



UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO  
CENTRO DE TECNOLOGIA E GEOCIÊNCIAS  
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

DIEGO RAFAEL MÁGERO ELIHIMAS

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DO USO DE BIOGÁS  
PRODUZIDO A PARTIR DE VINHAÇA EM BIORREFINARIAS DE CANA-DE-  
AÇÚCAR**

Recife

2021

DIEGO RAFAEL MÁGERO ELIHIMAS

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DO USO DE BIOGÁS  
PRODUZIDO A PARTIR DE VINHAÇA EM BIORREFINARIAS DE CANA-DE-  
AÇÚCAR**

Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Pernambuco, como requisito parcial para a obtenção do título de mestre em Engenharia Química.

**Área de concentração:** Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos

**Linha de pesquisa:** Processos Químicos Industriais

**Orientador:** Prof. Dr. Luiz Stragevitch.

**Coorientador:** Prof. Dr. Diogo Ardaillon Simões.

Recife

2021

Catálogo na fonte  
Bibliotecária Maria Luiza de Moura Ferreir

- E42a Elihimas, Diego Rafael Mágero.  
Avaliação técnico-econômica e ambiental do uso de biogás produzido a partir de vinhaça em biorrefinarias de cana-de-açúcar / Diego Rafael Mágero Elihimas. - 2021.  
100 f.; il., tab., abr. e sigl.
- Orientador: Prof. Dr. Luiz Stragevitch.  
Coorientador: Prof. Dr. Diogo Ardaillon Simões .
- Dissertação (Mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG.  
Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, 2021.
- Inclui referências e apêndices.
1. Engenharia Química. 2. Vinhaça. 3. Biogás. 4. Biometano.  
5. Biodigestão. 6. Biorrefinaria. 7. Cana-de-açúcar. I. Stragevitch, Luiz (Orientador). II. Simões, Diogo Ardaillon (Coorientador). III. Título.

UFPE

660.2 CDD (22. ed.)

BCTG / 2022-36

DIEGO RAFAEL MÁGERO ELIHIMAS

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DO USO DE BIOGÁS  
PRODUZIDO A PARTIR DE VINHAÇA EM BIORREFINARIAS DE CANA-DE-  
AÇÚCAR**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Pernambuco, Centro Acadêmico de Tecnologia e Geociências, como requisito para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química. Área de concentração: Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos.

Aprovado em: 30 / 08 / 2021.

**BANCA EXAMINADORA**

---

Dr. Charles Dayan Farias de Jesus (Examinador Externo)  
Centro Nacional de Pesquisa em Energia e Materiais

---

Prof. Dr. Hugo Moreira Soares (Examinador Externo)  
Universidade Federal de Santa Catarina

---

Profa. Dra. Maria Fernanda Pimentel Avelar (Examinadora Interna)  
Universidade Federal de Pernambuco

À minha família e a meus amigos, que sempre estiveram presentes, dedico o trabalho final.

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus por sempre me conceder iluminação, saúde e força. Também, por colocar pessoas incríveis em meu caminho.

Aos meus pais, Márcia e Wilson, e às minhas irmãs, Julliane e Márcia, por todo amor e apoio incondicional. Ao meu cunhado, Thiago, por toda a irmandade e vontade de ajudar. A toda minha família, por sempre me transmitir boas energias, estando em todos os momentos ao meu lado.

A todos os meus amigos pelo companheirismo de sempre, especialmente a: Cláudia Giaquinto, Fábio Cavalcanti, Jéssica Morais, Juliana Bibiano, Karinne Vieira, Ramon Aquino, Rosângela Figueiredo, Tatiane Ramos. Também agradeço a meus grandes amigos e parceiros de laboratório, com destaque para Carolina Santos, Geniel Andrés, Humberto Neto, Jéssica Cavalcanti, Raquel Santos e Reinaldo Alves por todo apoio e amizade durante esta jornada. Também quero agradecer aos meus amigos que apesar da distância sempre estão presentes, em especial a: Adam James, Adam Lancaster, Alfonso Packard, Alixe, Coral Vega, Caleb Smith, Erik Koch, Jack Brighton, Jerry Drawc, Joshua Potter, Khadija, Maria Oliva e Priscila Kist.

A todos os professores que contribuíram para o meu aprendizado, tanto nas aulas como na pesquisa. Em especial, aos meus orientadores Profs. Luiz Stragevitch e Diogo Simões, por todos os conselhos e ensinamentos. Às Profas. Fernanda Pimentel e Daniela Carla por toda atenção e amizade. Ao Prof. Leandro Danielski, por todo apoio e disponibilidade. À Profa. Celmy Barbosa, pela sua imensa dedicação aos alunos e carinho de sempre. Aos Profs. Angeles Palha, César Abreu, Glória Vinhas, Íris Vasconcelos José Geraldo, José Marcos, Luciano Costa, Nelson Medeiros, Mohand Benachour, Sandra Sarmento, Yêda Almeida e tantos outros que me apoiam desde a graduação e com quem eu sei que sempre posso contar.

Ao CNPQ pela concessão da bolsa durante todo o curso e ao Laboratório de Combustíveis da UFPE e ao Laboratório Nacional de Biorrenováveis pela estrutura, apoio e recursos oferecidos para o desenvolvimento da pesquisa.

"Não existem sonhos impossíveis para aqueles que realmente acreditam que o poder realizador reside no interior de cada ser humano. Sempre que alguém descobre esse poder, algo antes considerado impossível, se torna realidade".

(EINSTEIN, 1936)

## RESUMO

A crescente necessidade global por energia limpa tem aumentado a procura por biocombustíveis. No Brasil, o etanol oriundo da cana-de-açúcar é o principal biocombustível produzido e comercializado. Durante a produção do etanol, gera-se uma grande quantidade de vinhaça, um resíduo líquido da destilação do etanol com elevado conteúdo orgânico que normalmente é aplicado no solo, mas que pode ser convertido a biogás através da digestão anaeróbia. Sendo assim, neste trabalho, foram avaliados cinco cenários em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar de primeira geração. O Cenário 1 considera a vinhaça destinada para o solo, enquanto que os demais cenários avaliam quatro aplicações do biogás produzido a partir da vinhaça, são elas: produção de eletricidade a partir do biogás (Cenário 2), substituição do diesel das operações agrícolas por biometano (Cenário 3), comercialização de biometano para injeção na rede de gás natural (Cenário 4) e geração de eletricidade a partir do biometano (Cenário 5). Os fluxogramas e os modelos correspondentes a cada um dos cenários foram construídos no simulador Aspen Plus. Com os dados dos balanços de matéria e de energia calculados no Aspen Plus, a avaliação integrada econômico-ambiental foi realizada na plataforma computacional Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC) do Laboratório Nacional de Biorrenováveis, resultando em indicadores ambientais e econômicos, tais como taxa interna de retorno (TIR), valor presente líquido, tempo de retorno e nota de eficiência energética e ambiental. Os indicadores econômicos foram estimados através da construção do fluxo de caixa a nota ambiental foi calculada através da análise do ciclo de vida. Os resultados obtidos permitiram concluir que todos os cenários com aplicação de biogás avaliados foram economicamente viáveis, uma vez que tiveram valores de TIR maiores do que a taxa mínima de atratividade (TMA). Como referência, o Cenário 1 teve uma TIR de 19,8% e uma nota de eficiência energético-ambiental de 67,2 gCO<sub>2</sub>eq/MJ. Dentre os cenários com produção de biocombustível a partir da vinhaça, o Cenário 3 apresentou a melhor TIR (18,2%) e a maior nota de eficiência energético-ambiental do etanol (69,7 gCO<sub>2</sub>eq/MJ). Por outro lado, o Cenário 5 resultou nos indicadores econômicos e ambientais mais baixos, com uma nota de eficiência energético-ambiental de 66,5 gCO<sub>2</sub>eq/MJ e uma TIR de 16,9%. Também se verificou que, de acordo com o cenário, uma redução de 15% a 19% nos preços dos produtos (etanol, eletricidade, enxofre e biometano), ainda manteria os investimentos viáveis, alcançando a TMA.

Palavras-chave: vinhaça; biogás; biometano; biodigestão; biorrefinaria; cana-de-açúcar.

## ABSTRACT

The global need for clean energy has increased the demand for biofuels. In Brazil, ethanol from sugarcane is the main biofuel produced and marketed. During ethanol production, a large amount of vinasse is generated. Vinasse is a liquid residue from ethanol distillation with a high organic content that is normally applied to the soil, but which could be converted to biogas through anaerobic digestion. In this work, five scenarios in a first-generation sugarcane biorefinery were evaluated. Scenario 1 represents the biorefinery that uses vinasse in the soil while the others evaluate four applications for the biogas produced from vinasse, such as: electricity production from biogas (Scenario 2), replacement of diesel for biomethane in agricultural operations (Scenario 3), commercialization of biomethane for injection into the natural gas grid (Scenario 4) and electricity generation from biomethane (Scenario 5). The flowcharts and models corresponding to each of the scenarios were built in the Aspen Plus simulator. From material and energy balance data calculated in Aspen Plus, economic-environmental assessment of the different scenarios was carried out with the help of the Brazilian Biorenewables National Laboratory's computational platform named Virtual Sugarcane Biorefinery (VSB), resulting in environmental and economic indicators, such as internal rate of return (IRR), net present value, payback time and environmental efficiency score. The economic parameters were estimated through the construction of the cash flow. On the other hand, the environmental score was calculated through life cycle analysis. The results calculated in the economic-environmental evaluations allowed us to conclude that all the scenarios with the application of biogas were economically viable since they had IRR values greater than the minimum acceptable rate of return (MARR). As a reference, Scenario 1 had an IRR of 19.8% and an energy-environmental efficiency score of 67.2 gCO<sub>2</sub>eq/MJ. Among the scenarios with biofuel production from vinasse, Scenario 3 presented the best IRR (18.2%) and the highest ethanol-energy efficiency score of 69.7 gCO<sub>2</sub>eq/MJ. On the other hand, Scenario 5 resulted in the lowest economic and environmental indicators, with an energy-environmental efficiency rating of 66.5 gCO<sub>2</sub>eq/MJ and an IRR of 16.9%. It was also found that a reduction from 15% to 19% in the product prices (ethanol, electricity, sulfur and biomethane), according to each scenario, would still maintain the investments viable, i.e., reaching the MARR.

Keywords: vinasse; biogas; biomethane; biodigestion; biorefinery; sugarcane.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 –	Esquema simplificado de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar 1G/2G com aproveitamento do bagaço da cana-de-açúcar e da vinhaça por processos bioquímicos.....	20
Figura 2 –	Etapas da digestão anaeróbia.....	23
Figura 3 –	Processo de dessulfurização Thiopaq®.....	30
Figura 4 –	Tamanhos das partículas a serem adsorvidas em PSA.....	33
Figura 5 –	Fluxograma geral da biorrefinaria 1G utilizada no estudo.....	43
Figura 6 –	Fluxograma da hierarquia Ethanol.....	43
Figura 7 –	Fluxograma de produção de biogás a partir da vinhaça no Aspen Plus.....	44
Figura 8 –	Fluxograma genérico do processo de produção de biometano.....	47
Figura 9 –	Fluxograma da purificação do biogás no Aspen Plus.....	48
Figura 10 –	Processo de dessulfurização do biogás da Thiopaq no Aspen Plus.....	49
Figura 11 –	Processo de condicionamento do biometano.....	50
Figura 12 –	Emissões agrícolas na categoria de aquecimento global.....	66
Figura 13 –	Emissões agrícolas na categoria de depleção de combustíveis fósseis.....	67
Figura 14 –	Emissões industriais na categoria de aquecimento global.....	68
Figura 15 –	Lucro acumulado por anos.....	76

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 –	Processos de conversão e respectivos produtos de uma biorrefinaria.....	19
Tabela 2 –	Caracterização da vinhaça de cana-de-açúcar.....	21
Tabela 3 –	Compostos orgânicos dissolvidos na vinhaça.....	22
Tabela 4 –	Performance de sistemas de biodigestão operados com alta carga orgânica.....	26
Tabela 5 –	Especificações da ANP para o biometano (Resolução nº 685, de 29.6.2017).....	27
Tabela 6 –	Comparação dos métodos de separação usados para a remoção do H <sub>2</sub> S do biogás.....	29
Tabela 7 –	Comparação entre as técnicas de remoção de água do biogás.....	31
Tabela 8 –	Comparação dos métodos de separação usados para a remoção do CO <sub>2</sub> da corrente de biogás.....	35
Tabela 9 –	Diferentes cenários avaliados neste trabalho.....	39
Tabela 10 –	Componentes definidos no simulador Aspen Plus® para a biorrefinaria.....	40
Tabela 11 –	Parâmetros utilizados na modelagem da biodigestão da vinhaça.....	45
Tabela 12 –	Parâmetros utilizados na purificação do biogás.....	50
Tabela 13 –	Poder calorífico inferior por produto.....	53
Tabela 14 –	Premissas econômicas.....	54
Tabela 15 –	Áreas da biorrefinaria.....	55
Tabela 16 –	Definições de CAPEX e OPEX e referências para a produção de biogás e biometano.....	56
Tabela 17 –	Composição da vinhaça 1G calculada no simulador Aspen com os parâmetros de composição da matéria-prima e de conversão adotados na BVC.....	60
Tabela 18 –	Produção anual de cada cenário.....	61
Tabela 19 –	Composição das correntes de biogás e de biometano.....	61
Tabela 20 –	Produção anual de eletricidade de acordo com os cenários.....	62
Tabela 21 –	Consumo dos compressores na purificação do biogás.....	63
Tabela 22 –	Custos da produção agrícola.....	64
Tabela 23 –	Consumo de combustível.....	65
Tabela 24 –	Impacto associados às emissões agrícolas.....	66
Tabela 25 –	Impactos associados às emissões industriais por produto na categoria aquecimento global.....	68

Tabela 26 – Nota de eficiência energético-ambiental.....	69
Tabela 27 – Geração de CBIOs por produto.....	69
Tabela 28 – Custos de investimento da biorrefinaria 1G e da produção de biogás e biometano.....	70
Tabela 29 – Custos anuais do transporte rodoviário do biometano a 250 bar – 20km.....	72
Tabela 30 – Custos operacionais anuais da biorrefinaria 1G e da produção de biogás e biometano.....	73
Tabela 31 – Receitas anuais da biorrefinaria 1G e da produção de biogás e biometano.....	74
Tabela 32 – Resultados dos índices econômicos.....	74
Tabela 33 – Preços dos produtos para alcançar uma TIR de 19,8%.....	77
Tabela 34 – Preços dos produtos para alcançar uma TIR de 12%.....	77

## LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

1G	Primeira geração
2G	Segunda geração
ACV	Análise do Ciclo de Vida
ANP	Agência Nacional de Petróleo
B10	Diesel com 10% de biodiesel
BVC	Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar
C12	Sacarose
C5	Pentoses
C6	Glicose
CAPEX	Custos de capital
CBIOS	Créditos de descarbonização
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
CHP	Unidade de geração de calor e eletricidade
CO <sub>2</sub> eq	Dióxido de carbono equivalente
COT	Carbono orgânico total
COV	Carga orgânica volumétrica
DQO	Demanda química de oxigênio
GEE	gases de efeito estufa
GNV	Gás natural veicular
ha	Hectare
IGPM	Índice Geral de Preços do Mercado
IPCC	<i>Intergovernmental Panel on Climate Change</i>
ISO	<i>International Standart of Organization</i>
LNBR	Laboratório Nacional de Biorrenováveis
MTC	Milhões de toneladas de cana-de-açúcar
NRTL	<i>Non-random two liquid</i> (dois líquidos não aleatórios)
NTK	Nitrogênio total Kjeldahl
OPEX	Custos de operação
PCI	Poder calorífico inferior
pH	Potencial hidrogeniônico
PSA	Adsorção por modulação de pressão ( <i>Pressure swing adsorption</i> )

RK	Redlich-Kwong
ST	Sólidos totais
SV	Sólidos solúveis
TC	Tonelada de cana-de-açúcar
TEG	Trietilenoglicol
TIR	Taxa interna de retorno
TMA	Taxa mínima de atratividade
TP	Tonelada de palha
TRH	Tempo de retenção hidráulica
UASB	Reator anaeróbico de fluxo ascendente
VPL	Valor presente líquido
1G	Primeira geração
2G	Segunda geração

## SUMÁRIO

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b> .....	16
<b>2</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	19
2.1	BIORREFINARIAS .....	19
2.2	VINHAÇA .....	21
2.3	PRODUÇÃO DE BIOGÁS .....	23
<b>2.3.1</b>	<b>Biogás a partir da vinhaça</b> .....	24
2.4	TRATAMENTO DO BIOGÁS A BIOMETANO .....	27
<b>2.4.1</b>	<b>Remoção de H<sub>2</sub>S</b> .....	28
<b>2.4.2</b>	<b>Remoção de água</b> .....	31
<b>2.4.3</b>	<b>Remoção de CO<sub>2</sub></b> .....	32
2.5	BIORREFINARIA VIRTUAL DE CANA-DE-AÇÚCAR (BVC).....	36
2.6	ÍNDICES ECONÔMICOS .....	36
<b>2.6.1</b>	<b>Período de retorno do investimento</b> .....	37
<b>2.6.2</b>	<b>Valor presente líquido (VPL)</b> .....	37
<b>2.6.3</b>	<b>Taxa interna de retorno (TIR)</b> .....	37
<b>3</b>	<b>METODOLOGIA</b> .....	39
3.1	MODELAGEM E SIMULAÇÃO .....	40
<b>3.1.1</b>	<b>Definição das espécies químicas</b> .....	40
<b>3.1.2</b>	<b>Seleção dos modelos termodinâmicos</b> .....	41
<b>3.1.3</b>	<b>Definições de premissas e fluxogramas dos processos</b> .....	42
3.1.3.1	Biorrefinaria 1G .....	42
3.1.3.2	Produção de biogás .....	44
3.1.3.2.1	<i>Premissas da produção de biogás</i> .....	44
3.1.3.3	Purificação de biogás a biometano .....	47
<b>3.1.4</b>	<b>Simulação do processo agrícola</b> .....	51
3.2	AVALIAÇÃO ECONÔMICA E AMBIENTAL.....	52
<b>3.2.1</b>	<b>Avaliação ambiental</b> .....	52
<b>3.2.2</b>	<b>Avaliação econômica</b> .....	54
3.2.1.1	Custos de investimento e operacionais .....	56
3.2.1.1.5	<i>Transporte</i> .....	58
<b>4</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b> .....	60
4.1	SIMULAÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL .....	60
4.2	SIMULAÇÃO DO PROCESSO AGRÍCOLA .....	64
4.3	ANÁLISE AMBIENTAL .....	66
4.4	ANÁLISE ECONÔMICA .....	70
<b>5</b>	<b>CONCLUSÕES</b> .....	79
	<b>REFERÊNCIAS</b> .....	81
	<b>APÊNDICE A – PREMISSAS PARA BIORREFINARIA 1G</b> .....	95
	<b>APÊNDICE B – TABELA DE CÁLCULO DE CONVERSÃO</b> .....	96
	<b>APÊNDICE C – REAÇÕES DA BIODIGESTÃO</b> .....	97
	<b>APÊNDICE D– RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES INDUSTRIAIS</b> .....	98

<b>APÊNDICE E – CUSTO DO TRANSPORTE RODOVIÁRIO DE BIOMETANO DO CENÁRIO 4 PARA DIFERENTES DISTÂNCIA.....</b>	<b>101</b>
---	------------

## 1 INTRODUÇÃO

A crescente necessidade global por energia e os impactos negativos associados ao uso de combustíveis fósseis aumentaram a procura por fontes de energia ambientalmente sustentáveis. Devido ao baixo custo, à abundância e à procedência, as biomassas surgem como potenciais matérias-primas alternativas para a produção de biocombustíveis como biogás e bioetanol (ADARME *et al.*, 2019; AGBOR *et al.*, 2011) em biorrefinarias, reduzindo as emissões de CO<sub>2</sub> ocasionadas por combustíveis fósseis (GRASSI e PEREIRA, 2019).

Os biocombustíveis podem ser classificados como de primeira (1G) ou segunda (2G) geração de acordo com a origem da sua biomassa. Os produtos 1G são aqueles geralmente produzidos a partir de açúcares, grãos ou sementes, tais como, cana-de-açúcar, beterraba e milho (HASSAN, WILLIAMS e JAISWAL, 2019; NAIK *et al.*, 2010). Com isso, a produção de combustíveis 1G pode acarretar uma discussão ética, uma vez que estes utilizam possíveis alimentos como insumo (AMER, SAAD e ISMAIL, 2019; POGGI-VARALDO *et al.*, 2014).

Por outro lado, os biocombustíveis 2G são obtidos a partir de biomassas lignocelulósicas, que são resíduos não comestíveis, como bagaço de cana-de-açúcar e resíduos florestais (JUNQUEIRA *et al.*, 2017). No entanto, os insumos 2G trazem consigo as dificuldades operacionais e tecnológicas do tratamento e do processamento de biomassas com estruturas mais complexas (CHERUBINI, 2010; NAIK *et al.*, 2010).

Entre os biocombustíveis líquidos mais usados no Brasil se destaca o etanol (ANP, 2019). Em 2018, os Estados Unidos contavam com 210 biorrefinarias produzindo cerca de 61 bilhões de litros de etanol de milho, tendo o Brasil como o principal comprador (RFA, 2019). O Brasil, por sua vez, é o segundo maior produtor de etanol do mundo, tendo produzido 33,1 bilhões de litros de etanol de cana-de-açúcar na safra 2018/2019 (CONAB, 2019).

No Brasil, a cana-de-açúcar é a principal matéria-prima empregada na produção de etanol 1G, com uma safra em 2019 de 642,7 milhões de toneladas (CONAB, 2019). Cerca de 45% das usinas brasileiras processam mais de 2 milhões de toneladas de cana-de-açúcar (MTC) por ano (KLEIN *et al.*, 2019) e produzem aproximadamente 90 L de etanol por tonelada de cana-de-açúcar (CGGE, 2017).

O caldo da cana-de-açúcar é convertido em etanol 1G através da fermentação da sacarose, gerando significativas quantidades de vinhaça (10 L a 15 L de vinhaça por litro de etanol), um resíduo líquido da destilação do etanol com elevado conteúdo orgânico, que é geralmente empregado no solo devido aos nutrientes que contém (BITTENCOURT *et al.*, 2014; BONOMI *et al.*, 2012; JOPPERT *et al.*, 2017; MARAFON *et al.*, 2020).

No entanto, diversos autores sugerem que o uso direto da vinhaça no solo pode ocasionar problemas como contaminação do lençol freático, acidificação do solo e o aumento das emissões de gases do efeito estufa como CH<sub>4</sub>, oriundos da decomposição da matéria orgânica presente na vinhaça, e sugerem a bioconversão em biogás como uma alternativa para solucionar o problema (CARMO *et al.*, 2013; MORAES *et al.*, 2014, 2017; MORAN-SALAZAR *et al.*, 2016; OLIVEIRA *et al.*, 2015; SILVA *et al.*, 2021). Além disso, o biogás é um produto de maior valor agregado do que a vinhaça, o que pode gerar benefícios econômicos para os produtores e maior aproveitamento energético da cana-de-açúcar (FUESS *et al.*, 2021).

O biogás gerado através da digestão anaeróbia é composto principalmente por CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S. Normalmente, o biogás produzido em biorrefinarias é utilizado nas caldeiras para produzir calor e eletricidade. Outra possibilidade é converter o biogás em biometano, que pode ser incorporado à rede de gás natural ou utilizado como substituto do diesel nos maquinários e veículos envolvidos na produção e no transporte da cana-de-açúcar (KLEIN *et al.*, 2019). O uso do biometano em substituição ao gás natural e ao óleo diesel reduz a emissão de gases de efeito estufa e, potencialmente, torna as biorrefinarias de cana mais competitivas ambiental e economicamente.

Com a finalidade de incentivar a aplicação de biocombustíveis na matriz energética e de cumprir as metas definidas no Acordo de Paris de 2015, o qual visa reduzir as emissões de gases de efeito estufa para limitar o aumento médio de temperatura global a 2 °C, o Brasil implementou o programa RenovaBio. Com esse acordo, espera-se que a produção de etanol e, conseqüentemente, de vinhaça aumente (SILVA *et al.*, 2021).

O programa RenovaBio é uma política nacional instituída pela Lei nº 13.576/2017 que estabelece metas nacionais anuais de redução das emissões de carbono, oferecendo créditos de descarbonização (CBIOs) para os produtores de biocombustíveis com base na nota de eficiência energético-ambiental da unidade produtora (ANP, 2020). A nota de eficiência, por sua vez, corresponde à redução na emissão de gases de efeito estufa proporcionada pela substituição de combustíveis fósseis pelos biocombustíveis nela produzidos (ANP, 2020).

Dessa forma, considerando o elevado conteúdo orgânico da vinhaça e, conseqüentemente, alto potencial energético, este trabalho possuiu como objetivo geral avaliar diferentes cadeias de valor visando a produção de biogás e de biometano a partir da vinhaça integrada em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar de primeira geração. Para isso, os objetivos específicos desenvolvidos foram:

- Propor os fluxogramas de processo para os diferentes destinos considerados para o biogás e para o biometano produzidos;
- Modelar e simular os processos de produção de biogás e de biometano a partir de vinhaça;
- Integrar os processos à Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC) do Laboratório Nacional de Biorrenováveis (LNBR);
- Realizar análises integradas econômica e ambiental de diferentes cenários de produção e aplicação de biogás e de biometano.

Este trabalho traz resultados importantes para a sociedade no âmbito de avaliações de estratégias para integração de processos em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar. Além disso, este é o primeiro estudo na área de avaliações econômico-ambientais do grupo de pesquisa do Laboratório de Combustíveis da UFPE.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste capítulo estão descritos conceitos importantes sobre biorrefinarias, digestão anaeróbia da vinhaça e purificação do biogás.

### 2.1 BIORREFINARIAS

As biorrefinarias são instalações industriais que têm a finalidade de converter biomassas em bioprodutos de maior valor agregado, tais como biocombustíveis, produtos químicos, eletricidade e calor através de diferentes rotas de conversão (HOLM-NIELSEN e EHIMEN, 2014; JONG *et al.*, 2012). A Tabela 1 apresenta alguns produtos e processos de conversão de biomassas de uma biorrefinaria.

Tabela 1 - Processos de conversão e respectivos produtos de uma biorrefinaria.

Processos	Bioproduto	Composição do bioproduto	Aplicação
<b>Fermentação</b>	Etanol	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	Empregado como biocombustível
<b>Digestão anaeróbia</b>	Biogás	CH <sub>4</sub> , CO <sub>2</sub> e impurezas como H <sub>2</sub> S	Pode ser convertido a calor, eletricidade ou biometano
<b>Pirólise e liquefação hidrotérmica</b>	Bio-óleo	Compostos orgânicos	Pode ser refinado a biocombustíveis e derivados fenólicos
<b>Reforma do metano e eletrólise</b>	Bio-Hidrogênio	H <sub>2</sub>	Pode ser empregado diretamente como combustível ou no processo de <i>upgrading</i> de combustíveis
<b>Gaseificação e <i>dark fermentation</i></b>	Gás de Síntese ( <i>syngas</i> )	CO, CO <sub>2</sub> e H <sub>2</sub>	Pode ser transformado em calor, eletricidade ou combustíveis através da reação de Fischer–Tropsch
<b>Hidrólise enzimática e pré-tratamentos</b>	Pentoses e hexoses	Xilose, arabinose, glicose, frutose e galactose.	Podem ser convertidos a biocombustíveis e outros produtos químicos
<b>Unidade de cogeração (CHP)</b>	Eletricidade e calor	-	Usados para atender demandas da planta e o excedente pode ser vendido

Fonte: Adaptado de Cherubini *et al.* (2009) e Sadhukhan, Ng e Hernandez (2014).

Na Tabela 1, os processos citados podem ser termoquímicos como gaseificação, liquefação hidrotérmica e pirólise rápida ou bioquímicos como fermentação, hidrólise enzimática e digestão anaeróbia.

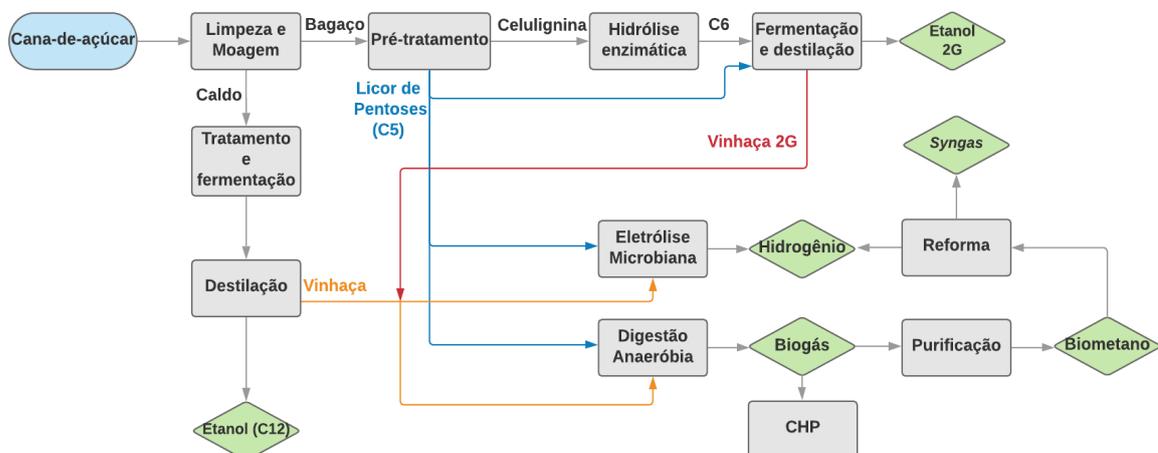
Nas rotas bioquímicas, a matéria orgânica da biomassa é convertida em insumos químicos e biocombustíveis através de agentes biológicos, como bactérias e leveduras. No caso

das conversões termoquímicas, a biomassa é transformada termicamente em energia ou biocombustível.

No contexto brasileiro, sabe-se que a cana-de-açúcar é a principal matéria-prima utilizada para a produção de etanol (ADARME *et al.*, 2019). As usinas de açúcar podem conter destilarias autônomas, quando produzem somente etanol, ou anexas, quando destinadas a gerar etanol e açúcar (MARIANO *et al.*, 2013). Além disso, elas podem ser classificadas como de primeira geração (1G) ou de segunda geração (2G).

Em uma biorrefinaria de cana 1G, o etanol é produzido apenas a partir da sacarose contida no caldo da cana-de-açúcar. Por outro lado, em uma biorrefinaria 2G, o etanol é produzido a partir dos açúcares obtidos por hidrólise de materiais lignocelulósicos, como o bagaço e a palha cana-de-açúcar. A Figura 1 apresenta um fluxograma simplificado de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar 1G/2G na qual a vinhaça e também o bagaço são utilizados para a produção de biocombustíveis por processos bioquímicos.

Figura 1 - Esquema simplificado de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar 1G/2G com aproveitamento do bagaço da cana-de-açúcar e da vinhaça por processos bioquímicos.



\*CHP - unidade de cogeração. Fonte: Adaptado de Mariano *et al.* (2013) e de Formann *et al.* (2020).

Conforme mostrado na Figura 1, o processo se inicia com a limpeza e a moagem da cana, gerando o caldo e o bagaço. O caldo é tratado, fermentado e destilado, originando o etanol 1G, obtido a partir da sacarose (C12) presente no caldo, e produzindo vinhaça como resíduo. A vinhaça pode, então, ser transformada em biogás ou hidrogênio através da digestão anaeróbia ou células biocombustíveis, respectivamente.

