .
- **H_2S :** sulfeto de hidrogênio.
- **H_2 :** hidrogênio.
- **HS^-/H_2S :** sulfeto total dissolvido (forma ionizada/não ionizada).
- **MY:** rendimento de CH_4 .
- **NO_x :** óxidos de nitrogênio.
- **OPEX:** custos operacionais anuais.
- **pH:** potencial hidrogeniônico.
- **PA:** alcalinidade parcial.
- **PCI_{CH_4} :** poder calorífico inferior do metano
- **PS:** período de safra
- **Q_{CH_4} :** vazão de metano.
- **Q_{H_2} :** vazão de hidrogênio.
- **RA:** rendimento alcoólico
- **SVP:** fator específico de geração de vinhaça
- **SO_x :** óxidos de enxofre.
- **STD:** sulfeto total dissolvido
- **SO_4^{2-} :** sulfato.
- **TDH:** tempo de detenção hidráulica
- **TRC:** tempo de retenção celular
- **TIR:** taxa interna de retorno
- **TMA:** taxa mínima de atratividade
- **UASB:** *Upflow Anaerobic Sludge Blanket*.
- **V_a :** velocidade ascensional.
- **VPL:** valor presente líquido

Sumário

1. INTRODUÇÃO	11
2. OBJETIVOS	13
2.1 Objetivo Geral	13
2.2 Objetivos Específicos.....	13
3. REVISÃO DE LITERATURA.....	14
3.1 Usina Sucroalcooleira e Geração de Vinhaça	14
3.2 Digestão Anaeróbia.....	20
3.3 Digestão Anaeróbia da Vinhaça	22
3.4 Usos do biogás	24
3.5 Considerações Finais e Direcionamentos	25
4. METODOLOGIA	26
4.1 Dimensionamento da Planta de Biodigestão Anaeróbia	26
4.2 Procedimento de Cálculo	28
4.3 Avaliação Econômica de Diferentes Usos do Biometano.....	29
4.4 Determinação do Valor Presente Líquido	33
4.5 Determinação da Taxa Interna de Retorno.....	33
4.6 Determinação do Período de Retorno (<i>Payback</i>) Descontado e dos Custos de Produção.....	34
4.7 Análise de Sensibilidade	34
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	35
5.1 Plantas de Biodigestão e Duas Fases.....	35
5.2 Produção de Energia e Análise do Desempenho Econômico dos Cenários.	37
5.3 Análise de Sensibilidade	42
6. CONCLUSÕES	47
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFICAS:.....	49

1. INTRODUÇÃO

O setor sucroenergético brasileiro consolidou-se como pilar da matriz renovável, combinando produção integrada de açúcar e etanol com cogeração elétrica a partir do bagaço (Dias et al., 2013). Em janeiro de 2023 havia 386 sistemas de cogeração movidos a bagaço de cana-de-açúcar, somando 12,3 GW de capacidade instalada (COGEN, 2023). No entanto, a intensificação da eficiência ambiental das biorrefinarias depende do manejo adequado da vinhaça, principal efluente da destilação, para o qual são gerados cerca de 13 L por litro de etanol (BNDES; CGEE, 2008).

A fertirrigação da vinhaça tornou-se a rota predominante por reciclar água e nutrientes, sobretudo potássio, reduzindo gastos com fertilizantes (Cortez et al., 1992). Por outro lado, sua aplicação sem critérios pode induzir salinização/sodificação do solo e risco de contaminação de aquíferos (Fuess e Garcia, 2014). Em resposta, a Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB) passou a normatizar o cálculo de dose, vinculando o volume aplicado às características físico-químicas do solo e do efluente (CETESB, 2005). Ademais, o uso *in natura* está associado a emissões de gases do efeito estufa (GEE) e potenciais impactos em água e solo (Boddey, 2009; Paredes, 2011; Oliveira, 2013; Carmo et al., 2013).

Nesse contexto, a digestão anaeróbia da vinhaça destaca-se por reduzir carga orgânica e recuperar energia na forma de biogás, com possibilidade de *upgrading* a biometano para usos veicular e de rede, alinhando-se às diretrizes de descarbonização do RenovaBio e às recomendações internacionais para biogás/biometano (ANP, 2023; IEA, 2020; Moraes et al., 2014). A separação em duas fases (fermentativa e metanogênica) tem sido apontada como rota promissora para efluentes de alta carga e sulfato, pois melhora a estabilidade operacional e facilita o controle de H₂S, com ganhos em qualidade do gás e integridade de equipamentos (Fuess, 2017; Fuess; Zaiat; Lens, 2023). Experiências nacionais de plantas-piloto a empreendimentos comerciais (p.ex., GEO-Energética/PR; projetos da Raízen; iniciativas de distribuição regional de biometano) ilustram a viabilidade técnica e os desafios logístico-econômicos de integração à malha de gás e a frotas cativas (Poveda, 2019).

A viabilização da digestão da vinhaça para produção de biometano em escala industrial depende não apenas do desempenho biológico, mas também da seleção de estratégias de alcalinização de baixo custo e do uso mais rentável do biometano, seja como insumo energético dentro da biorrefinaria, seja como produto para mercados externos (p.ex., injeção em rede e uso

veicular). Nesse contexto, estudos em condições representativas de usinas brasileiras, em especial anexas, têm buscado quantificar ganhos potenciais e balizar decisões de investimento em rotas de aproveitamento do biogás.

Embora avanços tenham sido alcançados quanto à avaliação técnico-econômica da digestão anaeróbia da vinhaça, a literatura ainda carece de investigações sistemáticas que considerem o porte da usina como variável determinante para a viabilidade de implantação. O presente trabalho preenche essa lacuna ao analisar, de forma integrada, três portes de usina e diferentes estratégias de uso do biometano, demonstrando de que forma esses fatores exercem influência sobre os indicadores econômicos.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo Geral

Avaliar a viabilidade econômica da produção e do uso de biometano a partir da vinhaça em biorrefinarias de cana-de-açúcar de pequeno, médio e grande porte, comparando as alternativas de injeção em rede e substituição de diesel (troca integral de frota e adaptação de frota existente).

2.2 Objetivos Específicos

1. Dimensionar, para três portes de usina (C1, C2 e C3), plantas de biodigestão em duas fases e a unidade de *upgrading* a biometano, estimando os custos de instalação (CAPEX, do inglês *capital expenditure*) e de operação (OPEX, do inglês *operational expenditure*) de cada bloco de processo..
2. Quantificar a produção anual de bioCH₄ por porte e calcular as receitas associadas aos diferentes usos (rede e veicular), incorporando premissas de mercado atualizadas.
3. Discutir implicações práticas para tomada de decisão, destacando as condições sob as quais cada rota se torna preferível do ponto de vista econômico.

3. REVISÃO DE LITERATURA

Nesta seção, são apresentados os principais conceitos e fundamentos teóricos que embasam o estudo, abordando o funcionamento das usinas sucroalcooleiras, os processos de digestão anaeróbia e suas aplicações à vinhaça, bem como os usos potenciais do biogás e do biometano.

3.1 Usina Sucroalcooleira e Geração de Vinhaça

O etanol se destaca, entre os biocombustíveis veiculares, por duas vantagens centrais: é uma tecnologia amplamente difundida e admite flexibilidade de matérias-primas (Fuess, 2017). No Brasil, a cana-de-açúcar responde pela maior parte da produção, e o Programa Nacional do Álcool (Proálcool) em 1975, foi o marco de expansão ao articular segurança energética e estabilização do setor açucareiro, direcionando excedentes de cana para etanol anidro misturado à gasolina (Moreira; Goldemberg, 1999; Goldemberg et al., 2008).

Em termos globais, o Brasil permanece como o segundo maior produtor de etanol, atrás dos Estados Unidos. Em 2023, a produção brasileira somou 32,95 bilhões de litros e, para 2024, a projeção oficial era de 32,5 bilhões de litros, cerca de 25,5 bilhões de litros de cana e 7,0 bilhões de litros de milho (United States, 2023; United States, 2024). Nos Estados Unidos, a produção de etanol combustível atingiu aproximadamente 59,0 bilhões de litros em 2023, mantendo a liderança mundial; nesse comparativo, o volume norte-americano foi aprox. 79% maior que o brasileiro (Renewable Fuels Association, 2024; United States, 2023). Em conjunto, Estados Unidos e Brasil respondem por cerca de 80% da produção global de etanol, com milho predominando como matéria-prima nos EUA e cana-de-açúcar no Brasil, além do crescimento recente do etanol de milho no país (United States, s.d.).

Para a safra 2025/26, a Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB) projeta o processamento de 668,8 milhões toneladas de cana, uma redução de 1,2% ante 2024/25, apesar do avanço de 1,0% na área colhida (8,85 milhões ha); a queda decorre da produtividade média menor (75.575 kg/ha vs. 77.223 kg/ha), em razão de clima adverso na rebrota e no desenvolvimento dos canaviais em 2024 devido à irregularidade hídrica, calor e focos de incêndio no Centro-Sul (CONAB,2025).

No recorte regional, o Sudeste deve colher 424,5 milhões de toneladas, havendo uma redução de 3,4% quando comparado ao ano anterior devido à uma menor área e produtividade,

com São Paulo colhendo 337,9 milhões de toneladas. O Centro-Oeste, no entanto, tende a colher 150 milhões de toneladas, havendo um ganho de 4,7 milhões de toneladas, sustentado por um aumento de 3,8% de área mesmo com leve recuo de produtividade. No Norte, a área cresce 5%, mas a produção recua 5,6% para 3,8 milhões de toneladas. Nordeste e Sul avançam em área e rendimento, para 55,2 milhões de toneladas e 35,2 milhões de toneladas, respectivamente (CONAB,2025).

Nos produtos derivados, o açúcar é estimado em 44,5 milhões de toneladas, havendo um aumento de 0,8%, enquanto o etanol total (cana + milho) deve atingir 35,74 bilhões de litros, havendo uma redução de 3,9%, com queda de 8,8% no etanol de cana parcialmente compensada por um aumento de 14,5% no etanol de milho (8,98 bilhões de litros). O ATR (açúcar total recuperado) mais baixo mantém viés firme de preços e, no mercado doméstico, a elevação da mistura E27 (composição de 27% de etanol anidro na gasolina) para E30 (composição de 30% de etanol anidro na gasolina) adiciona consumo estrutural de anidro (CONAB,2025).

No setor sucroenergético brasileiro, a literatura frequentemente classifica o porte da usina pela capacidade de moagem na safra. Neste trabalho, adota-se como referência que usinas de pequeno porte possuem capacidade de 2 milhões de toneladas de cana por safra (2 MTC), valor compatível com a “usina padrão” modelada por Bonomi et al. (2016). A partir desse marco, os demais cenários são escalonados para porte médio e grande, conforme detalhado na Seção 4.1 (Metodologia).

No Brasil, a produção de etanol de primeira geração a partir da cana-de-açúcar está amplamente consolidada. Esse etanol resulta da fermentação de matérias-primas açucaradas ou amiláceas, derivadas de culturas agrícolas direcionadas à bioenergia. Nas usinas sucroenergéticas, o etanol 1G pode ter como substrato o caldo de cana, o melaço (subproduto da fabricação de açúcar) ou a mistura de ambos, conforme a rota tecnológica adotada. Em destilarias autônomas, o caldo é integralmente destinado ao etanol; já em destilarias anexas, parte do caldo segue para a produção de açúcar e o remanescente, somado ao melaço, alimenta a fermentação alcoólica (Figura 1). De acordo com a CONAB (2019), no país predominam as unidades anexas (70,3%), seguidas das autônomas (26,4%), havendo ainda plantas voltadas exclusivamente ao açúcar. Essa prevalência decorre da flexibilidade operacional: as anexas podem ajustar o mix entre açúcar e etanol em resposta às condições de mercado interno e externo (MORAES et al., 2015).

Após a limpeza para remoção de impurezas, a cana é moída, originando o caldo e o bagaço. O caldo, antes de seguir à fermentação, passa por clarificação e concentração para atingir teores adequados de açúcares (DIAS et al., 2015). O bagaço é encaminhado às caldeiras,

onde a combustão gera vapor; esse vapor é expandido em turbinas acopladas a geradores, produzindo eletricidade. A energia térmica remanescente após a expansão é, então, recuperada como calor de processo em diferentes etapas da usina (SERRA et al., 2009).

A fermentação alcoólica ocorre em dornas operadas, em geral, em bateladas de curta duração (cerca de 6–12 h), com reciclo de levedura. Os açúcares são convertidos em etanol e subprodutos, formando o vinho que, posteriormente, é centrifugado para separar a biomassa de levedura. O vinho clarificado segue para destilação, enquanto o concentrado de levedura recebe tratamento ácido (H_2SO_4) para controle microbiológico em ciclos subsequentes. A destilação fornece etanol hidratado, que pode ser desidratado para obtenção de etanol anidro, e gera, simultaneamente, a vinhaça, principal efluente líquido do processo (AMORIM et al., 2011; LOPES et al., 2016).

Na produção de açúcar, o caldo é clarificado, concentrado por evaporação e, em seguida, submetido ao cozimento para cristalização da sacarose. A separação sólido-líquido é realizada em centrífugas, resultando em açúcar (que segue para secagem) e melaço, usualmente recirculado e misturado ao caldo concentrado na linha do etanol. Para obtenção de açúcar branco, emprega-se SO_2 na clarificação, em processo de sulfitação (DIAS et al., 2015).

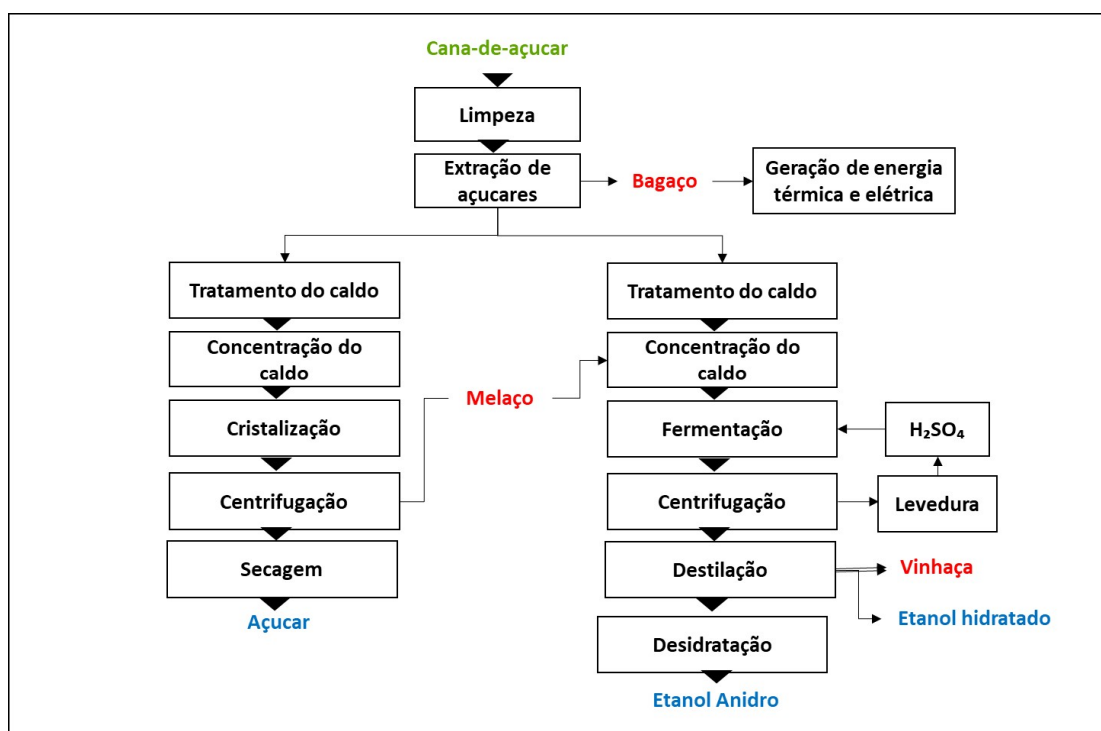


Figura 1- Fluxograma do Processo **Fonte:** Adaptado de Rogeri, 2022.

Do ponto de vista ambiental, a cadeia do etanol reúne atributos relevantes, uma vez que se trata de um combustível renovável e com potencial de reduzir as emissões líquidas de GEEs, pois combina o sequestro de carbono na etapa agrícola com uma combustão mais limpa no uso final; esse desempenho é favorecido pelo alto teor de oxigênio do etanol, cerca de 35% em massa. Além disso, especialmente no caso da cana-de-açúcar, as usinas aproveitam de forma integrada a biomassa para produzir etanol e açúcar e, simultaneamente, gerar vapor e eletricidade, configurando um arranjo típico de biorrefinaria (Dias et al., 2013).