O bagaço, por sua vez, pode ser convertido em etanol 2G, seja por fermentação da glicose (C6) produzida por hidrólise enzimática da fração celulósica do bagaço (celulignina), seja a partir da fermentação do licor de pentoses (C5) produzido no pré-tratamento hidrotérmico

do bagaço, durante o qual a hemicelulose presente em sua composição é hidrolisada (MARIANO et al., 2013).

Um pré-tratamento hidrotérmico muito difundido é o de explosão a vapor, no qual a biomassa lignocelulósica (bagaço ou palha) é colocada em um reator e submetida a vapor saturado, com pressões de até 40 bar por alguns minutos, sendo então descomprimida bruscamente (GRAVITIS et al., 2010). Além do etanol 1G e 2G, também é possível obter energia térmica e eletricidade na unidade de cogeração (CHP), a partir da combustão dos resíduos sólidos produzidos no processamento da cana (bagaço, celulignina ou lignina 2G) e também pela queima do biogás produzido por biodigestão (MARIANO et al., 2013).

O presente trabalho se restringiu à avaliação da conversão da vinhaça em biogás e biometano em uma destilaria autônoma 1G e, por isso, os próximos tópicos estão focados nesse contexto.

## 2.2 VINHAÇA

A vinhaça é o efluente resultante do processo de destilação na produção de etanol 1G. A composição da vinhaça varia de acordo com o tipo de biorrefinaria, com a safra, com o local de cultivo e com as condições climáticas (FUESS, GARCIA e ZAIAT, 2018; SANTOS *et al.*, 2019). Essa corrente líquida é rica em matéria orgânica e nutrientes, conforme apresentado na Tabela 2.

Tabela 2 - Caracterização da vinhaça de cana-de-açúcar

Parâmetro	Valor	Referência
<b>DQO</b> (g/L)	18-45	(ADARME <i>et al.</i> , 2019; BARROS; DUDA e OLIVEIRA, 2016; FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; JANKE <i>et al.</i> , 2016; KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017; MORAES <i>et al.</i> , 2014; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>COT</b> (g/L)	6-14	(ADARME <i>et al.</i> , 2019; FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018)
<b>ST</b> (g/L)	14,5-41,0	(ADARME <i>et al.</i> , 2019; BARROS; DUDA e OLIVEIRA, 2016; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>SV</b> (g/L)	1,5-17,2	(ADARME <i>et al.</i> , 2019; KIYUNA, FUESS e ZAIAT, 2017; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>NTK</b> (g/L)	0,35-1,25	(BARROS; DUDA e OLIVEIRA, 2016; FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>Fósforo</b> (g/L)	0,15-0,30	(BARROS; DUDA e OLIVEIRA, 2016; FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017)
<b>Sulfato</b> (g/L)	0,02-2,00	(ADARME <i>et al.</i> , 2019; FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>Potássio</b> (g/L)	2,06	CHRISTOFOLETTI <i>et al.</i> , 2013
<b>pH</b>	4,5-4,77	(BARROS; DUDA e OLIVEIRA, 2016; KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017; NERY <i>et al.</i> , 2018)

Legenda: DQO = demanda química de oxigênio; COT = carbono orgânico total; ST = sólidos totais; SV = sólidos voláteis; NTK = nitrogênio total Kjeldahl. Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 2, nota-se que existe uma extensa faixa de concentração de nitrogênio total Kjeldahl (NTK), de sulfato e de demanda química de oxigênio (DQO) na vinhaça. Também se nota a presença de fósforo na sua composição, o que permite seu uso como fertilizante no solo.

A presença dos nutrientes faz com que seja possível realizar processos bioquímicos como a digestão anaeróbia sem a suplementação de nutrientes (ADARME *et al.*, 2019; JANKE *et al.*, 2016; KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017; SANTOS *et al.*, 2017). No entanto, alguns autores verificaram aumento na produção do biogás e da estabilidade do processo com a suplementação de ureia (BARROS; DUDA e OLIVEIRA, 2016; JANKE *et al.*, 2016) ou extrato de levedura (ADARME *et al.*, 2019), como fonte de nitrogênio, principalmente.

Além disso, é possível observar um pH ácido próximo a 4,5. Isto ocorre porque a vinhaça também possui uma grande quantidade de ácidos orgânicos, explicitados na Tabela 3, resultantes da fermentação do etanol. A presença desses ácidos reduz o pH, sendo às vezes necessária uma correção do mesmo com bases para que ocorra a digestão anaeróbia (JANKE *et al.*, 2016; NERY *et al.*, 2018).

Tabela 3 - Compostos orgânicos dissolvidos na vinhaça

Composto	Concentração (mg/L)	Referência
<b>Etanol</b>	148-1626	(FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; JANKE <i>et al.</i> , 2016; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>Ácido fórmico</b>	2970	(Nery <i>et al.</i> , 2018)
<b>Ácido acético</b>	334-942	(FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; JANKE <i>et al.</i> , 2016; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>Ácido láctico</b>	600-6700	(FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; JANKE <i>et al.</i> , 2016)
<b>Ácido propanóico</b>	40-600	(FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018; JANKE <i>et al.</i> , 2016; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>Ácido butanóico</b>	38-750	(FUESS; GARCIA E ZAIAT, 2018; NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>Ácido metilbutanóico</b>	1700-5800	(FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018)
<b>Ácido valérico</b>	15	(NERY <i>et al.</i> , 2018)
<b>Ácido málico</b>	1500-6200	(FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018)
<b>Ácido succínico</b>	950-4050	(FUESS; GARCIA e ZAIAT, 2018)
<b>Glicose</b>	106,44 *	(PARNAUDEAU <i>et al.</i> , 2008)
<b>Sacarose</b>	79,83 *	(PARNAUDEAU <i>et al.</i> , 2008)
<b>Frutose</b>	26,61 *	(PARNAUDEAU <i>et al.</i> , 2008)
<b>Galactose</b>	26,61 *	(PARNAUDEAU <i>et al.</i> , 2008)
<b>Xilose</b>	15,5	(ADARME <i>et al.</i> , 2019)
<b>Glicerol</b>	2517-3914	(FUESS, ZAIAT, do NASCIMENTO, 2019)

\*Calculado.

Fonte: O autor (2021)

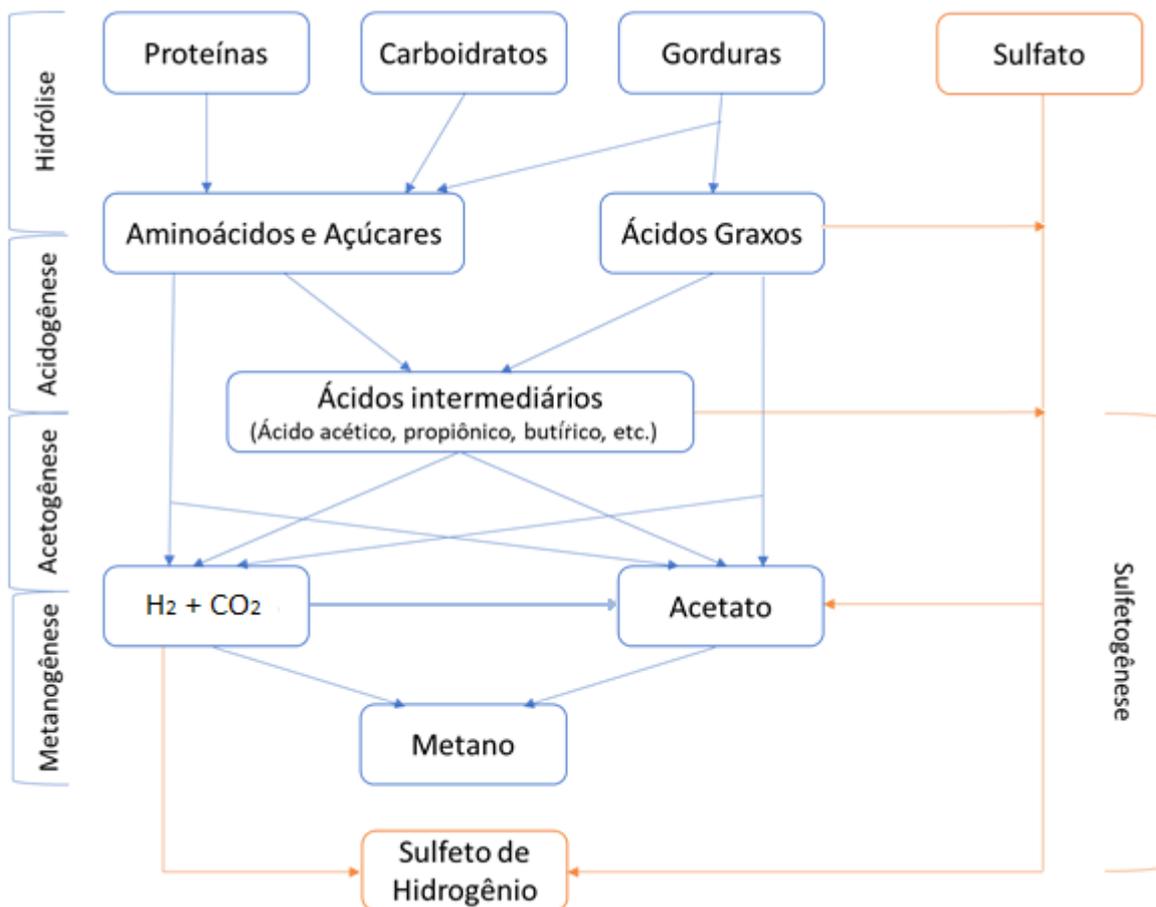
Na Tabela 3, percebe-se que os compostos orgânicos majoritários são ácidos orgânicos e glicerol, um subproduto importante da fermentação alcoólica. Também se verifica uma quantidade significativa de açúcares e de etanol. Além disso, a vinhaça costuma apresentar

temperaturas elevadas (85-100 °C), o que favorece a adoção de reatores termofílicos para produção de biogás (KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017).

### 2.3 PRODUÇÃO DE BIOGÁS

A obtenção do biogás por meio da digestão anaeróbia é realizada por diferentes bactérias em uma sequência de quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese e metanogênese. A Figura 2 mostra um esquema desses processos e os principais produtos gerados.

Figura 2 – Etapas da digestão anaeróbia.



Fonte: Adaptado de Gujer e Zehnder (1983)

Na primeira etapa da digestão anaeróbia, os polímeros (os carboidratos, as proteínas e os lipídeos) são hidrolisados a açúcares, aminoácidos, glicerol e ácidos graxos por bactérias hidrolíticas. Em seguida, os produtos da hidrólise são transformados majoritariamente a ácidos graxos voláteis por bactérias acidogênicas. No entanto, também são formados subprodutos como CO<sub>2</sub>, hidrogênio e álcoois. Na acetogênese, os microorganismos produzem acetato, CO<sub>2</sub>

e H<sub>2</sub> a partir dos álcoois e dos ácidos graxos da acidogênese. Por fim, os produtos da fase anterior são convertidos a metano na metanogênese, a qual é a etapa mais lenta do processo (MORAES *et al.*, 2014; PARSAEE; KIANI e KARIMI, 2019).

Dentre as etapas da digestão anaeróbia, o processo limitante pode ser tanto a hidrólise quanto a metanogênese (MA *et al.*, 2013). Além disso, segundo Moraes *et al.* (2014), as reações acetogênicas não são termodinamicamente favoráveis e, por isso, requerem a retirada constante do hidrogênio produzido, a fim de não interromper a produção de ácido acético que, conforme relatado acima, é o principal substrato para a metanogênese.

No caso de existir sulfato presente no substrato, bactérias redutoras de sulfato podem competir pelos ácidos orgânicos, acetato e H<sub>2</sub> (GUIOT, PAUSS e COSTERTON, 1992), inibindo a formação de metano e gerando um gás rico em H<sub>2</sub>S. Dessa maneira, é importante controlar as condições das reações de acordo com os produtos desejados.

Muitos estudos indicam os parâmetros operacionais a serem controlados num processo de digestão anaeróbia, sendo alguns deles a temperatura, o pH, a carga orgânica volumétrica (COV), o tempo de retenção hidráulica (TRH), a quantidade de ácidos voláteis, o potencial de oxirredução, a alcalinidade e a razão de nutrientes (C:N:P) (NGUYEN *et al.*, 2015; MADSEN, HOLM-NIELSEN e ESBENSEN, 2011; PANIGRAHI e DUBEY, 2019).

### **2.3.1 Biogás a partir da vinhaça**

Existem muitos estudos de geração de biogás a partir da vinhaça na literatura, sendo os mais antigos de meados da década de 80 (CHO, 1983; SANCHEZ, CORDOBA e SIÑERIZ, 1985). Nesses trabalhos foram avaliadas diferentes condições de operação como: o tipo do reator, a temperatura de operação, os tipos de inóculos, a concentração de sulfatos e a COV.

Com relação aos tipos de reatores, os reatores anaeróbicos de fluxo ascendente (UASB) são bastante utilizados para a digestão anaeróbia da vinhaça (SICA *et al.*, 2020; BARROS, DUDA e OLIVEIRA, 2016; JANKE *et al.*, 2018; NERY *et al.*, 2018). Entretanto, também existem estudos com reatores de membrana (FUESS *et al.*, 2016), reatores contendo biomassa imobilizada (DE ALBUQUERQUE *et al.*, 2019), reator de leite fluidizado (RAMOS e SILVA, 2019; VOLPI *et al.*, 2021) e reatores de leite fixo (FUESS *et al.*, 2017; CABRERA-DIAZ *et al.*, 2017).

O reator UASB é um reator contínuo no qual a biodigestão é feita por um consórcio de bactérias reunindo populações acidogênicas e metanogênicas em uma biomassa granulada com alta atividade biológica, que é retida no interior do reator por um decantador interno, permitindo

operar o reator com alta carga orgânica volumétrica e tempos de residência hidráulica relativamente baixos (BARROS, DUDA e OLIVEIRA, 2016; JANKE et al., 2018; NERY et al., 2018).

A temperatura de operação dos reatores apresenta alto impacto na comunidade microbiana (GUNNIGLE *et al.*, 2015; PAP *et al.*, 2015). Existem estudos para as diferentes condições de temperatura: psicrófilas (< 20 °C) (LIER, REBAC e LETTINGA, 1997), mesofílicas (35 °C) (BAETA *et al.*, 2016a, 2016b; COSTA *et al.*, 2014; RIBEIRO *et al.*, 2017), termofílicas (55 °C) (FERRAZ JUNIOR *et al.*, 2016) e hipertermofílicas (70 °C) (NIZ *et al.*, 2019).

Apesar de reatores em condições mesofílicas serem os mais utilizados, as condições termofílicas são de fácil obtenção, pois a vinhaça possui temperaturas na faixa de 85° a 90 °C na saída do processo de destilação, não necessitando assim de aquecimento adicional (KIYUNA, FUESS e ZAIAT, 2017). A origem do inóculo específico para cada condição é importante, pois ao utilizar lodo de inóculo mesofílico Lazaro *et al.* (2014) não obtiveram bons resultados no desempenho de um reator termofílico.

Com relação aos inóculos, geralmente são utilizados os provenientes de reatores anaeróbios inóculos já adaptados à digestão de vinhaça (FERRAZ JUNIOR *et al.*, 2016; KIYUNA; FUESS e ZAIAT, 2017; SANTOS *et al.*, 2019).

Outro fator que pode impactar na biodigestão é a alta concentração de sulfatos na vinhaça, indicada previamente na Tabela 2. Kiyuna, Fuess, Zaiat (2017) avaliaram a influência da sulfetogênese na digestão anaeróbia da vinhaça. Os resultados obtidos demonstram que a sulfetogênese pode competir com a metanogênese na digestão anaeróbia da vinhaça no consumo da DQO. Foi observada uma diminuição de 35% no potencial de produção de metano quando a relação DQO/sulfato diminuiu de 12 para 7,5. España-Gamboa *et al.* (2012) por sua vez não conseguiram operar um UASB em escala de laboratório com cargas orgânicas volumétricas maiores que 22 kg DQO/(m<sup>3</sup> d). Tal fato foi atribuído à presença de sulfetos resultantes da redução de sulfatos no reator, inibindo a metanogênese ao atingir a concentração de 360 mg S<sup>2-</sup>/L.

Uma alternativa estudada para o aumento da geração do metano a partir da vinhaça é a divisão do reator em dois estágios. No entanto, ainda não existe um consenso na literatura sobre as vantagens da separação da acidogênese e da metanogênese em reatores diferentes.

Com relação aos parâmetros operacionais da biodigestão, a carga orgânica volumétrica apresenta um impacto relevante. Nery *et al.* (2018) estudaram a influência da COV na eficiência de geração de biogás e degradação da vinhaça em um reator UASB em escala piloto. Devido à

alta carga orgânica, foi utilizada uma estratégia de diluição para a partida do reator, seguida de incrementos sucessivos na taxa de recirculação até alcançar 300%. O reator não apresentou perda de eficiência de remoção de DQO (aproximadamente 75%) para COV de até 40 kg DQO/(m<sup>3</sup>·d). Quanto ao biogás gerado, foi visto que para baixos valores de COV, até 10 kg DQO/(m<sup>3</sup>·d), a quantidade de metano no biogás era maior (máximo de 80% e valor médio de 65%). Entretanto, o fator de conversão de metano foi praticamente constante no valor de 0,30 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO<sub>removida</sub>.

A Tabela 4 apresenta alguns resultados para a biodigestão de vinhaça em reatores operando com alta carga orgânica.

Tabela 4 - Performance de sistemas de biodigestão operados com alta carga orgânica.

Referência	Reator	Tipo de destilaria	T (°C)	COV (kg DQO /m <sup>3</sup> .d)	Remoção de DQO (%)	%CH <sub>4</sub>	Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / kgDQO removida	%H <sub>2</sub>
Souza et al. (1992)	UASB 75 m <sup>3</sup>	Anexa	55	25-30	72	60	0,333	N.A.
Nery et al. (2018)	UASB 120 L	Autônoma	22±3	32	87,5 (total) 90,5 (solúvel)	N.A.	0,274	N.A.
Ferraz Junior. et al. (2016)	UASB 10 L	Anexa	55	25	72,6	61	0,234	N.A.
Fuess et al. (2016)	UASB – fase metano-gênica	Anexa	55	25	73,9 (total) 96,1 (solúvel)	70	0,306	N.A.

COV – carga orgânica volumétrica; UASB – Reator anaeróbico de fluxo ascendente; APBR - Reator Anaeróbio de Leito Fixo.

Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 4, o melhor resultado de rendimento de metano (0,333 Nm<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kg DQO<sub>removida</sub>) foi obtido por Souza *et al.* (1992), utilizando um reator UASB, operando a 55 °C e com COV em torno de 25 kgDQO/(m<sup>3</sup> d) e com remoção de DQO de 72%.

Condições operacionais análogas de temperatura e COV foram utilizadas por Ferraz Junior *et al.* (2016) que obtiveram percentual de remoção de DQO de 72,6% e rendimento de metano de 0,234 Nm<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kg DQO<sub>removida</sub>. Nery *et al.* (2018), empregando condições criofílicas, alcançaram resultados melhores do que Ferraz Junior *et al.* (2016) tanto para remoção de DQO como para rendimento de metano.

Por outro lado, Fuess *et al.* (2016) e Fuess *et al.* (2017), usando um sistema com dois reatores em série operando a 55 °C, obtiveram 3,4 mol H<sub>2</sub>/molCH<sub>2</sub>O<sub>removido</sub> e 0,306 Nm<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kg DQO<sub>removida</sub>. No entanto, é importante ressaltar que o biogás obtido em duas etapas apresentou maior porcentagem de metano que os demais, uma vez que parte do CO<sub>2</sub> foi retirada na fase acidogênica.

O biogás gerado da vinhaça pode ter cerca de 40% a 75% de metano, de 15% a 60% de CO<sub>2</sub> e se encontra saturado de umidade (ESPAÑA-GAMBOA *et al.*, 2012; JANKE *et al.*, 2018; REIS *et al.*, 2015; AWE *et al.*, 2017). A maioria das referências analisadas não reportou a quantidade de H<sub>2</sub>S. No entanto, Janke *et al.* (2016, 2018) observaram o valor de 5000 ppm de H<sub>2</sub>S no biogás em alguns períodos durante o seu experimento, atingindo o limite superior do aparelho utilizado. Por outro lado, os estudos econômicos encontrados (LONGATI *et al.*, 2019; FUESS *et al.*, 2018; FUESS *et al.*, 2017a) admitem que o biogás oriundo da vinhaça contém cerca de 1% de ácido sulfídrico.

## 2.4 TRATAMENTO DO BIOGÁS A BIOMETANO

O biogás produzido a partir da vinhaça pode ser utilizado diretamente após a remoção do enxofre para produzir eletricidade ou purificado a biometano, o qual pode ser empregado como substituto do óleo diesel em operações agrícolas ou injetado na rede de gás natural. Segundo Silva Neto e Gallo (2021), com as políticas de incentivos apropriadas, o aproveitamento da vinhaça pode gerar excelentes retornos econômicos e ambientais.

No processo de purificação do biogás a biometano, primeiro, retira-se o ácido sulfídrico para evitar danos de corrosão nos demais equipamentos, em seguida se remove o dióxido de carbono e a água, de modo a atender as especificações da ANP (Tabela 5). A ordem de remoção da água e do dióxido de carbono depende das tecnologias utilizadas (BAUER *et al.*, 2013; GRANDE, 2011; MUÑOZ *et al.*, 2015).

Tabela 5 - Especificações da ANP para o biometano (Resolução nº 685, de 29.6.2017)

Característica	Unidade	Limites
Metano, mínimo	% mol	90,0
Oxigênio, máx.	% mol	0,8
CO <sub>2</sub> , máx.	% mol	3,0
CO <sub>2</sub> + O <sub>2</sub> + N <sub>2</sub> , máx.	% mol	10,0
Enxofre total, máx.	mg/m <sup>3</sup>	70
H <sub>2</sub> S, máx.	mg/m <sup>3</sup>	10
Ponto de orvalho de água a 1 atm, máx.	°C	-45

Fonte: ANP (2017)

A Tabela 5 mostra que para a utilização do biometano como gás natural veicular (GNV) é necessário aumentar a concentração de CH<sub>4</sub> até mais de 90%, limitando o CO<sub>2</sub> a 3% mol, o H<sub>2</sub>S a 10 mg/m<sup>3</sup> (7ppm<sub>v</sub>) e a H<sub>2</sub>O que represente um ponto de orvalho de -45 °C (aproximadamente 71ppm<sub>v</sub>). Dessa forma, a remoção de compostos indesejados e o aumento do teor de metano no biogás são essenciais para sua integração na rede de gás natural. Os processos de purificação estão detalhados a seguir.

### 2.4.1 Remoção de H<sub>2</sub>S

Os métodos utilizados para eliminar o H<sub>2</sub>S podem ser divididos em dois grupos: dessulfurização físico-química e dessulfurização biotecnológica. As estratégias físico-químicas envolvem precipitação química, absorção e adsorção e as estratégias biológicas envolvem microaeração e biofiltração (OKORO e SUN, 2019).

A precipitação química, a adsorção, a absorção química, a microaeração e separação por membrana constituem as tecnologias mais usadas para a remoção de H<sub>2</sub>S do biogás (MUÑOZ *et al.*, 2015). A Tabela 6 apresenta um comparativo entre as tecnologias.

Tabela 6 - Comparação dos métodos de separação usados para a remoção do H<sub>2</sub>S do biogás

Processo	Característica	Eficiência	Custos	Vantagens	Desvantagens	Referências
<b>Microaeração</b>	Uso de bactérias para reduzir o enxofre com pequenas doses de O <sub>2</sub> ou ar. Alimentação de O <sub>2</sub> entre 0,3-3% do biogás	95-99,99%	Custo de investimento 0,013-0,016 €/m <sup>3</sup> de biogás	Baixos custos de investimentos e operação. Baixos requerimento de energia e calor. Simples manutenção e operação. H <sub>2</sub> S pode ser reduzido de 3000-5000 ppm até 50-100 ppm	Injeção de doses de ar não controlada pode causar dificuldades de purificação	(BMELV, 2010; Díaz <i>et al.</i> , 2010; Krayzelova <i>et al.</i> , 2015; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)
<b>Biofiltração</b>	Formação de S elementar usando microrganismo	>99%	Custo de operação: 0,024-0,03 €/kgS	O processo não é prejudicado pela injeção de oxigênio no biodigestor Não exige o uso de produtos químicos	Manutenção extra necessária (disponibilização de nutrientes) Filtro com injeção de ar no biogás muito elevada	(BMELV, 2010; Díaz <i>et al.</i> , 2010; Miltner <i>et al.</i> , 2012; Sun <i>et al.</i> , 2015; Tomàs <i>et al.</i> , 2009)
<b>Precipitação química</b>	Utilizando óxidos de ferro	>99%	Custo de operação 0,024 €/m <sup>3</sup> de biogás	Baixos custos de investimento Funcionamento Simples	Altos custos de operação. Uso de químicos (0,13–0,33 €/kgFeCl <sub>3</sub> )	(BMELV, 2010; Greene, 2018; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)
<b>Absorção química</b>	Oxidação do enxofre com ferro	90-100%	Custo de operação: 0,24-0,3 €/kgS Custo de investimento: 3-120 €/m <sup>3</sup> /h).	Perdas de metano baixas. 1-10 ppmv de H <sub>2</sub> S em Biometano. Baixo consumo energético	Difícil operação Altos custos de operação e investimento.	(Awe <i>et al.</i> , 2017; BMELV, 2010; Díaz <i>et al.</i> , 2010; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)
<b>Adsorção</b>	Utilizando NaOH Empregando adsorventes como ZnO e carvão ativado.	90-100% 80-99,8%	0,03 €/m <sup>3</sup> de biogás Custo de operação: 0,021-0,037 €/m <sup>3</sup> de biogás. Custo de investimento: 120-640 €/m <sup>3</sup> /h).	Pequenas perdas de metano Alta eficiência H <sub>2</sub> S pode ser reduzido até 1 ppm. Baixas temperaturas de operação.	Altos custos de operação e investimento. Regeneração em altas temperaturas.	(Awe <i>et al.</i> , 2017; BMELV, 2010; Greene, 2018; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)
<b>Membranas</b>	Gradiente de pressão em membranas porosas para separação de gás	>98%	-	Também pode remover o CO <sub>2</sub>	Altos custos de operação e investimento	(BMELV, 2010; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)
<b>Absorção física</b>	Utilizando solventes como água ou aminas	90-100%	Custo de operação: 0,03 €/m <sup>3</sup> de biogás	Econômico quando é possível empregar água.	Altos custos de operação Não há regeneração de água	(BMELV, 2010; Díaz <i>et al.</i> , 2010; Ehsan e Wahid, 2014)

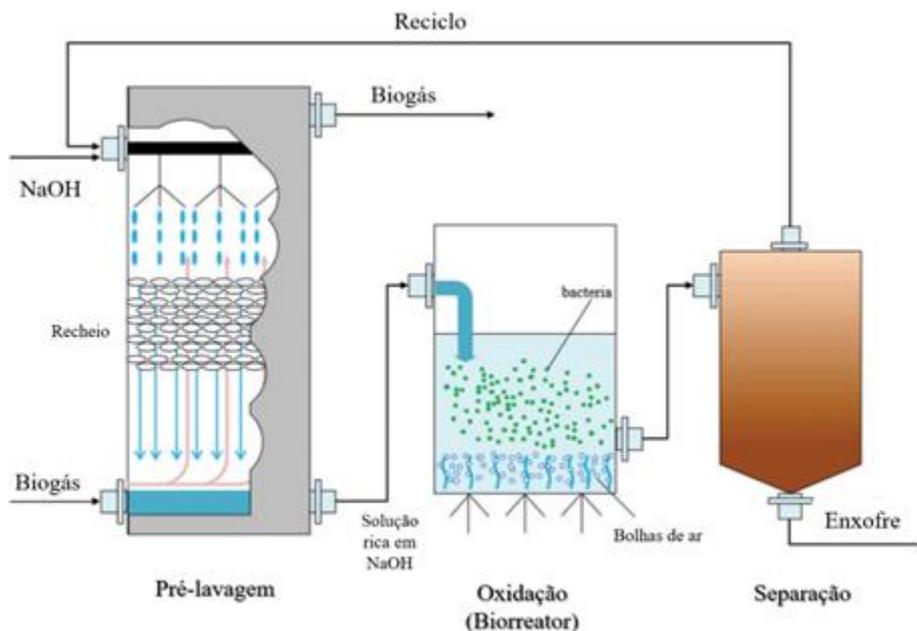
Fonte: O autor (2021)

A Tabela 6 indica que todos os métodos podem atingir uma alta eficiência de remoção do  $H_2S$ . Contudo, destaca-se, pela alta eficiência de remoção e pelos baixos custos de investimento e operação, a dessulfurização biológica, que utiliza bactérias capazes de oxidar o íon sulfeto a enxofre elementar, utilizando  $O_2$  como agente oxidante (DÍAZ *et al.*, 2010; KRAYZELOVA *et al.*, 2015). Dessa forma, os estudos analisados indicam a microaeração como um método simples, eficiente e economicamente viável para remoção do  $H_2S$ . Além disso, esta tecnologia está disponível comercialmente e implementada em instalações de grande escala (MUÑOZ *et al.*, 2015).

Jenicek *et al.* (2017) propõem promover essa oxidação pela injeção de pequenas quantidades de ar ou oxigênio gasoso na parte superior do reator anaeróbio onde é feita a biodigestão (microaeração *in situ*), mas isso pode levar à contaminação do biometano produzido com  $O_2$  e  $N_2$ . A dessulfurização biológica também pode ser realizada *ex situ*, em reatores de biocirculação (TAYAR *et al.*, 2019).

Uma tecnologia de dessulfurização *ex situ* denominada Thiopaq®, desenvolvida pela empresa holandesa Paques, tem sido avaliada positivamente por autores como Leme e Seabra (2016) e Heo *et al.* (2018). Esta tecnologia combina a dessulfurização biológica com uma pré-lavagem com NaOH capaz de absorver o  $H_2S$  antes do processo microbiológico, como mostrado na Figura 3.

Figura 3 – Processo de dessulfurização Thiopaq®.



Fonte: Heo *et al.* (2018)

Numa torre de lavagem, o  $H_2S$  do biogás é continuamente absorvido com uma solução de NaOH em contracorrente. O gás com concentração de  $H_2S$  reduzida sai pelo topo da torre, enquanto que a solução de NaHS produzida pela neutralização do  $H_2S$  absorvido é alimentada no biorreator aerado. No biorreator, bactérias do gênero *Thiobacillus* utilizam oxigênio molecular para oxidar o NaHS a enxofre elementar, enquanto a solução de NaOH assim regenerada é reciclada para a torre de lavagem.

O enxofre elementar produzido é recuperado no decantador, e pode ser usado como fertilizante. Segundo a empresa Paques, a tecnologia é capaz de remover mais de 99,5% do  $H_2S$  presente no biogás, não ocorrendo contaminação com  $O_2$  ou  $N_2$  (PAQUES, 2020).

#### 2.4.2 Remoção de água

Depois do processo de remoção do  $H_2S$ , o biogás é submetido a um processo de desumidificação como preparação para o posterior processo de remoção de  $CO_2$ . A remoção de água do biogás é normalmente feita por adsorção, absorção, refrigeração ou condensação. A Tabela 7 traz um resumo destas dessas tecnologias.