Embora o etanol seja frequentemente apontado como alternativa de menor impacto, essa avaliação só se sustenta com gestão adequada dos efluentes e resíduos gerados na usina. No caso das águas residuárias, em especial a vinhaça, a fertirrigação é prática consolidada e viável do ponto de vista técnico-econômico, mas traz limitações ambientais devido à alta carga orgânica e salina (CETESB, 1982); além disso, a vinhaça representa potencial de recuperação de energia por rotas anaeróbias, tema aprofundado nas seções seguintes. Quanto aos resíduos sólidos, as usinas têm obtido bons resultados, uma vez que o bagaço alimenta caldeiras para cogeração de vapor e eletricidade, atendendo a demanda interna e, gerando excedentes para comercialização. Os resíduos lignocelulósicos (bagaço e palha) também são candidatos à produção de etanol de segunda geração, estratégia que amplia a oferta sem expandir a área cultivada (Dias et al., 2012, 2013; Moraes et al., 2015).

A vinhaça é o principal efluente das destilarias de etanol, gerado na etapa de destilação; em média, formam-se cerca de 13 litros de vinhaça para cada litro de etanol produzido (BNDES e CGEE, 2008). Trata-se de um efluente de alta carga orgânica, com teores elevados de potássio e sulfato e caráter ácido/corrosivo. Essas características decorrem, entre outros fatores, das condições empregadas no preparo do mosto e na operação do processo, por exemplo, a correção de pH com ácido sulfúrico (H_2SO_4) para evitar a floculação de leveduras, além das temperaturas elevadas típicas da fermentação e da destilação (Fuess, 2017).

As altas cargas orgânicas comumente observadas em vinhaças decorrem, em grande medida, de três componentes: (i) açúcares que não foram totalmente consumidos na fermentação; (ii) metabólitos formados por rotas paralelas durante essa etapa, sobretudo ácidos orgânicos e glicerol; e (iii) traços de etanol que permanecem no efluente por não serem integralmente recuperados na destilação. (Wilkie et al., 2000; España-Gamboa et al., 2011). A Tabela 1 sintetiza parâmetros composicionais típicos de vinhaça de cana-de-açúcar gerada em usinas anexas a partir de um estudo realizado por Godoi et al. (2019).

Tabela 1- Características composicionais de vinhaças de cana-de-açúcar de usinas anexas

Descrição	Unidade	Valor
DBO5	mgL^{-1}	13.000-20.000
DQO	mgL^{-1}	27.000-37.0000
SO_4^{2-}	$\text{mgSO}_4^{2-}\text{L}^{-1}$	918 - 3.298
NTK	mgNL^{-1}	119 – 540
P_{total}	mgPL^{-1}	44 – 232
K	mgKL^{-1}	1.542 - 3.961
pH	-	4,01 - 6,47
Na	$\text{mg Na}\cdot\text{L}^{-1}$	27 – 57
Ca	$\text{mg Ca}\cdot\text{L}^{-1}$	292 – 641
Mg	$\text{mg Mg}\cdot\text{L}^{-1}$	343 – 669
Cl	$\text{mg Cl}\cdot\text{L}^{-1}$	209 – 3.548
F	$\text{mg F}\cdot\text{L}^{-1}$	0,12 – 0,44

Fonte: Adaptado de Godoi et al. (2019).

Diversas rotas de manejo da vinhaça são descritas na literatura. Entre elas, citam-se o lançamento em corpos hídricos, prática difundida nos primórdios do Proálcool e hoje proibida no Brasil, a concentração do efluente para reduzir custos de transporte e a incineração visando a obtenção de cinzas com potencial uso agronômico, entre outras alternativas (Willington e Marten, 1982, Nandy et al., 2002; Cruz et al., 2013; Akram et al., 2015). No contexto do setor sucroenergético brasileiro, a fertirrigação dos canaviais tornou-se a rota predominante, por favorecer o reciclo de água e nutrientes. Contudo, embora traga ganhos operacionais no curto prazo, a aplicação continuada de vinhaça no campo pode acarretar impactos ambientais relevantes sobre solo e recursos hídricos (Silva; Griebeler; Borges, 2007).

O uso contínuo da vinhaça na lavoura pode desencadear uma série de impactos no solo e na água, que se reforçam entre si. Um dos mais críticos é a salinização: o acúmulo de sais reduz o potencial osmótico do solo, dificulta a absorção de água e nutrientes pelas plantas e pode desestruturar os agregados, além de favorecer a lixiviação de sais para o aquífero (Madejón et al., 2001; Lyra et al., 2003).

A contaminação das águas subterrâneas é um dos riscos ambientais mais discutidos na literatura sobre a aplicação de vinhaça. O nitrato é frequentemente apontado como o principal contaminante devido à sua alta mobilidade e ao potencial de causar impactos à saúde humana e animal. Outros compostos como potássio, carbono orgânico dissolvido e micronutrientes também podem migrar em profundidade dependendo da composição da vinhaça, do tipo de solo, da profundidade do lençol freático e das condições climáticas. (Stevenson, 1986; Meurer et al., 2000; Gloeden et al., 1991; Lyra et al., 2003; Cunha et al., 1981).

Além disso, a vinhaça apresenta valores extremamente elevados de demanda bioquímica e química de oxigênio (DBO/DQO), o que reforça seu potencial de causar impactos significativos caso ocorra percolação ou escoamento para corpos d'água. Seu aporte em sistemas hídricos tende a reduzir o oxigênio dissolvido, comprometer a vida aquática e favorecer processos de eutrofização devido ao excesso de nutrientes. (Freire & Cortez, 2000; Rossetto, 1987; Stevenson, 1986)

Somando-se a esses efeitos, a acidificação permanente do sistema solo-água altera o poder tampão do solo, eleva a solubilidade de metais potencialmente tóxicos, reduz a produtividade das culturas e inibe a microbiota edáfica. Em conjunto, esses mecanismos mostram que a vinhaça exige manejo cuidadoso e, idealmente, tratamento prévio para controlar sais, matéria orgânica e acidez antes da aplicação agrícola (Fuess e Garcia, 2014).

A fertirrigação com vinhaça tem como propósito central repor potássio ao sistema solo-planta, nutriente que, como indicado na Tabela 1, costuma apresentar as maiores concentrações nesse efluente. No Estado de São Paulo, segundo a CETESB, 2006 a dose aplicada é definida apenas a partir do teor de potássio da vinhaça, o que acaba desconsiderando outros atributos igualmente relevantes, como a elevada carga orgânica, os teores de sulfato e o caráter ácido do resíduo. Além disso, por restrições logísticas e de custo de transporte, a distribuição tende a ficar circunscrita às áreas próximas às destilarias em geral, dentro de um alcance economicamente viável de cerca de 30 km (Silva, 2012; Poveda, 2014). Essa concentração espacial favorece o acúmulo de sais e o risco de salinização do solo (Fuess e Garcia, 2014), além de potencializar a emissão de odores associados à degradação da fração orgânica biodegradável (Moraes et al., 2015). Diante desse quadro, ganha importância a implantação de sistemas de tratamento nas usinas, de modo a compatibilizar a fertirrigação com as exigências ambientais vigentes.

A vinhaça apresenta DQO elevada, tipicamente maior que 30 g L^{-1} no contexto brasileiro, o que evidencia a presença de matéria orgânica com potencial para valorização em rotas biotecnológicas e não apenas para descarte agrícola. Do ponto de vista energético, a cana-de-açúcar distribui sua energia entre açúcares, bagaço e palha; considerando produtividades usuais, a rota convencional de produção de etanol não aproveita integralmente essa energia nas usinas autônomas, isso representa algo como aproximadamente 30% da energia dos açúcares, que totaliza 10% da energia total da cana que deixa de ser convertida em etanol, e em usinas anexas o não aproveitamento também supera 30% da energia dos açúcares. Assim, aplicar a vinhaça in natura no campo subutiliza um efluente com carga orgânica e valor energético expressivos (Moraes et al., 2014).

Quanto às opções de tratamento/valorização, a literatura descreve alternativas físico-químicas (p.ex., coagulação-floculação), biológicas (p.ex., digestão anaeróbia e aeróbia, fitorremediação) e processos oxidativos avançados (p.ex., ozonização, eletrocoagulação). A escolha depende de um balanço técnico-energético-econômico-ambiental para cada planta. Em análise preliminar, a digestão anaeróbia se destaca por conciliar a redução da carga poluidora com a recuperação de energia via biogás, aumentando a eficiência global das usinas enquanto biorrefinarias (Fuess, 2017).

3.2 Digestão Anaeróbia

A digestão anaeróbia (ou simplesmente biodigestão) é um processo biológico realizado sem a presença de oxigênio, no qual consórcios microbianos degradam a matéria orgânica de forma sequencial e interdependente. Ao longo dessas etapas, intermediários são gerados e consumidos por diferentes grupos de microrganismos, resultando na formação de biogás, composto principalmente por metano (CH_4) e dióxido de carbono (CO_2) e, quando há compostos sulfurados no meio, também sulfeto de hidrogênio (H_2S) (Rogeri, 2022). Essa rota combina tratamento de efluentes/resíduos com valorização energética, já que o conteúdo de CH_4 confere ao biogás um potencial energético relevante. Embora o uso ambiental da digestão seja documentado há décadas, a crise energética dos anos 1970 e os avanços tecnológicos subsequentes catalisaram a difusão de plantas em escala real para uma variedade de substratos, quase que exclusivamente no exterior (Kennedy e Droste, 1986; Borzacconi et al., 1995; Rajeshwari et al., 2000; Khanal, 2008; van Lier et al., 2015).

Do ponto de vista bioquímico, a conversão anaeróbia organiza-se em etapas encadeadas (Figura 2): hidrólise, acidogênese (ou de forma mais ampla, fermentação), acetogênese e metanogênese. Na hidrólise/acidogênese, microrganismos hidrolíticos e fermentativos convertem polímeros (carboidratos, lipídeos e proteínas) em moléculas de cadeia curta e facilmente assimiláveis, produzindo ácidos orgânicos voláteis, álcoois, CO_2 e H_2 . Em seguida, na acetogênese, bactérias acetogênicas transformam esses intermediários principalmente em acetato, H_2 e CO_2 . Por fim, arqueias metanogênicas convertem acetato (via acetoclástica) e/ou $\text{H}_2 + \text{CO}_2$ (via hidrogenotrófica) em metano, fechando o ciclo de degradação. Em sistemas estáveis, grande parte do CH_4 costuma derivar da rota acetoclástica, enquanto a remoção contínua de hidrogênio pelas metanogênicas hidrogenotróficas, e eventualmente por redutoras de sulfato, mantém baixa a pressão parcial de H_2 , condição que viabiliza reações

termodinamicamente desfavoráveis (acetogênicas) a pH/temperatura de processo (Rogeri,2022).

Do ponto de vista aplicado, a digestão anaeróbia oferece vantagens operacionais, como a menor geração de lodo que processos aeróbios, recuperação de energia via biogás e potencial adequação ambiental dos efluentes. Em contrapartida, requer controle fino de variáveis de processo (pH, alcalinidade, toxicidade por sulfeto/amônia, regime de temperatura) e gestão do gás (remoção de H_2S e umidade; quando aplicável, *upgrading* para biometano). Em correntes como a vinhaça, que combinam alta carga orgânica com sais e sulfato, o projeto e a operação devem considerar estratégias de mitigação (por exemplo, dessulfuração biológica/química e controle de H_2S no gás), e o equilíbrio microbiano para sustentar estabilidade e rendimento metanogênico (Fuess, 2017).

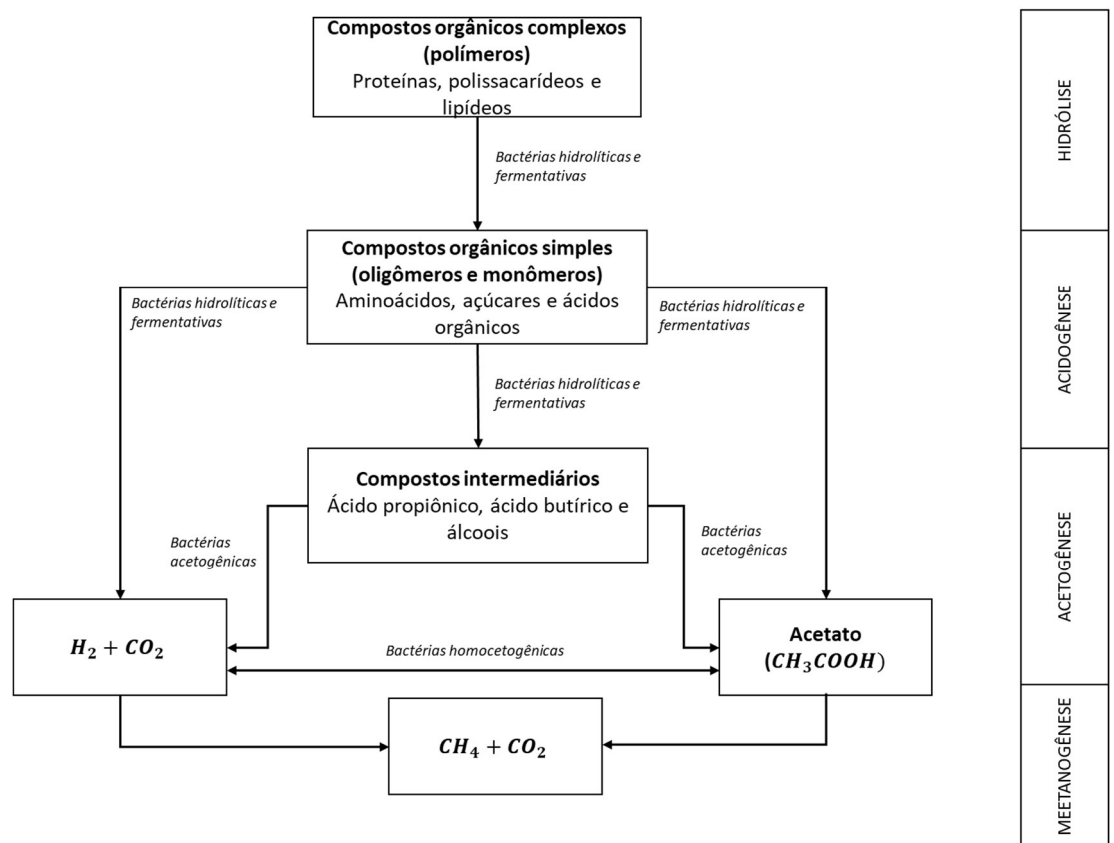


Figura 2- Sequências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na bioconversão anaeróbia da matéria orgânica. **Fonte:** Reproduzido de Fuess, (2017, pg.57)

3.3 Digestão Anaeróbia da Vinhaça

A aplicação da digestão anaeróbia à vinhaça ganhou visibilidade com o avanço dos reatores de alta taxa, cuja lógica é reter a biomassa por mais tempo que o efluente permanece no reator (TRC maior que TDH) (Van Lier, 2008; Van Lier et al., 2015). Essa estratégia acomoda as diferenças de crescimento entre as comunidades da acidogênese e da metanogênese, aumentando a estabilidade operacional e a atividade metanogênica (Fuess, 2017).

O desacoplamento TDH–TRC foi viabilizado por mecanismos de imobilização/retensão da biomassa: (i) formação de lodo granular com separação gás–sólidos (base do UASB, do inglês *upflow anaerobic sludge blanket reactor*), (ii) adesão a suportes densos operados em leito fluidizado (AFBR, do inglês *anaerobic fluidized-bed reactor*) e (iii) biofilme em meio fixo/empacotado (AnPBR, do inglês *Anaerobic Packed-Bed Reactor* e AnSTBR, do inglês *Anaerobic Structured-Bed Reactor*). Para vinhaça, UASB e AnPBR/AnSTBR são os arranjos mais comuns, enquanto AFBR aparece com menor frequência (Rajeshwari et al., 2000; Khanal, 2008; van Lier et al., 2015).

Outra peculiaridade da biodigestão da vinhaça se refere à ocorrência de sulfato em sua composição. A presença de sulfato em vinhaça desvia parte do metabolismo para a sulfetogênese, o que penaliza a metanogênese por dois caminhos: (i) competição das bactérias redutoras de sulfato (BRS) com arqueias metanogênicas pelos mesmos doadores de elétrons (H_2 e acetato) e (ii) formação de sulfeto de hidrogênio (H_2S). Em solução, o H_2S inibe comunidades envolvidas na degradação; no gás, é tóxico, corrosivo e odorífero. O saldo é menos CH_4 e biogás contaminado por H_2S (Lens et al., 1998).

Para contornar limitações de efluentes de alta carga, consolidou-se a separação em duas fases. A fase acidogênica (ou fermentativa) opera com pH levemente ácido, normalmente entre 5 e 6, elevadas cargas orgânicas e TDH reduzido, priorizando hidrólise/fermentação, geração de ácidos orgânicos voláteis e, eventualmente, reduzindo o sulfato antes da metanogênese (neste caso, quando $pH > 6,0$; Fuess et al., 2019; Piffer et al., 2021; Rogeri et al., 2023). Na sequência, a fase metanogênica recebe um substrato pré-fermentado, com menos sulfato e mais tamponado, permitindo ajustar o reator a condições ideais para as arqueias produtoras de metano e ganhar estabilidade frente a choques de carga e tóxicos. As bactérias fermentativas tendem a ser menos sensíveis ao sulfeto que as arqueias metanogênicas, mantendo a produção de ácidos orgânicos concomitante à sulfetogênese (Rogeri, 2022).

A etapa fermentativa-sulfetogênica traz importantes benefícios para a fase metanogênica. Parte do carbono é convertida em bicarbonato (HCO_3^-), elevando a alcalinidade;

as BRS hidrogenotróficas consomem H_2 , ajudando a manter baixa pressão parcial de H_2 e favorecendo rotas sintroficas; e, em condições apropriadas, os intermediários convertem-se preferencialmente em acetato, substrato direto para metanogênicas acetoclásticas. O resultado é um efluente mais facilmente assimilável na metanogênese e com menor necessidade de alcalinizantes (Gil-Garcia et al., 2018; Nandy et al., 2008).

É necessário adotar estratégias operacionais que promovam a remoção do sulfeto formado na primeira etapa do processo, a fim de evitar a inibição da comunidade metanogênica na fase seguinte. Como essa etapa ocorre em condições ácidas (pH próximo de 6), o sulfeto permanece predominantemente em sua forma não ionizada, a qual apresenta baixa solubilidade em água. Dessa forma, parte desse composto tende a migrar para a fase gasosa, reduzindo de maneira significativa sua concentração no meio líquido (Lopes;Lens, 2011). A eficiência da redução de sulfato (SO_4^{2-}) e da remoção de sulfeto de hidrogênio (H_2S) é influenciada por diversos fatores operacionais e pelo tipo de reator empregado, que também determinam as rotas metabólicas predominantes. (Rogeri,2022).

O pH influencia diretamente tanto a eficiência de redução de sulfato ($ERSO_4$) quanto o perfil de ácidos orgânicos voláteis formados. Valores próximos a 6 favorecem a atividade das bactérias redutoras de sulfato, associando-se a maiores taxas de $ERSO_4$ e predominância na produção de acetato. Quando o meio se torna mais ácido, a eficiência de redução diminui e ocorre um desvio metabólico em direção à via butírica, resultando na formação de ácido butírico. Nessas condições, a inibição das arqueias metanogênicas deixa de ser sustentada, manifestando-se apenas quando o sistema já se encontra comprometido pela acidez excessiva (LENS et al., 2001; LOPES et al., 2008).

A relação DQO/SO_4^{2-} também influencia diretamente a $ERSO_4$, uma vez que regula a competição entre rotas microbianas, valores menores que 10 indicam excesso relativo de aceptor (SO_4^{2-}) e favorecem a sulfetogênese. Em condições de relação reduzida, observa-se predomínio de oxidação incompleta e acúmulo de acetato por BRS (Lens et al., 1998). Paralelamente, a formação e o acúmulo de sulfeto total dissolvido (STD) dependem da composição do afluente e do regime operacional; a fração não-ionizada (H_2S) aumenta em pH mais baixo, elevando a toxicidade e o risco de queda de desempenho.

Para mitigar STD/ H_2S , estratégias de *stripping* que promovam a transferência para a fase gasosa são úteis. A aplicação de N_2 em reatores de lodo granular (UASB/EGSB) pode reduzir rapidamente o STD e restaurar a $ERSO$, porém eleva custos operacionais e dilui o biogás (Lens et al., 2003; Li et al., 2019; Lopes et al., 2007b, 2010). Alternativamente, intensificar a

produção de gás no próprio sistema e aumentar a velocidade ascensional (V_a) via COV elevadas e recirculação favorece o *stripping* sem gás externo (Fuess et al., 2019).

Um co-benefício frequentemente subestimado é a alcalinização gerada pela sulfetogênese: a formação de HCO_3^- e o consumo de H^+ elevam alcalinidade e pH, o que pode reduzir o uso de alcalinizantes na fase metanogênica (Gil-García et al., 2018; Wang et al., 2008; Godoi et al., 2017; Nogueira et al., 2021). No caso da biodigestão da vinhaça de alta taxa, em que a alcalinização é um dos principais custos operacionais, esse efeito é particularmente relevante (Fuess et al., 2018).

Em síntese, a rota em duas fases para biodigestão da vinhaça trata o sulfato, a fase acidogênica/sulfetogênica reduz SO_4^{2-} , gera AOVs e alcaliniza o meio (via HCO_3^-), enquanto a fase metanogênica pode receber um substrato rico em acetato prontamente assimilável, tamponado e com menos sulfeto, maximizando a conversão a CH_4 e a qualidade do biogás. O sucesso depende de: pH > 6 na fase ácida; remoção efetiva de H_2S (natural e/ou intensificada); COV/TDH dentro de valores estáveis; relação DQO/ SO_4^{2-} compatível; e reatores de alta taxa que retenham biomassa, sobretudo os de leito fixo, cujo sucesso operacional independe da granulação.

3.4 Usos do biogás

O biogás proveniente da vinhaça pode ser direcionado a diferentes rotas tecnológicas, e a escolha do uso final afeta diretamente a viabilidade econômica e os ganhos ambientais do projeto. Os usos mais comuns do biogás bruto continuam sendo o calor de processo (queima em caldeiras e fornos para vapor e água quente) e a cogeração com motores a gás ou microturbinas, que produzem eletricidade e reaproveitam calor, elevando a eficiência global. Essas rotas pedem requisitos de limpeza menos rigorosos que transporte e redes, são modulares e amplamente documentadas em guias técnicos, razão pela qual dominam aplicações em ETEs, aterros e agroindústrias (US EPA, 2025; IEA, 2020).

Para injeção em rede, o biogás precisa ser convertido em biometano por um processo de *upgrading* e atender às especificações da Resolução ANP nº 8/2015, garantindo intercambiabilidade com o gás natural canalizado de forma a evitar corrosão e atender aos limites de H_2S , e a meta de composição próxima a 90% de CH_4 antes da injeção. A logística de entrega do biometano ao mercado pode ocorrer por conexão direta por dutos (quando há malha próxima) ou por transporte rodoviário como GNC/GNL até um ponto de entrega com descompressão. No caso do GNC, o gás é tipicamente comprimido a aproximadamente 250 bar,

armazenado em módulos/carreta e enviado ao cliente. Em regiões onde as usinas estão a dezenas de quilômetros da malha e/ou onde a demanda local de GN é limitada, a injeção pode esbarrar em restrições econômicas e operacionais (Poveda, 2019).

No uso veicular, o biogás também passa por *upgrading* a biometano e é comprimido para, usualmente, abastecer frotas cativas (caminhões de colheita e transporte, ônibus internos etc.). Esse arranjo captura ganhos econômicos devido à substituição direta do diesel onde a demanda já existe e benefícios ambientais locais como reduções de NOx, material particulado e SOx, além de simplificar a logística por usar pontos de abastecimento dedicados na própria usina. A frota pode absorver fração substancial do potencial de biometano, e o excedente pode ser comercializado como GNV na região (Poveda, 2019).

3.5 Considerações Finais e Direcionamentos

A literatura revisada indica que a digestão anaeróbia em duas fases favorece a estabilidade do processo, o controle de sulfato/H₂S e a qualidade do biogás/biometano, quando comparada a arranjos em fase única, além de abrir rotas de valorização como injeção em rede e uso veicular. Nesse contexto, este estudo avança ao investigar como o porte da usina, definido pela capacidade de moagem afeta a viabilidade econômica dessas rotas, por meio da comparação estruturada dos cenários e de indicadores clássicos (VPL, TIR e payback descontado). A motivação central é oferecer evidências quantitativas para decisão de investimento em plantas anexas, onde efeitos de escala, CAPEX/OPEX e logística tendem a alterar significativamente a atratividade de cada alternativa.

4. METODOLOGIA

Esta seção descreve as etapas metodológicas utilizadas para o desenvolvimento do estudo, detalhando o dimensionamento das plantas de biodigestão, os cálculos de balanço de massa e energia e os procedimentos adotados para a avaliação econômica e análise de sensibilidade.

4.1 Dimensionamento da Planta de Biodigestão Anaeróbia

Como base para as simulações, adotou-se uma biorrefinaria anexa de cana-de-açúcar, configuração mais comum no parque sucroenergético brasileiro. Diferentemente de usinas autônomas, que destinam todo o caldo à produção de etanol, usinas anexas fermentam misturas de caldo e melaço, sendo este o principal subproduto da fabricação de açúcar. Os dados de desempenho de biodigestão da vinhaça utilizados foram obtidos para vinhaças de usinas anexas, de modo a manter consistência entre o arranjo industrial e as correntes de processo consideradas (Fuess; Zaiat; Lens, 2023). Para este estudo, considerou-se que a usina anexa utiliza metade do caldo de cana (50%) para a produção de açúcar e a outra metade (50%) para a produção de etanol, complementada pelo melaço (Fuess et al., 2018).

O presente estudo avaliou três cenários de porte definidos pela capacidade de moagem (CM) na safra, entendida como o total de toneladas de cana processadas no período produtivo, sendo C1 pequeno porte ($2,0 \times 10^6$ TC safra⁻¹), C2 médio porte ($4,0 \times 10^6$ TC safra⁻¹) e C3 grande porte ($10,0 \times 10^6$ TC safra⁻¹). Todos os demais parâmetros de processo foram mantidos constantes entre os cenários para isolar o efeito do porte nas variáveis de interesse. Em linha com a literatura de referência, assumiram-se: rendimento alcoólico (EY) de $53,7 \text{ L} \cdot \text{TC}^{-1}$ (Dias et al., 2016); fator específico de geração de vinhaça (SVP) de $13,0 \text{ m}^3$ de vinhaça por m^3 de etanol (Santos et al., 2019); e período de safra (PS) de 232 dias (CONAB, 2011), aproximadamente correspondente a abril–novembro na região Centro-Sul. Não foi considerada operação em entressafra, o que corresponde ao padrão de operação atual das usinas. Para a composição média da vinhaça, adotaram-se $\text{DQO} = 38,5 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$ e $\text{sulfato} = 2,2 \text{ g} \cdot \text{L}^{-1}$, valores usualmente reportados para usinas anexas (Fuess et al., 2023a).

Neste estudo, todos os cenários (C1, C2 e C3), foram avaliados com o mesmo arranjo de biodigestão: um processo em duas fases no qual a etapa fermentativa (acidogênica/sulfetogênica) funciona como pré-condicionamento da vinhaça para intensificar a formação de ácidos orgânicos e, simultaneamente, remover sulfato por redução biológica. Na

fase fermentativa adotou-se controle de pH com NaOH e NaHCO_3 para manter valores superiores a 6,0, condição necessária para conversão eficiente dos compostos facilmente fermentáveis (carboidratos e glicerol) e para estabilidade do consórcio acidogênico/sulfetogênico (Piffer et al., 2022). O sulfeto formado ($\text{H}_2\text{S}/\text{HS}^-$) é gerenciado de modo a não impactar a etapa seguinte (por arraste gasoso e condicionamento do efluente), entregando ao reator metanogênico um afluente mais biodegradável e tamponado (Fuess; Zaiat; Lens, 2023).

A segunda fase (metanogênese) foi concebida para maximizar a conversão dos intermediários em biogás rico em CH_4 , adotando-se apenas NaOH como estratégia de alcalinização e recirculação do efluente para aproveitar o bicarbonato gerado in loco pelas metanogênicas acetoclásticas, opção escolhida por combinar bom desempenho com menor custo operacional frente ao uso direto de NaHCO_3 (Fuess et al., 2017). Para manter comparabilidade entre portes, fixaram-se condições de referência para o reator metanogênico (p.ex., COV de referência), reconhecendo que valores ótimos reportados em estudos individuais podem diferir; essa padronização foi deliberada para obter plantas de tamanho equivalente nos cenários. Considerou-se ainda a integração térmica típica de biorrefinarias de cana (vapor/águas de processo) como suficiente para atender às faixas de temperatura requeridas nas duas fases, sem necessidade de energia adicional dedicada ao aquecimento de reatores termofílicos ou resfriamento da vinhaça para regime mesofílico. Nas Tabelas 1 e 2 foram compilados os dados experimentais de desempenho considerados para as etapas fermentativa e metanogênica, conforme os esquemas de biodigestão (Fuess; Zaiat; Lens, 2023).

Tabela 2- Dados experimentais de desempenho considerados para a etapa fermentativa, conforme os esquemas de biodigestão.

Item	Valor
Tipo de reator	AnSTBR (PEBD)
COV ($\text{kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	68,4
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	55,0
pH (adimensional)	7,19
NaOH ($\text{mg} \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO}$)	1,18 ^a
NaHCO_3 ($\text{g} \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO}$)	0,05
ER_{DQO} (%)	13,3
ER_{SO_4} (%)	90,8
AP ($\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)	3.493 ^b
HY ($\text{mmol} \cdot \text{g}^{-1} \text{DQO} / \text{Nm}^3 \cdot \text{kg}^{-1} \text{DQO}$)	0,2 / 0,004 ^c
$f(\text{H}_2)$ (%)	18,9
$f(\text{H}_2\text{S})$ (%)	4,8

Nomenclatura: AnSTBR – reator anaeróbio de leito estruturado; PEBD– polietileno de baixa densidade; COV – carga orgânica volumétrica; ER_{DQO} -

eficiência de remoção de DQO; ER_{SO_4} – eficiência de redução de sulfato; AP – alcalinidade parcial; HY – rendimento de hidrogênio; $f(\text{H}_2)$ – fração de hidrogênio no biogás;

$f(\text{H}_2\text{S})$ – fração de sulfeto de hidrogênio no biogás. **Notas:** ^ag de NaOH por litro de vinhaça; ^bapós dosagem de NaHCO_3 de $0,2 \text{ g g}^{-1}$ DQO; ^cvalor observado em outra fonte (Piffer et al., 2021). **Fonte:** Fuess et al., 2023a.

Tabela 3- Dados experimentais de desempenho considerados para a etapa metanogênica, conforme os esquemas de biodigestão.

Item	Valor
Tipo de reator	AnSTBR (PU)
COV ($\text{kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$)	20,0
Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	30,0
pH (adimensional)	8,37
Dosagem de NaOH ($\text{mg} \cdot \text{g}^{-1}$ DQO)	65,4 ^a (<i>com recirculação do efluente</i>)
ER_{DQO} (%)	83,9
Remoção de SO_4^{2-}	Desprezível
AP ($\text{mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$)	9.093
MY ($\text{Nm}^3 \text{CH}_4 \cdot \text{kg}^{-1}$ DQO convertido)	0,334
$f(\text{CH}_4)$ (%)	81,6

Nomenclatura: AnSTBR – reator anaeróbio de leito estruturado; PU – poliuretano; COV – carga orgânica volumétrica; ER_{DQO} - eficiência de remoção de DQO; ER_{SO_4} – eficiência de remoção de sulfato; AP – alcalinidade parcial; MY – rendimento de metano; $f(\text{CH}_4)$ – fração de metano no biogás. **Notas:** ^avalor proposto em outra fonte e considerado apenas para cenários com recirculação de efluente (Formann et al., 2020). **Fonte:** Fuess et al., 2023b.