Tabela 7 - Comparação entre as técnicas de remoção de água do biogás

Processo	Técnicas	Vantagens	Desvantagens
<b>Adsorção</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Silica gel</li> <li>• Peneira molecular</li> <li>• Alumina</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Os materiais adsorventes podem ser regenerados.</li> <li>• Estes podem ser usado em biogás e com custos operacionais baixos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• As colunas de adsorção devem ser operadas em pressão de 6-10 bar.</li> <li>• Partículas e óleo devem ser previamente removidos.</li> </ul>
<b>Absorção</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Etilenoglicol</li> <li>• Selexol</li> <li>• Sais higroscópicas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Os materiais podem ser regenerados e não são tóxicos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Necessidade de temperatura e pressões altas para regeneração de solução absorvedora.</li> </ul>
<b>Refrigeração</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Arrefecimento a 2 °C</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Alta eficiência de remoção.</li> <li>• Técnica mais eficiente na remoção da umidade do biogás.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Precisa tratar volumes de gás elevados (&gt; 500 m<sup>3</sup>/h) para ser econômico.</li> <li>• Elevado consumo de energia para manter a refrigeração do sistema.</li> </ul>
<b>Condensação</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Separadores de ciclone</li> <li>• Sistema de troca de calor na tubulação</li> <li>• Tubulação com sistema de purga de vapor de água</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Pode ser aplicada em todos os sistemas de regeneração do biogás.</li> <li>• Reduz vapor d'água em até 0,15% do volume inicial.</li> <li>• Elimina partículas de hidrocarbonetos e óleo.</li> <li>• Tecnologia simples.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• As tubulações devem ser longas e instaladas com inclinação para permitir a purga de vapor d'água.</li> <li>• Tubulações devem ser resistentes ao congelamento.</li> </ul>

Fonte: Adaptado de Ryckebosch *et al.* (2011).

A Tabela 7 indica que a refrigeração é a técnica mais eficiente para a remoção da umidade do biogás, mas que precisa tratar grandes volumes de gás para ser econômica. Por essa razão, Muñoz *et al.* (2015) compararam os três outros processos indicados na Tabela 7 e reportaram que a adsorção é um processo altamente eficiente, com baixo custo operacional, entretanto com alto custo de implantação.

Por outro lado, a absorção apresenta um resultado intermediário entre os processos citados, mas a saturação do absorvente exige paradas para trocas do mesmo periodicamente. Por fim, reportam que a condensação é o processo mais simples, contudo menos eficiente que os demais.

Dessa forma, Muñoz *et al.* (2015) sugerem que, para uma situação na qual o biometano será levado a pressões elevadas em razão do uso pretendido, os próprios ciclos de compressão/resfriamento servirão para remover, por condensação, a maior parte da umidade do gás.

### 2.4.3 Remoção de CO<sub>2</sub>

As tecnologias mais usadas para aumentar a concentração de CH<sub>4</sub> e diminuir a concentração de CO<sub>2</sub> no biogás são a absorção, a separação por membranas, a criogenia e a adsorção por oscilação de pressão ou *Pressure Swing Adsorption* (PSA) (PELLEGRINI *et al.*, 2015; SAHOTA *et al.*, 2018).

A metodologia de absorção através da lavagem de água é um processo físico que se baseia nas diferentes solubilidades dos gases. A eficiência do processo, assim como as perdas de metano relacionadas, dependem da pressão a que o biogás é submetido, da vazão de água, da pressão de dessorção da água e da concentração de metano no biogás (KAPOOR *et al.*, 2017). Os mesmos autores encontram que um grau de pureza elevado do biogás implica uma maior perda de metano, e que o procedimento é capaz de gerar um metano com pureza maior que 90% caso o biogás bruto tenha um teor de 54% de metano. A absorção também pode empregar produtos químicos, como soluções de aminas (GONG *et al.*, 2018) ou hidróxido de sódio (MAILE, MUZENDA e TEFAGIORGIS, 2017).

O processo de separação por membranas se fundamenta nas diferentes permeabilidades dos gases ao passar pela membrana (SCHOLZ *et al.*, 2015; VRBOVÁ E CIAHOTNÝ, 2017). Para atingir altos graus de pureza geralmente é necessária a utilização de dois a três estágios de membranas (SCHOLZ *et al.*, 2015) ou a combinação com outros processos de purificação

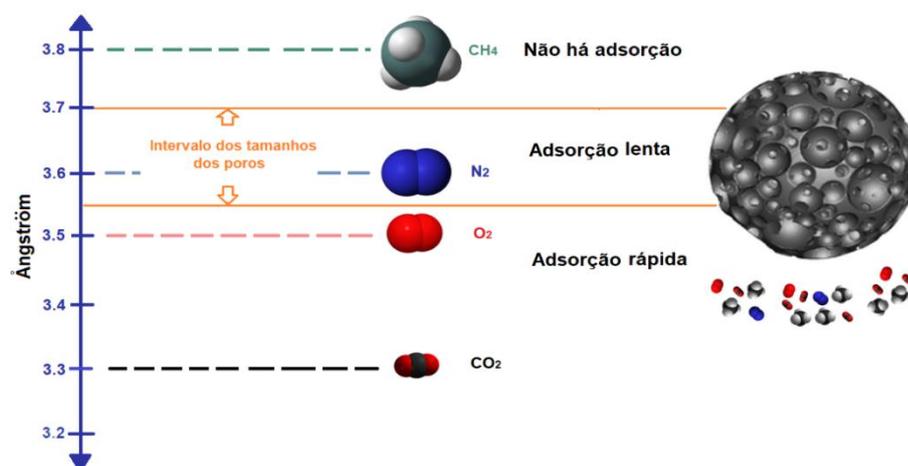
(SONG *et al.*, 2018). Esses processos são capazes de atingir uma pureza maior do que 90% quando o gás alimentado possui um teor de 60% de metano.

A criogenia considera os diferentes pontos de liquefação dos gases componentes. Nesse processo, o biogás é resfriado até que o CO<sub>2</sub> se liquefaça (YOUSEF *et al.*, 2018) ou solidifique (SPITONI *et al.*, 2019), separando-o da mistura. Apesar do alto grau de pureza do produto obtido e de gerar CO<sub>2</sub> líquido que pode ser comercializado, existe um alto custo energético associado ao processo de criogenia (BAENA-MORENO *et al.*, 2019).

A metodologia de adsorção por oscilação de pressão, por sua vez, baseia-se na adsorção seletiva dos gases pelos materiais adsorventes e posterior dessorção (AUGELLETTI, CONTI e ANNESINI, 2017). Devido à necessidade de regeneração do material adsorvente mediante o abaixamento da pressão, mais de uma coluna de tratamento é necessário caso o processo seja contínuo (CANEVESI *et al.*, 2019). Apesar de ser uma tecnologia de baixo custo e simples operação, possui a desvantagem de gerar um gás residual com uma quantidade relativamente alta de metano, problema que pode ser contornado com uma segunda unidade de PSA (AUGELLETTI, CONTI e ANNESINI, 2017). A tecnologia é capaz de elevar o teor de metano de 60% a mais de 98% (AUGELLETTI, CONTI e ANNESINI, 2017; CANEVESI *et al.*, 2019).

O método de PSA normalmente emprega carvão ativado, zeólita ou sílica gel como adsorventes. Nas colunas de adsorção o biogás é alimentado com uma pressão de 4-10 bar (GRANDE, 2011), o CH<sub>4</sub> passa direto e o CO<sub>2</sub> é capturado seletivamente em razão da diferença do tamanho das moléculas (Figura 4). Quando o adsorvente está saturado com CO<sub>2</sub>, a alimentação da mistura de gases é interrompida e a pressão é diminuída a fim de liberar o CO<sub>2</sub> e regenerar o adsorvente (BAUER *et al.*, 2013).

Figura 4- Tamanhos das partículas a serem adsorvidas em PSA.



Fonte: Adaptado de Greenlane Biogas (2020).

A Figura 4 mostra que gases como  $\text{CO}_2$  e  $\text{O}_2$  são adsorvidos rapidamente devido ao tamanho de suas moléculas ser menor do que o tamanho dos poros. O gás  $\text{N}_2$  também pode ser capturado, mas de forma mais lenta, pois sua dimensão é similar às dos poros. Por outro lado, o  $\text{CH}_4$  não adsorve por ser maior do que os poros.

A Tabela 8 apresenta uma comparação entre as tecnologias apresentadas.

Tabela 8 - Comparação dos métodos de separação usados para a remoção do CO<sub>2</sub> da corrente de biogás.

Processo	Característica	Eficiência	Custos de operação	Vantagens	Desvantagens	Prática na indústria	Referências
<b>PSA</b>	Adsorção e dessorção físicas alternadas por variação de pressão	95-98%	0,25-0,3 kWh/Nm <sup>3</sup> Custos: 2700 €/(Nm <sup>3</sup> /h) para vazões de biogás de 600 Nm <sup>3</sup> /h 1500€/(Nm <sup>3</sup> /h) para vazões de biogás de 2000Nm <sup>3</sup> /h	Custos econômicos numa ampla faixa de vazão. Não exige calor. Pode reter CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O N <sub>2</sub> e O <sub>2</sub> .	1-4% de perdas de metano	Tecnologia mais usada em Áustria e Brasil (46 e 60%). Segunda mais usada em Canadá depois de lavagem com água (36%). Mais usado nos USA junto a membranas com 31,5%	(Awe <i>et al.</i> , 2017; Bauer <i>et al.</i> , 2013; BMELV, 2010; Ehsan e Wahid, 2014; Greene, 2018; Hauser, 2017; IEA Bioenergy, 2019; Muñoz <i>et al.</i> , 2015; Sun <i>et al.</i> , 2015)
<b>Lavagem com água</b>	Absorção física com água como solvente; regeneração por redução de pressão	93-99%	0,105 €/m <sup>3</sup> para 250 Nm <sup>3</sup> /h e 0,052 €/m <sup>3</sup> para 2000 Nm <sup>3</sup> /h	Regeneração do solvente. Tolerância a impurezas. 1-2% de perdas de metano.	≤2% de perdas de metano <2% de CO <sub>2</sub> na corrente de Biometano	Mais usado em Coréia do Sul (50%), Suíça (63%), Canada (54%), Alemanha (32%), Japão (100%) e Finlândia (72,7%). Segundo mais usado em Brasil (40%), Holanda (21%), Inglaterra (30%), Noruega (33%) e Dinamarca (32%).	(Awe <i>et al.</i> , 2017; BMELV, 2010; Ehsan e Wahid, 2014; Hauser, 2017; IEA Bioenergy, 2019; Muñoz <i>et al.</i> , 2015; Niesner, Jecha e Stehl, 2013; Sun <i>et al.</i> , 2015)
<b>Tratamento com aminas</b>	Absorção química por meio de soluções aquosas de aminas, regenerado por vapor de água	97-99%	0,55 kWh/Nm <sup>3</sup>	0,1-1,2% de perdas de metano	Requer grande quantidade de calor para regenerar o solvente. Danos irreversíveis por oxidação	Mais usado na Dinamarca (38%) e na Noruega (55%). Segundo mais usado na Alemanha (28%), (20%) e USA (21%).	(Awe <i>et al.</i> , 2017; Bauer <i>et al.</i> , 2013; BMELV, 2010; Ehsan e Wahid, 2014; Greene, 2018; Hauser, 2017; IEA Bioenergy, 2019; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)
<b>Membranas</b>	Gradiente de pressão em membranas porosas para separação de gás	90-99%	0,13-0,22 €/m <sup>3</sup>	Não exige calor, não usa produto químicos. Remoção parcial de oxigênio.	2-13,5% de perdas de metano. Custos elevados do sistema.	Mais usada na França (70%), na Suíça (53%), na Holanda (69%) e na Inglaterra (65,71%). Mais usados na USA junto a PSA (31,5%).	(Bauer <i>et al.</i> , 2013; BMELV, 2010; Díaz <i>et al.</i> , 2010; Ehsan e Wahid, 2014; Greene, 2018; Niesner, Jecha e Stehl, 2013; Sun <i>et al.</i> , 2015)
<b>Processo criogênico</b>	Separação em temperaturas criogênicas	>97-99%	0,4 €/m <sup>3</sup>	0,037-1% de perda de metano. Produção de CO <sub>2</sub> com alta pureza (98%).	Altos custos de investimento e operação. Alto consumo de energia.	Oito plantas na Inglaterra (11,4%) e duas na França (4,3%).	(Bauer <i>et al.</i> , 2013; BMELV, 2010; Ehsan e Wahid, 2014; Greene, 2018; Hauser, 2017; Krayzelova <i>et al.</i> , 2015; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)

Fonte: Adaptado de Awe *et al.* (2017) e BMELV (2010).

A Tabela 8 mostra que todos os processos podem atingir eficiências acima de 90% e que cada um apresenta vantagens e desvantagens específicas e devem ser selecionados de acordo com a finalidade pretendida. Além disso, é possível verificar que PSA é a tecnologia mais empregada para a purificação de biogás em países como Alemanha e Holanda (BAUER *et al.*, 2013) e também nos EUA, na Áustria e no Brasil (IEA BIOENERGY, 2019).

Muitos autores apontam como vantagens do PSA na purificação do biogás o fato de ser uma tecnologia simples e segura, que utiliza equipamentos compactos, com baixo custo de capital e baixa demanda energética e com possibilidade de remover também O<sub>2</sub> e N<sub>2</sub>, como mostrado na Figura 4 (AUGELLETTI, CONTI e ANNESINI, 2017b; BIDART, 2013; GREENE, 2018).

## 2.5 BIORREFINARIA VIRTUAL DE CANA-DE-AÇÚCAR (BVC)

A BVC é uma plataforma de simulação e análise de processos desenvolvida pelo Laboratório Nacional de Biorrenováveis (LNBR) com a finalidade de avaliar diferentes alternativas tecnológicas para a obtenção de biocombustíveis e outros produtos químicos com foco no setor sucroalcooleiro.

É composta por um conjunto de planilhas elaboradas pelo LNBR como “Planilha de Análise Industrial”, na qual são realizados os estudos econômicos, considerando as estimativas de investimento, os custos e as receitas da biorrefinaria, e “CanaSoft”, na qual são feitas as simulações agrícolas para o cálculo do custo total de produção de uma determinada biomassa, considerando parâmetros como os tipos de colheita/plantio, etapas de transporte, operações agrícolas, maquinários, mão de obra e fertilizantes (BONOMI *et al.* 2016; BONOMI *et al.*, 2011; CAVALETT *et al.*, 2012).

Também são utilizados na BVC, o simulador de processos Aspen Plus® e o software de Análise de Ciclo de Vida SimaPro® (BONOMI *et al.* 2016). Dessa forma, a BVC possibilita a avaliação econômica e ambiental de diferentes configurações de biorrefinarias de cana-de-açúcar, permitindo notadamente comparar cenários de produção de biocombustíveis, em que sejam consideradas diferentes rotas tecnológicas.

## 2.6 ÍNDICES ECONÔMICOS

As métricas de engenharia econômica utilizadas neste trabalho estão descritas a seguir, seguindo Watanabe *et al.* (2016).

### 2.6.1 Período de retorno do investimento

O período de retorno do investimento ou *payback* é o tempo necessário para que a geração de caixa do investimento seja igual ao custo do projeto. Os melhores investimentos são aqueles que minimizam o *payback*.

Existem dois tipos de *payback*, o simples e o descontado. O retorno de investimento simples é calculado através da razão entre investimento e ganhos no período. No entanto, esse cálculo não considera o valor do dinheiro ao longo do tempo.

Por outro lado, o *payback* descontado é a razão entre o investimento inicial e o fluxo de caixa descontado trazido a valor presente utilizando uma taxa de desconto, que normalmente é a taxa mínima de atratividade (TMA). O fluxo de caixa descontado pode ser calculado conforme a Equação 2,

$$PV = \frac{FC}{(1+r)^N} \quad (2)$$

na qual *PV* é o valor descontado, *FC* o fluxo de caixa, *r* a taxa de desconto e *N* o período.

### 2.6.2 Valor presente líquido (VPL)

O VPL indica o valor agregado por um investimento a uma empresa e é calculado através da diferença entre o valor presente de todos os fluxos de entrada e o valor presente de todos os fluxos de saída, conforme mostrado na Equação 3,

$$VPL = \sum_{n=0}^{n=N} \frac{Cn}{(1+r)^n} \quad (3)$$

na qual *n* é o número de períodos de tempo, *Cn* é o fluxo de caixa net no período e *r* é a taxa de desconto. Se o VPL for positivo, o projeto não deve ser rejeitado uma vez agrega valor à companhia.

### 2.6.3 Taxa interna de retorno (TIR)

A TIR é taxa de desconto na qual o VPL é zero, isto é, os fluxos de entrada são iguais aos fluxos de saída a valor presente, e é dada pela Equação 4,

$$0 = \sum_{n=0}^{n=N} \frac{Cn}{(1+TIR)^n} \quad (4)$$

Na qual,  $n$  é o número de períodos de tempo,  $Cn$  é o fluxo de caixa net no período e  $TIR$  é a taxa interna de retorno. Para o projeto ser viável, a TIR deve ser maior do que a taxa mínima de atratividade.

### 3 METODOLOGIA

Conforme explicitado anteriormente, este trabalho teve o objetivo de avaliar a integração da produção de biogás e de biometano a partir de vinhaça a uma biorrefinaria de cana-de-açúcar de primeira geração. Essa avaliação foi feita a partir da integração desses processos à BVC. É importante ressaltar que a BVC já contemplava os modelos dos processos de produção de etanol da biorrefinaria, incluindo a geração de vinhaça.

De maneira global, o trabalho foi conduzido em duas grandes etapas. A primeira, compreendeu a modelagem e a simulação dos processos industriais e agrícolas para obtenção do biogás e do biometano. Na segunda etapa, os balanços de massa e de energia resultantes das simulações foram utilizados para as avaliações econômica e ambiental de diferentes cenários, detalhados a seguir.

Para os cenários, foi considerada uma destilaria autônoma 1G com capacidade de processamento de 4 milhões de toneladas de cana-de-açúcar localizada no centro-sul do Brasil e com 200 dias de operação no ano. Nessa unidade, parte da palha produzida no campo é recolhida e destinada junto ao bagaço para a geração de calor e eletricidade para a planta. As variações para cada cenário estão descritas na Tabela 9. As demais premissas utilizadas estão detalhadas nas próximas seções.

Tabela 9 - Diferentes cenários avaliados neste trabalho

Nº cenário	Uso da vinhaça	Aplicação do biogás	Destino do biometano
1	Aplicada no solo	Não há biogás	Não há biometano
2	Convertida em biogás	Convertido em eletricidade	Não há biometano
3	Convertida em biogás	Parcialmente convertido em biometano e o excedente em eletricidade	Aplicado como substituto do óleo diesel em operações agrícolas e de transporte da cana
4	Convertida em biogás	Convertido em biometano	Injeção na rede de gás natural
5	Convertida em biogás	Convertido em biometano	Destinado a um gerador estacionário

Fonte: O autor (2021)

Na Tabela 9, cada linha representa um cenário. Por exemplo, o cenário 3 se refere a uma biorrefinaria autônoma 1G que processa 4 milhões de toneladas de cana-de-açúcar e opera por 200 dias por ano. A vinhaça gerada nessa planta é usada para produzir biogás que é parcialmente

convertido a biometano usado para substituir o óleo diesel em operações agrícolas da própria biorrefinaria e o excedente é transformado em energia elétrica em motores estacionários.

No caso do biometano comercializado como substituto do gás natural (Cenário 4), foi considerado também o impacto do transporte do biometano através de caminhões até um ponto de injeção na rede. Nos demais cenários, o biogás ou o biometano dele derivado foram utilizados apenas internamente na biorrefinaria.

As seções a seguir apresentam as escolhas metodológicas utilizadas em cada etapa.

### 3.1 MODELAGEM E SIMULAÇÃO

A simulação do processo industrial foi realizada no software AspenPlus® versão 10 na seguinte ordem: definição das espécies químicas, seleção dos modelos termodinâmicos empregados para os cálculos e construção do fluxograma com equipamentos e parâmetros operacionais.

#### 3.1.1 Definição das espécies químicas

Neste passo, as substâncias químicas utilizadas no processo foram inseridas na lista de componentes do Aspen Plus®. No entanto, a BVC já continha em seu modelo grande parte das espécies necessárias. Foram adicionadas apenas as substâncias relacionadas com o processo de biodigestão e purificação. A Tabela 10 apresenta todos os componentes utilizados na simulação. Além disso, as definições e as simplificações utilizadas na BVC podem ser encontradas em Bonomi *et al.* (2011) e Bonomi *et al.* (2016).

Tabela 10 - Componentes definidos no simulador Aspen Plus® para a biorrefinaria (continua)

Nome no simulador	Tipo	Nome do componente	Fórmula no simulador
ACET-AC	Convencional	Ácido Acético	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>
CAO	Convencional	Óxido de cálcio	CaO
CAOH2	Convencional	Hidróxido de cálcio	Ca(OH) <sub>2</sub>
CH4	Convencional	Metano	CH <sub>4</sub>
CO2	Convencional	Dióxido de carbono	CO <sub>2</sub>
ETHANOL	Convencional	Etanol	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O
GLUCOLIG	Convencional	Dextrose	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>
GLUCOSE	Convencional	Dextrose	C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> O <sub>6</sub>
GLYCEROL	Convencional	Glicerol	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub>
H2O	Convencional	Água	H <sub>2</sub> O
H3PO4	Convencional	Ácido orto-fosfórico	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>

Tabela 10 - Componentes definidos no simulador Aspen Plus® para a biorrefinaria (continuação)

Nome no simulador	Tipo	Nome do componente	Fórmula no simulador
<b>H2SO4</b>	Convencional	Ácido sulfúrico	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>ISOAMIL</b>	Convencional	3-metil-1-butanol	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> O
<b>ISOBUTOH</b>	Convencional	Isobutanol	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O
<b>MINERALS</b>	Convencional	Óxido de potássio	K <sub>2</sub> O
<b>N2</b>	Convencional	Nitrogênio	N <sub>2</sub>
<b>NAOH</b>	Convencional	Hidróxido de sódio	NaOH
<b>NH4OH</b>	Convencional	Hidróxido de amônio	NH <sub>4</sub> OH
<b>O2</b>	Convencional	Oxigênio	O <sub>2</sub>
<b>ORG-AC</b>	Convencional	Ácido trans-aconítico	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> O <sub>6</sub>
<b>SALTS</b>	Convencional	Cloreto de potássio	KCl
<b>SUCROSE</b>	Convencional	Sacarose	C <sub>12</sub> H <sub>22</sub> O <sub>11</sub>
<b>ACETATE</b>	Sólido	Ácido acético	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub> -1
<b>CAL-PHOS</b>	Sólido	Fosfato de cálcio	Ca <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>
<b>CAL-SULF</b>	Sólido	Sulfito de cálcio	CaSO <sub>3</sub>
<b>FLOCCUL</b>	Sólido	Poli(acrilamida-estireno)	P(ACA&S)
<b>SOIL</b>	Sólido	Dióxido de silício	SiO <sub>2</sub>
<b>SULFUR</b>	Sólido	Enxofre	S
<b>YEAST*</b>	Sólido	Levedura	USER DEFINED
<b>UREA</b>	Convencional	Uréia	CH <sub>4</sub> N <sub>2</sub> O
<b>AMMON-01</b>	Convencional	Amônia	NH <sub>3</sub>
<b>H2S</b>	Convencional	Ácido sulfídrico	H <sub>2</sub> S
<b>NO3</b>	Convencional	Nitrato	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>
<b>S</b>	Sólido	Enxofre	S
<b>NAHS</b>	Sólido	Bissulfeto de sódio	NaHS
<b>NA2SO4</b>	Sólido	Sulfato de sódio	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
<b>TEG</b>	Convencional	Trietileno glicol	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>
<b>FES</b>	Sólido	Sulfeto de ferro	FeS
<b>FEO</b>	Sólido	Óxido de ferro	FeO

\* Componentes criados no *user defined* conforme Bonomi *et al.* (2016). Fonte: O autor (2021)

Após a inserção dos componentes, os pacotes termodinâmicos foram definidos, conforme apresentado no próximo tópico.

### 3.1.2 Seleção dos modelos termodinâmicos

A escolha dos pacotes termodinâmicos utilizados para os cálculos dos modelos depende das condições das substâncias e do processo. Com base nas definições prévias da BVC e nas recomendações disponíveis no programa Aspen Plus foram selecionados os seguintes métodos termodinâmicos:

- NRTL-RK: O modelo NRTL (*non-random two liquid*) estima coeficientes de atividade para a fase líquida. Nos processos onde não havia quantidade significativa de ácidos orgânicos (etapas prévias à fermentação na unidade 1G e purificação do biogás, com exceção da etapa de condicionamento do biometano), utilizou-se o método NRTL-RK. A equação Redlich-Kwong (RK) avalia as propriedades da fase vapor com pressões de até 10 bar considerando alguns desvios da idealidade.
- NRTL-HOC: Nos processos onde havia presença significativa de ácidos orgânicos (destilação e digestão anaeróbia), o modelo NRTL-HOC foi selecionado.
- RKS-BM (Redlich-Kwong-Soave e Boston-Mathias): Esse método é adequado para representar processos de combustão. Assim, esse modelo foi utilizado na cogeração (CHP) da biorrefinaria.
- STEAMNBS: Esse método foi selecionado para os processos que envolviam compressão ou expansão de vapor, como compressores e turbinas, uma vez que este modelo é recomendado para água pura e vapor com temperaturas entre 273,15 K a 2.000 K e pressões até 10.000 bar.
- PENG-ROBINSON: Foi utilizado na fase de condicionamento do biometano, devido às altas pressões do processo (250 bar).

### 3.1.3 Definições de premissas e fluxogramas dos processos

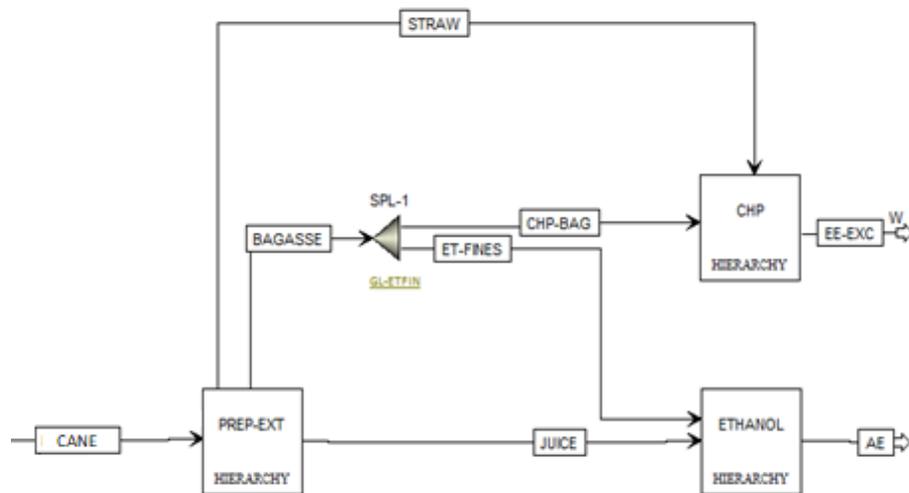
Após a seleção dos modelos termodinâmicos, os fluxogramas de obtenção de biogás e de biometano foram construídos e integrados à BVC. Para facilitar a compreensão da integração, o tópico a seguir apresenta uma visão geral da biorrefinaria 1G da BVC do LNBR.

#### 3.1.3.1 Biorrefinaria 1G

A Figura 5 apresenta o fluxograma global da biorrefinaria 1G de cana-de-açúcar utilizado como referência no presente estudo, na qual os únicos produtos são etanol anidro e eletricidade. Na Figura 5 é possível observar as hierarquias<sup>1</sup> do Aspen Plus que representam as áreas produtivas da destilaria. Importante salientar que a geração da vinhaça ocorre na hierarquia “ETHANOL”.

<sup>1</sup>Hierarquias – blocos organizadores que contêm fluxogramas internamente.

Figura 5 - Fluxograma geral da biorrefinaria 1G utilizada no estudo.

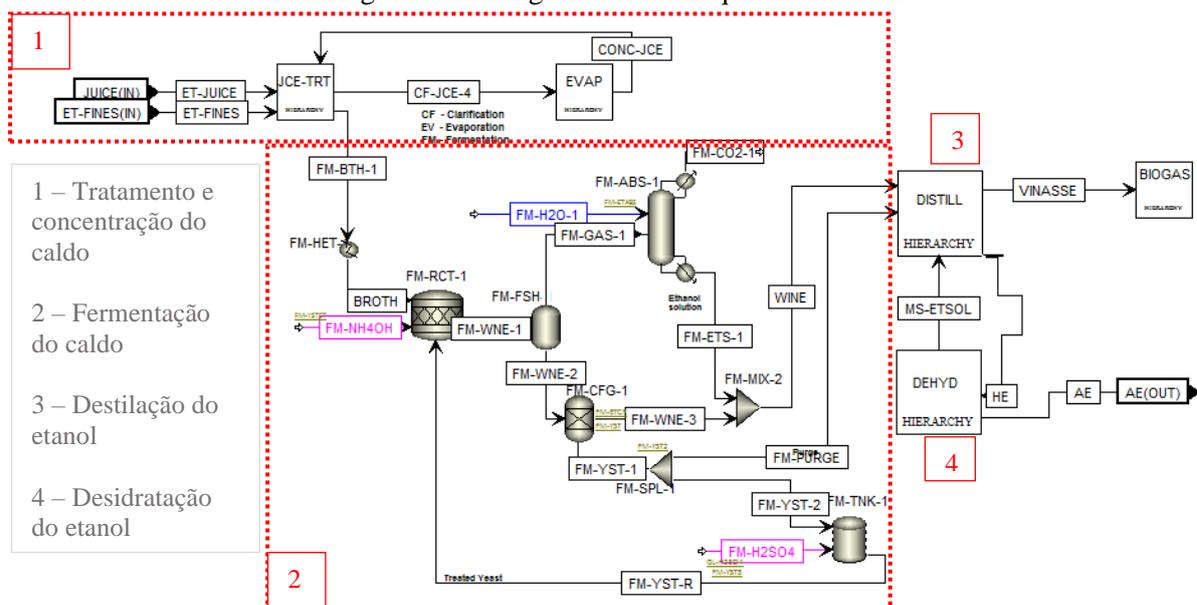


\*Legenda: CANE – cana-de-açúcar; JUICE – caldo de cana-de-açúcar; AE – etanol anidro; STRAW – palha; BAGASSE – bagaço; PREP-EXT – preparação da cana-de-açúcar; CHP – unidade de cogeração de calor e eletricidade; ETHANOL – produção do etanol.

Fonte: O autor (2021)

De maneira sucinta, a Figura 5 mostra a hierarquia “PREP-EXT” na qual a cana-de-açúcar (*cane*) é processada, gerando palha (*straw*), bagaço (*bagasse*) e o caldo de cana-de-açúcar (*juice*). O caldo é enviado para a hierarquia “ETHANOL”, exibida na Figura 6. O bagaço e a palha, por sua vez, são direcionados para a unidade de cogeração (CHP) para gerar vapor e energia elétrica em caldeiras e turbinas.

Figura 6 - Fluxograma da hierarquia ETHANOL.



\*Legenda: JUICE – caldo de cana-de-açúcar; AE – etanol anidro; HE – etanol hidratado; VINASSE – vinhaça; WINE - vinho

Fonte: O autor (2021)

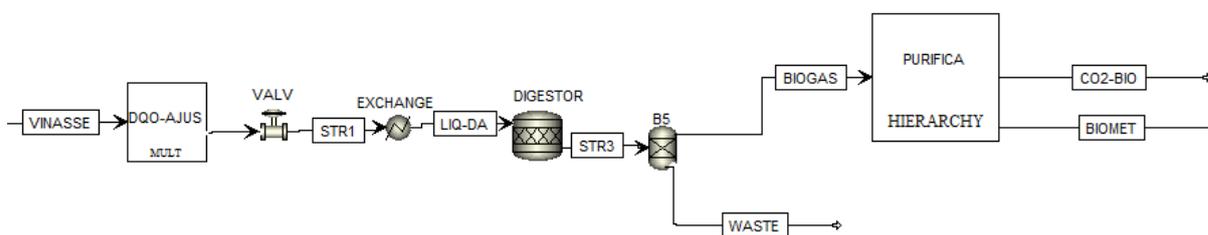
Na hierarquia “ETHANOL” (Figura 6), o caldo é tratado e fermentado resultando no vinho (*wine*) que é destilado produzindo vinhaça (*vinasse*), a qual pode ser direcionada para o solo ou enviada para a hierarquia “BIOGAS”, e etanol hidratado (*HE*), o qual é posteriormente desidratado a etanol anidro (*AE*) no bloco “DEHYD”.

Os parâmetros gerais utilizados na simulação da biorrefinaria 1G da BVC podem ser encontrados no Apêndice A. Com relação ao consumo de energia elétrica da planta 1G, foram adotados os valores de 30 kWh/t cana (SEABRA, 2008) e 45 kWh/t palha seca (PROJETO SUCRE, 2018).

### 3.1.3.2 Produção de biogás

A vinhaça destinada à produção de biogás é enviada à hierarquia “BIOGAS”, na qual é submetida ao processo de digestão anaeróbia, conforme representado no fluxograma da Figura 7.

Figura 7 - Fluxograma de produção de biogás a partir da vinhaça no Aspen Plus.



Fonte: O autor (2021).

Na Figura 7, inicialmente, a vinhaça passa por um ajuste de DQO para atingir o valor de 21 kg/m<sup>3</sup> definido nas premissas, discutidas posteriormente. Em seguida, a corrente é submetida a um ajuste de temperatura no resfriador para 55 °C com a finalidade de alcançar os parâmetros da digestão anaeróbia, que ocorre no biodigestor representado pelo reator estequiométrico. O separador “B5” funciona apenas para representar a saída do biogás pela parte superior do reator e a saída do líquido restante pela parte lateral do reator. Por fim, o biogás segue para a hierarquia “PURIFICA”, onde ocorre a purificação do biogás.

#### 3.1.3.2.1 Premissas da produção de biogás

A partir da revisão bibliográfica e das definições estabelecidas na BVC, foram determinadas as premissas utilizadas para a modelagem da biodigestão, da purificação do biogás e do condicionamento do biometano. Essas premissas foram utilizadas em estudos prévios do grupo do LNBR e estão apresentadas na Tabela 11.

Tabela 11 – Parâmetros utilizados na modelagem da biodigestão da vinhaça.

Parâmetro	Valor	Referência	Observação
DQO da vinhaça 1G de usina autônoma (kg/m <sup>3</sup> )	21,0	Moraes <i>et al.</i> (2014)	Nas simulações do Aspen, a DQO teórica da vinhaça 1G será estimada a partir da composição calculada pelo simulador e a seguir corrigida para o valor de 21,0 kg/m <sup>3</sup> por um fator empírico.
Temperatura da biodigestão (°C)	55	Moraes <i>et al.</i> (2014)	
Carga orgânica volumétrica [kg DQO <sub>aplicada</sub> /(m <sup>3</sup> reator dia)]	26,5	Moraes <i>et al.</i> (2015)	Baseado no desempenho observado em reator UASB de 70 m <sup>3</sup> operando a 55 °C (Souza et al., 1992)
Uso de insumos para correção do pH	Não considerados		Souza, Fuzaro e Polegato (1992) observaram que praticamente não houve consumo de NaOH para o controle do pH.
Eficiência de remoção de DQO (%)	72	Milanez <i>et al.</i> (2015)	
Produção de CH <sub>4</sub> (Nm <sup>3</sup> /kg DQO <sub>removida</sub> )	0,29	Milanez <i>et al.</i> (2015)	
Teor de H <sub>2</sub> S no biogás (% em volume)	Calculado	Leme e Seabra (2016)	Todo o H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> presente na vinhaça que chega ao biodigestor é convertido a H <sub>2</sub> S.
Teor de H <sub>2</sub> O no biogás (% em volume)	Calculado	Awe <i>et al.</i> (2017)	O biogás produzido se encontra saturado de umidade.
Emissões fugitivas na biodigestão	Não consideradas		

Fonte: O autor (2021).

A seguir são apresentadas as justificativas para as principais escolhas adotadas na Tabela 11:

#### a) DQO na alimentação do biodigestor

Decidiu-se adotar o valor de 21,0 kg/m<sup>3</sup> para a DQO da vinhaça 1G, tal como referido por Moraes *et al.* (2014) para a DQO da vinhaça de uma destilaria 1G autônoma. Esse valor está próximo da DQO calculada estequiometricamente (18,5 kg/m<sup>3</sup>) a partir da composição química da vinhaça simulada na BVC e os valores relatados por Moraes *et al.* (2014) têm sido aplicados em outros estudos do grupo.

Assim, na hierarquia "BIOGAS", um bloco multiplicador com o fator 1,133 foi utilizado para corrigir a DQO calculada a partir da composição simulada. A planilha usada para o cálculo da DQO e do fator de correção pode ser vista no Apêndice B.

**b) Configuração do biorreator e carga orgânica volumétrica aplicada**

O modelo de reator selecionado foi do tipo UASB de configuração em fase única, operando com carga orgânica volumétrica de 26,5 kg DQO<sub>aplicada</sub>/(m<sup>3</sup><sub>reator</sub> dia) (MORAES *et al.*, 2015), valor já utilizado em reatores industriais, e com temperatura de 55 °C (MORAES *et al.*, 2014) de maneira a aproveitar a temperatura mais alta da vinhaça.

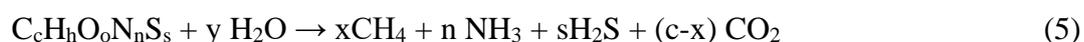
**c) Estratégia de controle do pH**

A correção de pH da vinhaça por adição de álcalis não foi considerada na modelagem da biodigestão, visto que, em um estudo realizado em um biorreator UASB de 75 m<sup>3</sup>, Souza, Fuzaro e Polegato (1992) observaram que praticamente não houve consumo de NaOH para o controle do pH.

**d) Eficiência de remoção da DQO e rendimento em metano**

Para esses parâmetros foram utilizados os valores de 72% de remoção de DQO e 0,29 Nm<sup>3</sup> de metano por kg de DQO removida. Tais números foram indicados por Milanez *et al.* (2015) e foram utilizados para o cálculo da conversão de cada componente. Além disso, esses valores vêm sendo utilizados em avaliações econômico-ambientais feitas pelo LNBR e são semelhantes aos reportados por outros autores para a biodigestão de vinhaça em reatores operando com alta carga orgânica e apresentados na Tabela 4.

Com relação às reações para conversão, foi adotada a equação geral sugerida por Serrano (2011) e indicada na Equação 5.



Com a estequiometria indicada na Equação 5 e as definições sobre a DQO e produtividade de metano, o teor de metano e de dióxido de carbono no biogás foi estimado. As reações utilizadas estão explicitadas no Apêndice C.

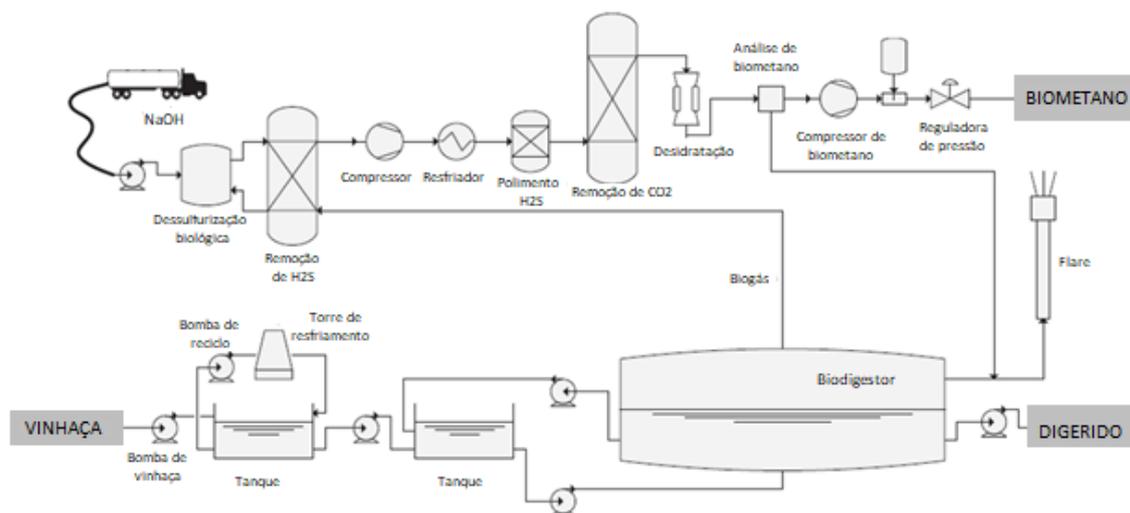
### e) Teor de H<sub>2</sub>O e de H<sub>2</sub>S no biogás

A concentração de H<sub>2</sub>S no biogás foi calculada, de maneira conservadora, considerando que todo o sulfato presente na alimentação do biodigestor (proveniente da adição de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> na fermentação alcoólica) foi convertido a H<sub>2</sub>S na biodigestão, como sugerido por Leme e Seabra (2016). Além disso, o biogás produzido foi considerado saturado de água, conforme Awe *et al.* (2017).

#### 3.1.3.3 Purificação de biogás a biometano

Com base na revisão da literatura e nas premissas adotadas para as simulações, descritas na Tabela 12, o processo de purificação e condicionamento do biogás foi definido e implementado no simulador Aspen Plus. O fluxograma implementado utilizou uma sequência de operações similar à proposta por Leme e Seabra (2016), apresentada na Figura 8.

Figura 8 - Fluxograma genérico do processo de produção de biometano.



Fonte: Adaptado de Leme e Seabra (2016).

Na Figura 8, o biogás produzido no biodigestor é submetido a uma etapa inicial de absorção com NaOH, seguida de uma dessulfurização biológica similar à do processo Thiopaq da empresa Paques, com a configuração recomendada por Allegue e Hinge (2014) para plantas com produção de enxofre entre 50 kgS/dia e 50 tonS/dia, visto que numa simulação preliminar verificou-se que neste trabalho esse valor seria da ordem de 3 tonS/dia.

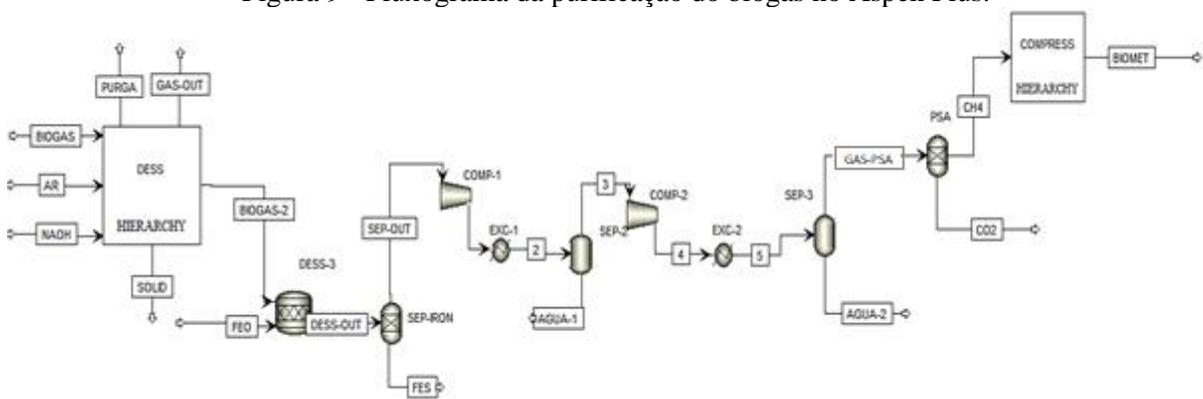
O gás resultante é desidratado através de compressores e resfriadores que operam para atingir as condições necessárias mais adiante para a remoção de CO<sub>2</sub> em uma unidade de PSA (6 bar e 5 °C). Após essa primeira desumidificação, o biogás passa por um segundo processo de remoção de H<sub>2</sub>S utilizando precipitação com óxidos de ferro e com eficiência 99,8% (ALLEGUE e HINGE, 2014).

Nos Cenários 2 e 3, nos quais o biogás produzido até esta etapa foi convertido a eletricidade no gerador estacionário, foi considerada a eficiência do gerador como 38% (MILANEZ *et al.*, 2015) e o poder calorífico inferior (PCI) do biogás corrigido de acordo com a composição de metano, considerando que para um biogás com 46% de metano, o PCI é 16,7 MJ/Nm<sup>3</sup>, obtido a partir dos dados reportados por Lima (2005).

Em seguida, é realizada a remoção de CO<sub>2</sub> em uma unidade de PSA com peneira molecular, que recupera 98% do CH<sub>4</sub> e retira 99% do CO<sub>2</sub> (GREENE, 2018). O biometano gerado foi avaliado em três cenários para aplicações distintas. No cenário 5, o biometano foi convertido a eletricidade no gerador estacionário, considerando o mesmo gerador usado para o biogás, com eficiência 38% (MILANEZ *et al.*, 2015) e o poder calorífico inferior do biometano como 30,5 MJ/Nm<sup>3</sup> (JUNQUEIRA *et al.*, 2016), tendo em vista uma fração de 96,5% de metano no biocombustível.

Nos Cenários 3 e 4, após o PSA o biometano seguiu para ser comprimido e adicionalmente desidratado numa coluna de absorção com trietilenoglicol (TEG), atingindo a pressão e o teor de umidade requeridos para o seu uso como combustível veicular. O diagrama deste processo de purificação implementado no Aspen Plus é apresentado na Figura 9.

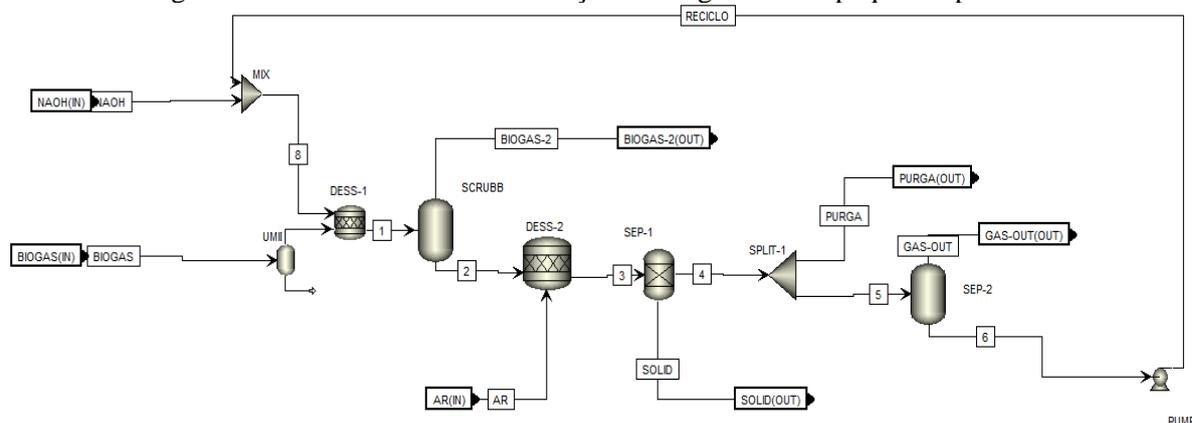
Figura 9 - Fluxograma da purificação do biogás no Aspen Plus.



Fonte: Adaptado de Leme e Seabra (2016).

O primeiro processo da dessulfurização, processo Thiopaq, está representado na hierarquia “DESS” criada no simulador Aspen Plus, como detalhado na Figura 10. Este fluxograma foi adaptado a partir do proposto por Heo *et al.* (2018).

Figura 10 - Processo de dessulfurização do biogás da Thiopaq no Aspen Plus.

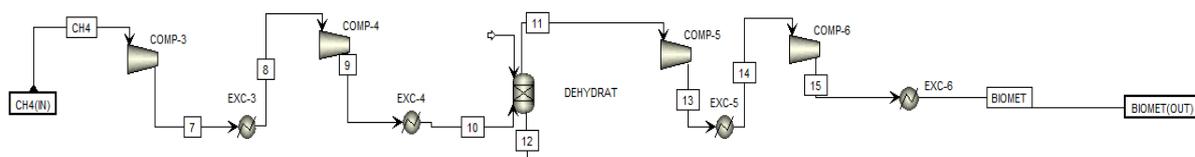


Fonte: Adaptado de Heo *et al.* (2018).

No processo mostrado na Figura 10, o biogás oriundo da digestão anaeróbia é submetido a uma lavagem com NaOH 18,4% com consumo de NaOH de 0,44kg NaOH/kgS presente no biogás (GREENHOUSE GAS TECHNOLOGY CENTER, 2004). O processo absorve 99,8% do H<sub>2</sub>S e forma NaHS no DESS-1 e no SCRUBB (HEO *et al.*, 2018). A corrente “BIOGAS-2” segue então o processo explicado na Figura 8. O NaHS, por sua vez, passa por um processo biológico aeróbio no DESS-2 e SEP-1 e é convertido na proporção de 96,5% em S elementar e 3,5% em Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> na corrente SOLID. Por fim, há uma purga de 15% e o restante do NaOH é recirculado ao processo na corrente RECICLO (HEO *et al.*, 2018).

A outra hierarquia representada na Figura 9 é a “COMPRESS” que adequa o biometano às condições de uso. A Figura 11 apresenta os detalhes desta hierarquia. É importante destacar que a temperatura dos estágios de compressão não ultrapassou 150 °C, já que altas temperaturas podem causar a degradação dos lubrificantes, causando desgaste nos equipamentos (STEWART, 2018). Deste modo, depois de cada estágio de compressão, foi colocado um trocador de calor para reduzir a temperatura do gás.

Figura 11 - Processo de condicionamento do biometano



Fonte: O autor (2021).

No esquema da Figura 11, o biometano oriundo do PSA é comprimido até 40 bar e 40 °C para ser desidratado em uma torre de TEG, retirando 18,27 kg H<sub>2</sub>O/(kg TEG) (CHEBBI *et al.*, 2019), e atingindo 50 ppm de umidade no biometano (ELEMENT ENERGY LTD, 2014). Em seguida, a compressão segue até a pressão final máxima de 250 bar, que é a pressão utilizada nas baterias de estocagem dos postos de combustíveis para abastecer os veículos a 220 bar (ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 1994). Vale ainda destacar que já são comercializados no Brasil caminhões que podem utilizar como combustível 100% de biometano, sendo seus tanques pressurizados a 220 bar (SCANIA, 2020).

Após comprimido, foi assumido que o biometano produzido foi armazenado em tanques pressurizados capazes de conter até 3 horas da produção do biocombustível. Além disso, o consumo de energia da purificação foi contabilizado pelo consumo de energia dos compressores calculado pelo Aspen. Os parâmetros utilizados na purificação estão reunidos na Tabela 12.

Tabela 12 – Parâmetros utilizados na purificação do biogás. (continua)

Parâmetro	Valor	Referência	Observações
<b>1) Purificação e condicionamento do biometano</b>			
Fluxograma básico	-	Leme e Seabra (2016)	
Temperatura máxima nos compressores (°C)	150	Stewart (2018)	
Eficiência isentrópica dos compressores (%)	80	Rousannaly <i>et al.</i> (2017)	
<b>2) Dessulfurização biológica (Thiopaq)</b>			
Concentração de NaOH na entrada (%)	18,4	Heo <i>et al.</i> (2018)	
Eficiência de remoção de H <sub>2</sub> S (%)	99,8	Greenhouse Gas Technology Center (2004)	H <sub>2</sub> S + NaOH → NaHS + H <sub>2</sub> O
Conversão de NaHS em S (e regeneração de NaOH) (%)	96,5	Heo <i>et al.</i> (2018)	NaHS + ½O <sub>2</sub> → S + NaOH
Conversão de NaHS em Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (%)	3,5	Heo <i>et al.</i> (2018)	NaHS + 2O <sub>2</sub> + NaOH → Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> + H <sub>2</sub> O
Purga (%)	15	Heo <i>et al.</i> (2018)	
Consumo de NaOH (kg NaOH/kg S)	0,44	Greenhouse Gas Technology Center (2004)	

Tabela 12– Parâmetros utilizados na purificação do biogás. (continuação)

Parâmetro	Valor	Referência	Observações
<b>3) Remoção do H<sub>2</sub>S residual (precipitação com FeO)</b>			
Eficiência de remoção de H <sub>2</sub> S (%)	99,98	Allegue e Hinge (2014)	FeO+ H <sub>2</sub> S --> FeS + H <sub>2</sub> O
<b>4) Remoção de CO<sub>2</sub> (PSA)</b>			
Adsorvente	Peneira Molecular	CarbonTech (2021)	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, H <sub>2</sub> S, CFCs, Siloxanos são removidos do biogás
Temperatura (°C)	5	Greene (2018)	
Pressão (bar)	6	Bauer <i>et al.</i> (2013)	
Eficiência de remoção de CO <sub>2</sub> (%)	99	Greene (2018)	
Eficiência de recuperação de CH <sub>4</sub> (%)	98	Greene (2018)	
<b>5) Desidratação com trietilenoglicol (TEG)</b>			
Pressão (bar)	40	Chebbi <i>et al.</i> (2019)	
Consumo de TEG [kg H <sub>2</sub> O/(kg TEG)]	18,27	Chebbi <i>et al.</i> (2019)	
Concentração final de H <sub>2</sub> O (ppm)	50	Element Energy LTD (2014)	
<b>6) Compressão final</b>			
Pressão final do biometano (bar)	250	NBR 12236 (ABNT, 1994)	Definida em função do uso para abastecimento e transporte em cilindros de gás comprimido.
PCI do biometano com 96,5% de CH <sub>4</sub> (MJ/Nm <sup>3</sup> )	30,5	Junqueira <i>et al.</i> (2016)	
Eficiência de geração elétrica em motor estacionário (%)	38	Milanez <i>et al.</i> (2015)	Modelo: Caterpillar, Inc., DM 5234, 50 Hz, 1500 rpm, 400 V
Tempo de produção de biometano armazenada em tanque (h)	3	Assumido	

PCI - poder calorífico inferior

Fonte: O autor (2021).

### 3.1.4 Simulação do processo agrícola

A simulação da etapa agrícola foi feita utilizando o modelo CanaSoft da BVC com a finalidade de determinar as emissões ambientais e os custos de produção agrícola da cana-de-açúcar, os quais são entradas para as análises econômica e ambiental, respectivamente.

Esses cálculos foram realizados com base nas definições já estabelecidas na BVC, detalhadas em Bonomi *et al.* (2016) e Chagas *et al.* (2016), com respeito a rendimentos, operações agrícolas, maquinários, fertilizantes, consumo de óleo diesel, etc.

Neste trabalho, foi considerada uma biorrefinaria com produtividade de 80 TC/ha (CONAB, 2018), calculada considerando a média das 10 safras de 2008 a 2018, que permite 5

cortes antes da renovação do canavial (CONAB, 2017) e produz aproximadamente 9 kg<sub>palha seca</sub>/ha (Menandro *et al.*, 2017), além de recolher 45,85 kg<sub>palha seca</sub>/ha.

Além disso, foi considerada uma distância média de transporte de cana de 36,1 km, de acordo com Bonomi *et al.* (2016) para usinas de 4 MTC e produtividade de 80 TC/ha. No Cenário 3, também foi assumido que o diesel necessário para as operações de colheita e transporte da cana e da palha para a biorrefinaria seja substituído por biometano, sendo tal consumo de biometano calculado com base numa equivalência energética com o diesel, conforme Junqueira *et al.* (2016).

## 3.2 AVALIAÇÃO ECONÔMICA E AMBIENTAL

Os resultados dos balanços de massa e energia obtidos para os cinco cenários nas etapas anteriores foram utilizados para as análises econômico-ambientais. Esta seção descreve as premissas e os métodos empregados para tais avaliações.

### 3.2.1 Avaliação ambiental

A Análise do Ciclo de Vida (ACV) foi a técnica empregada para as avaliações ambientais dos diferentes cenários. Este método está descrito nas normas ISO 14040 (2006a) e ISO 14044 (2006b) e é usado para avaliar os impactos ambientais associados a todas as etapas de um processo, através da quantificação da energia e dos insumos utilizados, bem como dos resíduos liberados em cada etapa.

As fronteiras dos sistemas analisados incluíram todas as operações agrícolas e industriais para produção, transporte e processamento da biomassa, distribuição e uso dos produtos. Todas as etapas do ciclo de vida tiveram seus inventários provenientes da base de dados ecoinvent 3.5 (WERNET *et al.*, 2016) e o impacto ambiental foi estimado através do produto entre o inventário e os resultados dos balanços de massa previamente calculados.

Com relação ao tratamento dos coprodutos, foi adotada a alocação em base energética dos impactos ambientais do processo, de acordo com o poder calorífico inferior dos produtos, disponíveis na BVC e indicados na Tabela 13.

Tabela 13 - Poder calorífico inferior por produto

<b>Produto</b>	<b>Unidade</b>	<b>MJ por unidade do produto</b>
<b>Etanol anidro</b>	kg	28,26
<b>Eletricidade</b>	kWh	3,60
<b>Enxofre</b>	kg	9,28
<b>Biometano</b>	kg	47,00

Fonte: O autor (2021).

A categoria de impacto ambiental selecionada para avaliação foi a de mudanças climáticas, uma vez que, nessa categoria, ocorre a quantificação da diminuição das emissões de gases causadores de efeito estufa (GEE) ao substituir os combustíveis tradicionais de origem fóssil por biocombustíveis.

Os impactos em mudanças climáticas foram medidos em termos de dióxido de carbono equivalente (CO<sub>2</sub>eq) usando fatores de caracterização de potencial de aquecimento global publicados pelo *Intergovernmental Panel on Climate Change* (IPCC).

No contexto da nova política nacional de biocombustíveis, o RenovaBio, a redução das emissões de gases causadores de efeito estufa provocada pelo uso de biocombustíveis em lugar de combustíveis fósseis pode ser convertida em benefício econômico para os produtores.

Dessa forma, os resultados da avaliação ambiental foram utilizados para incluir na avaliação econômica uma estimativa da geração de créditos de descarbonização (CBIOs) associada a cada um dos cenários analisados. Um CBIO corresponde à emissão evitada de uma tonelada de dióxido de carbono equivalente, calculada em função da diferença entre a intensidade de carbono do combustível fóssil substituído e a intensidade de carbono do biocombustível (ANP, 2019).

A intensidade de carbono é o parâmetro que considera o efeito do CO<sub>2</sub> e de outros gases de efeito estufa emitidos na produção, distribuição e uso de um combustível. Sendo assim, a intensidade de carbono do etanol foi comparada com a da gasolina, cujo valor é 87,4 g CO<sub>2</sub>/MJ, e a do biometano com uma mistura de gasolina, diesel e gás natural veicular, cuja intensidade de carbono é 86,7 g CO<sub>2</sub>/MJ (ANP, 2019)

Além do impacto da produção dos biocombustíveis, também foram consideradas as emissões definidas pela ANP para distribuição e uso dos mesmos, sendo esses valores respectivamente de 1,8 g CO<sub>2</sub>/MJ e 0,4 g CO<sub>2</sub>/MJ para o etanol e 0 g CO<sub>2</sub>/MJ e 3,5 g CO<sub>2</sub>/MJ para o biometano (ANP, 2019).

### 3.2.2 Avaliação econômica

Para o estudo econômico, foi definida a data de referência de dezembro de 2019, visto que existe uma defasagem na divulgação dos índices que dificulta a atualização para um ano mais recente. Além disso, efeitos de alterações temporárias de mercado poderiam ser bastante pronunciados no ano de 2020 devido à pandemia de COVID-19.

Considerou-se que os projetos das plantas industriais seriam do tipo *greenfield*, isto é, construídas sem que houvesse infraestrutura anterior. As estimativas foram atualizadas para a data de referência considerando os índices econômicos CEPCI e IGPM para preços internacionais e nacionais, respectivamente. A taxa mínima de atratividade foi definida na BVC em 12%. As conversões do dólar e do euro (4,03 R\$/US\$ e 4,57 R\$/€) consideraram a cotação média de dezembro de 2019 para cada moeda, indicadas em Banco Central (2020). As demais premissas econômicas estão apresentadas na Tabela 14.

Tabela 14 - Premissas econômicas (continua)

Parâmetros	Valor	Referência	Observação
<b>Custo das biomassas <i>in natura</i> (colmos de cana-de-açúcar e palha de cana-de-açúcar)</b>	-	Calculado	Calculado pelo CanaSoft com base nas premissas agrícolas.
<b>Preço de referência do etanol anidro ao produtor (R\$/L)</b>	1,94	CEPEA (2020)	Média de preços históricos (2010-2019), com atualização pelo IPCA até a data de referência
<b>Preço de referência do etanol hidratado ao produtor (R\$/L)</b>	1,74	CEPEA (2020)	Média de preços históricos (2010-2019), com atualização pelo IPCA até a data de referência
<b>Preço de referência da eletricidade ao produtor - mercado regulado (R\$/MWh)</b>	211,12	CCEE (2020)	Média dos preços de leilões entre 2005-2017, atualizados pelo IPCA
<b>Preço de referência da eletricidade ao produtor - mercado spot (R\$/MWh)</b>	376,78	CCEE (2020)	Média dos preços do mercado spot (PLD) para Sudeste/Centro-Oeste, atualizados pelo IPCA
<b>Preço de referência do biometano ao produtor - (R\$/kg)</b>	1,45	ANP (2019)	
<b>Preço de referência do enxofre ao produtor - (R\$/kg)</b>	2,33	Informação da Petrobras distribuidora em fevereiro de 2021	
<b>Comercialização da eletricidade excedente - mercado regulado/spot</b>	80% / 20%	Assumido	
<b>Horizonte de tempo dos projetos (anos)</b>	25	Milanez et al. (2015)	
<b>Taxa de depreciação linear (a.a.)</b>	10%	Milanez et al. (2015)	
<b>Custo de manutenção anual (% CAPEX)</b>	3%	Milanez et al. (2015)	

Tabela 14 - Premissas econômicas (continuação)

Parâmetros	Valor	Referência	Observação
<b>Custo médio por trabalhador, c/engargos (R\$/mês)</b>	4.479,52	Assumido	Valor estimado na BVC
<b>Funcionários</b>	262	Assumido	Valor estimado na BVC
<b>Alíquota impostos</b>	34%	Milanez et al. (2015)	IRPJ+CSLL
<b>Valor CBIO (\$/t CO2)</b>	10	MME (2018)	Valor assumido é apenas uma estimativa, pois o CBIO será negociado na bolsa de valores.

Fonte: O autor (2021).

Para a determinação dos impactos econômicos, foi empregada uma abordagem tradicional e consolidada de engenharia econômica, segundo Watanabe *et al.* (2016). O método consiste na construção do fluxo de caixa, considerando o investimento da unidade industrial, custos operacionais com insumos, mão-de-obra, manutenção e matéria-prima, preços de venda dos produtos para cálculo das receitas, além dos demais parâmetros definidos na Tabela 14. Como resultados, foram obtidos indicadores de rentabilidade: taxa interna de retorno (TIR), valor presente líquido (VPL) e tempo de retorno.

Vale ainda ressaltar que as avaliações consideraram um modelo verticalmente integrado, ou seja, com a mesma empresa controlando os sistemas de produção agrícola e industrial. Portanto, o custo de produção de biomassa na fase agrícola, que é uma saída do modelo CanaSoft, foi interpretado como o custo da biomassa na análise do fluxo de caixa industrial.