4.2 Procedimento de Cálculo

Os cálculos utilizados para dimensionar as unidades de biodigestão e estimar a produção de biogás/biometano foram conduzidos a partir de grandezas operacionais da usina e de parâmetros de desempenho do processo. A carga orgânica aplicada (COA ; $\text{kg DQO} \cdot \text{d}^{-1}$), a vazão de metano no biogás (Q_{CH_4} ; $\text{Nm}^3 \cdot \text{d}^{-1}$) e a energia bruta associada ao metano (GE_{CH_4} ;

MJ) foram obtidas pelas Equações (1)–(3). As variáveis já definidas previamente na Tabela 2 e na seção 4.1 são: CM (capacidade de moagem, TC·safra⁻¹), EY (rendimento de etanol, L·TC⁻¹), SVP (fator específico de geração de vinhaça, m³·m⁻³ etanol), PS (período de safra, d), DQO (DQO da vinhaça, kg·m⁻³), $ER_{DQO}^{ác}$ (remoção de DQO na fase fermentativa), ER_{DQO}^{met} (remoção de DQO no retor metanogênico), MY (rendimento de CH₄, Nm³ CH₄·kg⁻¹ DQO convertida), f_{CH_4} (fração de CH₄ no biogás) e PCI_{CH_4} (poder calorífico inferior do CH₄, 35,72 MJ·Nm⁻³). Foi considerado uma perda de 2% de metano na etapa de purificação para a produção de bioCH₄, logo a energia útil corresponde ao conteúdo energético do gás após esta perda no *upgrading* (Fuess; Zaiat, 2018; Fuess; Zaiat; Nascimento, 2022; Muñoz et al., 2015)

$$COA = \frac{CM \cdot EY \cdot SVP \cdot DQO}{PS} \quad (1)$$

$$Q_{CH_4} = COA \cdot (1 - ER_{DQO}^{ác}) \cdot ER_{DQO}^{met} \cdot \frac{MY}{f_{CH_4}} \quad (2)$$

$$GEP_{CH_4} = COA \cdot ER_{COD}^{met} \cdot MY \cdot PCI_{CH_4} \cdot PS \quad (3)$$

4.3 Avaliação Econômica de Diferentes Usos do Biometano

A avaliação econômica foi conduzida considerando a implementação da produção e do uso de biogás em biorrefinarias de cana-de-açúcar já operantes. Calcularam-se indicadores clássicos frequentemente usados em análises técnico-econômicas de biocombustíveis: Valor Presente Líquido (VPL), Taxa Interna de Retorno (TIR) e *Payback* Descontado (DPB). Adotaram-se as seguintes hipóteses: Taxa mínima de atratividade (TMA) = 12%, vida útil do projeto = 25 anos, depreciação = 10 anos (linear), período de construção = 2 anos e carga tributária total = 34%. (Fuess; Zaiat; Nascimento, 2022). O dimensionamento das plantas de biodigestão em duas fases utilizou os valores de COV obtidos experimentalmente e os custos com insumos químicos nos reatores anaeróbios apresentados nas Tabelas 2 e 3 para estimar o número de reatores e demais equipamentos, a partir dos quais se calcularam custos de investimento e de operação. Os investimentos considerados para implantação das plantas de biodigestão, purificação de biogás estão detalhados nas Tabelas 4 e 5.

Tabela 4- Valores de referência para as plantas de biodigestão

Item	Valor	Unidade	Referência
Edificação do tanque/reator	485,64	(US\$ m ⁻³)	Fuess et al. (2017)
Material suporte (PEBD/PU)	747,13	(US\$ m ⁻³)	Fuess et al. (2017)
Bomba centrífuga	6.420,69	—	Fuess et al. (2017)
Bomba dosadora	1.867,83	—	Fuess et al. (2017)
Tela/peneira em aço inoxidável	74,71	(US\$ m ⁻³)	Fuess et al. (2017)
Medidor de pH on-line	5.603,45	—	Fuess et al. (2017)
Selo hídrico	2.988,50	—	Fuess et al. (2017)
Medidor de gás	7.471,26	—	Fuess et al. (2017)
NaHCO ₃	0,47	(US\$ kg ⁻¹)	(Fuess; Zaiat; Nascimento, 2022)
NaOH	0,38	(US\$ kg ⁻¹)	(Fuess; Zaiat; Nascimento, 2022)
Custos de instalação ^b	20	(%)	Fuess et al. (2017)
Custos operacionais ^c	2,5	(%)	Fuess et al. (2017)

Notas: ^aValores atualizados para dezembro de 2024 pelo CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*). ^b20,0% dos custos de investimento referentes à construção de reatores/tanques e à aquisição de equipamentos; ^c2,5% do investimento total (construção de reator/tanque + equipamentos + instalação), excluindo a operação das plantas de geração de energia.

Tabela 5- Valores de referência para o transporte e purificação do biogás – planta de biometano.

Item	Valor	Unidade	Referência
Transporte de biogás	0,1	(US\$ (Nm ³ biogas d ⁻¹) ⁻¹)	Salomon et al. (2011)
Unidade de <i>upgrading</i> (lavagem com água) ^b	2281,1	(US\$ (Nm ³ biogas h ⁻¹) ⁻¹)	Alfonso-Cardero et al. (2021)
Compressor (produção de bioCH ₄)	0,045	(US\$ kg ⁻¹ bioCH ₄ delivered)	Saur and Jalalzadeh-Azar (2010)
	0,9	(US\$ GJ ⁻¹)	
Duto/gasoduto (transporte de bioCH ₄)	313413,5	(US\$ km ⁻¹)	Nelissen et al. (2020)
Instalação de injeção de bioCH ₄ usina de pequeno porte (Investimento)	309484,4	(US\$)	Keogh et al. (2022)
Instalação de injeção de bioCH ₄ de usina de médio porte (Investimento)	618968,8	(US\$)	Keogh et al. (2022)
Instalação de injeção de bioCH ₄ de usina de grande porte (Investimento)	1547422	(US\$)	Keogh et al. (2022)
Instalação de injeção de bioCH ₄ de usina de pequeno porte (Operação)	38207,9	(US\$ ano ⁻¹)	Keogh et al. (2022)
Instalação de injeção de bioCH ₄ de usina de médio porte (Operação)	76415,9	(US\$ ano ⁻¹)	Keogh et al. (2022)
Instalação de injeção de bioCH ₄ de usina de grande porte (Operação)	191039,70	(US\$ ano ⁻¹)	Keogh et al. (2022)
Posto/estação de abastecimento de usina de pequeno porte (instalação incluída)	4042245,10	(US\$)	Keogh et al. (2022)
Posto/estação de abastecimento de usina de médio porte (instalação incluída)	8084490,10	(US\$)	Keogh et al. (2022)
Posto/estação de abastecimento de usina de grande porte (instalação incluída)	20211225,30	(US\$)	Keogh et al. (2022)
Remoção de H ₂ S por microaeração (Instalação)	184018,70	(US\$)	Díaz et al. (2017)
Remoção de H ₂ S por microaeração (Operação)	19609,30	(US\$ ano ⁻¹)	Díaz et al. (2017)

Notas: ^a Valores atualizados para dezembro de 2024 pelo CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index).

^bAssumiu-se que o *upgrading*/tratamento do biogás gerado nos reatores fermentativo e metanogênico é realizado separadamente.

Para o aproveitamento do biometano (bioCH_4), consideraram-se duas rotas principais: (i) a injeção na rede de gás natural, admitindo um trecho de duto fixo de 5 km até o ponto de conexão, e (ii) a substituição do diesel na frota da biorrefinaria. Para cada porte de usina (C1, C2 e C3), foram modelados três cenários: no primeiro, 100% do bioCH_4 é destinado à rede (cenário rede); no segundo, o biometano supre integralmente a frota por meio da substituição dos veículos por modelos dedicados a gás, e o excedente é injetado (cenário substituição da frota); no terceiro, o biometano abastece a frota adaptada dos veículos já existentes, com o restante direcionado à rede de gás natural (cenário adaptação da frota). Os custos unitários e os parâmetros utilizados no dimensionamento da frota, estão consolidados na Tabela 6.

Com base na compilação feita por Penteado (2022), a adaptação de caminhões para operação a gás apresenta custo na faixa de R\$ 50–61 mil por veículo, em soluções que instalam tanques atrás da cabine, com capacidade de 50 a 120 m^3 e pressão de operação de 200 bar (CONVERGÁS, 2021). Para a aquisição de veículos novos dedicados a gás, adotaram-se preços médios da FIPE (2022), tomando como referência o rodotrem SCANIA G410, cuja viabilidade técnica e operacional na logística agrícola de usinas de cana no Brasil já foi demonstrada pela fabricante (SCANIA, 2021).

Tabela 6 – Dimensionamento frota cativa

Parâmetro	Valor	Unidade	Autor
Consumo específico de diesel	1,04	$\text{L diesel} \cdot \text{t}^{-1} \text{ cana}$	Da Silva Neto; Gallo; Nour, 2020
Rendimento	1,1	$\text{km} \cdot \text{L diesel}^{-1}$	Moraes et al., 2014
Distância diária	212	$\text{km} \cdot \text{caminhão}^{-1} \cdot \text{dia}^{-1}$	Moraes et al., 2014
Custo de conversão por caminhão	R\$ 61.000	$\text{R\$} \cdot \text{caminhão}^{-1}$	Convergás, 2021
Custo de caminhão novo	R\$ 853.869	$\text{R\$} \cdot \text{caminhão}^{-1}$	FIPE, 2022

Autor: Adaptado de Penteado, 2022

Os preços de mercado utilizados foram $0.61 \text{ US\$} \cdot \text{Nm}^{-3}$ (bioCH_4) (Junqueira et al., 2016); o preço do diesel foi $1.30 \text{ US\$} \cdot \text{L}^{-1}$ (fornecido pela Petróleo Brasileiro S.A. – Petrobras).

Todos os valores monetários referem-se a dezembro/2024 (incluindo os preços citados) e, realizando-se a correção de valores (CAPEX, OPEX e preços) por meio do Chemical Engineering Plant Cost Index – CEPICI. Para conversões cambiais, adotaram-se as seguintes taxas (dezembro/2024): 1 US\$ = 5,42 R\$ e 1 US\$ = 0,85 €, ambas fornecidas pelo Banco Central do Brasil (BCB).

4.4 Determinação do Valor Presente Líquido

O Valor Presente Líquido (VPL) expressa, em termos de hoje, o saldo entre todas as entradas e saídas de caixa de um projeto ao longo do tempo, após trazer cada fluxo ao valor presente pela taxa de desconto (usualmente igual à TMA). Assim, o VPL representa o quanto de valor o investimento adiciona ao empreendimento. A Equação 4 apresenta a formulação utilizada no cálculo (Watanabe et al., 2016; Fuess, 2017).

$$VPL = \sum_{t=0}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t} \quad (4)$$

Em que t é o período (de 0 até a vida útil n), FC_t é o fluxo de caixa no período t e i é a taxa de desconto. Na prática, adota-se como i a taxa mínima de atratividade (TMA), que reflete custo de oportunidade, risco e liquidez.

A regra de decisão é direta: $VPL < 0$ indica que o projeto destrói valor (deve ser rejeitado); $VPL = 0$ torna a alternativa economicamente indiferente; e $VPL > 0$ significa que o investimento cobre o desembolso inicial, remunera o capital à taxa exigida e ainda gera excedente. Quando se comparam tecnologias ou cenários, seleciona-se aquela com maior VPL, desde que positivo. (Watanabe et al., 2016; Fuess, 2017).

4.5 Determinação da Taxa Interna de Retorno

A taxa interna de retorno (TIR) pode ser entendida como a rentabilidade média anual de um projeto. Ela corresponde à taxa de desconto que faz com que o VPL seja igual a zero, ou seja, o valor presente das receitas é exatamente igual ao valor presente dos custos. (Watanabe et al., 2016; Fuess, 2017)

O cálculo da TIR ocorre por meio de processos iterativos, até encontrar a taxa que satisfaça a condição $VPL = 0$. A Equação (5) apresenta o cálculo da TIR.

$$VPL = 0 = I_0 + \sum_{t=0}^n \frac{FC_t}{(1+TI)^t} \quad (5)$$

Na Equação (5) os termos I_0 , t , FCt e TIR representam respectivamente o investimento inicial do empreendimento, o tempo transcorrido a partir da implantação do projeto (para uma vida útil de n anos), o fluxo de caixa no período “ t ” e a taxa interna de retorno. Um dado projeto será economicamente atrativo apenas se $TIR > TMA$. Se a TIR for equivalente à TMA , o investimento está em uma situação de indiferença econômica, enquanto que para $TIR < TMA$ o cenário é economicamente desfavorável, sendo o retorno do investimento inferior ao retorno mínimo pré-definido. (Fuess, 2017)

4.6 Determinação do Período de Retorno (*Payback*) Descontado e dos Custos de Produção

O tempo de retorno (*payback*) indica o período necessário para que o investimento inicial seja recuperado, ou seja, o momento em que os lucros líquidos acumulados passam a cobrir o valor aplicado no empreendimento. Diferente do VPL, sua principal utilidade está em mostrar o prazo em que o capital investido é devolvido. Quando se utiliza o *payback* descontado, os fluxos de caixa futuros são ajustados pelo custo de capital, tornando a análise mais precisa. (Fuess, 2017)

Já o cálculo dos custos de produção é feito a partir da divisão entre o custo total anual e a quantidade de produto gerado a cada ano. Esses custos incluem tanto as despesas operacionais, como matérias-primas, insumos, mão de obra e manutenção, quanto o custo de capital da biorrefinaria, que abrange investimentos em construção, equipamentos e infraestrutura. (Fuess, 2017).

4.7 Análise de Sensibilidade

Adotou-se uma análise de sensibilidade para testar a robustez dos resultados econômicos. Três direcionadores foram avaliados individualmente em torno do caso-base: (i) preço de venda do biometano (bioCH_4), (ii) custos operacionais anuais agregados das plantas e da logística (OPEX) e (iii) custos específicos do uso veicular, no caso a aquisição de frota dedicada a gás (troca integral) ou adaptação da frota existente, conforme o cenário. Cada parâmetro foi variado de forma simétrica em $\pm 50\%$, mantendo-se os demais constantes, e o impacto foi mensurado sobre a TIR de cada combinação “porte $\times$ uso do biometano”. Para o cenário de injeção em rede, consideraram-se apenas os fatores pertinentes (preço do biometano e OPEX). Essa abordagem permite identificar as alavancas que mais influenciam a atratividade do projeto e delimitar faixas de viabilidade para cada alternativa avaliada.

5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A seguir, são apresentados e discutidos os resultados obtidos nas simulações e análises econômicas. São abordadas as características das plantas projetadas, a produção de energia, o desempenho econômico dos cenários e as implicações práticas para o setor sucroenergético.

5.1 Plantas de Biodigestão em Duas Fases

Os principais componentes das plantas de biodigestão em duas fases (incluindo os custos de implantação) estão sintetizados nas Tabelas 7 e 8, conforme o arranjo adotado. Na etapa fermentativa, foram previstos dois reatores para o pequeno porte, quatro para o médio e nove para o grande. Considerando a vazão disponível de vinhaça e os volumes de projeto, considerou-se uma COV efetiva de $63,6 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$ e tempo de retenção hidráulica (TDH) de 12 horas em todos os cenários, tendo em vista os dados de desempenho utilizados como referência.

As plantas metanogênicas diferem apenas pelo número de reatores: três (pequeno), seis (médio) e quinze (grande), cada um com aproximadamente 3.500 m^3 de volume unitário, dimensionados para processar a carga orgânica aplicada mantendo a COV de projeto de $20,0 \text{ kg DQO} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$. O número de bombas centrífugas resultou em sete (pequeno), 14 (médio) e 35 (grande), segundo a Equação (6): duas bombas por reator (alimentação e recirculação) + uma bomba reserva a cada conjunto de três reatores. Em termos gerais, isso se expressa por:

$$N_{bombas} = 2 \cdot N_{reatores} + \frac{N_{reatores}}{3} \quad (6)$$

Tabela 7- Descrição (componentes + custos) da planta fermentativa projetadas para cada porte de biorrefinaria.

Cenários	Tanques de equalização	Reatores	Material de suporte	Equipamentos	Total (civil + equipamentos)	Total (com instalação)	Custos operacionais anuais	Custos anuais com químicos
C1	\$485.635,69	\$1.856.099,62	\$135.977,99	\$55.124,16	\$2.532.837,46	\$3.039.404,96	\$75.985,12	\$1.881.240,15
C2	\$971.271,39	\$3.712.199,23	\$271.955,99	\$95.305,76	\$5.050.732,37	\$6.060.878,84	\$151.521,97	\$3.762.480,29
C3	\$2.428.178,46	\$9.280.498,09	\$679.889,97	\$209.429,88	\$12.597.996,40	\$15.117.595,68	\$377.939,89	\$9.406.200,73

Notas: todos os custos estão cotados para dezembro de 2024.