Dessa forma, a primeira etapa da construção do fluxo de caixa foi a determinação dos custos de investimento (CAPEX) e de operação (OPEX) da planta para os cenários avaliados, conforme detalhado na seção a seguir. As áreas da biorrefinaria avaliadas estão apresentadas na Tabela 15.

Tabela 15- Áreas da biorrefinaria. (continua)

Área	Descrição
Área 0	Edifícios auxiliares, urbanização e gerais
Área 1	Recepção e preparo da cana
Área 1.1	Condicionamento da palha
Área 2	Extração de caldo
Área 3	Tratamento e concentração do caldo
Área 4	Fermentação (C12/C6)
Área 5	Produção de etanol
Área 6	Geração e distribuição de vapor
Área 7	Geração e distribuição de energia elétrica no CHP
Área 8	Sistema de água e ar comprimido
Área 9	Produção do biogás

Tabela 15- Áreas da biorrefinaria. (continuação)

Área	Descrição
Área 10	Dessulfurização Thiopaq
Área 11	Dessulfurização com FeO
Área 12	Desidratação por compressão e resfriamento
Área 13	PSA
Área 14	Desidratação com TEG
Área 15	Compressão do biometano a 250 bar
Área 16	Armazenamento de biometano
Área 17	Sistema de produção de energia via biogás

Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 15, as áreas de 1 a 8 compõem a unidade 1G básica e estão presentes em todos os cenários. As áreas 9 a 17 contemplam os processos relacionados à produção e purificação do biogás, presentes de acordo com cada cenário. Por fim, a área 0 indica os edifícios auxiliares e urbanização relativos a todas as áreas.

### 3.2.1.1 Custos de investimento e operacionais

A estimativa do CAPEX e do OPEX teve como base o banco de dados da BVC para a produção de etanol complementado com informações da literatura e de empresas para os demais processos. Este banco contém cotações de equipamentos, dados de custo de cada processo da BVC, custos de insumos e de mão de obra, preços dos produtos, etc.

As referências para o cálculo do CAPEX e do OPEX para a produção de biogás e biometano estão compiladas na Tabela 16 e detalhadas em seguida. No OPEX das novas áreas foram incluídos os custos dos insumos químicos usados no processo, custos de manutenção, mão de obra e outros consumíveis usados na biorrefinaria. Com relação aos demais processos da biorrefinaria 1G, foram mantidos os parâmetros e os custos já utilizados na BVC.

Tabela 16 - Definições de CAPEX e OPEX e referências para a produção de biogás e biometano (continua)

Área da biorrefinaria	CAPEX	OPEX anual
<b>Produção de biogás</b>	R\$ 3007,89/(Nm <sup>3</sup> biogás/h) (BVC)	3,0% do CAPEX (BVC)
<b>Dessulfurização Thiopaq</b>	€ 1154,30/(Nm <sup>3</sup> biogás/h) (ALLEGUE e HINGE, 2014)	€1/kgH <sub>2</sub> S removido (VILLADSEN, 2019)
<b>Dessulfurização FeO</b>	R\$ 204,95/(Nm <sup>3</sup> biogás/h) (BVC)	€ 3,125 /kgH <sub>2</sub> S removido (ALLEGUE e HINGE, 2014)

Tabela 16 - Definições de CAPEX e OPEX e referências para a produção de biogás e biometano  
(continuação)

Área da biorrefinaria	CAPEX	OPEX anual
<b>Desidratação por compressão e resfriamento</b>	FÓRMULA CAPCOST (EPE, 2018) representando 75% do investimento desta área	3,5% do CAPEX (DA SILVA <i>et al.</i> , 2018)
	€ 1147,50 / (Nm <sup>3</sup> biogás/h)	€ 0,0614/Nm <sup>3</sup> Biogás
<b>PSA</b>	(URBAN, LOHMANN e GIROD, 2009)	(URBAN, LOHMANN e GIROD, 2009)
<b>Desidratação com TEG</b>	Fórmula de unidades de desidratação por glicol (EPE, 2018)	10% do CAPEX (BINCI, 2006)
<b>Compressão do biometano</b>	FÓRMULA DO CAPCOST (EPE, 2018) representando 75% do investimento desta área	3,5% do CAPEX (DA SILVA <i>et al.</i> , 2018)
	R\$ 2329/kW (BVC)	3,0% do CAPEX (BVC)
<b>Geração estacionária de eletricidade</b>	US\$ 24,14/Nm <sup>3</sup> Biometano (WATTANASILP <i>et al.</i> , 2021)	4,5% do CAPEX (ROUSSANALLY <i>et al.</i> , 2017)
<b>Armazenamento do biometano</b>		

Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 16, os custos de investimento e de operação relativos à produção de biogás foram estimados a partir das relações existentes na base de dados da BVC. O CAPEX foi calculado a partir de informações de fornecedores para um reator UASB de 5720 m<sup>3</sup>, resultando em um custo específico de R\$<sub>2014</sub> 3007,89/ (Nm<sup>3</sup> biogás/h). O OPEX, por sua vez, foi admitido como 3% do investimento inicial.

O processo de dessulfurização Thiopaq teve seu custo avaliado conforme Allegue e Hinge (2014) que reportaram um CAPEX de €<sub>2014</sub> 4.900.000 para uma planta capaz de processar uma vazão de biogás de 4.245 Nm<sup>3</sup>/h. Além disso, o OPEX foi considerado de €<sub>2014</sub> 1 por kg de H<sub>2</sub>S removido (VILLADSEN, 2019).

Para a dessulfurização com FeO, os custos de investimento foram estimados com a relação de R\$<sub>2014</sub> 204,95/(Nm<sup>3</sup>biogás/h) fornecida pela BVC. Por outro lado, o OPEX foi assumido como €<sub>2014</sub> 3,125 por kg de S removido (ALLEGUE e HINGE, 2014).

Com relação ao sistema de compressão e resfriamento, presentes antes do PSA e na etapa de compressão do biometano, o CAPEX foi calculado utilizando a Equação 6, utilizada para determinar o custo de compressores(EPE, 2018). :

$$C_{2001} = \left( 10^{[k1+k2 \times \log(pot)+k3 \times [\log(pot)]]^2} \right) \times fm \quad (6)$$

onde  $C_{2001}$  é o custo de investimento dos compressores em 2001,  $k_1$ ,  $k_2$  e  $k_3$  são parâmetros constantes para compressores centrífugos,  $pot$  é a potência dos compressores, e  $fm$  é o fator relacionado com o material, neste caso, aço carbono. Os valores das constantes  $k_1$ ,  $k_2$ ,  $k_3$  e  $fm$  são respectivamente 2,2891; 1,3604; -0,1027 e 2,7 (EPE, 2018). Também se admitiu que o investimento dos compressores representava 75% do custo total do sistema de compressão e resfriamento (ELEMENT ENERGY LTD, 2014). Além disso, foi considerado um OPEX de 3,5% do investimento inicial dos compressores (DA SILVA *et al.*, 2018).

A unidade de PSA teve custos avaliados a partir dos fatores relatados por Urban, Lohmann e Girod (2009) para o processamento de 2000 Nm<sup>3</sup>biogás/h, sendo €<sub>2009</sub> 1.147,5/(Nm<sup>3</sup>biogás/h) para o CAPEX e €<sub>2009</sub> 0,0614 /(Nm<sup>3</sup> biogás/h) para o OPEX.

Para o sistema de desidratação com TEG, foi utilizada a Equação 7 para calcular o CAPEX (EPE, 2018):

$$Custo_{des-2004} = 1000 \times e^{\left[0,0369 \times \ln\left(\frac{Q}{1115,89}\right)^2 + 0,3473 \times \ln\left(\frac{Q}{1115,89}\right) + 4,8293\right]} \quad (7)$$

onde o  $Custo_{des-2004}$  representa o custo de investimento do sistema em 2004 dado em US\$ e  $Q$  é vazão de biogás em Nm<sup>3</sup> /h. Por outro lado, o OPEX foi estimado como 10% do CAPEX (BINCI, 2006).

Além disso, os custos do sistema de geração de energia também foram obtidos da base de dados da BVC, sendo o OPEX de 3% do valor do investimento e o CAPEX de R\$<sub>2014</sub> 1.700/kW, acrescido de 30% de fator de instalação e equipamentos auxiliares e considerando que este total representava 95% do investimento. Esses valores registrados na BVC foram estimados através de informações de fornecedores.

Por fim, o armazenamento de biometano a 250 bar teve o CAPEX obtido através do fator US\$<sub>2019</sub> 24,14/Nm<sup>3</sup> biometano armazenado (WATTANASILP *et al.*, 2021) e o OPEX anual de 4,5% do investimento inicial, conforme sugerido por Roussanally *et al.* (2017) para tanques de alta pressão.

### 3.2.1.1.5 Transporte

No caso do biometano comercializado para injeção na rede no Cenário 4, o produto foi entregue no destino através de caminhões capazes de transportar cilindros de biometano

comprimido a 250 bar, admitindo uma distância de 20 km entre a biorrefinaria e o ponto de entrega.

Os custos de logística e transporte foram considerados como um custo operacional da biorrefinaria e calculados com auxílio da ferramenta de transporte logístico da BVC, empregando como dados de entrada a distância do transporte e a massa de biometano a ser transportada. Importante salientar que o módulo de logística da BVC já contemplava todos os parâmetros necessários para a estimativa do custo como tipo e velocidade do caminhão, tempos de processo, tipo de combustível, dados de custo, entre outros. As demais hipóteses foram definidas com auxílio da expertise do LNBR em logística de transporte rodoviário. A seguir estão descritas as informações da BVC que foram utilizadas.

Para a modelagem da frota de transporte foi selecionado o caminhão Scania G440 CB6X4 com um semirreboque Phyllaya PLY9525CXX com vida útil de 550.000 km, 22 pneus, capaz de transportar 24,5 m<sup>3</sup> do CH<sub>4</sub> a 250 bar, carregando 5 toneladas por viagem e com valor do conjunto caminhão-semirreboque de R\$ 978.364,00.

Foi considerada uma velocidade média do caminhão de 45 km/h quando este está carregado e 55 km/h quando vazio, com um consumo de diesel de 1,3 km por litro. A composição do combustível utilizado nesta modelagem é 90% diesel comercial e 10% biodiesel.

Além disso, admitiu-se que a frota de caminhões trabalhou com 100% de eficiência durante 200 dias. O tempo de carregamento/descarregamento/espera do caminhão foi considerado de 3,83 horas. Por outro lado, a jornada total de trabalho foi de 23 horas, sendo 1 hora reservada para manutenção, restando uma jornada útil de 22 horas diárias.

Com relação aos custos, foi considerada uma taxa de manutenção para os caminhões e para as carrocerias e um custo de lubrificante de 10% e 3,5% sobre custo de capital (depreciação e remuneração do capital), respectivamente. O valor residual foi admitido como 20% sobre o investimento inicial para os caminhões e um valor nulo para as carrocerias. Além disso, o salário do motorista foi estimado como R\$ 22,37/h

Os pneus selecionados pesavam 47,5 kg, tinham vida útil de 48.500 km e custavam R\$ 940/pneu. Por fim, foi definida uma taxa anual de juros de 0,12, uma taxa de pedágio de R\$ 0,20 /km e um valor para garagem e seguros de 2% sobre o custo capital.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Este capítulo apresenta as comparações para os diversos cenários avaliados.

### 4.1 SIMULAÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL

A biorrefinaria 1G nas condições definidas gerou 71,7 m<sup>3</sup>/h de etanol e 622 m<sup>3</sup>/h de vinhaça com a composição indicada na Tabela 17. Além disso, foi calculado no CanaSoft que seria necessária uma massa de 2,2 kg biometano por tonelada de cana de açúcar para substituir o diesel nas operações de coleta e transporte de cana e de palha para a planta industrial, conforme descrito no tópico de simulação agrícola.

Tabela 17 - Composição da vinhaça 1G calculada no simulador Aspen com os parâmetros de composição da matéria-prima e de conversão adotados na BVC.

Componente	Concentração (kg/m <sup>3</sup> )
<b>Ácidos orgânicos</b>	6,24
<b>Glicerol</b>	5,78
<b>Leveduras</b>	5,34
<b>Ácido acético</b>	0,63
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>	0,57
<b>Glicose</b>	0,23
<b>Etanol</b>	0,19
<b>Sais</b>	17,73

Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 17, é possível observar as frações orgânicas e inorgânicas da vinhaça, resultantes do processo de destilação do etanol. A composição orgânica, com maiores concentrações de ácidos orgânicos, glicerol e levedura, representa uma DQO calculada de 18,5 kg/m<sup>3</sup> que foi ajustada para 21 kg/m<sup>3</sup>, por um fator de correção de 1,135, e submetida ao processo de digestão anaeróbia.

Em todos os cenários que possuem biodigestão, obtém-se a partir da composição da vinhaça presente no simulador, 9.341,50 kg/h de biogás bruto contendo em base molar, aproximadamente, 38,1% de CH<sub>4</sub>, 45,1% de CO<sub>2</sub>, 1,3% de H<sub>2</sub>S e 15,5% de H<sub>2</sub>O, e que é purificado de acordo com cada cenário. Esse teor de água se deve a saturação de umidade no biogás a 55°C.

Em todos os casos, o biogás passa pelas duas etapas de dessulfurização, produzindo enxofre elementar, e de desidratação por compressão e resfriamento. O gás resultante é então direcionado para o gerador estacionário ou para ser purificado a biometano que poderá

substituir o óleo diesel em operações agrícolas ou ser comercializado. As produções anuais (200 dias) de cada cenário podem ser vistas na Tabela 18.

Tabela 18- Produção anual de cada cenário

Descrição	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
<b>Enxofre elementar (t/ano)</b>	0,00	604,75	604,75	604,75	604,75
<b>Biogás para geração estacionária (t/ano)</b>	0,00	39.921,60	4.064,69	0,00	0,00
<b>Biometano para geração estacionária (t/ano)</b>	0,00	0,00	0,00	0,00	9.797,57
<b>Biometano para substituir diesel (t/ano)</b>	0,00	0,00	8.799,98	0,00	0,00
<b>Biometano a ser comercializado (t/ano)</b>	0,00	0,00	0,00	9.797,57	0,00
<b>Etanol anidro (t/ano)</b>	271.241,33	271.241,33	271.241,33	271.241,33	271.241,33

Fonte: O autor (2021).

Todos os cenários analisados produzem a mesma quantidade de etanol anidro, visto que a variação dos cenários ocorre apenas na etapa de produção de biogás e biometano.

O Cenário 1 não gera nem biogás nem enxofre elementar, uma vez que a vinhaça é direcionada para o solo e não há produção de biogás. Os demais cenários produzem aproximadamente 604,75 t/ano de enxofre elementar, proveniente da dessulfurização Thiopaq e que podem ser vendidas aumentando a receita da biorrefinaria.

Com relação aos biocombustíveis, o Cenário 2 produz 39.921,6 t/ano de biogás dessulfurizado a ser utilizado na geração de eletricidade. Por outro lado, o Cenário 3 utiliza 4.064,69 t/ano de biogás dessulfurizado para gerar eletricidade e também produz 8.799,98 t/ano de biometano comprimido para substituir o diesel. Enquanto isso, o Cenário 4 purifica todo biogás gerando 9.797,57 t/ano de biometano comprimido para comercializá-lo. Por fim, o Cenário 5 produz 9.797,57 t/ano de biometano a ser convertido em energia elétrica.

As composições das correntes de biogás e de biometano estão indicadas na Tabela 19 e os demais resultados de balanço de massa de cada cenário estão detalhados no Apêndice D.

Tabela 19 – Composição das correntes de biogás e de biometano

Composição Molar	Biogás na saída do biodigestor	Biogás para gerador estacionário (antes do PSA)	Biometano na saída do PSA	Biometano 250 bar
CH <sub>4</sub>	0,39	0,46	0,98	0,98
CO <sub>2</sub>	0,44	0,54	0,02	0,02
H <sub>2</sub> O	0,15	$1,53 \times 10^{-3}$	$1,67 \times 10^{-4}$	$5,00 \times 10^{-5}$
H <sub>2</sub> S	$1,30 \times 10^{-2}$	$6,11 \times 10^{-9}$	$1,33 \times 10^{-9}$	$1,33 \times 10^{-9}$

Fonte: O autor (2021).

Conforme relatado anteriormente e apresentado na Tabela 19, o biogás bruto na saída do biodigestor é um gás saturado de umidade, 15% de H<sub>2</sub>O, e que contém aproximadamente 1,3% de H<sub>2</sub>S, 39% de CH<sub>4</sub> e 44% de CO<sub>2</sub>. Após as etapas de dessulfurização e de desidratação, obtém-se um biogás para geração de eletricidade constituído de 46% de CH<sub>4</sub>, 54% de CO<sub>2</sub> e pequenas quantidades de água e de H<sub>2</sub>S. O baixo valor de H<sub>2</sub>S evita que este composto cause corrosão nos equipamentos e tubulações.

Apesar do teor de metano no biogás encontrado pelo modelo estar na faixa de composição relatada por Baldacin e Pinto (2015), esta concentração está abaixo da usualmente utilizada para avaliações econômicas, a qual é 60% de CH<sub>4</sub>. O menor percentual de metano no biogás implica em um menor poder calorífico inferior, resultando em uma menor quantidade de eletricidade gerada, além de maiores equipamentos para remoção de CO<sub>2</sub>.

Como é possível ver na Tabela 19, o biometano obtido logo após o PSA (98% de CH<sub>4</sub>, 2% de CO<sub>2</sub>, 1,33 ppb de H<sub>2</sub>S e 167 ppm de H<sub>2</sub>O) respeita as especificações da ANP para a utilização do mesmo como substituto do diesel ou para injeção na rede de gás no que se refere à quantidade de CO<sub>2</sub>, de CH<sub>4</sub> e H<sub>2</sub>S, mas ainda não atende às especificações de H<sub>2</sub>O, sendo necessária a etapa de polimento de desidratação com TEG:

Após a etapa de desumidificação com glicol, o biometano contém 98% de CH<sub>4</sub>, 2% de CO<sub>2</sub> e traços de umidade e de H<sub>2</sub>S, 50 ppm e 1,33 ppb, respectivamente, atendendo à regulamentação da ANP.

Com relação à eletricidade produzida na planta, a Tabela 20 mostra o excedente de energia oriundo do CHP, isto é, a energia gerada partir do material lignocelulósico subtraída da eletricidade consumida na planta. Também apresenta a eletricidade produzida a partir do biogás e do biometano e a eletricidade excedente total.

Tabela 20- Produção anual de eletricidade de acordo com os cenários.

Descrição	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
<b>Eletricidade excedente oriunda do CHP (kWh/ano)</b>	683.606.227	681.072.686	679.227.907	679.018.786	681.072.686
<b>Eletricidade oriunda do gerador estacionário (kWh/ano)</b>	0	7.367.117	1.290.521	0	5.973.464
<b>Eletricidade excedente total (kWh/ano)</b>	683.606.227	688.439.804	680.518.428	679.018.786	687.046.151

Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 20, é possível observar que os cenários que converteram completamente o biogás ou o biometano em eletricidade (Cenários 2 e 5) apresentaram os maiores resultados de eletricidade excedente, 688.439.804 kWh/ano e 687.046.151 kWh/ano respectivamente, uma

vez que geram energia extra além da energia gerada no CHP. O Cenário 3, apesar de também possuir motor estacionário, utilizou apenas a fração excedente do biogás que não foi purificado para substituir o diesel.

Além disso, os Cenários 3 e 4 tiveram os menores excedentes oriundos do CHP, gerando respectivamente, 680.518.428 kWh/ano e 679.018.786 kWh/ano. Por outro lado, o Cenário 1 teve o maior excedente, 683.606.227 kWh/ano, o que representaria uma diferença relativa de menos de 1%. Esse resultado foi uma consequência dos Cenários 3 e 4 apresentarem as etapas de compressão e condicionamento do biometano e, conseqüentemente, maior consumo de energia do que os demais cenários, sendo o Cenário 4 o de maior consumo porque todo o biometano foi direcionado para a etapa de compressão, diferente do Cenário 3. Por outro lado, o Cenário 1 é aquele que possui o menor número de equipamentos de todos os cenários, visto que não há produção de biogás nem de biometano neste cenário. Os consumos dos compressores podem ser vistos na Tabela 21.

Tabela 21- Consumo dos compressores na purificação do biogás.

Descrição	Corrente	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
<b>Potência consumida pelo COMP_1 - Pré PSA (kW)</b>	W-PUR1	0	323,08	323,08	323,08	323,08
<b>Potência consumida pelo COMP_2 - Pré PSA (kW)</b>	W-PUR2	0	204,74	204,74	204,74	204,74
<b>Potência consumida pelo COMP_1 - Condicionamento do biometano (kW)</b>	W-BIO1	0	0	163,55	182,09	0
<b>Potência consumida pelo COMP_2 - Condicionamento do biometano (kW)</b>	W-BIO2	0	0	30,54	34,00	0
<b>Potência consumida pelo COMP_3 - Condicionamento do biometano (kW)</b>	W-BIO3	0	0	132,56	147,58	0
<b>Potência consumida pelo COMP_4 - Condicionamento do biometano (kW)</b>	W-BIO4	0	0	57,69	64,23	0
<b>Total (kW)</b>		0	527,82	912,15	955,72	527,82

Fonte: O autor (2021).

Como relatado anteriormente, o maior consumo energético na purificação foi o do Cenário 4, o qual apresenta o número máximo de estágios de compressão necessários no estudo e comprime a maior quantidade de biometano, totalizando um valor de 955,72 kW. Em seguida,

o Cenário 3 também engloba o número máximo de estágios de compressão, mas processa uma vazão menor de biometano do que o Cenário 4, resultando em um gasto total de 912,15 kW. O Cenário 2 e o Cenário 5 tiveram o mesmo consumo de 527,82 kW, visto que utilizam o mesmo número de compressores e processam a mesma quantidade de biogás. O Cenário 1 não apresentou gasto energético nesta etapa, visto que não contém purificação de biogás.

#### 4.2 SIMULAÇÃO DO PROCESSO AGRÍCOLA

As simulações realizadas no CanaSoft mostraram que o custo de produção da cana-de-açúcar e da palha foi menor no Cenário 3. Nos demais cenários, os custos agrícolas foram exatamente os mesmos, conforme mostrado na Tabela 22.

Tabela 22 - Custos da produção agrícola (continua)

Custos de produção	Unidade	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
1) Operações mecanizadas	R\$/(ha/ano)	2.574,47	2.574,47	2.256,40	2.574,47	2.574,47
1.1) Maquinário	R\$/(ha/ano)	862,65	862,65	905,52	862,65	862,65
1.2) Implementos	R\$/(ha/ano)	299,37	299,37	299,37	299,37	299,37
1.3) Diesel (B10)	R\$/(ha/ano)	508,97	508,97	128,59	508,97	508,97
1.4) Mão de obra	R\$/(ha/ano)	284,41	284,41	284,41	284,41	284,41
1.5) Manutenção	R\$/(ha/ano)	570,06	570,06	588,93	570,06	570,06
1.6) Lubrificantes	R\$/(ha/ano)	34,67	34,67	34,67	34,67	34,67
1.7) Garagem e seguros	R\$/(ha/ano)	14,34	14,34	14,91	14,34	14,34
2) Operações manuais	R\$/(ha/ano)	240,68	240,68	240,68	240,68	240,68
2.1) Mão de obra	R\$/(ha/ano)	214,49	214,49	214,49	214,49	214,49
2.2) Equipamentos	R\$/(ha/ano)	2,20	2,20	2,20	2,20	2,20
2.3) Serviços	R\$/(ha/ano)	23,99	23,99	23,99	23,99	23,99
3) Transporte (cana-de-açúcar, palha, vinhaça)	R\$/(ha/ano)	1.175,20	1.175,20	820,81	1.175,20	1.175,20
3.1) Caminhões	R\$/(ha/ano)	278,81	278,81	292,73	278,81	278,81
3.2) Reboques	R\$/(ha/ano)	84,93	84,93	84,74	84,93	84,93
3.3) Diesel (B10)	R\$/(ha/ano)	451,63	451,63	94,27	451,63	451,63
3.4) Mão de obra	R\$/(ha/ano)	205,42	205,42	204,56	205,42	205,42
3.5) Pneus e Lubrificantes	R\$/(ha/ano)	110,77	110,77	99,23	110,77	110,77
3.6) Manutenção	R\$/(ha/ano)	36,37	36,37	37,75	36,37	36,37
3.7) Garagem e seguros	R\$/(ha/ano)	7,27	7,27	7,55	7,27	7,27
4) Insumos	R\$/(ha/ano)	1.665,14	1.665,14	1.665,14	1.665,14	1.665,14
4.1) Mudanças	R\$/(ha/ano)	388,98	388,98	388,98	388,98	388,98
4.2) Agroquímicos	R\$/(ha/ano)	360,26	360,26	360,26	360,26	360,26
4.3) Fertilizantes (NPK)	R\$/(ha/ano)	856,87	856,87	856,86	856,87	856,87

Tabela 22 - Custos da produção agrícola (continuação)

Custos de produção	Unidade	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
4.4) Calcário e gesso	R\$/(ha/ano)	59,03	59,03	59,03	59,03	59,03
5) Aplicação de vinhaça	R\$/(ha/ano)	137,60	137,60	137,60	137,60	137,60
6) Terra	R\$/(ha/ano)	1.166,27	1.166,27	1.166,27	1.166,27	1.166,27
7) Impostos e taxas	R\$/(ha/ano)	146,11	146,11	146,11	146,11	146,11
Custo total	R\$/(ha/ano)	7.105,48	7.105,48	6.433,02	7.105,48	7.105,48
Custo cana-de-açúcar	R\$/t cana	93,49	93,49	84,64	93,49	93,49
Custo da palha	R\$/t palha (base seca)	145,97	145,97	126,65	145,97	145,97

Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 22, é possível observar que a diferença entre o Cenário 3 e os demais cenários ocorreu nas operações mecanizadas e no transporte. Este resultado se deve ao fato de que no Cenário 3 grande parte do diesel B10, aplicado nessas operações foi substituída pelo biometano produzido, reduzindo assim os custos de produção das matérias-primas, como mostrado na Tabela 23. As demais despesas, associadas às operações manuais, aos insumos, à aplicação da vinhaça, à terra e aos impostos, foram idênticas para todos os cenários. Assim, o custo por tonelada de cana-de-açúcar (TC) foi R\$ 84,64/TC para o Cenário 3 e R\$ 93,49/TC para os demais cenários, ao passo que o custo por tonelada de palha (TP) foi R\$ 126,65/TP para o Cenário 3 e R\$ 145,97/TP para os quatro cenários restantes.

Tabela 23- Consumo de combustível.

Consumo de combustível	Unidade	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
Uso de diesel (B10)	kg/TC	3,01	3,01	0,64	3,01	3,01
Uso de biodiesel	kg/TC	0,35	0,35	0,07	0,35	0,35
Uso de biometano	kg/TC	0,00	0,00	2,17	0,00	0,00

Fonte: O autor (2021).

A Tabela 23 indica que o Cenário 3 consome cerca de 5 vezes menos diesel e biodiesel do que os demais cenários, devido ao uso de 2,2 kg de biometano/TC contemplado neste cenário. Desta forma, conforme relatado previamente, o Cenário 3 apresentou um menor consumo de combustível fóssil, além de um menor custo de produção agrícola, o que impacta positivamente na análise de viabilidade do investimento, conforme se descreve nos tópicos seguintes.

### 4.3 ANÁLISE AMBIENTAL

Com os resultados das simulações agrícolas e industriais e os inventários de ciclo de vida, foram calculadas as emissões agrícolas e industriais e, por fim, a nota de eficiência energético-ambiental de cada cenário. Os impactos associados às emissões agrícolas nas categorias de aquecimento global e depleção de combustíveis fósseis estão expostos na Tabela 24.

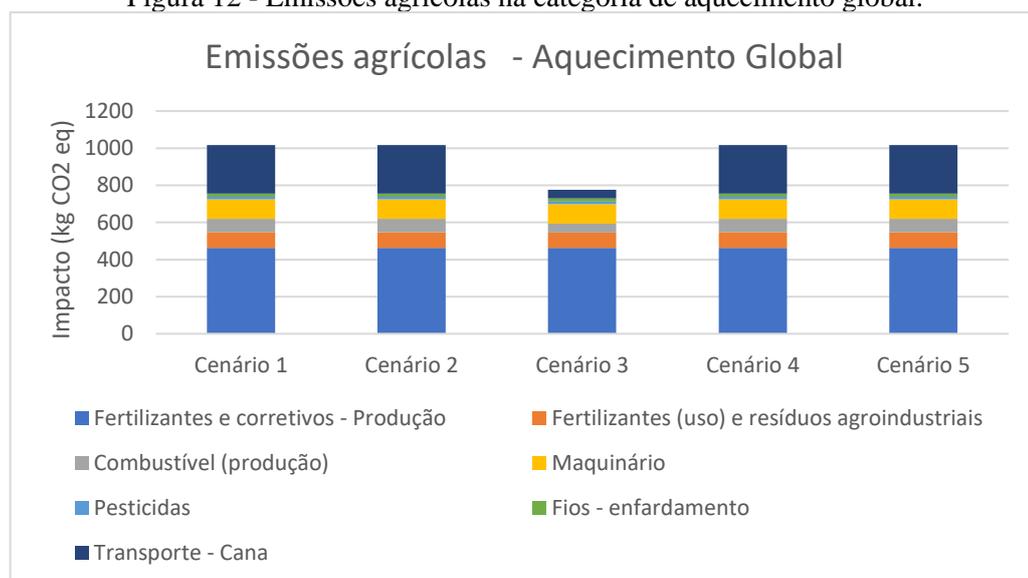
Tabela 24 – Impacto associados às emissões agrícolas.

<b>Impactos das emissões agrícolas</b>	<b>Aquecimento global (g CO<sub>2</sub> eq/kg de cana-de-açúcar)</b>	<b>Depleção de combustíveis fósseis (g Fe eq/kg de cana-de-açúcar)</b>
<b>Cenário 1</b>	39	7
<b>Cenário 2</b>	39	7
<b>Cenário 3</b>	31	4
<b>Cenário 4</b>	39	7
<b>Cenário 5</b>	39	7

Fonte: O autor (2021).

O Cenário 3 apresentou os menores impactos associados às emissões agrícolas em ambas as categorias, como indicado na Tabela 24. O menor valor de impacto se deve ao fato do uso do biometano como substituto do óleo diesel nas operações agrícolas, conforme detalhado na Figura 12.

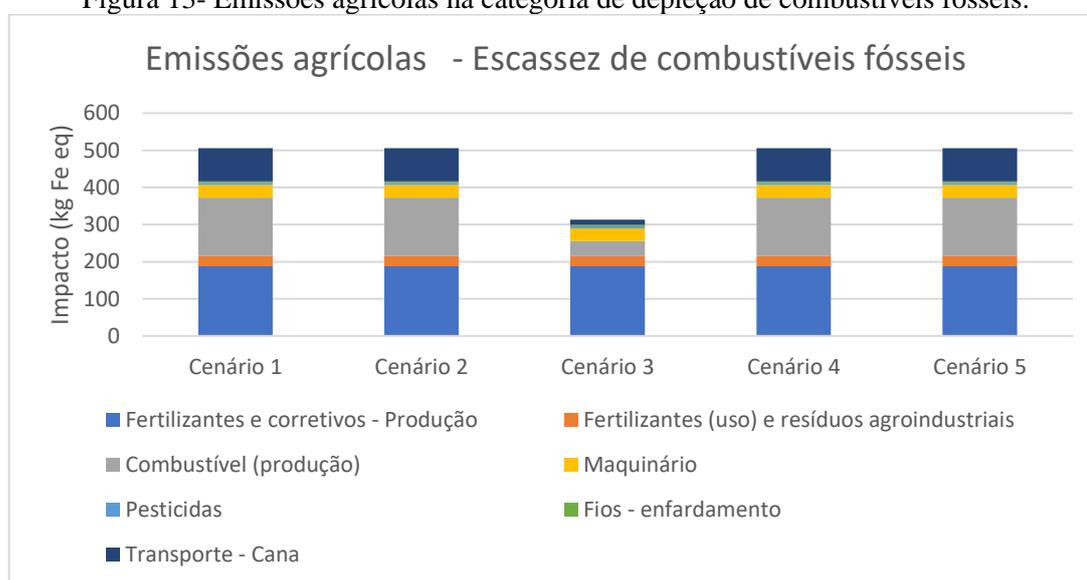
Figura 12 - Emissões agrícolas na categoria de aquecimento global.



Fonte: O autor (2021).

Na Figura 12, é possível observar que os fertilizantes e o transporte de cana são os principais responsáveis pelas emissões agrícolas, representando cerca de 80% do total emitido, em todos os cenários, com exceção do Cenário 3. No caso específico do Cenário 3, nota-se que impacto total reduziu cerca de 44% quando comparado com os outros cenários. Esta diminuição ocorreu principalmente devido às operações de transporte de cana-de-açúcar (83% de redução) e do uso de combustível (34% de redução), visto que em ambos os casos o combustível fóssil foi substituído pelo biocombustível, conforme também se mostra na Figura 13 para a categoria de depleção de combustíveis fósseis.

Figura 13- Emissões agrícolas na categoria de depleção de combustíveis fósseis.



Fonte: O autor (2021).

Na Figura 13, por sua vez, a soma das emissões por parte dos fertilizantes, transporte e combustíveis totalizam cerca de 92% do total emitido, sendo que 31% se referem as emissões por parte dos combustíveis, para todos os casos exceto o Cenário 3. Como esperado, no Cenário 3, a utilização do biometano reduziu o impacto do uso de combustível em cerca de 75% e o impacto do transporte em 85% quando comparado ao Cenário 1.

Com os impactos relativos à produção da cana-de-açúcar, pôde-se estimar as emissões industriais, tendo em vista que os dados de saída das avaliações agrícolas são dados de entrada para as avaliações industriais. Na Tabela 25, estão expostos os impactos industriais por produto.

Tabela 25 – Impactos associados às emissões industriais por produto na categoria aquecimento global.

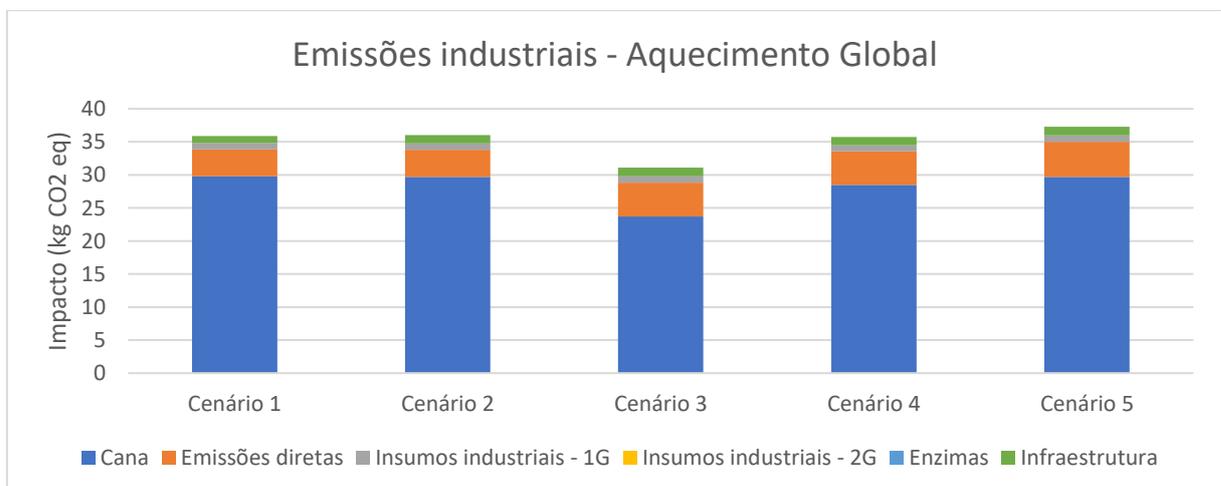
Impactos das emissões industriais	Etanol	Eletricidade	Enxofre	Biometano
	(kg CO <sub>2</sub> eq/kg de etanol)	(kg CO <sub>2</sub> eq/kWh de eletricidade)	(kg CO <sub>2</sub> eq/kg de enxofre)	(kg CO <sub>2</sub> eq/kg de biometano)
<b>Cenário 1</b>	0,530	0,067	-	-
<b>Cenário 2</b>	0,532	0,068	0,175	-
<b>Cenário 3</b>	0,460	0,059	0,151	-
<b>Cenário 4</b>	0,528	0,067	0,174	0,879
<b>Cenário 5</b>	0,551	0,070	0,181	-

Fonte: O autor (2021).

A Tabela 25 mostra que o Cenário 5 teve as maiores emissões para o etanol, seguido em ordem decrescente pelo Cenário 2, 1, 4 e 5 que teve as menores emissões. Esta intensidade de carbono interfere diretamente no cálculo de geração de CBIOs no caso do etanol e do biometano, então, quanto maior o número de produtos para dividir os impactos ambientais, mais a biorrefinaria pode ser beneficiada na geração de CBIOs. O detalhamento das emissões industriais para cada cenário na categoria de aquecimento global pode ser visto na Figura 14.

Com relação às emissões alocadas para os demais produtos, nota-se que no Cenário 4, o biometano apresentou um impacto associado maior que os demais produtos. Esse fato se deve à alocação energética considerar o poder calorífico na divisão dos impactos e dividir pela unidade do produto, em kWh para a eletricidade e em kg para o etanol, biometano e enxofre. Dessa forma, a relação entre o maior poder calorífico do biometano quando comparado com os demais produtos e a respectiva massa produzida, resultam nesse índice mais elevado.

Figura 14- Emissões industriais na categoria de aquecimento global.



Fonte: O autor (2021).

Conforme indicado na Figura 14, o impacto associado ao processo de produção da cana-de-açúcar é o principal contribuinte das emissões industriais. Estas emissões são contabilizadas na fase industrial porque a cana-de-açúcar é a matéria-prima utilizada na biorrefinaria, isto é, um dado de entrada na avaliação industrial.

De maneira geral, o Cenário 3 é aquele que apresenta o menor impacto total das emissões industriais. Este fato se deve à menor contribuição de emissões da produção da cana-de-açúcar. Por outro lado, nota-se um leve aumento das emissões diretas nos Cenários 3, 4 e 5 devido às perdas associadas a equipamentos como PSA.

Assim, com todos os impactos estimados, foram calculadas as notas de eficiência energético-ambiental, as quais estão descritas na Tabela 26.

Tabela 26 - Nota de eficiência energético-ambiental.

<b>Nota de eficiência energético-ambiental (gCO<sub>2</sub>eq/MJ)</b>	<b>Cenário 1</b>	<b>Cenário 2</b>	<b>Cenário 3</b>	<b>Cenário 4</b>	<b>Cenário 5</b>
<b>Etanol</b>	67,2	67,1	69,7	67,3	66,5
<b>Biometano</b>	0	0	0	65,3	0

Fonte: O autor (2021).

Focando no etanol, a Tabela 26 indica que o Cenário 3 foi aquele com a melhor nota de eficiência energético-ambiental (69,7 gCO<sub>2</sub>eq/MJ), ou seja, aquele com menor impacto de intensidade de carbono para o meio ambiente. Em seguida, o Cenário 4 teve nota de 67,3 gCO<sub>2</sub>eq/MJ para o etanol, mas também de 65,3 gCO<sub>2</sub>eq/MJ para o biometano. Na sequência aparecem os Cenários 1, 2 e 5. É importante reforçar que essas notas são consequências das emissões agrícolas e industriais.

Com a finalidade de monetizar os ganhos ambientais, as notas de eficiência energético-ambiental foram convertidas em CBIOs, conforme indicado na Tabela 27.

Tabela 27 - Geração de CBIOs por produto.

<b>Geração anual de CBIOs</b>	<b>Cenário 1</b>	<b>Cenário 2</b>	<b>Cenário 3</b>	<b>Cenário 4</b>	<b>Cenário 5</b>
<b>Etanol</b>	515.123,22	514.026,62	534.287,03	515.889,77	509.757,35
<b>Biometano</b>	0	0	0	30.069,64	0
<b>Total</b>	515.123,22	514.026,62	534.287,03	545.959,41	509.757,35

Fonte: O autor (2021).

Conforme apresentado na Tabela 27, o cenário que gerou mais CBIOS no total foi o Cenário 4 com 545.959,41 CBIOS, uma vez que este caso contemplou à venda de biometano diferente dos demais casos. A ordem de geração dos demais cenários seguiu a nota de eficiência energético-ambiental. Na segunda posição, o Cenário 3 que gerou 534.287,03 CBIOS, como consequência da melhor nota de eficiência energético-ambiental e, por último, o Cenário 5 com 509.757,35 CBIOS.

#### 4.4 ANÁLISE ECONÔMICA

Com os resultados da análise ambiental e das simulações agrícolas e industriais, os fluxos de caixa e os indicadores econômicos foram avaliados. Os custos de investimento de implantação das diferentes áreas produtivas da biorrefinaria podem ser vistos na Tabela 28.

Tabela 28- Custos de investimento da biorrefinaria 1G e da produção de biogás e biometano (continua)

<b>Custos (R\$)</b>	<b>Cenário 1</b>	<b>Cenário 2</b>	<b>Cenário 3</b>	<b>Cenário 4</b>	<b>Cenário 5</b>
Área 0 - Edifícios auxiliares, urbanização e gerais	143.217.808	162.800.765	167.739.992	168.222.642	168.028.832
Área 1 - Recepção e preparo da cana	36.363.637	36.363.637	36.363.637	36.363.637	36.363.637
Área 1.1 - Condicionamento da palha	25.036.832	25.036.832	25.036.832	25.036.832	25.036.832
Área 2 - Extração de caldo	104.596.781	104.596.781	104.596.781	104.596.781	104.596.781
Área 3 - Tratamento e concentração do caldo	70.112.464	70.112.464	70.112.464	70.112.464	70.112.464
Área 4 - Fermentação (C12/C6)	69.729.554	69.729.554	69.729.554	69.729.554	69.729.554
Área 5 - Produção de etanol	196.332.863	196.332.863	196.332.863	196.332.863	196.332.863
Área 6 - Geração e distribuição de vapor	249.185.996	249.185.996	249.185.996	249.185.996	249.185.996
Área 7 - Geração e distribuição de energia elétrica no CHP	120.162.364	120.162.364	120.162.364	120.162.364	120.162.364
Área 8 - Sistema de água e ar comprimido	73.717.043	73.717.043	73.717.043	73.717.043	73.717.043
Área 9 - Produção do biogás	-	78.411.536	78.411.536	78.411.536	78.411.536
Área 10 - Dessulfurização Thiopaq	-	39.698.061	39.698.061	39.698.061	39.698.061

Tabela 28- Custos de investimento da biorrefinaria 1G e da produção de biogás e biometano (continuação)

Área 11 - Dessulfurização com FeO	-	<b>1.950.341</b>	<b>1.950.341</b>	<b>1.950.341</b>	<b>1.950.341</b>
Área 12 - Desidratação por compressão e resfriamento	-	4.243.446	4.243.446	4.243.446	4.243.446
Área 13 - PSA	-	-	31.848.154	35.440.531	35.440.531
Área 14 - Desidratação com TEG	-	-	896.477	936.136	-
Área 15 - Compressão do biometano a 250 bar	-	-	3.337.005	3.689.056	-
Área 16 - Tanque de armazenamento de biometano	-	-	599.655	667.630	-
Área 17 - Sistema de produção de energia via biogás	-	4.944.134	866.079	0	4.008.842
<b>Custo total</b>		<b>1.088.455.342</b>	<b>1.237.285.816</b>	<b>1.274.823.935</b>	<b>1.278.492.076</b>

Fonte: O autor (2021).

A Tabela 28 também mostra que o investimento necessário para cada cenário foi em ordem decrescente: Cenário 4 (R\$ 1.278.492.076), Cenário 5 (R\$ 1.277.019.121), Cenário 3 (R\$ 1.274.823.935), Cenário 2 (R\$ 1.237.285.816), Cenário 1 (R\$ 1.088.455.342), o que reflete o número de áreas e de equipamentos de cada um.

Os custos das áreas de 1 a 8 (R\$ 945.237.534) representam os custos das áreas da unidade 1G básica e, por isso, foram os mesmos para todos os cenários. O investimento para as Áreas 9 a 12 foi de R\$ 124.303.384 para todos os cenários que produziram biogás, visto que todos os cenários possuem a mesma quantidade de vinhaça. Os demais custos variam de acordo com as especificidades de cada cenário, sendo Cenário 2 (R\$ 167.744.899), Cenário 3 (R\$ 205.287.362), Cenário 4 (R\$ 208.955.995) e Cenário 5 (R\$ 207.478.205).

O Cenário 1 necessitou um menor investimento porque é o único caso que contempla apenas a unidade de primeira geração, sendo assim, não houve os custos para a geração de biogás. Diferenciando os outros 4 cenários que produzem biogás, o Cenário 2 é o menos complexo em número de operações, pois apenas converte o biogás em eletricidade sem remover o CO<sub>2</sub>, isto é, sem custos com o PSA, diferente do Cenário 5, nem com as operações de condicionamento do biometano (Áreas 14, 15 e 16), as quais são aplicadas no Cenário 3 e no Cenário 4.

Os custos de condicionamento do biometano, presentes apenas nos Cenários 3 e 4, foram maiores no Cenário 4, uma vez que neste caso todo volume de biometano foi condicionado, enquanto no Cenário 3, uma parcela foi direcionada para produzir eletricidade, gerando um custo adicional na Área 17.

Considerando o Cenário 2 como referência, os valores de investimento para produção de biogás, dessulfurização, sistema de geração de energia e acréscimo nos edifícios auxiliares, isto é, Áreas 9,10,11,12,17 e 0, totalizam um custo de R\$ 148,8 milhões. Este valor é similar ao custo de R\$ 153 milhões reportado para a planta de biogás da Raízen, localizada em São Paulo e com capacidade de processamento de 5 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, que utilizará vinhaça e torta de filtro para produzir energia elétrica (RAIZEN, 2020).

Para o cálculo dos custos operacionais (OPEX), foram empregadas as premissas explicitadas na metodologia. No caso específico do Cenário 4, o custo do transporte também foi considerado como um custo operacional anual. Os valores associados ao transporte rodoviário do biometano a 250 bar podem ser vistos na Tabela 29.

Tabela 29 - Custos anuais do transporte rodoviário do biometano a 250 bar – 20km.

<b>Componentes do transporte rodoviário</b>	<b>Custos anuais (R\$/ano)</b>
Caminhão - depreciação	66.866
Caminhão - capital	209.689
Reboques- depreciação	45.275
Reboques - capital	132.54
Mão de obra	390.199
Diesel (B10)	210.946
Pneus	33.600
Manutenção	45.438
Lubrificantes	6.645
Garagem e seguros	9.088
Pedágio	15.760
<b>Custo total anual (R\$/ano)</b>	<b>1.150.293</b>

Fonte: O autor (2021).

A Tabela 29 mostra que o custo total anual do transporte do biometano produzido na biorrefinaria foi de R\$ 1.150.293, o que resulta em um custo específico de aproximadamente R\$ 117,33 por tonelada de biometano. Este resultado oriundo do modelo de transporte junto aos demais custos operacionais estão apresentados na Tabela 30. Além disso, a curva modelada para os custos específicos do transporte rodoviário do biometano produzido no Cenário 4 para diferentes distâncias está apresentada no Apêndice E.

Tabela 30 - Custos operacionais anuais da biorrefinaria 1G e da produção de biogás e biometano

<b>Custos anuais (R\$ milhões)</b>	<b>Cenário 1</b>	<b>Cenário 2</b>	<b>Cenário 3</b>	<b>Cenário 4</b>	<b>Cenário 5</b>
Cana-de-açúcar	373,96	373,96	338,56	373,96	373,96
Palha	26,77	26,77	23,23	26,77	26,77
<b>Custo anual com manutenção 1G</b>	<b>36,98</b>	<b>37,56</b>	<b>37,72</b>	<b>37,72</b>	<b>37,72</b>
Insumos 1G	13,20	13,20	13,20	13,20	13,20
Mão-de-obra 1G	14,08	14,08	14,08	14,08	14,08
OPEX Produção de biogás	-	2,35	2,35	2,35	2,35
OPEX Dessulfurização Thiopaq	-	3,04	3,04	3,04	3,04
OPEX Dessulfurização FeO	-	0,02	0,02	0,02	0,02
OPEX Desidratação e resfriamento	-	0,15	0,15	0,15	0,15
OPEX PSA	-	-	7,03	7,82	7,82
OPEX Desidratação com TEG	-	-	4,36	4,85	-
OPEX Compressão do biometano	-	-	0,12	0,13	-
OPEX Armazenamento do biometano	-	-	0,03	0,03	-
OPEX Geração de energia via motor	-	0,15	0,03	-	0,12
Transporte de biometano	-	-	-	1,15	-
<b>Custo operacional anual total</b>	<b>464,99</b>	<b>471,30</b>	<b>443,92</b>	<b>485,29</b>	<b>479,23</b>

Fonte: O autor (2021).

A Tabela 30 indica que o Cénario 3 exibiu o menor valor de despesa operacional anual, apesar de possuir todas as áreas para a produção de biometano. Este fato se deve ao menor custo da cana-de-açúcar e da palha comparado aos demais casos, devido ao uso do biometano para substituir o diesel nas operações agrícolas e no transporte da cana, conforme reportado no capítulo de simulação agrícola.

Os demais cenários seguiram a mesma tendência dos custos de investimento, a qual indica que quanto maior a complexidade e o número de operações na biorrefinaria, maior o gasto. Sendo assim, a ordem decrescente dos custos operacionais foi: Cenário 4 (R\$ 485,29 milhões), Cenário 5 (R\$ 479,23 milhões), Cenário 2 (R\$ 471,30 milhões), Cenário 1 (R\$ 464,99 milhões), Cenário 3 (R\$ 443,92 milhões). Importante salientar que o Cenário 4 também acrescenta o valor do transporte rodoviário em seus custos.

Por outro lado, os produtos comercializados pela biorrefinaria geraram as receitas explicitadas na Tabela 31.

Tabela 31 - Receitas anuais da biorrefinaria 1G e da produção de biogás e biometano.

Receitas anuais (R\$ milhões)	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
Etanol anidro 1G	668,13	668,13	668,13	668,13	668,13
Eletricidade	166,97	168,15	166,22	165,85	167,81
Enxofre elementar	-	1,41	1,41	1,41	1,41
Biometano comercializado	-	-	-	14,21	-
CBIOs – Etanol	20,76	20,72	21,53	20,79	20,54
CBIOs – Biometano	0,00	0,00	0,00	1,21	0,00
<b>Receita anual líquida total</b>	<b>855,86</b>	<b>858,41</b>	<b>857,32</b>	<b>871,60</b>	<b>857,89</b>

Fonte: O autor (2021).

O Cenário 4 com CBIOs do biometano foi aquele que gerou a maior receita (R\$ 871,60 milhões), seguido do Cenário 4 sem CBIOs do biometano (R\$ 870,39 milhões), devido à comercialização do biometano.

Por outro lado, o Cenário 1 acumulou a menor receita (R\$ 855,86 milhões), conforme mostrado na Tabela 31. Isto ocorreu porque todos os produtos comercializados no Cenário 1 também estão presentes nos demais cenários.

Os demais cenários tiveram suas receitas diferenciadas pelo excedente de eletricidade vendido, já que os três cenários comercializaram as mesmas quantidades de etanol e de enxofre elementar. Sendo assim, a classificação em ordem decrescente de receita ficou: Cenário 2 (R\$ 858,41 milhões), Cenário 5 (R\$ 857,89 milhões) e Cenário 3 (R\$ 857,32 milhões).

Com os custos e as receitas, os índices econômicos foram calculados e apresentados na Tabela 32.

Tabela 32 – Resultados dos índices econômicos.

Índices econômicos	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
VPL total (R\$ milhões)	712,33	573,63	651,02	536,28	505,84
TMA (a.a.)	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%
TIR total (a.a.)	19,8%	17,7%	18,2%	17,2%	16,9%
Retorno do investimento descontado (anos)	7,0	8,5	8,0	8,9	9,2

Fonte: O autor (2021).

De acordo com a Tabela 32, todos os cenários podem ser considerados viáveis visto que os valores de TIR total foram acima da TMA (12%) e os resultados de VPL foram positivos. A maior TIR (19,8%) e o menor tempo de retorno descontado (7 anos) foi resultado do Cenário 1, principalmente por este apresentar os menores custos de investimento e de operação, já que não possui os processos de produção de biogás ou biometano. Dessa forma, do ponto de vista

meramente econômico, seria melhor utilizar o investimento para aumentar a capacidade produtiva da planta do Cenário 1 do que investir nos demais cenários.

No entanto, os investimentos para os demais cenários ainda são viáveis e o tempo para recuperá-los não são tão diferentes do Cenário 1. Além disso, a TIR pode ser melhorada a partir do aumento dos preços dos produtos ou do valor do CBIOS. Assim, comparando os casos com aproveitamento de vinhaça para a produção de biocombustíveis, o Cenário 3 foi o que resultou na melhor TIR, cujo valor foi de 18,2%, e tempo de retorno de 8 anos. Na sequência, aparecem em ordem decrescente, o Cenário 2 com uma TIR de 17,7% e, o Cenário 4 com CBIOS do biometano com TIR de 17,2%. Por último, o Cenário 5 com TIR de 16,9%. Importante destacar que o Cenário 4 continuaria viável ainda que não contabilizasse a venda de CBIOS relativos ao biometano (TIR de 17,2%).

Resultados similares foram reportados por Junqueira *et al.* (2016) que avaliaram o biogás e biometano oriundo da vinhaça para três aplicações: substituição do diesel, produção de eletricidade e comercialização para injeção na rede. No entanto, diferentes premissas de DQO da vinhaça (33,6 kg/m<sup>3</sup>), remoção de DQO (85%) e produtividade de biometano (0,32 Nm<sup>3</sup>CH<sub>4</sub>/kg DQO) foram utilizadas, todas maiores do que as empregadas neste presente trabalho, o que favoreceu os resultados de produção de biogás.

Junqueira *et al.* (2016) reportaram que o uso de biometano para substituir o diesel foi o cenário que apresentou a maior TIR (17,5%), assim como neste trabalho, enquanto que a venda do biometano para injeção teve o segundo melhor resultado de TIR (16,8%). No entanto, a distância considerada para a venda do biometano foi de apenas 3 km, o que reduz os custos de distribuição e logística neste cenário. Por fim, a produção de eletricidade via biogás teve uma TIR de 16,3%, sendo a menor dos três cenários.

Contudo, Junqueira *et al.* (2016) consideraram valores de venda do biometano de US\$ 0,42/Nm<sup>3</sup> e de eletricidade de US\$ 58,00/MWh, os quais seriam convertidos atualmente, respectivamente, para R\$ 233,74/MWh e R\$ 1,69/Nm<sup>3</sup>, ou seja, um preço menor para eletricidade e outro maior para o biometano quando comparado com o presente trabalho.

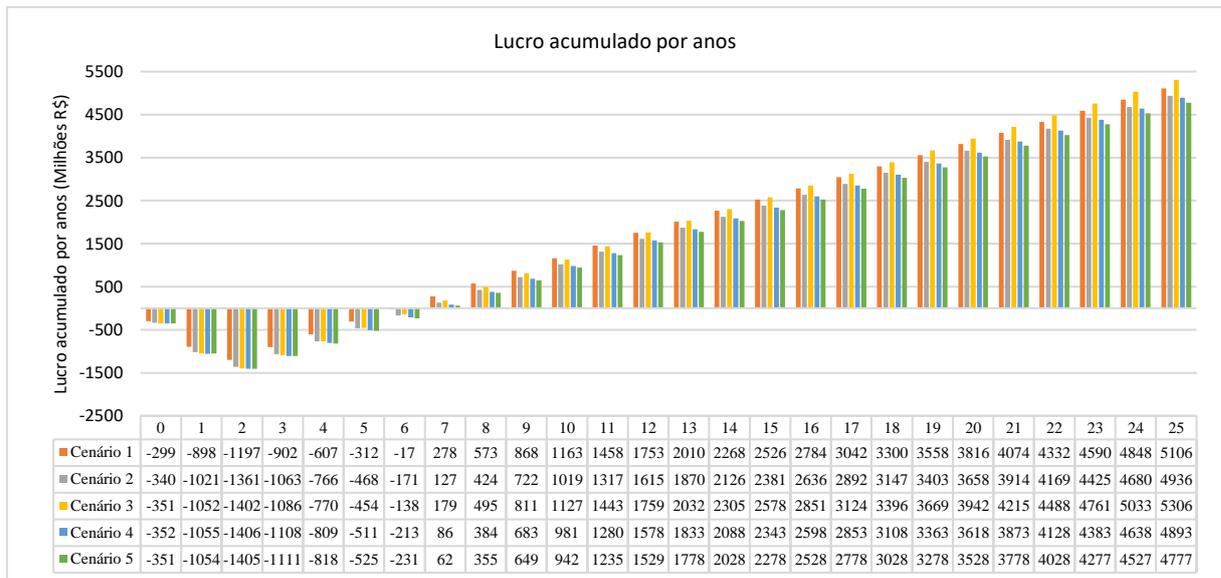
Os resultados também permitem inferir, comparando o Cenário 2 com o Cenário 5, que é melhor gerar eletricidade a partir do biogás do que a partir do biometano, devido aos elevados custos associados à remoção do CO<sub>2</sub>.

Um ponto importante a ser considerado é que a biorrefinaria 1G opera por apenas 200 dias no ano, gerando biogás apenas nesse período. Dessa forma, o tempo necessário para recuperar o investimento associado à produção de biogás aumenta e, conseqüentemente, os respectivos cenários são impactados.

Além disso, alto valor do dólar e do euro e a escassez de informações sobre custos de investimento e operacionais dos processos e, conseqüentemente, os elevados valores encontrados na literatura para a purificação do biogás podem ter onerado todos os cenários com aproveitamento da vinhaça.

Com relação ao lucro acumulado por anos em cada cenário, a Figura 15 mostra os resultados para os 25 anos do projeto.

Figura 15 - Lucro acumulado por anos.



Fonte: O autor (2021).

Durante os 25 anos indicados na Figura 15, o Cenário 5 possuiu o menor lucro acumulado, seguido do Cenário 4 e do Cenário 2. O Cenário 3, por sua vez, teve lucro acumulado menor do que o Cenário 1 até o ano 12. A partir do 12º ano, o Cenário 3 passou a ser o caso com o maior lucro acumulado.

Por fim, a Tabela 33 indica para quanto os preços dos produtos deveriam ser modificados em cada cenário, caso se desejasse manter a mesma TIR do Cenário 1, isto é, 19,8%.

Tabela 33 – Preços dos produtos para alcançar uma TIR de 19,8%.

Preços dos produtos	Preço referência	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
<b>Fator de correção sobre o preço de referência</b>	1,00	1,07	1,05	1,09	1,10
<b>Preço do etanol 1G anidro ao produtor (R\$/L)</b>	1,94	2,07	2,04	2,11	2,13
<b>Preço da eletricidade ao produtor (R\$/MWh)</b>	244,25	260,94	257,24	266,23	268,68
<b>Preço do enxofre ao produtor (R\$/t)</b>	2330,00	2489,17	2453,85	2529,69	2563,00
<b>Preço do biometano ao produtor (R\$/t)</b>	1450,00	-	-	1574,27	-

Fonte: O autor (2021).

Na Tabela 33, observa-se que um aumento de 5% a 10% nos preços dos produtos seria suficiente para se obter a mesma TIR da biorrefinaria sem aproveitamento da vinhaça para produzir biocombustível, sendo 5% de aumento para o Cenário 3, 7% para o Cenário 2, 9% para o Cenário 4 e 10% para o Cenário 5.

Por outro lado, a Tabela 34 indica os menores valores que os produtos poderiam ser vendidos para que o investimento ainda fosse viável, isto é, a TIR ser igual a TMA.

Tabela 34 - Preços dos produtos para alcançar uma TIR de 12%.

Preços dos produtos	Preço referência	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
<b>Fator de correção sobre o preço de referência</b>	1,00	0,79	0,83	0,81	0,84	0,85
<b>Preço do etanol 1G anidro ao produtor (R\$/L)</b>	1,94	1,54	1,62	1,57	1,64	1,66
<b>Preço da eletricidade ao produtor (R\$/MWh)</b>	244,25	193,77	203,72	198,15	205,17	208,50
<b>Preço do enxofre ao produtor (R\$/t)</b>	2330,00	-	1943,37	1890,18	1973,60	1988,92
<b>Preço do biometano ao produtor (R\$/t)</b>	1450,00	-	-	-	1228,21	-

Fonte: O autor (2021).

Os resultados expostos na Tabela 34 permitem inferir, de maneira geral, que todos os casos avaliados continuariam viáveis ainda que os preços dos produtos fossem reduzidos em até 15%. Individualmente, os preços poderiam ser reduzidos em 17% no Cenário 2, 19% no Cenário 3, 16% no Cenário 4 e 15% no Cenário 5.

## 5 CONCLUSÕES

Os resultados obtidos no presente estudo permitiram concluir que o aproveitamento da vinhaça para produção de biocombustíveis é viável nos âmbitos econômico e ambiental. Todos os cenários avaliados apresentaram TIR maior do que 12%, o que indica a viabilidade dos investimentos. É válido reforçar que o impacto no solo do uso da vinhaça bruta e da vinhaça após a biodigestão não foi avaliado neste trabalho. Esta avaliação é importante tendo em vista os possíveis problemas citados neste trabalho, tais como: contaminação do lençol freático e acidificação do solo.

O cenário sem aproveitamento da vinhaça apresentou a maior TIR (19,8%) e o menor tempo de retorno descontado (7 anos), devido aos menores custos de investimento e de operação, sendo considerador o melhor cenário do ponto de vista econômico. A nota de eficiência energético-ambiental foi de 67,2 gCO<sub>2</sub>eq/MJ.

O tempo de operação da biorrefinaria 1G (200 dias), os custos encontrados na literatura para a produção de biogás e de biometano e o elevado valor do dólar e do euro são fatores que podem ter impactado negativamente nos demais cenários.

Analisando os cenários que utilizam a vinhaça para produção de biogás e biometano, o Cenário 3 obteve a melhor TIR (18,2%) e o menor tempo de retorno descontado (8 anos), uma vez que a substituição do diesel das operações agrícolas por biometano resultou no aumento da nota de eficiência energético-ambiental do etanol para 69,7 gCO<sub>2</sub>eq/MJ e na redução do custo associado à produção de cana-de-açúcar e de palha utilizadas como matéria-prima na biorrefinaria. Além disso, a partir do 12º ano, o lucro acumulado se torna o maior de todos, ultrapassando inclusive o Cenário 1.

O Cenário 2 teve uma nota de eficiência energético-ambiental do etanol para 67,1 gCO<sub>2</sub>eq/MJ, TIR de 17,7% e *payback* descontado de 8,5 anos, indicando que a vinhaça pode ser utilizada com a finalidade de se obter eletricidade a partir da conversão do biogás.