Tabela 8- Descrição (componentes + custos) da planta metanogênica projetada para cada porte de biorrefinaria.

Cenários	Tanques de equalização	Reatores	Material de suporte	Equipamentos	Total (civil + equipamentos)	Total (com instalação)	Custos operacionais anuais	Custos anuais com químicos
C1	\$485.635,69	\$5.124.670,65	\$375.433,75	\$91.266,69	\$6.077.006,77	\$7.292.408,13	\$182.310,20	\$1.145.147,03
C2	\$971.271,39	\$10.249.341,29	\$750.867,49	\$167.590,82	\$12.139.070,99	\$14.566.885,19	\$364.172,13	\$2.290.294,06
C3	\$2.428.178,46	\$25.623.353,23	\$1.877.168,74	\$396.563,22	\$30.325.263,65	\$36.390.316,38	\$909.757,91	\$5.725.735,14

Notas: todos os custos estão cotados para dezembro de 2024.

5.2 Produção de Biometano e Análise do Desempenho Econômico dos Cenários

A Tabela 9 evidencia um efeito de escala nítido na produção de biometano: o volume anual cresce quase proporcionalmente ao porte da usina, passando de 12,80 milhões $\text{Nm}^3\cdot\text{ano}^{-1}$ em C1 para 25,60 milhões $\text{Nm}^3\cdot\text{ano}^{-1}$ em C2 e 63,99 milhões $\text{Nm}^3\cdot\text{ano}^{-1}$ em C3 (equivalentes a 457, 914 e 2.286 $\text{MJ}\times 10^6$ de energia, respectivamente). Esse ganho volumétrico é o motor das diferenças econômicas observadas entre os cenários.

Tabela 9- Produção anual de biometano por cenário

Cenário	Produção de bioCH ₄ (MJ × 10 ⁶)	Produção de bioCH ₄ (Nm ³ × 10 ⁶)
C1	457,17	12,80
C2	914,33	25,60
C3	2.285,83	63,99

Fonte: A autora (2025)

Na comparação dos custos de investimento (Figura 4), o aumento de escala eleva o CAPEX em todos os usos, mas com perfis distintos. No C1, os investimentos totais ficam entre 25 e 32 de milhões de US\$ e são relativamente equilibrados entre as três unidades (planta de biometano, fermentativa e metanogênica). À medida que se avança para C2 e, sobretudo, C3, a parcela associada à planta metanogênica cresce de forma mais pronunciada, refletindo o aumento do número e do volume dos reatores e periféricos; a planta de biometano também aumenta seu peso devido ao tratamento de vazões significativamente maiores.

Entre os usos, “DIESEL (troca de frota)” concentra o maior CAPEX, pois requer a aquisição de veículos dedicados a gás; “DIESEL (adaptação de frota)” fica em um patamar intermediário; e “BioCH₄ (rede)” tende a apresentar o menor investimento específico, uma vez que não envolve compras ou adaptação da frota. Para referência, estimou-se a partir dos valores da Tabela 6 a necessidade de aproximadamente 47 caminhões para usinas de pequeno porte (C1), 93 caminhões para médio porte (C2) e 233 caminhões para grande porte (C3).

O comportamento do OPEX (Figura 5) acompanha a escala, e o o custo anual cresce com o porte e é dominado pelos gastos operacionais das plantas biológicas

(fermentativa e metanogênica), que concentram consumo de serviços, manutenção de instrumentação e reposição de insumos. Em C3, os custos operacionais anuais se situam em torno de 18 milhões US\$ e a participação da etapa metanogênica torna-se mais relevante. Entre os usos, as diferenças de OPEX entre “rede”, “troca de frota” e “adaptação” são pequenas quando comparadas à influência da escala, pois os custos operacionais da planta de biometano são muito menores quando comparado às plantas metanogênicas e fermentativas.

Em relação à receita anual (Figura 6), o efeito de escala aparece com ainda mais força e explica a melhoria dos indicadores financeiros. As receitas totais anuais crescem de 7,9–9,0 milhões US\$ em C1 para 15,7–18,1 milhões US\$ em C2 e 39,3–45,2 milhões US\$ em C3. Para um mesmo porte, as opções veiculares (“DIESEL – troca de frota” e “DIESEL – adaptação de frota”) geram receitas ligeiramente maiores que a injeção em rede, pois capturam integralmente o valor do combustível substituído; os cenários de “troca” e “adaptação” resultam em receitas idênticas na série analisada, diferindo apenas no CAPEX.

A leitura conjunta do CAPEX, OPEX e receitas ajuda a entender os indicadores de desempenho econômico da Figura 3. O VPL mostra-se positivo e crescente com o porte para “BioCH₄ (rede)” e, principalmente, para “DIESEL (adaptação de frota)”, que apresenta as maiores margens conforme a escala aumenta. Já em “DIESEL (troca de frota)” o VPL permanece negativo nos três portes, uma vez que o ganho de receita é insuficiente para compensar o investimento adicional em veículos novos. Consequentemente, o DPB só é calculável para as alternativas com VPL positivo, permanece acima de 14 anos em C1 e encurta gradualmente para cerca de 11–13 anos em C3. A TIR acompanha esse quadro: para “rede” e “adaptação”, ela se mantém acima da TMA (12%) em todos os portes e melhora levemente com a escala, enquanto em “troca de frota” fica abaixo da TMA, sinalizando que o risco-retorno não se fecha sob as premissas adotadas.

Em termos de mecanismos, dois fatores se destacam. Primeiro, a escala melhora simultaneamente a base de receita (mais Nm³·ano⁻¹) e dilui custos, o que puxa VPL e TIR para cima e reduz o DPB. Segundo, entre os usos avaliados, a diferença decisiva está na adaptação de veículos existentes que exige um CAPEX muito menor do que a compra de frota nova, mantendo receitas equivalentes. Por isso, “adaptação” se descola como a alternativa veicular mais robusta, enquanto “troca de frota” permanece penalizada.

No caso da substituição total da frota, não foi considerado o destino dos caminhões usados, o que não compromete o estudo, mas vale destacar que a venda dos veículos atuais poderia representar uma oportunidade para reduzir o investimento inicial (CAPEX), potencialmente melhorando a viabilidade desses cenários. Além disso, o custo operacional (OPEX) relacionado à manutenção dos caminhões também merece atenção, uma vez que pode variar conforme o tipo de combustível e o estado da frota. Embora tais custos geralmente sejam incorporados ao balanço financeiro da usina, é pertinente questionar se a manutenção de caminhões movidos a biometano apresenta custos equivalentes aos movidos a diesel, e ainda, se há diferenças significativas entre a manutenção de uma frota adaptada e uma frota totalmente nova, o que poderia representar tanto ganhos quanto perdas na análise final.

Em síntese, é possível observar: (i) produção de gás e métricas econômicas melhoram sensivelmente de C1 para C3; (ii) entre os usos, a adaptação da frota é a estratégia preferencial, uma vez que combina receitas elevadas com investimento moderado, gerando VPL maior e TIR consistente; (iii) a injeção em rede é complementar e se torna especialmente interessante em médio/grande porte; (iv) a troca integral da frota é penalizada pelo CAPEX e não atinge os critérios de atratividade. Esses resultados indicam que, para maximizar valor, escala e escolha do uso do biometano são determinantes

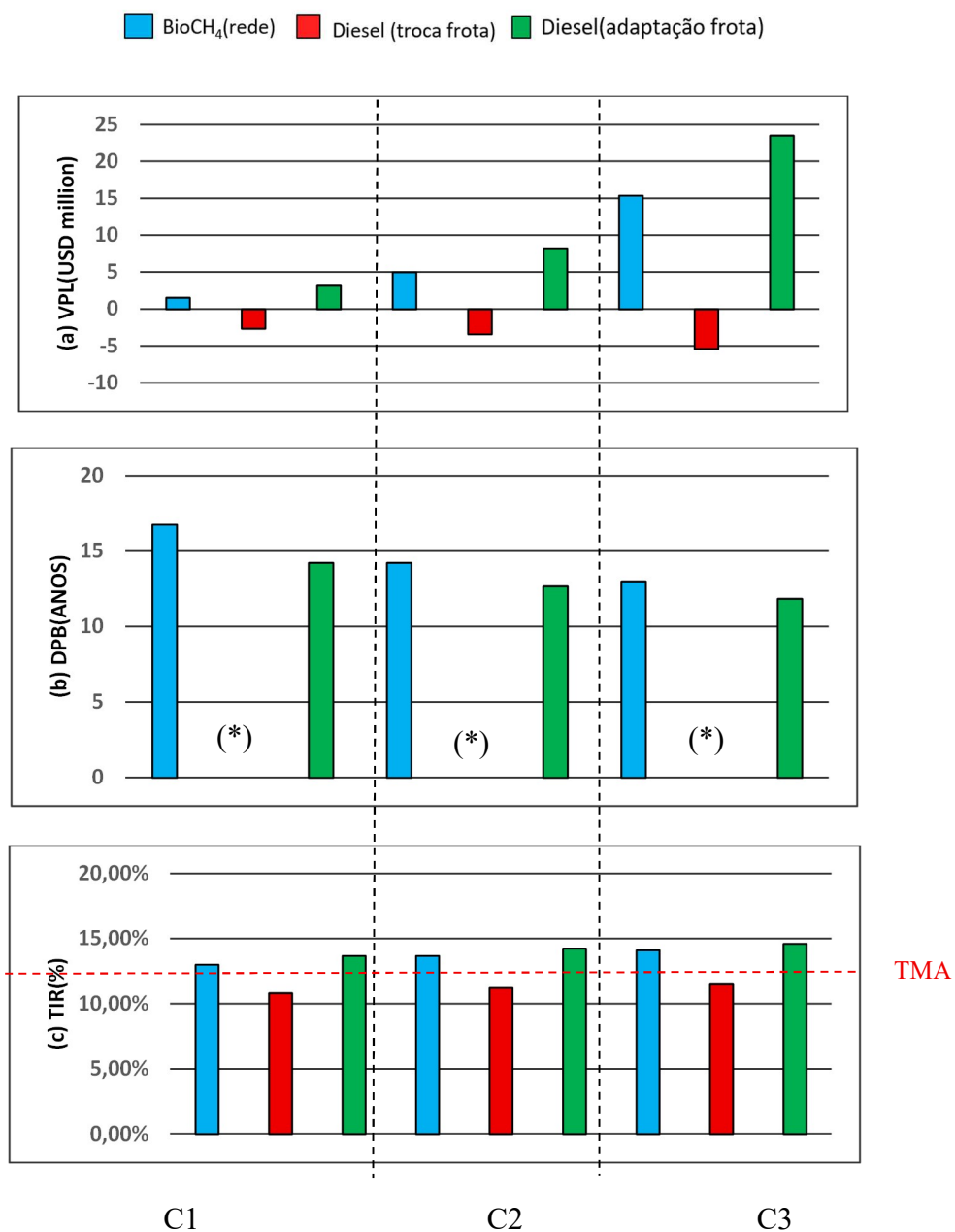


Figura 3- Desempenho econômico dos cenários: (a) valor presente líquido (VPL), (b) *payback* descontado (DPB) e (c) taxa interna de retorno (TIR). **Notas:** O símbolo (*) indica períodos de *payback* que ultrapassam a vida útil do projeto (25 anos) e (TMA) é definida como a Taxa Mínima de Atratividade. Fonte: A autora (2025).

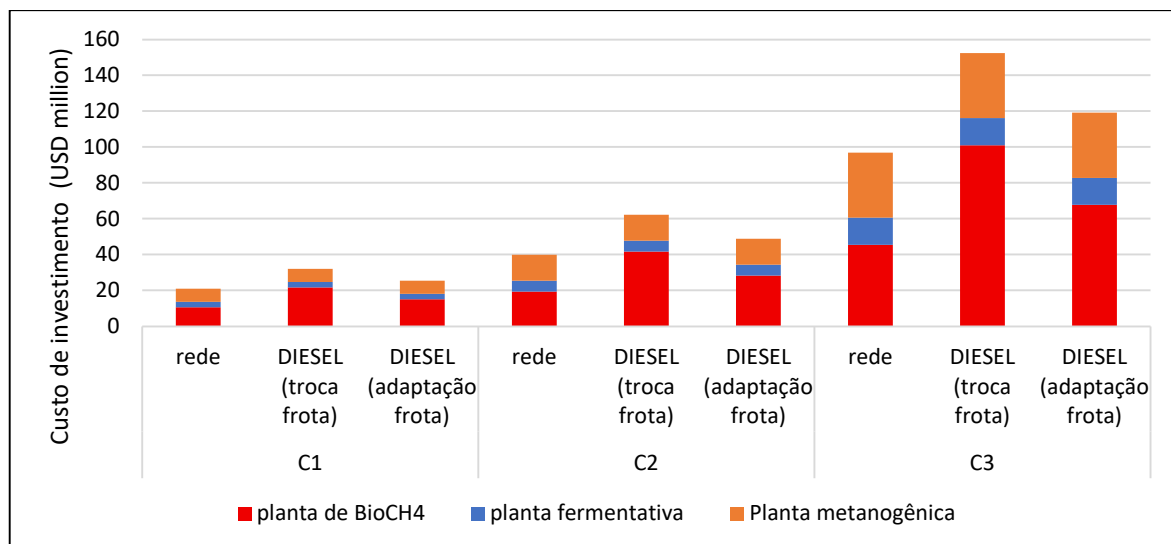


Figura 4 - Custos de investimentos.

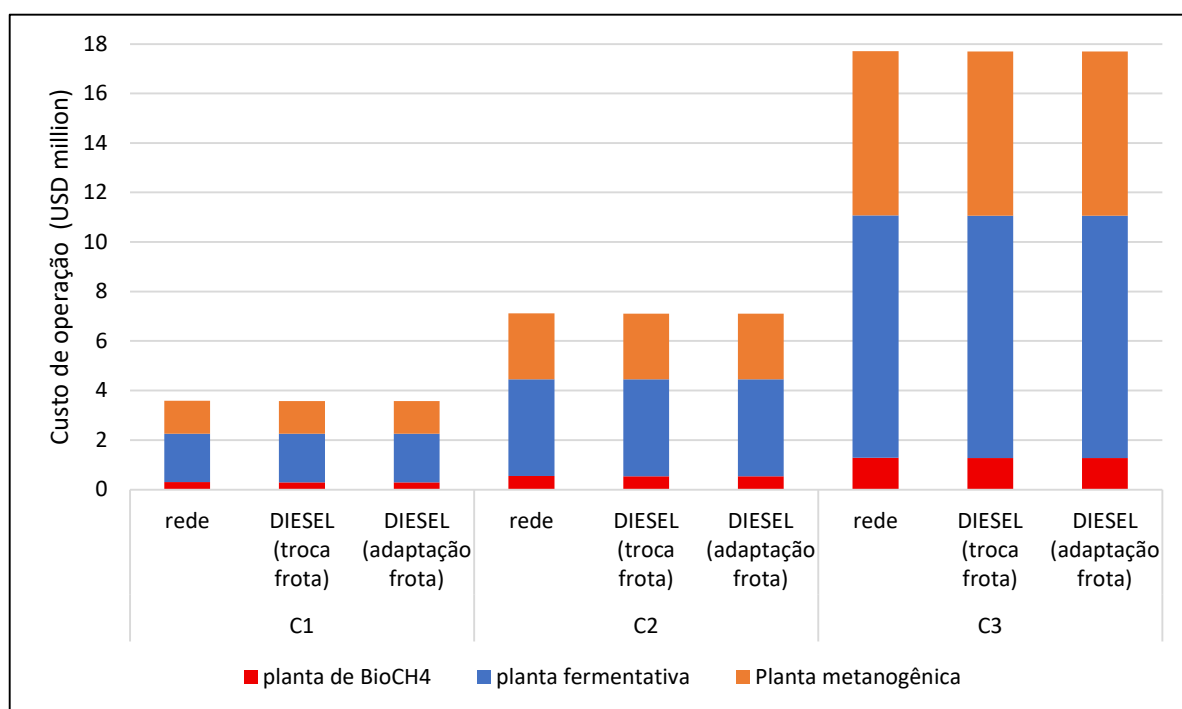


Figura 5 - Custos de operação.

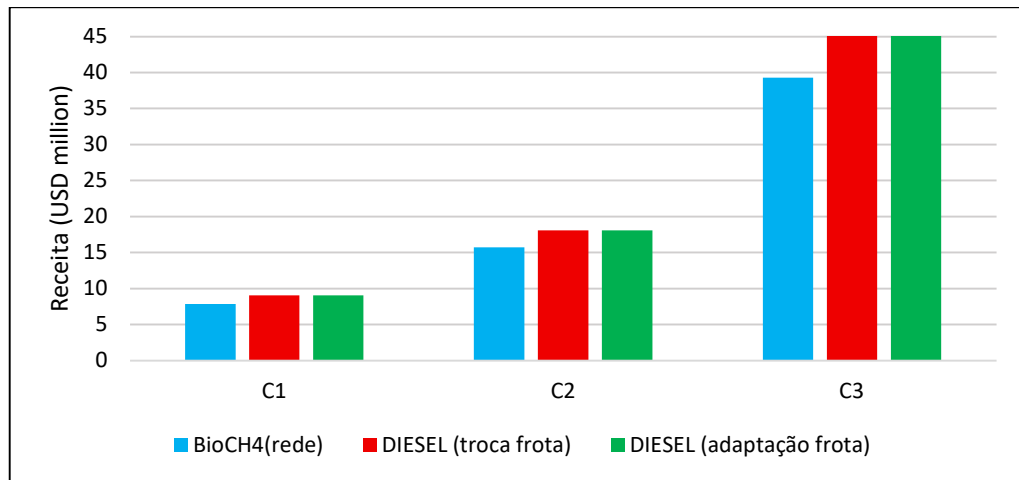


Figura 6- Receita total anual

5.3 Análise de Sensibilidade

As Figuras 7–9 mostram a resposta da TIR (linha de referência TMA = 12%) a variações de $\pm 50\%$ nos principais direcionadores econômicos para os três usos do biometano e para os três portes de usina. No cenário de injeção na rede (Figura 8), a TIR apresenta forte elasticidade ao preço do biometano. Para C1, uma queda pronunciada no preço (-50%) derruba a TIR para valores negativos, enquanto aumentos de $+25\%$ a $+50\%$ elevam a TIR para 18, 23% (largamente acima da TMA). O OPEX também importa, mas com inclinação menor, variar o OPEX de -50% para $+50\%$ desloca a TIR de 18% para 7%. À medida que a planta cresce (C2 e C3), o comportamento se mantém, o preço do biometano continua como o fator mais sensível.

Para a substituição integral da frota por caminhões a gás (Figura 7), o sistema parte de uma situação menos favorável (TIR basal de 10–11% nos três portes), mas a direção dos efeitos é clara. A redução de OPEX melhora a TIR mais rapidamente do que o desconto no preço de aquisição da frota, em C1, por exemplo, -50% em OPEX eleva a TIR para 14%, ao passo que -50% no preço de frota leva a TIR para algo em torno de 12%. No sentido oposto, $+50\%$ em OPEX derruba a TIR para 7%, mais do que um encarecimento semelhante da frota. O preço do biometano também mostra alta sensibilidade (curva de inclinação comparável à do OPEX), aumentos de $+25\%/+50\%$ são capazes de empurrar a TIR para patamares maiores que 12%, enquanto quedas acentuadas a levam abaixo de 10%. Em síntese, esta opção só cruza a TMA quando se

combinam ganhos operacionais e/ou preços de biometano mais altos. A variação nos custos de aquisição de uma nova frota apresentou impactos secundários, indicando que a redução no preço dos caminhões novos, por si só, não seria suficiente para tornar essa alternativa economicamente viável.

A adaptação da frota (Figura 9) é o uso mais resiliente, uma vez que os valores base da TIR de base estão acima da TMA nos três portes. Novamente, o preço do biometano é a variável que mais desloca a TIR, aumentos elevam o retorno de forma marcada e reduções a deslocam para abaixo de 12%. O OPEX tem efeito mais suave, e o custo de adaptação é o menos sensível, com curva praticamente horizontal.

Assim a hierarquia das alavancas fica clara, (1) preço do biometano (principal motor da TIR, positivo ou negativo), (2) OPEX (principal risco controlável pelo operador) e (3) CAPEX específico do uso veicular (adaptação/troca), com efeito marginal. As análises de sensibilidade mostram que a atratividade do projeto está ancorada principalmente no preço do biometano. Em seguida, o OPEX define a margem de segurança ao longo do tempo. A adaptação da frota é o arranjo que melhor converte essas alavancas em TIR robusta; a injeção na rede é financeiramente factível; e a troca integral da frota só se torna competitiva sob condições econômicas excepcionalmente favoráveis.

Do ponto de vista prático, o preço do biometano pode se tornar mais atrativo em cenários de incentivo governamental, como políticas de crédito de carbono, subsídios à descarbonização do transporte ou expansão do programa RenovaBio, que reconhece o biometano como biocombustível avançado. Tais mecanismos podem elevar a remuneração por unidade energética e reduzir o risco de investimento, especialmente em projetos de menor escala (ANP, 2023; MME, 2022; IEA, 2020). Além disso, vale destacar que a usina de grande porte (C3) aqui considerada representa uma situação de referência teórica, uma vez que, na prática, apenas uma unidade no mundo possui a capacidade de moagem comparável, no caso apenas a Usina São Martinho, localizada em Pradópolis (SP). Assim, embora o comportamento observado para C3 ofereça uma perspectiva útil sobre os efeitos de escala, ele deve ser interpretado como um limite superior de desempenho técnico e econômico.

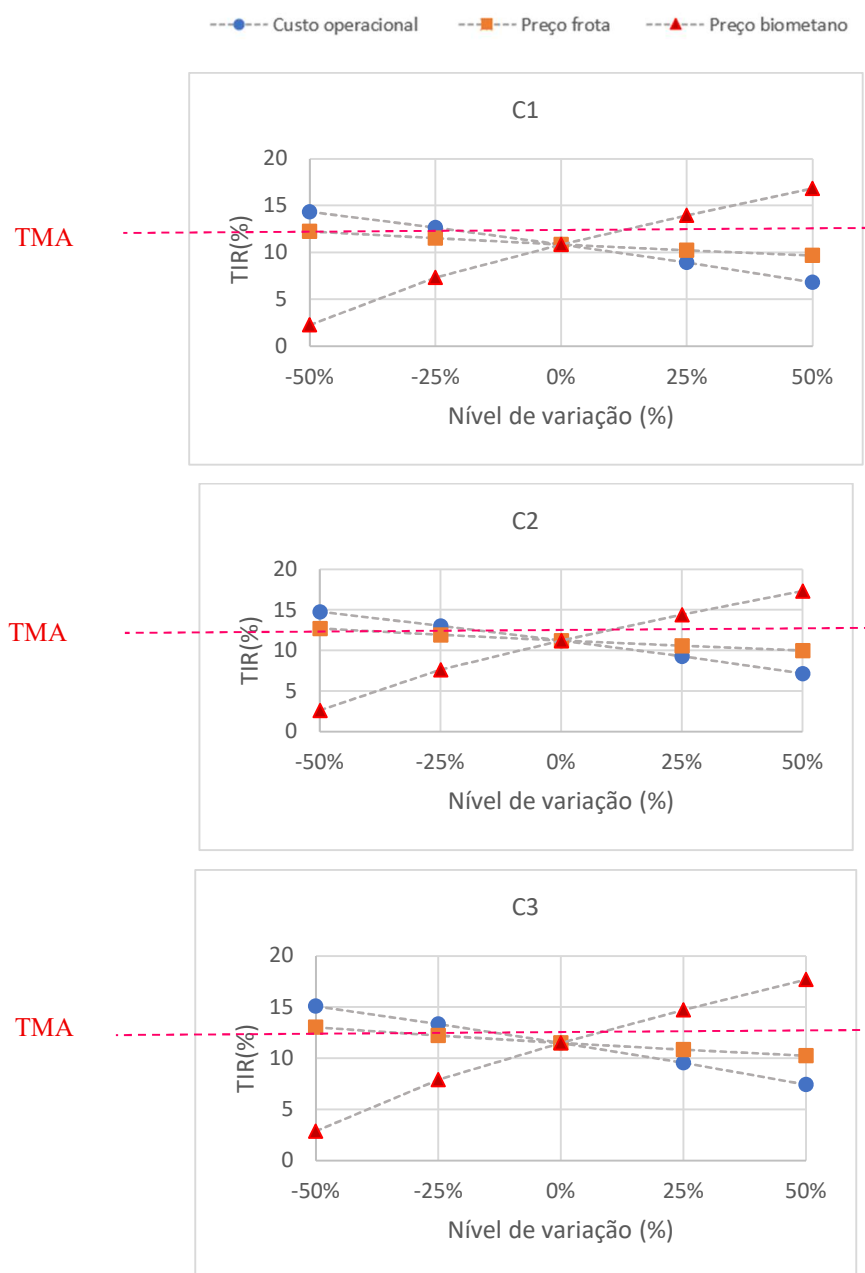


Figura 7- Análise de sensibilidade da TIR à variação dos custos operacionais, preço da frota e preço do biometano, no cenário da substituição da frota para os três portes de usina.

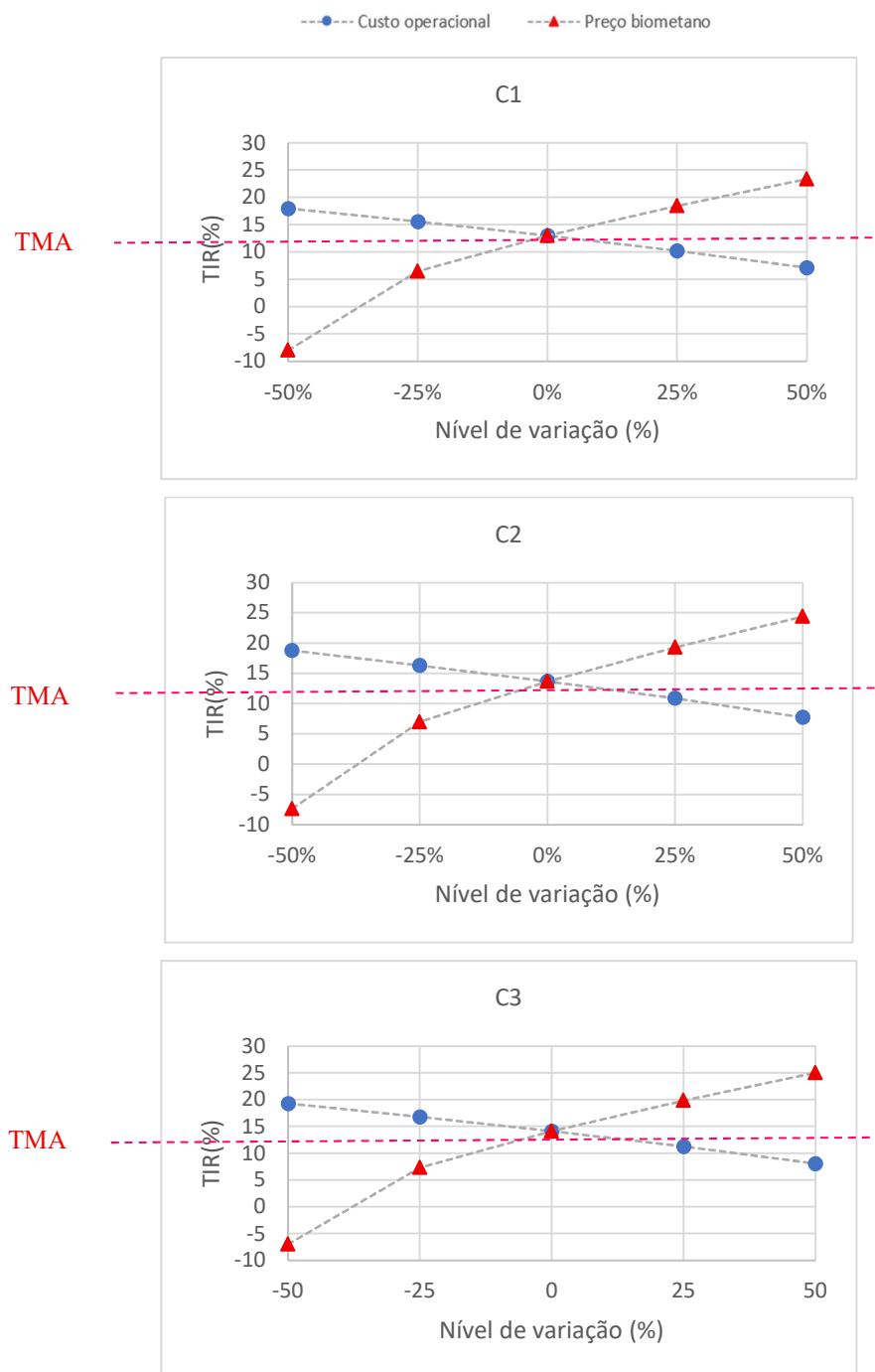


Figura 8- Análise de sensibilidade da TIR à variação dos custos operacionais e preço do biometano, no cenário de injeção na rede para os três portes de usina.

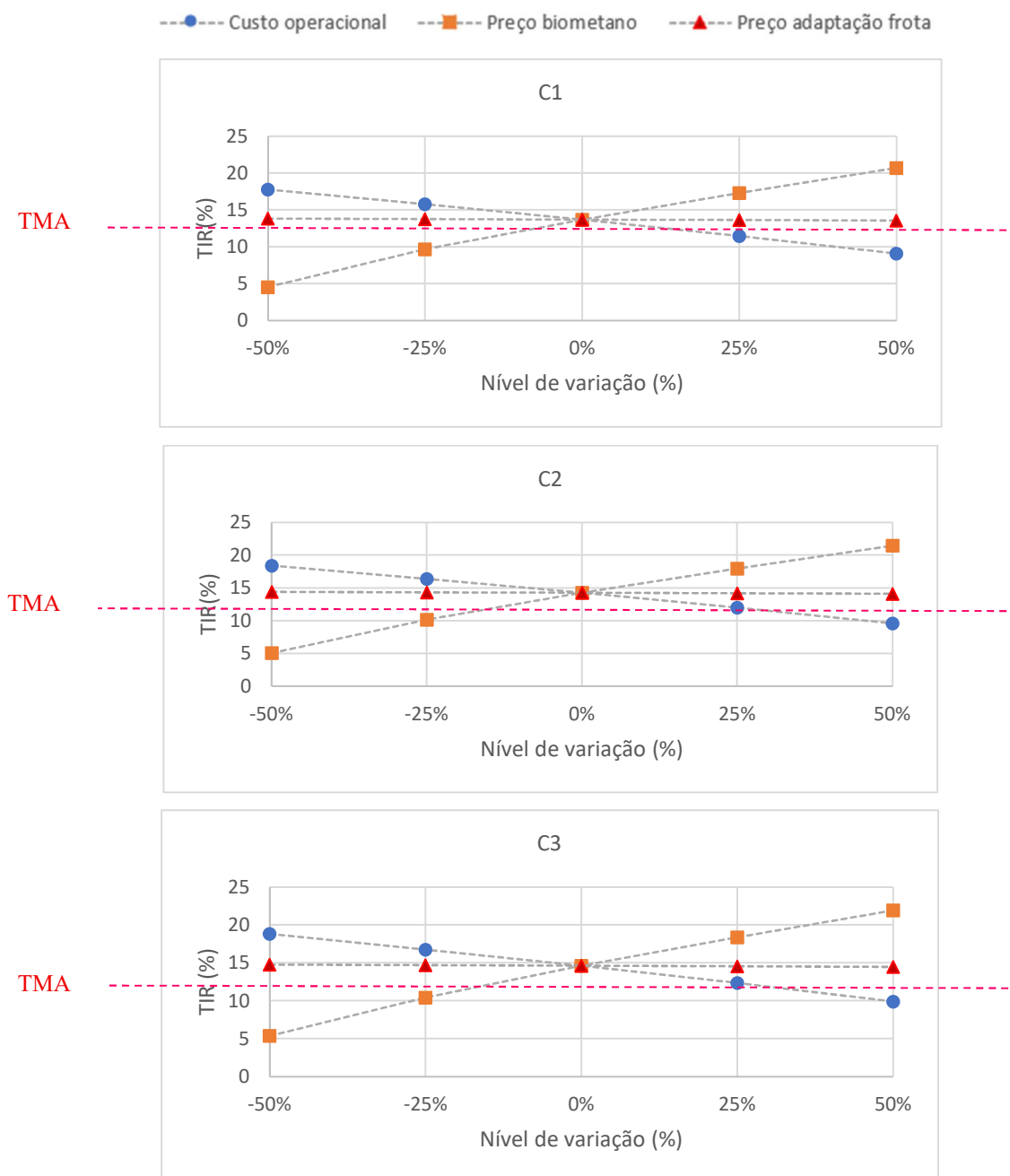


Figura 9- Análise de sensibilidade da TIR à variação dos custos operacionais, preço do biometano e preço adaptação frota, no cenário de adaptação da frota para os três portes de usina.