Posteriormente, o Cenário 4 com CBIOs da venda do biometano resultou em uma TIR de 17,2%, tempo de retorno descontado de 9 anos e nota de eficiência energético-ambiental de 67,3 gCO<sub>2</sub>eq/MJ para o etanol e de 65,3 gCO<sub>2</sub>eq/MJ para o biometano. No entanto, é válido destacar que este cenário pode ser ainda mais beneficiado de acordo com o preço dos CBIOs e que a distância da biorrefinaria ao ponto de injeção do biometano é um fator chave para este cenário.

O Cenário 5, por sua vez, apresentou os indicadores econômicos e ambientais mais baixos entre os cenários estudados com uma nota de eficiência energético-ambiental de 66,5

gCO<sub>2</sub>eq/MJ, TIR de 16,9% e tempo de retorno em 9 anos, tendo em vista o alto custo de investimento associado para produzir eletricidade a partir do biometano. Esse resultado permite concluir que é melhor obter eletricidade a partir do biogás do que do biometano.

Também foi verificado que um aumento nos preços dos produtos de 5 a 10%, a depender do cenário, faz com que os cenários com produção de biocombustível a partir da vinhaça tenham a mesma TIR do Cenário 1 (19,8%). Por outro lado, também se concluiu que uma redução de 15% a 19% nos preços dos produtos, de acordo com o cenário, ainda manteria os investimentos viáveis, alcançando a TMA.

Por fim, com base nos resultados obtidos no presente trabalho, para estudos futuros sugere-se: avaliar a utilização de vinhaça para produzir biogás em uma biorrefinaria 1G/2G, verificar o impacto do uso da vinhaça no solo e realizar análises de sensibilidade para diferentes composições de biogás e preços de CBIOs.

## REFERÊNCIAS

- ADARME, O. F. H.; BAÊTA, B. E. L.; FILHO, J. B. G.; GURGEL, L. V. A.; AQUINO, S. F. DE. Use of anaerobic co-digestion as an alternative to add value to sugarcane biorefinery wastes. **Bioresource Technology**, v. 287, n. 121443, 2019.
- AGBOR, V. B.; CICEK, N.; SPARLING, R.; BERLIN, A.; LEVIN, D. B. Biomass pretreatment: Fundamentals toward application. **Biotechnology Advances**, v. 29, n. 6, p. 675–685, 2011.
- ALLEGUE, L.B.; HINGE, J. Biogas Upgrading Evaluation of Methods for H<sub>2</sub>S Removal. **Danish Technology Institute**: Taastrup, Dinamarca, p. 31, 2014.
- AMER, M.; SAAD, A.; ISMAIL, N. K. Biofuels from Microorganisms: From Current Status to Practical Implementation. **Springer International Publishing**, v. 7, 2019.
- ANP. **Resolução nº 685, de 29 de junho de 2017**. 2017. Disponível em: <<https://atosoficiais.com.br/anp/resolucao-n-685-2017-estabelece-as-regras-para-aprovacao-do-controle-da-qualidade-e-a-especificacao-do-biometano-oriundo-de-aterros-sanitarios-e-de-estacoes-de-tratamento-de-esgoto-destinado-ao-uso-veicular-e-as-instalacoes-residenciais-industriais-e-comerciais-a-ser-comercializado-em-todo-o-territorio-nacional?origin=instituicao&q=685/2017>>. Acesso em: 10 de setembro de 2020
- ANP. **Biocombustíveis**. 2019. Disponível em: <<https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/qualidade-de-produtos/biocombustiveis>>. Acesso em: 18 de março de 2021.
- ANP. **Renovabio**. 2020. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/biocombustiveis/renovabio>>. Acesso em: 18 de janeiro. 2021.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS. **NBR 12236: Critérios de projeto, montagem e operação de postos de gás combustível comprimido**. Rio de Janeiro, p. 18. 1994.
- AUGELLETTI, R.; CONTI, M.; ANNESINI, M. C. Pressure swing adsorption for biogas upgrading. A new process configuration for the separation of biomethane and carbon dioxide. **Journal of Cleaner Production**, v. 140, p. 1390–1398, 2017.
- AWE, O. W.; ZHAO, Y.; NZIHOU, A.; MINH, D. P.; LYCZKO, N. A Review of Biogas Utilisation, Purification and Upgrading Technologies. **Waste and Biomass Valorization**, v. 8, n. 2, p. 267–283, 2017.
- BAENA-MORENO, F. M.; RODRÍGUEZ-GALÁN, M.; VEGA, F.; VILCHES, L. F.; NAVARRETE, B.; ZHANG, Z. Biogas upgrading by cryogenic techniques. **Environmental Chemistry Letters**, v. 17, n. 3, p. 1251–1261, 2019.
- BAÊTA, B. E. L.; LIMA, D. R. S.; ADARME, O. F. H.; GURGEL, L. V. A.; AQUINO, S. F. DE. Optimization of sugarcane bagasse autohydrolysis for methane production from hemicellulose hydrolyzates in a biorefinery concept. **Bioresource Technology**, v. 200, p. 137–146, 2016a.

BAÊTA, B. E. L.; LIMA, D. R. S.; FILHO, J. G. B.; ADARME, O. F. H.; GURGEL, L. V. A.; AQUINO, S. F. DE. Evaluation of hydrogen and methane production from sugarcane bagasse hemicellulose hydrolysates by two-stage anaerobic digestion process. **Bioresource Technology**, v. 218, p. 436–446, 2016b

BALDACIN, A. C. S.; PINTO, G. M. F. Biodigestão Anaeróbia da Vinhaça: Aproveitamento Energético do Biogás. **Revista Eletrônica FACP**. 2015. ISSN 2316-350X. Disponível em: <<http://revista.facp.com.br/index.php/reFACP/article/view/35>>. Acesso em: 13 set. 2021.

BANCO CENTRAL. **Cotação de moedas**. Disponível em: <http://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpesq.asp?id=txcotacao>. Acesso em fevereiro de 2020.

BARROS, V. G. DE; DUDA, R. M.; OLIVEIRA, R. A. DE. Biomethane production from vinasse in upflow anaerobic sludge blanket reactors inoculated with granular sludge. **Brazilian Journal of Microbiology**, v. 47, n. 3, p. 628–639, 2016.

BAUER, F.; PERSSON, T.; HULTEBERG, C.; TAMM, D. Biogas upgrading – technology overview, comparison and perspectives for the future. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 7, p. 499–511, 2013.

BIDART, C. A techno-economic assessment of the generation and usage of biogenic gases in Chile as a substitute of natural gas. **Dissertação de Mestrado**. Fakultät für Wirtschaftswissenschaften (WIWI): Alemanha. 2013.

BINCE, F.; CIARAPICA, F.E.; GIACCHETTA, G. Natural gas dehydration in offshore rigs comparison between traditional glycol plants and innovative membrane systems. **Revista Virtualpro**. 2006.

BITTENCOURT, E.; LARROCHE, C.; CRISTINE, A.; NOUAILLE, R.; JYOTI, S.; KAUR, S.; ALBERTO, L.; LETTI, J.; THOMAZ, V.; RICARDO, C. Bioresource Technology Economic process to produce biohydrogen and volatile fatty acids by a mixed culture using vinasse from sugarcane ethanol industry as nutrient source. **Bioresource Technology**, v. 159, p. 380–386, 2014.

BMELV. Guia Prático do Biogás - Geração e Utilização. **Gülzow**, v. 5, p. 233, 2010.

BONOMI, A., DIAS, M.O.S., JUNQUEIRA, T.L., CARDOSO, T.F., CAVALETT, O., FRANCO, H.C.J., 2012. **The Virtual Sugarcane Biorefinery (VSB) - 2011 Report**. Brazilian Bioethanol Science and Technology Laboratory (CTBE), Technological Assessment Program (PAT), Campinas, p. 128.

BONOMI, A.; CAVALETT, O.; PEREIRA, M.; LIMA, M.A.P (Eds). Virtual Biorefinery - An Optimization Strategy for Renewable Carbon Valorization. **Springer International Publishing**, Suíça. 2016. DOI: 10.1007/978-3-319-26045-7

CABRERA-DÍAZ A, PEREDA-REYES I, OLIVA-MERENCIO D, LEBRERO R, ZAIAT M. Anaerobic Digestion of Sugarcane Vinasse Through a Methanogenic UASB Reactor Followed

by a Packed Bed Reactor. **Applied biochemistry and biotechnology**. v. 183, p.1127–1145. 2017. <https://doi.org/10.1007/s12010-017-2488-2>.

CANEVESI, R. L. S.; BORBA, C. E.; SILVA, E. A. DA; GRANDE, C. A. Towards a design of a pressure swing adsorption unit for small scale biogas upgrading at. **Energy Procedia**, v. 158, p. 848–853, 2019.

CARBONTECH. **Gas Processing**. Disponível em: <<http://www.carbotech.info/de/Produkte/Gasaufbereitung.html>>. Acesso em: 05/03/2021

CARDOSO, T. F. Avaliação socioeconômica e ambiental de sistemas de recolhimento e uso da palha de cana-de-açúcar. **Tese de Doutorado**. Faculdade de Engenharia Agrícola, Unicamp, Campinas, 2014.

CARMO, J. B.; FILOSO, S.; ZOTELLI, L.C.; DE SOUSA NETO, E.R.; PITOMBO, L.M.; DUARTE-NETO, P.J.; VARGAS, V.P.; ANDRADE, C.A.; GAVA, G.J.V; ROSSETO, R.; CANTARELLA, H.; NETO, E.A.; 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**, v. 5, n. 3, p. 267–280, 2013.

CAVALETT, O.; JUNQUEIRA, T. L.; DIAS, M. O. S.; JESUS, C. D. F.; MANTELATTO, P. E.; CUNHA, M. P.; FRANCO, H. C. J.; CARDOSO, T. F.; FILHO, R. M.; ROSSELL, C. E. V; BONOMI, A. Environmental and economic assessment of sugarcane first generation biorefineries in Brazil. **Clean Technologies and Environmental Policy**, v. 14, n. 3, p. 399–410, 2012.

CCEE - Câmara de Comercialização de Energia Elétrica. **Energia reserva**. Disponível em: [https://www.ccee.org.br/portal/faces/oquefazemos\\_menu\\_lateral/energia\\_reserva](https://www.ccee.org.br/portal/faces/oquefazemos_menu_lateral/energia_reserva). Acesso em fevereiro de 2020.

CENTER FOR STRATEGIC STUDIES AND MANAGEMENT - CGEE. **Second-generation sugarcane bioenergy & biochemicals: Advanced low-carbon fuels for transport and industry**. Brasília, DF: 2017. 124 p.

CEPEA - Centro de Estudos Avançados em Economia Aplicada. **Consulta ao banco de dados**. Disponível em: <http://www.cepea.esalq.usp.br>. Acesso em fevereiro de 2020.

CHAGAS, M. F.; BORDONAL, R.O.; CAVALETT, O.; CARVALHO, J.L.N; BONOMI A.; LA SCALA JR, N. Environmental and economic impacts of different sugarcane production systems in the ethanol biorefinery. **Biofuels, Bioproducts & Biorefining**. 2016. DOI: 10.1002/bbb.1623

CHEBBI, R.; QASIM, M.; ABDEL JABBAR, N. Optimization of triethylene glycol dehydration of natural gas. **Energy Reports**, v. 5, p. 723–732, 2019.

CHERUBINI, F.; JUNGMEIER, G.;WELLISCH, M.; WILLKE, T.; SKIADAS, I.; VANREE, R. Toward a common classification approach for biorefinery systems. **Biogeosciences**, v.3, p. 534–546, 2009. <https://doi.org/10.1002/bbb.172>.

CHERUBINI, F. The biorefinery concept: Using biomass instead of oil for producing energy

and chemicals. **Energy Conversion and Management**, v. 51, n. 7, p. 1412–1421, 2010.

CHO, Y. K. Performance of a two-stage methane digester for alcohol stillage derived from sugarcane molasses. **Biotechnology Letters**, v. 5, p.555–560. 1983. <https://doi.org/10.1007/BF01184948>.

CHRISTOFOLETTI, C. A.; ESCHER, J. P.; CORREIA, J. E.; MARINHO, J. F. U.; FONTANETTI, C. S. Sugarcane vinasse: environmental implications of its use. **Waste Management**. 33, 2752–2761, 2013. <https://doi:10.1016/j.wasman.2013.09.005>

CONAB - COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Perfil do Setor do Açúcar e do Etanol no Brasil - **Edição para a safra 2014/2015**. Brasília, 2017.

CONAB - COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. Cana-de-Açúcar: Série Histórica de Produtividade - Safras 2005/06 a 2018/19. In: **Informações agropecuárias: Série Histórica das safras**. Brasília, 2018. Disponível em: [https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/serie-historica-das-safras/item/download/17725\\_1a6d10579ba4e7d0b565fd1ded82c038](https://www.conab.gov.br/info-agro/safras/serie-historica-das-safras/item/download/17725_1a6d10579ba4e7d0b565fd1ded82c038). Acesso em agosto de 2018.

CONAB - COMPANHIA NACIONAL DE ABASTECIMENTO. **Cana-de- açúcar: Acompanhamento da safra brasileira 2018/2019**. vol. 5. 2019.

COPERSUCAR. **Curso Básico sobre Tratamento do Caldo**. Centro de Tecnologia Copersucar, Piracicaba, 1989.

COSTA, A. G.; PINHEIRO, G. C.; PINHEIRO, F. G. C.; SANTOS, A. B. DOS; SANTAELLA, S. T.; LEITÃO, R. C. The use of thermochemical pretreatments to improve the anaerobic biodegradability and biochemical methane potential of the sugarcane bagasse. **Chemical Engineering Journal**, v. 248, p. 363–372, 2014.

DA SILVA, F. T. F; CARVALHO, F. M.; CORREA, J. L .G.; MERSCHMANN, P.R.C.; TAGOMORI, I.S.; SZKLO, A.; SCHAEFFER, R. CO<sub>2</sub> capture in ethanol distilleries in Brazil: Designing the optimum carbon transportation network by integrating hubs, pipelines and trucks. **International Journal of Greenhouse Gas Control**. Volume 71, p. 168-183, ISSN 1750-5836, 2018. <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.02.018>.

DE ALBUQUERQUE, J.N.; ORELLANA, M.R.; RATUSZNEI, S.M.; RODRIGUES, J. A. D. Thermophilic biomethane production by vinasse in an AnSBBR: Start-up strategy and performance optimization. **Brazilian Journal of Chemical Engineering**, v. 36, p.:717–731. 2019.<https://doi.org/10.1590/0104-6632.20190362s20170611>.

DIAS, M. O. S. Simulação do processo de produção de etanol a partir do açúcar e do bagaço, visando a integração do processo e a maximização da produção de energia e excedentes do bagaço). **Dissertação de mestrado**, Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP, 2008.

DÍAZ, I.; LOPES, A. C.; PÉREZ, S. I.; FDZ-POLANCO, M. “Performance evaluation of oxygen, air and nitrate for the microaerobic removal of hydrogen sulphide in biogas from sludge digestion,” **Bioresour. Technol.**, v. 101, n. 20, p. 7724–7730, 2010.

EHSAN, S.; WAHID, M. A. Development of biogas combustivo in combined heat and power generation. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 40, p. 868–875, 2014.

EINSTEIN, A. Physics and Reality. **Journal of the Franklin Institute**, v. 221, p. 349-382. 1936.

ELEMENT ENERGY LTD; CARBON COUNTS LTD; PSE LTD; IMPERIAL COLLEGE; UNIVERSITY OF SHEFFIELD. **Demonstrating CO2 capture in the UK cement, chemicals, iron and steel and oil refining sectors by 2025: A Techno-economic Study**. p. 68, 2014.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Compilação de correlações de custos de equipamentos**. 2018. Disponível em: [www.epe.gov.br](http://www.epe.gov.br). Acesso em: 06/03/2021

ESPAÑA-GAMBOA, E. I.; MIJANGOS-CORTÉS, J. O.; HERNÁNDEZ-ZÁRATE, G.; MALDONADO, J. A. D.; ALZATE-GAVIRIA, L. M. Methane production by treating vinasses from hydrous ethanol using a modified UASB reactor. **Biotechnology for Biofuels**, v. 5, p. 1–9, 2012.

FERRAZ JUNIOR, A. D. N.; KOYAMA, M.H.; DE ARAÚJO JÚNIOR, M.M.; ZAIAT, M. Thermophilic anaerobic digestion of raw sugarcane vinasse. **Renew Energy**. v. 89, p.245–252. 2016. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2015.11.064>.

FORMANN, S.; HAHN, A.; JANKE, L.; STINNER, W.; STRÄUBER, H.; LOGROÑO, W.; NIKOLAUSZ, M. Beyond Sugar and Ethanol Production: Value Generation Opportunities Through Sugarcane Residues. *Front. Energy Res.* 8:579577. 2020. doi: 10.3389/fenrg.2020.579577

FUESS, L. T., ARAÚJO JÚNIOR, 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. 2017a. doi:10.1016/j.cherd.2017.01.023

FUESS, L.T.; KIYUNA, L.S.M.; FERRAZ, A.D.N.; PERSINOTI, G.F.; SQUINA, F.M.; GARCIA, M.L. Thermophilic two-phase anaerobic digestion using an innovative fixed-bed reactor for enhanced organic matter removal and bioenergy recovery from sugarcane vinasse. **Applied Energy**, v.189, p.480–491. 2017b.

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

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**, v. 122, p. 674–687, 2018.

FUESS, L. T.; ZAIAT M.; DO 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**, v. 286, n. 121379. 2019. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.121379>.

FUESS, L. T.; CRUZ, R. B. C. M.; ZAIAT, M.; NASCIMENTO, C. A. O. Diversifying the portfolio of sugarcane biorefineries: Anaerobic digestion as the core process for enhanced resource recovery. **Renewable & Sustainable Energy Reviews**; v. 147, 2021

GONG, H.; CHEN, Z.; YU, H.; WU, W.; WANG, W.; PANG, H.; DU, M. Methane recovery in a combined amine absorption and gas steam boiler as a self-provided system for biogas upgrading. **Energy**, v. 157, p. 744–751, 2018.

GRANDE, C. Biogas Upgrading by Pressure Swing Adsorption. **Biofuel's Engineering Process Technology**, 2011. DOI: 10.5772/18428.

GRASSI, M. C. B.; PEREIRA, G. A. G. Energy-cane and RenovaBio: Brazilian vectors to boost the development of Biofuels. **Industrial Crops and Products**, v. 129, n. December 2018, p. 201–205, 2019.

GRAVITIS, J.; ĀBOLIŅŠ, J.; TUPČIAUSKAS, R.; VĒVERIS, A. Lignin from steam-exploded wood as binder in wood composites. **Journal of Environmental Engineering and Landscape Management**, v. 18, p. 75-84, 2010.

GREENE, P. Basics of biogas upgrading. **BioCycle**, v. 59, n. 1, p. 52–58, 2018.

GREENHOUSE GAS TECHNOLOGY CENTER. Environmental Technology Verification Report - NATCO Group, Inc. – Paques THIOPAQ Gas Purification Technology. U.S. Environmental Protection Agency, Washington, DC, **EPA/600/R-04/165**, 2004.

GREENLANE BIOGAS. Changing the nature of natural gas - a few data about Greenlane Biogas. **Appa**. 2020. Disponível em: <https://www.appa.es/wp-content/uploads/2020/07/APPA-RENOVABLES-UK-SPAIN-GREENLANE-BIOGAS.pdf>

GUIOT, S.R.; PAUSS, A.; COSTERTON, J.W. A structured model of the anaerobic granule consortium. **Water Science and Technology**. vol. 25, p. 1-10. 1992. <https://doi.org/10.2166/wst.1992.0133>.

GUJER, W.; ZEHNDER A. J. B. Conversion processes in anaerobic digestion. **Water Science & Technology**, v. 15. 1983. <https://doi.org/10.2166/wst.1983.0164>.

GUNNIGLE, E.; SIGGINS, A.; BOTTING, C.H.; FUSZARD, M.; O'FLAHERTY, V.; ABRAM, F. Low-temperature anaerobic digestion is associated with differential methanogenic protein expression. **FEMS Microbiol Lett**, v. 362, p.1–7. 2015 <https://doi.org/10.1093/femsle/fnv059>.

GUTIERREZ, C. L. M.; OLMO, J. M. P. Procesos para el tratamiento biológico de aguas residuales industriales. **Ed. Félix Varela**, p.82. 2007.

HASSAN, S. S.; WILLIAMS, G. A.; JAISWAL, A. K. Lignocellulosic Biorefineries in Europe: Current State and Prospects. **Trends in Biotechnology**, v. 37, n. 3, p. 231–234, 2019.

HAUSER, M. J. Cost evaluation and life cycle assessment of biogas upgrading technologies for an anaerobic digestion case study in the United States. **Dissertação de Mestrado**; NTNU, Noruega, June, p. 1–84, 2017.

HASSUANI, S.J.; LEAL, M.R.L.V.; MACEDO, I.C. (Eds). Biomass power generation - Sugar cane bagasse and trash. **Piracicaba: PNUD-CTC**, p. 216, 2005.

HEO, J.; LEE, B.; KIM, S; LIM, H. Techno-economic analysis of a biological desulfurization process for a landfill gas in Korea, **Separation Science and Technology**, v. 53:17, p. 2769-2781, 2018. DOI: 10.1080/01496395.2018.1473878

HOLM-NIELSEN, J. B.; EHIMEN, E. A. Biorefinery plant design, engineering and process optimisation. **Advances in Biorefineries: Biomass and Waste Supply Chain Exploitation**, p. 89–111, 2014.

IEA BIOENERGY. Task 37: Energy from Biogas. **IEA Bioenergy**. Disponível em: <<http://task37.ieabioenergy.com/about-task-37.html>>. Acesso: 03/09/2020.

INTERNATIONAL STANDARD ORGANIZATION (ISO). International Standard ISO 14040: Environmental management — Life cycle assessment — **Principles and framework**. **ISO**, Geneva. 2006a.

INTERNATIONAL STANDARD ORGANIZATION (ISO). International Standard ISO 14044: Environmental management — Life cycle assessment — **Requirements and guidelines**. **ISO**, Geneva .2006b.

JANKE, L.; LEITE, A. F.; BATISTA, K.; SILVA, W.; NIKOLAUSZ, M.; NELLES, M.; STINNER, W. Enhancing biogas production from vinasse in sugarcane biorefineries: Effects of urea and trace elements supplementation on process performance and stability. **Bioresource Technology**, v. 217, p. 10–20, 2016.

JANKE, L.; WEINRICH, S.; LEITE, A. F.; STRÄUBER, H.; RADETSKI, C. M.; NIKOLAUSZ, M.; NELLES, M.; STINNER, W. Year-round biogas production in sugarcane biorefineries: Process stability, optimization and performance of a two-stage reactor system. **Energy Conversion and Management**, v. 168, n. May, p. 188–199, 2018.

JENÍČEK, P.; HOREJŠ, J.; POKORNÁ-KRAYZELOVÁ, L.; BINDZAR, J.; BARTÁČEK, J. Simple biogas desulfurization by microaeration – Full scale experience. **Anaerobe**, v. 46, p. 41–45, 2017.

JONG, E. DE; HIGSON, A.; WALSH, P.; WELLISCH, M. Value Added Products from Biorefinerie. **IEA Bioenergy**. 2012.

JOPPERT, C. L.; SANTOS, M. M. DOS; COSTA, H. K. M.; SANTOS, E. M. DOS; MOREIRA SIMÕES, J. R. Energetic shift of sugarcane bagasse using biogas produced from sugarcane vinasse in Brazilian ethanol plants. **Biomass and Bioenergy**, v. 107, p. 63–73, 2017.

JUNQUEIRA, T.L.; MORAES, B.; GOUVEIA, V.R.L; CHAGAS, M. F.; MORAIS, E.R. Use of VSB to Plan Research Programs and Public Policies. In: BONOMI, A.; CAVALETT O,

CUNHA, M.P; LIMA, M.A.P., (eds) Virtual Biorefinery. **Green Energy and Technology**. Springer, Cham. 2016

JUNQUEIRA, T. L.; CHAGAS, M. F.; GOUVEIA, V. L. R.; REZENDE, M. C. A. F.; WATANABE, M. D. B.; JESUS, C. D. F.; CAVALETT, O.; MILANEZ, A. Y.; BONOMI, A. Techno-economic analysis and climate change impacts of sugarcane biorefineries considering different time horizons. **Biotechnology for Biofuels**, v. 10, n. 1, p. 1–12, 2017.

KAPOOR, R.; SUBBARAO, P. M. V.; VIJAY, V. K.; SHAH, G.; SAHOTA, S.; SINGH, D.; VERMA, M. Factors affecting methane loss from a water scrubbing based biogas upgrading system. **Applied Energy**, v. 208, n. August, p. 1379–1388, 2017.

KIYUNA, L. S. M.; FUESS, L. T.; ZAIAT, M. Unraveling the influence of the COD/sulfate ratio on organic matter removal and methane production from the biodigestion of sugarcane vinasse. **Bioresource Technology**, v. 232, p. 103–112, 2017.

KLEIN, B. C.; MESQUITA SAMPAIO, I. L. DE; MANTELATTO, P. E.; FILHO, R. M.; BONOMI, A. Beyond ethanol, sugar, and electricity: a critical review of product diversification in Brazilian sugarcane mills. **Biofuels, Bioproducts and Biorefining**, v. 13, n. 3, p. 809–821, 2019.

KRAYZELOVA, L.; BARTACEK, J.; DÍAZ, I.; JEISON, D.; VOLCKE, E. I. P.; JENICEK, P. Microaeration for hydrogen sulfide removal during anaerobic treatment: a review. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 14, n. 4, p. 703–725, 2015.

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

LEME, R. M.; SEABRA, J. E. A. Technical-economic assessment of different biogas upgrading routes from vinasse anaerobic digestion in the Brazilian bioethanol industry. **Energy**, 2016.

LIER, J.B.V.; REBAC, S.; LETTINGA, G. High-rate anaerobic wastewater treatment under psychrophilic and thermophilic conditions. **Water Sci Technology**, v.35, p.199–206. 1997. [https://doi.org/10.1016/S0273-1223\(97\)00202-3](https://doi.org/10.1016/S0273-1223(97)00202-3).

LIMA, F.P. Energia no tratamento de esgotos: Análise tecnológica e institucional para conservação de energia e o uso de biogas. **Dissertação de mestrado**, Universidade de São Paulo, 2005.

LONGATI, A. A.; LINO, A. R. A.; GIORDANO, R. C.; FURLAN, F. F.; CRUZ, A. J. G. Biogas Production from Anaerobic Digestion of Vinasse in Sugarcane Biorefinery:: A Techno-economic and Environmental Analysis. **Waste Biomass Valorization**. V. 11, p.4573–4591. 2020. <https://doi.org/10.1007/s12649-019-00811-w>

MA, J.; FREAR, C.; WANG, Z.W.; YU, L., ZHAO, Q., LI, X. A simple methodology for rate-limiting step determination for anaerobic digestion of complex substrates and effect of microbial community ratio. **Bioresource Technology**. V. 134, p. 391–395. 2013. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.02.014>.

MADSEN M, HOLM-NIELSEN J.B, ESBENSEN K.H. Monitoring of anaerobic digestion processes: A review perspective. **Renewable Sustainable Energy**. v. 15, p. 3141–3155. 2011. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2011.04.026>.

MAILE, O. I.; MUZENDA, E.; TESFAGIORGIS, H. Chemical Absorption of Carbon Dioxide in Biogas Purification. **Procedia Manufacturing**, v. 7, p. 639–646, 2017.

MANTELATTO, P. E. Process for juice treatment in industrial large scale plant. In: **BIOEN Workshop on Process for Ethanol Production**, São Paulo, 2009.

MANTELATTO, P. E. Informações sobre a indústria sucroenergética. **Comunicação privada**, 2010.

MANTELATTO, P. E. Informações sobre a indústria sucroenergética. **Comunicação privada**, 2018.

MARAFON, A. C., SALOMON, K. R., AMORIM, E. L. C., AND PEITER, F. S. Use of sugarcane vinasse to biogas, bioenergy, and biofertilizer production. In: **Sugarcane biorefinery, technology and perspectives**. Cambridge, Academic Press, p. 179–194. 2020.

MARIANO, A. P.; DIAS, M. O. S.; JUNQUEIRA, T. L.; CUNHA, M. P.; BONOMI, A.; FILHO, R. M. Utilization of pentoses from sugarcane biomass: Techno-economics of biogas vs. butanol production. **Bioresource Technology**, v. 142, p. 390–399, 2013.

MEIRELLES, A. J. A. Expansão da produção de bioetanol e melhoria tecnológica da destilação alcoólica. In: **Workshop Tecnológico sobre Produção de Etanol**, Lorena, 2006.

MENANDRO, L. M. S.; CANTARELLA, H.; FRANCO, H. C. J.; KÖLLN, O. T. ; PIMENTA, M. T. B.; SANCHES, G. M. ; RABELO, S. C. ; CARVALHO, J. L. N. Comprehensive assessment of sugarcane straw: implications for biomass and bioenergy production. **Biofuels Bioproducts & Biorefining-Biofpr**, v. 11, p. 488-504, 2017.

MILANEZ, A.; BONOMI, A.; DAYAN, C.; JESUS, F. DE. De promessa a realidade: como o etanol celulósico pode revolucionar a indústria da cana-de-açúcar – uma avaliação do potencial competitivo e sugestões de política pública. **BNDES Setorial 41**, p. 237-294, 2015.

MILTNER, M.; MAKARUK, A.; KRISCHAN, J.; HARASEK, M. Chemical-oxidative scrubbing for the removal of hydrogen sulphide from raw biogas: Potentials and economics. **Water Science and Technology**, v. 66, n. 6, p. 1354–1360, 2012.

MME - Ministério de Minas e Energia. RenovaBio: Política Nacional de Biocombustíveis. **Consulta Pública - Anexo da Nota Técnica nº 12/2018/DBIO/SPG: Proposta de Metas Compulsórias Anuais de Redução de Emissões na Comercialização de Combustíveis**. 2018. Disponível em: [http://www.mme.gov.br/web/guest/consultas-publicas?p\\_auth=O6tmqAVk&p\\_p\\_id=consultapublicaexterna\\_WAR\\_consultapublicaportlet&p\\_p\\_lifecycle=1&p\\_p\\_state=normal&p\\_p\\_mode=view&p\\_p\\_col\\_id=column-1&p\\_p\\_col\\_count=1&consultapublicaexterna\\_WAR\\_consultapublicaportlet\\_consultaIdNormal=46&consultapublicaexterna\\_WAR\\_consultapublicaportlet\\_javax.portlet.action=downloadArquivo](http://www.mme.gov.br/web/guest/consultas-publicas?p_auth=O6tmqAVk&p_p_id=consultapublicaexterna_WAR_consultapublicaportlet&p_p_lifecycle=1&p_p_state=normal&p_p_mode=view&p_p_col_id=column-1&p_p_col_count=1&consultapublicaexterna_WAR_consultapublicaportlet_consultaIdNormal=46&consultapublicaexterna_WAR_consultapublicaportlet_javax.portlet.action=downloadArquivo). Acesso em setembro de 2018

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, 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.

MORAES, B. S.; PETERSEN, S. O.; ZAIAT, M.; SOMMER, S. G.; TRIOLO, J. M. Reduction in greenhouse gas emissions from vinasse through anaerobic digestion. **Applied Energy**, v. 189, n. 2017, p. 21–30, 2017.