6. CONCLUSÕES

Os resultados deste trabalho mostram que a viabilidade do aproveitamento da vinhaça para produção de biometano depende, sobretudo, do efeito de escala e da estratégia de monetização escolhida. À medida que o porte da usina aumenta, a produção anual de bioCH₄ cresce quase proporcionalmente, o que amplia as receitas e dilui custos fixos de *upgrading* e utilidades. Esse ganho volumétrico explica a melhora sistemática de VPL, TIR e DPB ao passar de usinas de pequeno para grande porte em todos os usos analisados.

Entre as rotas avaliadas, o uso veicular com adaptação da frota existente com a injeção do excedente de biometano na rede, apresentou o melhor desempenho econômico em todos os portes, uma vez que combina receitas elevadas (por capturar integralmente o valor do diesel substituído) com um CAPEX moderado, resultando em TIR consistentemente acima da TMA e VPL positivo, especialmente no cenário de grande porte. A injeção na rede mostrou-se financeiramente factível e se torna mais atrativa com o aumento de escala. Já a troca integral da frota por caminhões a gás com a injeção do excedente na rede de gás natural, não se viabilizou nas premissas adotadas, uma vez que o CAPEX elevado neutraliza o ganho de receita e mantém TIR abaixo da TMA, a menos que ocorram condições econômicas excepcionalmente favoráveis.

As análises de sensibilidade reforçam a hierarquia das alavancas econômicas. O preço do biometano é o principal determinante do retorno, aumentos sustentados elevam a TIR de forma pronunciada, enquanto reduções a empurram rapidamente para a faixa crítica. Em seguida, o OPEX surge como o principal risco controlável pelo operador; ganhos de eficiência operacional protegem a TIR ao longo do tempo e reduzem o prazo de *payback*. Os custos poderiam ser reduzidos com a substituição do alcalinizante (sobre tudo na fermentação). O CAPEX específico do uso veicular (adaptação versus troca) exerce efeito secundário na TIR quando comparado às duas variáveis anteriores, mas é decisivo para distinguir a atratividade entre as duas estratégias de uso na frota.

Do ponto de vista prático, os resultados indicam que projetos de biometano a partir de vinhaça devem priorizar: (i) a escala, uma vez que consolidar maior capacidade instalada melhora substancialmente o desempenho financeiro; (ii) a monetização via adaptação de frota, que maximiza valor com menor imobilização; e (iii) a gestão de OPEX para robustecer a TIR frente à volatilidade de preços. A injeção integral do biometano na rede também é uma alternativa complementar sólida, sobretudo em C2–C3. Por outro

lado, a substituição integral da frota só deve ser considerada quando houver queda expressiva no custo de veículos a gás, aumento relevante do preço do diesel e/ou incentivos e créditos de descarbonização que compensem o CAPEX adicional.

Sob a ótica ambiental, o uso veicular do biometano apresenta desempenho superior à injeção na rede, uma vez que a substituição direta do diesel na frota da usina evita emissões associadas ao transporte e à queima de combustíveis fósseis, promovendo redução efetiva de gases de efeito estufa no próprio perímetro industrial. A injeção na rede, embora contribua para a diversificação da matriz e a descarbonização setorial, depende da infraestrutura de distribuição para que os benefícios ambientais se concretizem. Assim, a valorização do biometano no uso veicular representa não apenas a melhor alternativa econômica, mas também a rota de maior impacto positivo em termos de mitigação de emissões e sustentabilidade local.

Em síntese, a combinação entre escala, uso veicular com adaptação e excelência operacional é a que melhor converte o potencial energético da vinhaça em valor econômico. Essa diretriz oferece um caminho claro para a tomada de decisão e para a priorização de investimentos em biorrefinarias canavieiras que buscam monetizar o biometano com segurança econômica e impacto ambiental positivo.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS:

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS (ANP). RenovaBio: Política Nacional de Biocombustíveis. Rio de Janeiro: ANP, 2023. Disponível em: <https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/renovabio>. Acesso em: 23 out. 2025.

AMORIM, H. V.; LOPES, M. L.; DE CASTRO OLIVEIRA, J. V.; BUCKERIDGE, M. S.; GOLDMAN, G. H. Scientific challenges of bioethanol production in Brazil. *Applied Microbiology and Biotechnology*, [s. l.], v. 91, n. 5, p. 1267–1275, 2011. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1007/s00253-011-3437-6>>

AKRAM, M.; TAN, C. K.; GARWOOD, R.; THAI, S. M. Vinsasse – a potential biofuel – co-firing with coal in a fluidised combustor. *Fuel*, v. 158, p. 1006–1015, 2015.

ALFONSO-CARDERO, A.; PAGÉS-DÍAZ, J.; CONTINO, F.; RAJENDRAN, K.; LORENZO-LLANES, J. Process simulation and techno-economic assessment of vinsasse-to-biogas in Cuba: deterministic and uncertainty analysis. *Chemical Engineering Research and Design*, v. 169, p. 33–45, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2021.02.031>

ANEEL. Banco de informações de geração (BIG). Disponível em: <<http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/capacidadebrasil.cfm>>.

BNDES, CGEE (2008) Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável. 1 ed. Rio de Janeiro, BNDES.

BONOMI, A., CAVALETT, O., CUNHA, M.P., LIMA, M.A.P. (2016) Virtual biorefinery: na optimization strategy for renewable carbon valorization. 1st. ed. London, Springer.

BORZACCONI, L., LÓPEZ, I., VIÑAS, M. (1995) Application of anaerobic digestion to the treatment of agroindustrial effluents in Latin America. Water Sci. Technol. 32(12), 105–111.

BRASIL. COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO (CONAB). Produção de cana-de-açúcar na safra 2025/26 é atualizada para 668,8 milhões de toneladas. Brasília, DF, 26 ago. 2025. Disponível em: <https://www.gov.br/conab/pt-br/assuntos/noticias/producao-de-cana-de-acucar-na-safra-2025-26-e-atualizada-para-668-8-milhoes-de-toneladas> . Acesso em: 28 ago. 2025.

BRASIL. MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA (MME). Plano Decenal de Expansão de Energia 2032. Brasília: EPE/MME, 2022. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/plano-decenal-de-expansao-de-energia-2032> . Acesso em: 23 out. 2025.

CETESB. Utilização de restilo como fertilizante em solos cultivados com cana-de-açúcar: relatório final. Imprensa São Paulo, 262p, 1982.

CETESB. Norma P4.231/2005 Vinhaça – Critérios e Procedimentos. São Paulo, 2005.

ASSOCIAÇÃO DA INDÚSTRIA DE COGERAÇÃO DE ENERGIA – COGEN. Cogeração de energia alcança 20,4 GW no Brasil, com crescimento de 4,5% na capacidade instalada em 2022. São Paulo, 17 jan. 2023. Disponível em: <https://www.cogen.com.br/principais-noticias/cogeracao-de-energia-alcanca-20-4-gw-no-brasil-com-crescimento-de-4-5-na-capacidade-instalada-em-2022> . Acesso em: 26 out. 2025

BODDEY, R.M. Greenhouse Gas Emission in the Production Cycle of Bioethanol from sugarcane. Embrapa Agrobiologia, Seropédica, RJ, 2009.

CARMO, J. B. DO; FILOSO, S., ZOTELLI, L. C.; DE SOUSA NETO, E. R.; PITOMBO, L. M.; DUARTE-NETO, P. J.; MARTINELLI, L. A. Infield greenhouse gas emissions from sugarcane soils in Brazil: effects from synthetic and organic fertilizer application and crop trash accumulation. *GCB Bioenergy*, 5(3), 267–280, 2013.

CONAB. A Geração Termoeleétrica com a Queima do Bagaço de Cana-de-Açúcar no Brasil: Análise do Desempenho da Safra 2009-2010; 2011. <https://www.gov.br/agricultura/pt-br/assuntos/sustentabilidade/agroenergia/arquivos-termoeletrica-com-a-queima-do-bagaco-de-cana-de-acucar/termoeletrica-com-a-queima-do-bagaco-de-cana-de-acucar-no-brasil-safra-2009-2010.pdf>. Acesso em: 23 ago. 2025.

CONAB (2019). Perfil do Setor do Açúcar e do Etanol no Brasil – Edição para safra 2015/2016. Brasília 2019, CONAB. p.32 Disponível em: <<http://www.conab.gov.br/infoagro/safras/cana>>

CONVERGÁS. Apresentação comercial. 2021. Disponível em: <https://abiogas.org.br/wp-content/uploads/2021/05/APRESENTACAO-CONVERGAS-2021-1.pdf>. Acesso em: 8 set. 2025.

CORTEZ, L. MAGALHAES P.; HAPPI, J. Principais subprodutos da agroindústria canavieira e sua valorização. *Sociedade Brasileira de Planejamento Energético Revista Brasileira de Energia* 2(2): 1–17. 1992.

CRUZ, L. F. L. S.; DUARTE, C. G.; MALHEIROS, T. F.; PIRES, E. C. Análise da viabilidade técnica, econômica e ambiental das atuais formas de aproveitamento da vinhaça: fertirrigação, concentração e biodigestão. *RBCiamb*, n. 29, p. 111–127, 2013.

CUNHA, R. C. A.; COSTA, A. C. S.; MASET FILHO, B.; CASARINI, D. C. P. Effects of irrigation with vinasse and dynamics of its constituents in the soil: I – physical and chemical aspects. *Water Science Technology*, v.19, n.8, p.155-165, 1981.

DA SILVA NETO, J. V.; GALLO, W. L. R.; NOUR, E. A. A. Production and use of biogas from vinasse: implications for the energy balance and GHG emissions of sugar cane

ethanol in the Brazilian context. *Environmental Progress & Sustainable Energy*, v. 39, n. 1, p. 13226, 4 jan. 2020.

DÍAZ, I.; RAMOS, I.; FDEZ-POLANCO, M. Economic analysis of microaerobic removal of H₂S from biogas in full-scale sludge digesters. *Bioresource Technology*, v. 192, p. 280–286, 2015. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.05.048>

DIAS, M. O. S.; JUNQUEIRA, T. L.; CAVALETT, O.; CUNHA, M. P.; JESUS, C. D. F.; ROSSELL, C. E. V.; MACIEL FILHO, R.; BONOMI, A. Integrated versus stand-alone second generation ethanol production from sugarcane bagasse and trash. *Bioresource Technology*, v. 103, p. 152–161, 2012.

DIAS, M.O.S., JUNQUEIRA, T.L., CAVALETT, O., PAVANELLO, L.G., CUNHA, M.P., JESUS, C.D.F., MACIEL FILHO, R., BONOMI, A. (2013) Biorefineries for the production of first and second generation ethanol and electricity from sugarcane. *Appl. Energy* 109, 72–78.

DIAS, M. O. de S.; MACIEL FILHO, R.; MANTELATTO, P. E.; CAVALETT, O.; ROSSELL, C. E. V.; BONOMI, A.; LEAL, M. R. L. V. Sugarcane processing for ethanol and sugar in Brazil. *Environmental Development*, [s. l.], v. 15, p. 35–51, 2015. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.envdev.2015.03.004>

DIAS MOS, JUNQUEIRA TL, SAMPAIO ILM, CHAGAS MF, WATANABE MDB, MORAIS ER, et al. Use of the VSB to assess biorefinery strategies. In: Bonomi A, Cavalett O, Cunha MP, Lima MAP, editors. *Virtual biorefinery: an optimization strategy for renewable carbon valorization*. Cham: Springer; 2016. p. 189–256. https://doi.org/10.1007/978-3-319-26045-7_7.

ESPAÑA-GAMBOA, E.; MIJANGOS-CORTÉS, J.; HERNÁNDEZ-ZÁRATE, G.; MALDONADO, J. A. D.; ALZATE-GAVIRIA, L. Methane production by treating vinasses from hydrous ethanol using a modified UASB reactor. *Biotechnology for Biofuels*, v. 5, p. 82, 2012.

FIPE – FUNDAÇÃO INSTITUTO DE PESQUISAS ECONÔMICAS. Preço médio de veículos. [s. l.], [s. n.], 2025. Disponível em: <https://veiculos.fipe.org.br/> . Acesso em: 8 set. 2025.

FORMANN, S.; HAHN, A.; JANKE, L.; STINNER, W.; STRAUBER, H.; LOGRONO, W.; et al. Beyond sugar and ethanol production: value generation opportunities through sugarcane residues. *Frontiers in Energy Research*, v. 8, art. 579577, 2020. Disponível em: <https://doi.org/10.3389/fenrg.2020.579577>

FUESS, L.T., GARCIA, M.L. (2014) Implications of stillage land disposal: a critical review on the impacts of fertigation. *J. Environ. Manage.* 145, 210–229.

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. 2017. Tese (Doutorado) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2017. Disponível em: <http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18138/tde-13042017-145118/> . Acesso em: 24 set. 2025.

FUESS, L. T.; ARAÚJO JR., M. M.; GARCIA, M. L.; ZAIAT, M. 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. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.01.023>

FUESS, L. T.; BRAGA, A. F. M.; ENG, F.; GREGORACCI, G.; SAIA, F. T.; ZAIAT, M.; et al. Solving the bottlenecks of sugarcane vinasse biodigestion: impacts of temperature and substrate exchange on sulfate removal during dark fermentation. *Chemical Engineering Journal*, v. 455, n. 2, art. 140965, 2023a. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2022.140965>

FUESS LT, BRAGA AMF, ZAIAT M, LENS PNL. Solving the seasonality in sugarcane biorefineries: High-rate year-round methane production from fermented sulfatefree vinasse and molasses, 2023b. Disponível em: <https://doi.org/10.2139/ssrn.4480031>

FUESS, L. T.; BRAGA, A. M. F.; ZAIAT, M.; LENS, P. N. L. Solving the seasonality in sugarcane biorefineries: high-rate year-round methane production from fermented sulfate-free vinasse and molasses. 2023. Disponível em: SSRN <https://doi.org/10.2139/ssrn.4480031>

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, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.psep.2017.08.007>

FUESS, L. T.; KLEIN, B. C.; CHAGAS, M. F.; ALVES FERREIRA REZENDE, M. C.; GARCIA, M. L.; BONOMI, A.; ZAIAT, M. 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*, [s. l.], v. 122, p. 674–687, 2018. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.02.003>>

FUESS, L. T.; ZAIAT, M.; NASCIMENTO, C. A. O. Novel insights on the versatility of biohydrogen production from sugarcane vinasse via thermophilic dark fermentation: Impacts of pH-driven operating strategies on acidogenesis metabolite profiles. *Bioresource Technology*, [s. l.], v. 286, n. March, p. 121379, 2019. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.121379>>

FUESS, L. T.; ZAIAT, M.; NASCIMENTO, C. A. O. Can biogas-producing sugarcane biorefineries techno-economically outperform conventional ethanol production? Deciphering the way towards maximum profitability. *Energy Conversion and Management*, v. 254, art. 115206, 2022. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115206>

FUESS, L. T.; ZAIAT, M.; LENS, P. N. L. Technological strategies for managing sugarcane vinasse in two-stage biodigestion plants: energetic and economic aspects. *Energy Conversion and Management*, v. 295, art. 117603, 2023. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.117603>

GLOEDEN, E.; CUNHA, R. C. A.; FRACCAROLI, M. J. B.; CLEARY, R. W. The behaviour of vinasse constituents in the unsaturated and saturated zones in the Botucatu aquifer recharge area. *Water Science Technology*, v.24, n.11, p.147-157, 1991.

GIL-GARCIA, C.; DE GODOI, L. A. G.; FUESS, L. T.; DAMIANOVIC, M. H. R. Z. Performance improvement of a thermophilic sulfate-reducing bioreactor under acidogenic conditions: effects of diversified operating strategies. *Journal of Environmental Management*, v. 207, p. 303–312, 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2017.11.043>

GODOI, L. A. G. de; CAMILOTI, P. R.; BERNARDES, A. N.; SANCHEZ, B. L. S.; TORRES, A. P. R.; GOMES, A. da C.; BOTTA, L. S. Seasonal variation of the organic and inorganic composition of sugarcane vinasse: main implications for its environmental uses. *Environmental Science and Pollution Research*, v. 26, p. 29267–29282, 2019.

GOLDEMBERG, J.; COELHO, S. T.; GUARDABASSI, P. The sustainability of ethanol production from sugarcane. *Energy Policy*, [s. l.], v. 36, n. 6, p. 2086–2097, 2008. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.enpol.2008.02.028>>

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY (IEA). Outlook for Biogas and Biomethane: Prospects for organic growth. Paris: IEA, 2020. Disponível em: https://iea.blob.core.windows.net/assets/03aeb10c-c38c-4d10-bcec-de92e9ab815f/Outlook_for_biogas_and_biomethane.pdf . Acesso em: 30 ago. 2025.

JUNQUEIRA, T. L.; MORAES, B.; GOUVEIA, V. L. R.; CHAGAS, M. F.; MORAIS, E. R.; WATANABE, M. D. B.; et al. Use of VSB to plan research programs and public policies. In: BONOMI, A.; CVALETT, O.; CUNHA, M. P.; LIMA, M. A. P. (ed.). *Virtual biorefinery: an optimization strategy for renewable carbon valorization*. Cham: Springer, 2016. p. 257–282.

KHANAL, S.K. (2008) *Anaerobic biotechnology for bioenergy production: principles and applications*, 1st. ed. New Delhi, Blackwell Publishing.

KEOGH, N.; CORR, D.; O'SHEA, R.; MONAGHAN, R. F. D. The gas grid as a vector for regional decarbonisation: a techno-economic case study for biomethane injection and natural gas heavy goods vehicles. *Applied Energy*, v. 323, art. 119590, 2022. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2022.119590>

KENNEDY, K.J., DROSTE, R.L. (1986) Anaerobic fixed-film reactors treating carbohydrate wastewater. *Water Res.* 20(6), 685–695

LENS, P. N. L.; VISSER, A.; JANSSEN, A. J. H.; HULSHOFF POL, L. W.; LETTINGA, G. Biotechnological treatment of sulfate-rich wastewaters. *Critical Reviews in Environmental Science and Technology*, v. 28, n. 1, p. 41–88, 1998. Disponível em: <https://doi.org/10.1080/10643389891254160>

LENS, P. N. L.; KLIJN, R.; VAN LIER, J. B.; LETTINGA, G. Effect of specific gas loading rate on thermophilic (55°C) acidifying (pH 6) and sulfate reducing granular sludge reactors. *Water Research*, [s. l.], v. 37, n. 5, p. 1033–1047, 2003. Disponível em: [https://doi.org/10.1016/S0043-1354\(02\)00459-1](https://doi.org/10.1016/S0043-1354(02)00459-1)

LI, J.; CAI, M. H.; MIAO, Y.; LUO, G.; LI, W. T.; LI, Y.; LI, A. M. Bacterial community structure and predicted function in an acidogenic sulfate-reducing reactor: Effect of organic carbon to sulfate ratios. *Bioresource Technology*, [s. l.], v. 293, n. June, p. 122020, 2019. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.122020>>

LOPES, S. I. C.; LENS, P. N. L. *Anaerobic Treatment of Organic Sulfate-Rich Wastewaters*. Second ed. [s.l.] : Elsevier B.V., 2011. v. 6 Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-08-088504-9.00469-4>

LOPES, S. I. C.; SULISTYAWATI, I.; CAPELA, M. I.; LENS, P. N. L. Low pH (6, 5 and 4) sulfate reduction during the acidification of sucrose under thermophilic (55 °C) conditions. *Process Biochemistry*, [s. l.], v. 42, n. 4, p. 580–591, 2007. Disponível em: <<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2006.11.004>>

LOPES, M. L.; PAULILLO, S. C. de L.; GODOY, A.; CHERUBIN, R. A.; LORENZI, M. S.; GIOMETTI, F. H. C.; BERNARDINO, C. D.; DE AMORIM NETO, H. B.; DE

AMORIM, H. V. Ethanol production in Brazil: a bridge between science and industry. *Brazilian Journal of Microbiology*, [s. l.], v. 47, p. 64–76, 2016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.bjm.2016.10.003>.

LYRA, M. R. C. C.; ROLIM, M. M.; SILVA, J. A. A. Topossequência de solos fertirrigados com vinhaça: contribuição para a qualidade das águas do lençol freático. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, v.7, n.3, p.525-532, 2003.

MADEJÓN, E.; LOPEZ, R.; MURILLO, J. M.; CABRERA, F. Agricultural use of three (sugar-beet) vinasse composts: effect on crops and chemical properties of a Cambisol soil in the Guadalquivir river valley (SW Spain). *Agriculture, Ecosystems and Environment*, v. 84, n.1, p.55-65, 2001.

MEURER, E. J.; BISSANI, C. A.; SELBACH, P. A. (2000). Poluentes do solo e do ambiente. In: Meurer, E. J. (ed.) *Fundamentos de Química do Solo*. Porto Alegre: Genesis.

MORAES, B. S.; JUNQUEIRA, T. L.; PAVANELLO, L. G.; CAVALETT, O.; MANTELATTO, P. E.; BONOMI, A.; ZAIAT, M. Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane biorefineries in Brazil from energy, environmental, and economic perspectives: profit or expense? *Applied Energy*, v. 113, p. 825–835, jan. 2014.

MORAES, B. S.; ZAIAT, M.; BONOMI, A. Anaerobic digestion of vinasse from sugarcane ethanol production in Brazil: challenges and perspectives. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 44, p. 888–903, 2015.

MOREIRA, J. R.; GOLDEMBERG, J. The alcohol program. *Energy Policy*, [s. l.], v. 27, n. 4, p. 229–245, 1999. Disponível em: <[https://doi.org/10.1016/S0301-4215\(99\)00005-1](https://doi.org/10.1016/S0301-4215(99)00005-1)>

MUNOZ, R.; MEIER, L.; DIAZ, I.; JEISON, D. A critical review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for an integral biogas upgrading. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*, v. 14, p. 727–759, 2015. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s11157-015-9379-1>

NANDY, T.; SHASTRY, S.; KAUL, S. N. Wastewater management in a cane molasses distillery involving bioresource recovery. *Journal of Environmental Management*, v. 65, p. 25–38, 2002.

NELISSEN, D.; FABER, J.; VAN DER VEEN, R.; VAN GRINSVEN, A.; SHANTHI, H.; VAN DEN TOORN, E. Availability and costs of liquefied bio- and synthetic methane: the maritime shipping perspective. Delft: CE Delft, 2020. Disponível em: <https://cedelft.eu/publications/availabilityand-costs-of-liquefied-bio-and-synthetic-methane/>

NOGUEIRA, E. W.; GOUVÊA DE GODOI, L. A.; MARQUES YABUKI, L. N.; BRUCHA, G.; ZAMARIOLLI DAMIANOVIC, M. H. R. Sulfate and metal removal from acid mine drainage using sugarcane vinasse as electron donor: Performance and microbial community of the down-flow structured-bed bioreactor. *Bioresource Technology*, [s. l.], v. 330, n. March, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.124968>

OLIVEIRA, B.G.; CARVALHO, J.L.N.; CERRI, C.E.P., CERRI, C.C.; FEIGL, B.J. Soil greenhouse gas fluxes from vinasse application in Brazilian sugarcane areas. *Geoderma*, 200-201, 77–84, 2013.

PAREDES, D.S. Emissão de óxido nitroso e metano proveniente da vinhaça em lagoas e canais de distribuição e após fertirrigação. 2011. 90f. Dissertação de Mestrado em Agronomia, Ciência do Solo) - Instituto de Agronomia, Departamento de Solos, Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro, Seropédica, RJ, 2011.

PENTEADO, M. C. Cenários para produção de biometano a partir de resíduos do setor sucroenergético paranaense. 2022. Dissertação (Mestrado em Energia e Sustentabilidade) – Universidade Federal da Integração Latino-Americana, Foz do Iguaçu, 2022. Disponível em: <https://dspace.unila.edu.br/items/af0854b3-924f-4f07-8941-7a896df29418> . Acesso em: 27 set. 2025.

PIFFER, M. A.; OLIVEIRA, C. A.; BOVIO-WINKLER, P.; ENG, F.; ETCHEBEHERE, C.; ZAIAT, M.; et al. Sulfate- and pH-driven metabolic flexibility in sugarcane vinasse dark fermentation stimulates biohydrogen evolution, sulfidogenesis or homoacetogenesis. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 47, n. 73, p. 31202–31222, 2022.

PIFFER, M. A.; ZAIAT, M.; NASCIMENTO, C. A. O. Do; FUESS, L. T. Dynamics of sulfate reduction in the thermophilic dark fermentation of sugarcane vinasse: A biohydrogenindependent approach targeting enhanced bioenergy production. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, [s. l.], v. 9, n. 5, p. 105956, 2021. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.105956>

FREIRE, W. J.; CORTEZ, L. A. B. Vinhaça de cana-de-açúcar. Guaíba: Agropecuária, 2000. 203p.

POVEDA, M. M. R. Integração do biogás de vinhaça na matriz energética de Ribeirão Preto. 2019. Tese (Doutorado) — ESALQ/USP, 2019. Acesso em: 31 ago. 2025.

POVEDA, M.M.R. (2014) Análise econômica e ambiental do processamento da vinhaça com aproveitamento energético. São Paulo. Dissertação (Mestrado) – Instituto de Energia e Ambiente, Universidade de São Paulo.

RAJESHWARI, K. V.; BALAKRISHNAN, M.; KANSAL, A.; LATA, K.; KISHORE, V. V. N. State-of-the-art of anaerobic digestion technology for industrial wastewater treatment. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 4, p. 135–156, 2000.

RENEWABLE FUELS ASSOCIATION (RFA). Annual Ethanol Production. Washington, DC: RFA, 2024. Disponível em: <https://ethanolrfa.org/markets-and-statistics/annual-ethanol-production> . Acesso em: 28 ago. 2025.

ROGERI, Renan Coghi. Estratégias de alcalinização no processamento acidogênico da vinhaça de cana-de-açúcar: desempenho do sistema e influência na produção de biogás. 2022. Dissertação (Mestrado em [Hidráulica e Saneamento]) — Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos, 2022.

ROGERI, Renan Coghi; FUESS, Lucas Tadeu; ENG, Felipe; BORGES, André do Vale; ARAUJO, Matheus Neves de; DAMIANOVIC, Márcia Helena Rissato Zamariolli; SILVA, Ariovaldo José da. Strategies to control pH in the dark fermentation of sugarcane vinasse: impacts on sulfate reduction, biohydrogen production and metabolite distribution. *Journal of Environmental Management*, v. 325, art. 116495, p. 1–11, 2023. DOI: 10.1016/j.jenvman.2022.116495. Disponível em: <https://repositorio.usp.br/item/003127860>. Acesso em 26 out. 2025.

ROGERI, Renan Coghi; GOMES, Kaio Gustavo; ARAUJO, Matheus Neves de; BORGES, André do Vale; GIL-GARCIA, Carolina; DAMIANOVIC, Márcia Helena Rissato Zamariolli; ZAIAT, Marcelo; FUESS, Lucas Tadeu. Advancements in two-stage anaerobic digestion of sugarcane vinasse: overcoming drawbacks by exploiting the fermentative-sulfidogenic process. *International Journal of Mechanics and Materials in Design*, Dordrecht, v. online, p. 1–25, 2025. DOI: 10.1007/s11157-025-09744-4. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1007/s11157-025-09744-4>. Acesso em: 26 out. 2025.

ROSSETTO, A. J. Utilização agronômica dos subprodutos e resíduos da indústria açucareira e alcooleira. In: Paranhos, S.B. (ed.). *Cana-de-açúcar: cultivo e utilização*. Campinas:Fundação Cargill, 1987, v.2, p.435-504.

SALOMON, K. R.; LORA, E. E. S.; ROCHA, M. H.; DEL OLMO, O. A. Cost calculations for biogas from vinasse biodigestion and its energy utilization. *Sugar Industry*, v. 136, n. 4, p. 217–223, 2011. DOI: 10.36961/si11311.

SANTOS PS, ZAIAT M, NASCIMENTO CAO, FUESS LT. Does sugarcane vinasse composition variability affect the bioenergy yield in anaerobic systems? A dual kinetic-energetic assessment. *J Clean Prod* 2019;240:118005. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.118005>.

SAUR, G.; JALALZADEH-AZAR, A. H2A Biomethane model documentation and a case study for biogas from dairy farms. Golden, CO: NREL, 2010. Disponível em: <https://www.nrel.gov/docs/fy11osti/49009.pdf>.

SERRA, L. M.; LOZANO, M. A.; RAMOS, J.; ENSINAS, A. V.; NEBRA, S. A. Polygeneration and efficient use of natural resources. *Energy*, [s. l.], v. 34, n. 5, p. 575–586, 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2008.08.013>

SILVA, Mellissa A. S. da; GRIEBELER, Nori P.; BORGES, Lino C. Uso de vinhaça e impactos nas propriedades do solo e lençol freático. *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, Campina Grande, v. 11, n. 1, p. 108-114, 2007.

SILVA, G. A. Avaliação das tecnologias de disposição de vinhaça de cana-de-açúcar quanto ao aspecto de desenvolvimento ambiental e econômico. São Carlos: Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, 2012. Tese (Doutorado).

Stevenson, F. J. (1986). Cycles of soil-carbon, nitrogen, phosphorus, sulfur, micronutrients. In: Tan, K. H. (ed.) *Principles of Soil Chemistry*. New York: Marcel Dekker.

UNITED STATES. DEPARTMENT OF AGRICULTURE. FOREIGN AGRICULTURAL SERVICE (USDA/FAS). Brazil: Biofuels Annual. Brasília: USDA/FAS, 2023. (GAIN Report BR2023-0018). Disponível em: https://apps.fas.usda.gov/newgainapi/api/Report/DownloadReportByFileName?fileName=Biofuels+Annual_Brasilia_Brazil_BR2023-0018.pdf. Acesso em: 28 ago. 2025.

UNITED STATES. DEPARTMENT OF AGRICULTURE. FOREIGN AGRICULTURAL SERVICE (USDA/FAS). Brazil: Biofuels Annual. Brasília: USDA/FAS, 2024. (GAIN Report BR2024-0022). Disponível em: https://apps.fas.usda.gov/newgainapi/api/Report/DownloadReportByFileName?fileName=Biofuels+Annual_Brasilia_Brazil_BR2024-0022.pdf. Acesso em: 28 ago. 2025.

UNITED STATES. DEPARTMENT OF ENERGY. ALTERNATIVE FUELS DATA CENTER (DOE/NREL). Global Ethanol Production by Country or Region. Golden, CO: DOE/NREL, [s. d.]. Disponível em: <https://afdc.energy.gov/data/10331>. Acesso em: 28 ago. 2025.

UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (US EPA). AgSTAR Project Development Handbook. Washington, DC: US EPA, 2025. Disponível em: <https://www.epa.gov/agstar/agstar-project-development-handbook> . Acesso em: 30 ago. 2025.

VAN LIER, J.B., MAHMOUD, N., ZEEMAN, G. (2008) Anaerobic wastewater treatment. In: Henze, M., van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A., Brdjanovic, D. (Eds.) Biological wastewater treatment: principles, modelling and design. London, IWA Publishing. pp. 415–456.

VAN LIER, J.B., VAN DER ZEE, F.P., FRIJTERS, C.T.M.J., ERSAHIN, M.E. (2015) Celebrating 40 years anaerobic sludge bed reactors for industrial wastewater treatment. Rev. Environ. Sci. Biotechnol. 14, 681–702

LOPES, S. I. C.; WANG, X.; CAPELA, M. I.; LENS, P. N. L. Effect of COD/SO₄²⁻ ratio and sulfide on thermophilic (55 °C) sulfate reduction during the acidification of sucrose at pH 6. Water Research, [s. l.], v. 41, n. 11, p. 2379–2392, 2007. b. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.watres.2007.02.023>

WILKIE, A. C.; RIEDESEL, K. J.; OWENS, J. M. Stillage characterization and anaerobic treatment of ethanol stillage from conventional and cellulosic feedstocks. Biomass and Bioenergy, v. 19, p. 63–102, 2000.

WILLINGTON, I.P., MARTEN, G.G. (1982) Options for handling stillage waste from sugar-based fuel ethanol production. Resour. Conserv. 8, 111–129.