MORAN-SALAZAR, R. G.; SANCHEZ-LIZARRAGA, A. L.; RODRIGUEZ-CAMPOS, J.; DAVILA-VAZQUEZ, G.; MARINO-MARMOLEJO, E. N.; DENDOOVEN, L.; CONTRERAS-RAMOS, S. M.. Utilization of vinasses as soil amendment: consequences and perspectives. **SpringerPlus**, 5(1), 1007, 2016. <https://doi.org/10.1186/s40064-016-2410-3>,

MUÑOZ, R.; MEIER, L.; DIAZ, I.; JEISON, D. A review on the state-of-the-art of physical/chemical and biological technologies for biogas upgrading. **Reviews in Environmental Science and Biotechnology**, v. 14, n. 4, p. 727–759, 2015.

NAIK, S. N.; GOUD, V. V.; ROUT, P. K.; DALAI, A. K. Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 14, n. 2, p. 578–597, 2010.

NERY, V. DEL; ALVES, I.; ZAMARIOLLI DAMIANOVIC, M. H. R.; PIRES, E. C. Hydraulic and organic rates applied to pilot scale UASB reactor for sugar cane vinasse degradation and biogas generation. **Biomass and Bioenergy**, v. 119, n. March, p. 411–417, 2018.

NGUYEN, D.; GADHAMSHETTY, V.; NITAYAVARDHANA, S.; KHANAL, S.K. Automatic process control in anaerobic digestion technology: A critical review. **Bioresource Technology**. v.193, p. 513–522, 2015. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.06.080>

NIESNER, J.; JECHA, D.; STEHL, P. Biogas Upgrading Technologies : State of Art Review in European Region. **Chemical Engineering Transactions**, v. 35, p. 517–522, 2013.

NIZ, M.Y.K.; FUENTES, L.; ETCHEBEHERE, C.; ZAIAT, M. Sugarcane vinasse extreme thermophilic digestion: a glimpse on biogas free management. *Bioprocess Biosyst Eng* **44**, p.1405–1421 2021. <https://doi.org/10.1007/s00449-021-02517-7>

NIZ, M.Y.K.; ETCHELET, I.; FUENTES, L.; ETCHEBEHERE, C.; ZAIAT, M. Extreme thermophilic condition: An alternative for long-term biohydrogen production from sugarcane vinasse. **Int J Hydrogen Energy**, v.44, p.22876–22887, 2019.

OKORO O. V.; SUN, Z., “esulphurisation of Biogas: A Systematic Qualitative and Economic-Based Quantitative Review of Alternative Strategies, *ChemEngineering*, v. 3, n. 3, p. 76, 2019.

OLIVEIRA, B. G. DE; NUNES CARVALHO, J. L.; PELLEGRINO CERRI, C. E.; CERRI, C. C.; FEIGL, B. J. Greenhouse gas emissions from sugarcane vinasse transportation by open channel: A case study in Brazil. **Journal of Cleaner Production**, v. 94, p. 102–107, 2015.

PANIGRAHI S, DUBEY B. K. A critical review on operating parameters and strategies to improve the biogas yield from anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste. **Renewable Energy**, v. 143, p.779–797. 2019. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.05.040>.

PAQUES. THIOPAQ® - Biogas Desulfurization. **Paques**. 2020. Disponível em: <<https://en.paques.nl/products/featured/thiopaq-biogas-desulfurization>>. Acesso: 03/09/2020

PAP, B.; GYÖRKEI, Á.; BOBOESCU, I.Z.; NAGY, I.K.; BÍRÓ, T.; KONDOROSI, É. Temperature-dependent transformation of biogas-producing microbial communities points to the increased importance of hydrogenotrophic methanogenesis under thermophilic operation. **Bioresource Technology**, v.177, p.375–380. 2015. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.11.021>.

PARNAUDEAU V, CONDOM N, OLIVER R, CAZEVIEILLE P, RECOUS S. Vinasse organic matter quality and mineralization potential, as influenced by raw material, fermentation and concentration processes. **Bioresource Technology**. v. 99, p. 1553–1562. 2008. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2007.04.012>.

PARSAEE, M.; KIANI DEH KIANI, M.; KARIMI, K. A review of biogas production from sugarcane vinasse. **Biomass and Bioenergy**, v. 122, n. January, p. 117–125, 2019.

PAYNE, J. H. Operações unitárias na produção de açúcar de cana. **Nobel S.A.**, São Paulo, 1989.

PELLEGRINI, L. A.; GUIDO, G. DE; CONSONNI, S.; BORTOLUZZIB, G.; GATTI, M. From biogas to biomethane: How the biogas source influences the purification costs. **Chemical Engineering Transactions**, v. 43, p. 409–414, 2015.

PESQUISA FAPESP. **Levedura - Riqueza nas sobras da usina (2002)**. Disponível em: <http://revistapesquisa.fapesp.br/2002/06/01/riqueza-nas-sobras-da-usina/>. Acesso em agosto de 2018.

POGGI-VARALDO, H. M.; MUNOZ-PAEZ, K. M.; ESCAMILLA-ALVARADO, C.; ROBLEDO-NARVÁEZ, P. N.; PONCE-NOYOLA, M. T.; CALVA-CALVA, G.; RÍOS-LEAL, E.; GALÍNDEZ-MAYER, J.; ESTRADA-VÁZQUEZ, C.; ORTEGA-CLEMENTE, A.; RINDERKNECHT-SEIJAS, N. F. Biohydrogen, biomethane and bioelectricity as crucial components of biorefinery of organic wastes: A review. **Waste Management and Research**, v. 32, n. 5, p. 353–365, 2014.

PROJETO SUCRE. Informações sobre potência consumida no sistema de processamento de fardos na indústria. 2018

RAIZEN. **Raízen inaugura planta de biogás e consolida portfólio de energias renováveis**. 2020. Disponível em: <https://www.raizen.com.br/sala-de-imprensa/raizen-inaugura-planta-de-biogas-e-consolida-portfolio-de-energias-renovaveis>. Acesso em: 20 de abril de 2021.

REIS, C. M. DOS; CAROSIA, M. F.; SAKAMOTO, I. K.; AMÂNCIO VARESCHE, M. B.;

SILVA, E. L. Evaluation of hydrogen and methane production from sugarcane vinasse in an anaerobic fluidized bed reactor. **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 40, n. 27, p. 8498–8509, 2015.

RFA - RENEWABLE FUELS ASSOCIATION. **2019 Ethanol Industry Outlook**. 2019. Disponível em: <<https://ethanCOVfa.org/wp-content/uploads/2019/02/RFA2019Outlook.pdf>> . Acesso em: 15 de fevereiro de 2021.

RIBEIRO, F. R.; PASSOS, F.; GURGEL, L. V. A.; BAÊTA, B. E. L.; AQUINO, S. F. DE. Anaerobic digestion of hemicellulose hydrolysate produced after hydrothermal pretreatment of sugarcane bagasse in UASB reactor. **Science of the Total Environment**, v. 584–585, p. 1108–1113, 2017.

ROSSELL, C. E. V. Dados para o processo de produção de etanol. **Comunicação privada**, 2011.

RYCKEBOSCH, E.; DROUILLON, M.; VERVAEREN, H. Techniques for transformation of biogas to biomethane. **Biomass and Bioenergy**, v. 35, n. 5, p. 1633–1645, 2011.

ROUSSANALY, S.; SKAUGEN, G.; AASEN, A.; JAKOBSEN, J.; VESELY, L. Techno-economic evaluation of CO<sub>2</sub> transport from a lignite-fired IGCC plant in the Czech Republic. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 65, n. January, p. 235–250, 2017.

SADHUKHAN, J.; NG, K. S.; HERNANDEZ, E. M. **Biorefineries and Chemical Processes: Design, Integration and Sustainability Analysis**. Chichester, U. K.: John Wiley and Sons Inc., 2014. 680 p.

SAHOTA, S.; SHAH, G.; GHOSH, P.; KAPOOR, R.; SENGUPTA, S.; SINGH, P.; VIJAY, V.; SAHAY, A.; VIJAY, V. K.; THAKUR, I. S. Review of trends in biogas upgradation technologies and future perspectives. **Bioresource Technology Reports**, v. 1, p. 79–88, 2018.

SÁNCHEZ, R. F.; CÓRDOBA P.; SIÑERIZ, F. Use of the UASB reactor for the anaerobic treatment of stillage from sugar cane molasses. **Biotechnoloy and Bioengineering**, v.27, p.1710–1716. 1985. <https://doi.org/10.1002/bit.260271212>

SANTOS, P. S.; ZAIAT, M.; OLLER DO NASCIMENTO, C. A.; FUESS, L. T. Does sugarcane vinasse composition variability affect the bioenergy yield in anaerobic systems? A dual kinetic-energetic assessment. **Journal of Cleaner Production**, v. 240, p. 118005, 2019.

SCANIA. Manual do Sistema Gás Natural Veicular (GNV) Original SCANIA. **Scania**, ed.4. 2020. Disponível em: <[https://www.scania.com/content/dam/scanianoe/market/br/pdfs/00029\\_2020\\_Manual\\_Sistema\\_Gas.pdf](https://www.scania.com/content/dam/scanianoe/market/br/pdfs/00029_2020_Manual_Sistema_Gas.pdf)>. Acesso em 03/09/2020.

SCHOLZ, M.; ALDERS, M.; LOHAUS, T.; WESSLING, M. Structural optimization of membrane-based biogas upgrading processes. **Journal of Membrane Science**, v. 474, p. 1–10, 2015.

SEABRA, J. E. A. Avaliação técnico-econômica de opções para o aproveitamento integral da biomassa de cana no Brasil. **Tese de doutorado**. Universidade Estadual de Campinas – UNICAMP, 2008.

SERRANO, R. P. Biogas process simulation using Aspen Plus. **Dissertação de Mestrado**. Syddansk Universitet: Dinamarca. 2011.

SICA, P.; CARVALHO, R.; DAS, K.C.; BAPTISTA, A.S. Biogas and biofertilizer from vinasse: making sugarcane ethanol even more sustainable. **Journal of Material Cycles and Waste Management**, v. 22 , p.1427–1433, 2020. <https://doi.org/10.1007/s10163-020-01029-y>

SILVA NETO, J. V.; GALLO, W., L.R. Potential impacts of vinasse biogas replacing fossil oil for power generation, natural gas, and increasing sugarcane energy in Brazil. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, Elsevier, v. 135. 2021

SILVA, A.F.; BRASIL, Y.L.; KOCH, K.; AMARAL, M. Resource recovery from sugarcane vinasse by anaerobic digestion - A review. **Journal of environmental management**, v. 295, 2021.

SONG, C.; FAN, Z.; LI, R.; LIU, Q.; KITAMURA, Y. Efficient biogas upgrading by a novel membrane-cryogenic hybrid process: Experiment and simulation study. **Journal of Membrane Science**, v. 565, n. July, p. 194–202, 2018.

SOUZA, M. E.; FUZARO, G.; POLEGATO, A. R. Thermophilic anaerobic digestion of vinasse in pilot plant UASB reactor. **Water Science and Technology**, v. 25, n. 7, p. 213–222, 1992.

SPITONI, M.; PIERANTOZZI, M.; COMODI, G.; POLONARA, F.; ARTECONI, A. Theoretical evaluation and optimization of a cryogenic technology for carbon dioxide separation and methane liquefaction from biogas. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 62, n. December 2018, p. 132–143, 2019.

STEWART, M. **Surface Production Operations: Volume IV: Pumps and Compressors**. 1ªed, p.934, 2018.

SUN, Q.; LI, H.; YAN, J.; LIU, L.; YU, Z.; YU, X. Selection of appropriate biogas upgrading technology-a review of biogas cleaning , upgrading and utilisation. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 51, p. 521–532, 2015.

TAYAR, S.; GUERRERO, R.; HIDALGO, L.; BEVILAQUA, D. Evaluation of Biogas Biodesulfurization Using Different Packing Materials. **ChemEngineering**, v. 3, n. 1, p. 27, 2019.

TOMÀS, M.; FORTUNY, M.; LAO, C.; GABRIEL, D.; LAFUENTE, J.; GAMISANS, X. Technical and economical study of a full-scale biotrickling filter for H<sub>2</sub>S removal from biogas. **Water Practice and Technology**, v. 4, n. 2, 2009.

URBAN, W.; LOHMANN, H.; GIROD, K. Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz. **Oberhausen: Fraunhofer-Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik**. 2009.

USINA DA PEDRA. **Dados para o processo de produção de etanol**. Serrana, 2006

VILLADSEN, S.N.B. A novel electroscrubbing process for gas cleaning. **Tese de doutorado**. Technical University of Denmark. Kgs. Lyngby, Dinamarca. 2019.

VOLPI, M.P.C.; FERRAZ, A.D.N.; FRANCO, T.T.; MORAES, B.S. Operational and biochemical aspects of co-digestion (co-AD) from sugarcane vinasse, filter cake and deacetylation liquor. **BioRxiv**. 2021.DOI:<https://doi.org/10.1101/2021.02.24.432031>

VRBOVÁ, V.; CIAHOTNÝ, K. Upgrading Biogas to Biomethane Using Membrane Separation. **Energy and Fuels**, v. 31, n. 9, p. 9393–9401, 2017.

WATANABE, M.D.B.; PEREIRA, L.G.; CHAGAS, M.F.; CUNHA, M.P.; JESUS, C.D.F.; SOUZA, A. Sustainability assessment methodologies. In: BONOMI, A.; CAVALETTI O, CUNHA, M.P.; LIMA, M.A.P., editors. Virtual biorefinery – an optimization strategy for renewable carbon valorization. **Springer International Publishing**; p. 155–188. 2016.

WATTANASILP, C.; SONGPRAKORP, R.; NOPHARATANA, A.; KHOMPATRAPORN, C. Techno-Cost-Benefit Analysis of Biogas Production from Industrial Cassava Starch Wastewater in Thailand for Optimal Utilization with Energy Storage. **Energies**. v. 14, p.416. 2021. <https://doi.org/10.3390/en14020416>

WERNET, G., BAUER C.; STEUBING, B. REINHARD, J.; MORENO-RUIZ, E.; WEIDEMA, B. The ecoinvent database version 3 (part I): overview and methodology. **The International Journal of Life Cycle Assessment**, 21(9): 1218-1230. 2016.

YOUSEF, A. M.; EL-MAGHLANY, W. M.; ELDRAINY, Y. A.; ATTIA, A. New approach for biogas purification using cryogenic separation and distillation process for CO<sub>2</sub> capture. **Energy**, v. 156, p. 328–351, 2018.

## APÊNDICE A – PREMISSAS PARA BIORREFINARIA 1G

Recepção e preparo da cana	Valor	Referência
Capacidade de processamento de cana-de-açúcar (colmos) (MTC/ano)	4	Assumido
Configuração da usina	Autônoma	Assumido
Período de operação	200 dias	Assumido
Sistema de limpeza a seco (SLS) da cana-de-açúcar	Não há	Assumido
Impurezas vegetais na carga (kg <sub>b<sub>s</sub></sub> /TC)	24,15	Cardoso (2014)
Umidade das impurezas vegetais (%)	52,1	Cardoso (2014)
Palha adicional (kg <sub>b<sub>s</sub></sub> /TC)	45,85	Calculado
Umidade da palha enfardada (%)	15	Cardoso (2014)
Sistema de processamento da palha enfardada	Desenfardadora, peneiras e trituradores	Assumido
<b>Extração de açúcares</b>		
Tipo de equipamento	Moenda	Assumido
Vazão de água de embebição em relação às fibras (%)	215	Usina da Pedra (2006)
Proporção de fibras recuperadas como bagaço (%)	96,1	Calculado
Umidade do bagaço após desaguadora (%)	50	Assumido
Eficiência de extração de açúcares (%)	96	Junqueira et al. (2015)
<b>Tratamento de caldo</b>		
Temperatura do caldo pré-aquecido (°C)	70	Mantelatto (2009)
Adição de cal na calagem (kg CaO/TC)	0,6	Mantelatto (2010)
Teor de fosfato no caldo fosfatado (ppm)	250	Mantelatto (2010)
Temperatura do caldo quente (°C)	105	Copersucar (1989)
Quantidade média de polímero floculante (g/TC)	2,5	Usina da Pedra (2006)
Eficiência de decantação de sólidos insolúveis (%)	99,7	Mantelatto (2010)
Água de lavagem da torta em relação à vazão da torta (%)	150	Mantelatto (2009)
Bagacilho alimentado no filtro (%)	0,6	Mantelatto (2009)
Umidade da torta de filtro (%)	60	Mantelatto (2010)
Pol na torta (%)	1	Payne (1989)
<b>Fermentação</b>		
Temperatura da fermentação (°C)	33	Usina da Pedra (2006)
Conversão de sacarose a açúcares redutores (%)	100	Assumido
Conversão de açúcares redutores a etanol (%)	90	Mantelatto (2010)
Teor de etanol no vinho (g/L)	80	Assumido
Quantidade de pé-de-cuba na fermentação (% em massa)	25	Usina da Pedra (2006)
Teor de células no pé-de-cuba (g <sub>base seca</sub> /L)	130	Usina da Pedra (2006)
Sangria de levedura (g <sub>base seca</sub> /L etanol)	30	Pesquisa Fapesp (2002)
Teor de células no creme de levedura (g <sub>base seca</sub> /L)	300	Usina da Pedra (2006)
Adição de ácido sulfúrico no tratamento de células (kg/m <sup>3</sup> de etanol)	5	Rossell (2011)
<b>Destilação</b>		
Teor de etanol na vinhaça (ppm)	200	Meirelles (2006)
Teor de etanol na flegmaça (ppm)	<200	Meirelles (2006)
Teor alcoólico do etanol hidratado (% em massa)	93	Assumido
<b>Desidratação (peneira molecular)</b>		
Temperatura de alimentação da solução alcoólica (°C)	150	Dias (2008)
Pressão do vapor (bar)	6	Dias (2008)
Recuperação do etanol na adsorção (% em massa)	81,4	Mantelatto (2010)
Teor alcoólico do etanol anidro (em massa)	99,6	Assumido

Fonte: O autor (2021)



## APÊNDICE C – REAÇÕES DA BIODIGESTÃO

Nº da reação	Especificação	Unidade	Fração convertida	Componente convertido	Estequiometria
1	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	ACET-AC	ACET-AC --> CH4(MIXED) + CO2(MIXED)
2	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	ETHANOL	ETHANOL --> 1,5 CH4(MIXED) + 0,5 CO2(MIXED)
3	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	GLUCOSE	GLUCOSE --> 3 CH4(MIXED) + 3 CO2(MIXED)
4	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	GLYCEROL	GLYCEROL --> 1,75 CH4(MIXED) + 1,25 CO2(MIXED) + 0,5 H2O(MIXED)
5	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	ISOAMIL	ISOAMIL + 1,5 H2O --> 3,75 CH4(MIXED) + 1,25 CO2(MIXED)
6	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	ISOBUTOH	ISOBUTOH + H2O --> 3 CH4(MIXED) + CO2(MIXED)
7	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	ORG-AC	ORG-AC + 1,5 H2O --> 2,25 CH4(MIXED) + 3,75 CO2(MIXED)
8	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	ACETATE	ACETATE(CISOLID) --> CH4(MIXED) + CO2(MIXED)
9	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	CELLULOS	CELLULOS(CISOLID) + H2O --> 3 CH4(MIXED) + 3 CO2(MIXED)
10	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	LIGNIN	LIGNIN(CISOLID) + 5,15 H2O --> 5,475 CH4(MIXED) + 4,525 CO2(MIXED)
11	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	XYLAN	XYLAN(CISOLID) + H2O --> 2,5 CH4(MIXED) + 2,5 CO2(MIXED)
12	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	YEAST	YEAST(CISOLID) + 0,20875 H2O --> 0,445625 CH4(MIXED) + 0,554375 CO2(MIXED) + 0,145 AMMON-01(MIXED)
13	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	FURFURAL	FURFURAL + 3 H2O --> 2,5 CH4(MIXED) + 2,5 CO2(MIXED)
14	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	HMF	HMF + 3 H2O --> 3 CH4(MIXED) + 3 CO2(MIXED)
15	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	SUCROSE	SUCROSE + H2O --> 6 CH4(MIXED) + 6 CO2(MIXED)
16	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	GLUCOLIG	GLUCOLIG + H2O --> 3 CH4(MIXED) + 3 CO2(MIXED)
17	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	XYLOLIG	XYLOLIG + H2O --> 2,5 CH4(MIXED) + 2,5 CO2(MIXED)
18	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	XYLOSE	XYLOSE --> 2,5 CH4(MIXED) + 2,5 CO2(MIXED)
19	Fração de conversão	kmol/hr	0,59657	LGNSOL	LGNSOL(CISOLID) + 5,15 H2O --> 5,475 CH4(MIXED) + 4,525 CO2(MIXED)

Fonte: O autor (2021)

## APÊNDICE D– RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES INDUSTRIAIS

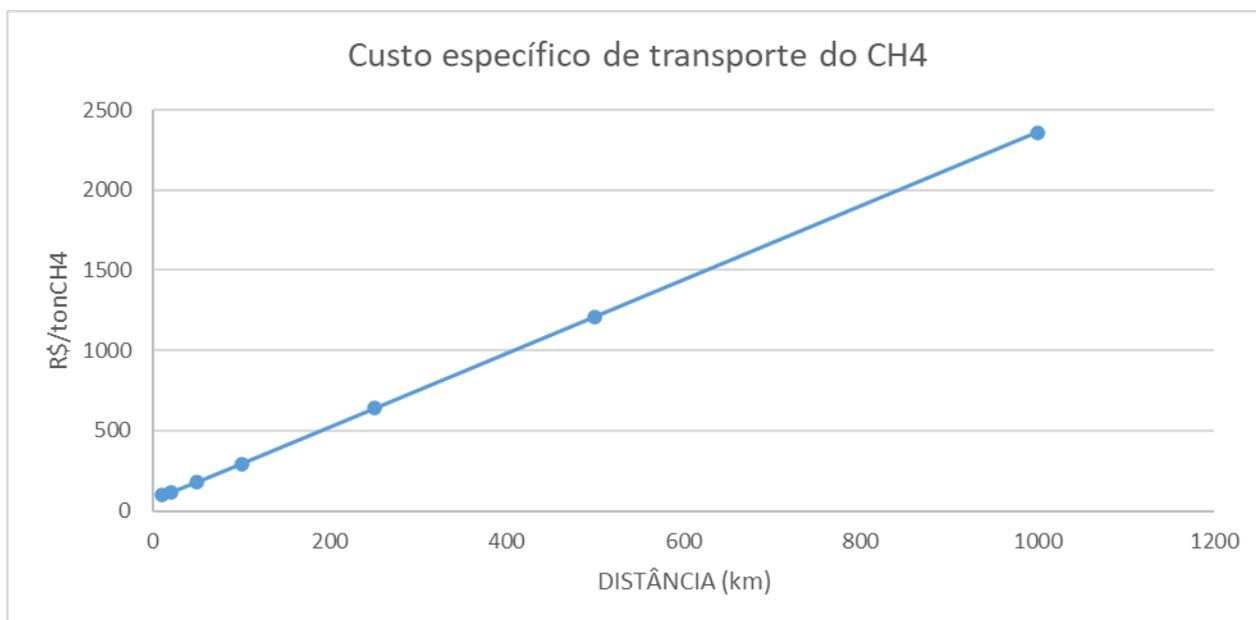
Descrição	Corrente	Parâmetro	Unidade	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
Vinhaça	VINASSE	Vazão mássica	kg/hr	585.749,37	585.749,37	585.749,37	585.749,37	585.749,37
		Temperatura	°C	102	102	102	102	102
		Pressão	atm	1,53	1,53	1,53	1,53	1,53
Vinhaça na entrada da D.A	LIQ-DA	Vazão mássica	kg/hr	585.749,37	585.749,37	585.749,37	585.749,37	585.749,37
		Temperatura	°C	Não há D.A	55	55	55	55
		Pressão	atm	Não há D.A	1	1	1	1
Vinhaça após D.A. (efluente líquido)	WASTE	Vazão mássica	kg/hr	0	577.501,41	577.501,41	577.501,41	577.501,41
		Temperatura	°C	0	55	55	55	55
		Pressão	atm	0	1	1	1	1
Biogas (entrada da dessulfurização THIOPAQ Dess-1)	BIOGAS	Vazão mássica	kg/hr	0	9.341,50	9.341,50	9.341,50	9.341,50
		Vazão volumétrica	m <sup>3</sup> /hr	0	8.573,49	8.573,49	8.573,49	8.573,49
		Temperatura	°C	0	55	55	55	55
		Pressão	atm	0	1	1	1	1
		Vazão de metano	kg/hr	0	1.953,09	1.953,09	1.953,09	1.953,09
		Vazão de H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	139,05	139,05	139,05	139,05
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	6359,28	6359,28	6359,28	6359,28
		Vazão de H <sub>2</sub> O	kg/hr	0	890,09	890,09	890,09	890,09
Consumo NaOH para make up (entrada da dessulfurização THIOPAQ Dess-1)	NAOH	Vazão mássica	kg/hr	0	61,18	61,18	61,18	61,18
Produção de Enxofre elementar	SOLID	Vazão mássica	kg/hr	0	125,99	125,99	125,99	125,99
Produção de Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	SOLID	Vazão mássica	kg/hr	0	20,24	20,24	20,24	20,24
Emissões de CH <sub>4</sub> no Thiopaq	GAS-OUT	Vazão mássica	kg/hr	0	0,01	0,01	0,01	0,01
Emissões de H <sub>2</sub> S no Thiopaq	GAS-OUT	Vazão mássica	kg/hr	0	0	0	0	0
Purga no Thiopaq	PURGA	Vazão mássica	kg/hr	0	49,78	49,78	49,78	49,78
Gás para Dessulfurização biológica (entrada do vaso Dess-2)	GAS-DES2	Vazão mássica	kg/hr	0	1.840,13	1.840,13	1.840,13	1.840,13
Biogas 2 (Saída da dessulfurização THIOPAQ e entrada do FeO)	BIOGAS-2	Vazão mássica	kg/hr	0	9.161,40	9.161,40	9.161,40	9.161,40
		Vazão volumétrica	m <sup>3</sup> /hr	0	8.516,03	8.516,03	8.516,03	8.516,03
		Temperatura	°C	0	55	55	55	55
		Pressão	atm	0	1	1	1	1
		Vazão de metano	kg/hr	0	1953,08	1953,08	1953,08	1953,08
		Vazão de H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0,28	0,28	0,28	0,28
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	6358,74	6358,74	6358,74	6358,74
Vazão de H <sub>2</sub> O	kg/hr	0	849,29	849,29	849,29	849,29		

Descrição	Corrente	Parâmetro	Unidade	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
Consumo FEO	FEO	Vazão mássica	kg/hr	0	1,99	1,99	1,99	1,99
Produção de FES	FES	Vazão mássica	kg/hr	0	0,72	0,72	0,72	0,72
FEO em excesso	FES	Vazão mássica	kg/hr	0	1,41	1,41	1,41	1,41
Biogás após FEO (entrada dos compressores pré-PSA)	SEP-OUT	Vazão mássica	kg/hr	0	9.161,27	9.161,27	9.161,27	9.161,27
		Vazão volumétrica	m <sup>3</sup> /hr	0	8.516,03	8.516,03	8.516,03	8.516,03
		Temperatura	°C	0	55	55	55	55
		Pressão	atm	0	1	1	1	1
		Vazão de metano	kg/hr	0	1953,08	1953,08	1953,08	1953,08
		Vazão de H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	5,56E-05	5,56E-05	5,56E-05	5,56E-05
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	6358,74	6358,74	6358,74	6358,74
		Vazão de H <sub>2</sub> O	kg/hr	0	849,29	849,29	849,29	849,29
Consumo enegético do COMP_1 - Pré PSA	W-PUR1	Potência	Watt	0	323.083,16	323.083,16	323.083,16	323.083,16
Consumo enegético do COMP_2 - Pré PSA	W-PUR2	Potência	Watt	0	204.737,95	204.737,95	204.737,95	204.737,95
Biogás/Biometano para geração estacionária	CH4-GE	Vazão mássica	kg/hr	0	8.317,09	846,81	0	2.041,49
		Vazão de metano	kg/hr	0	1953,05	198,85	0	1913,99
		Vazão de H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	5,55E-05	5,66E-06	0	5,55E-06
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	6356,67	647,21	0	127,13
		Vazão de H <sub>2</sub> O	kg/hr	0	7,35	0,75	0	0,37
Biogás na entrada do PSA	GAS-PSA	Vazão mássica	kg/hr	0	0	7.470,00	8.317,09	8.317,09
		Vazão volumétrica	m <sup>3</sup> /hr	0	0	897	998,18	998,18
		Temperatura	°C	0	0	5	5	5
		Pressão	bar	0	0	6	6	6
		Vazão de metano	kg/hr	0	0	1754,2	1953,05	1953,05
		Vazão de H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	4,99E-05	5,55E-05	5,55E-05
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	5709,46	6356,67	6356,67
		Vazão de H <sub>2</sub> O	kg/hr	0	0	6,6	7,35	7,35

Descrição	Corrente	Parâmetro	Unidade	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4	Cenário 5
Corrente de CO <sub>2</sub> na saída do PSA	CO2-ATM	Vazão mássica	kg/hr	0	0	5.636,64	6.275,59	6.275,59
		Vazão de CH <sub>4</sub>	kg/hr	0	0	35,08	39,06	39,06
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	5.595,27	6.229,54	6.229,54
Consumo TEG	TEG	Vazão mássica	kg/hr	0	0	0,02	0,02	0
Corrente na entrada do condicionamento (saída do PSA)	CH <sub>4</sub>	Vazão mássica	kg/hr	0	0	1.833,64	2.041,49	0
Corrente de biometano na entrada do vaso com TEG	CH <sub>4</sub> -TEG	Vazão mássica	kg/hr	0	0	1.833,64	2.041,49	0
	CH <sub>4</sub> -TEG	Vazão volumétrica	m <sup>3</sup> /hr	0	0	62,29	69,36	0
Consumo energético do COMP_1 - Condicionamento do biometano	W-BIO1	Potência	Watt	0	0	163.547,06	182.086,32	0
Consumo energético do COMP_2 - Condicionamento do biometano	W-BIO2	Potência	Watt	0	0	30.535,28	33.996,67	0
Consumo energético do COMP_3 - Condicionamento do biometano	W-BIO3	Potência	Watt	0	0	132.556,52	147.582,78	0
Consumo energético do COMP_4 - Condicionamento do biometano	W-BIO4	Potência	Watt	0	0	57.690,45	64.230,09	0
Biometano a ser comercializado	CH <sub>4</sub> -RED	Vazão mássica	kg/hr	0	0	0	2.041,16	0
		Vazão volumétrica	m <sup>3</sup> /hr	0	0	0	10,04	0
		Temperatura	°C	0	0	0	25	0
		Pressão	bar	0	0	0	250	0
		Vazão de metano	kg/hr	0	0	0	1913,99	0
		Vazão de H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	0	5,55E-06	0
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	0	127,13	0
		Vazão de H <sub>2</sub> O	kg/hr	0	0	0	0,03	0
Biometano comprimido para substituir diesel	BIOMET	Vazão mássica	kg/hr	0	0	1.833,33	0	0
		Vazão volumétrica	m <sup>3</sup> /hr	0	0	9	0	0
		Temperatura	°C	0	0	25	0	0
		Pressão	bar	0	0	250	0	0
		Vazão de metano	kg/hr	0	0	1719,12	0	0
		Vazão de H <sub>2</sub> S	kg/hr	0	0	4,99E-06	0	0
		Vazão de CO <sub>2</sub>	kg/hr	0	0	114,19	0	0
		Vazão de H <sub>2</sub> O	kg/hr	0	0	0,03	0	0

Fonte: O autor (2021)

### APÊNDICE E – CUSTO DO TRANSPORTE RODOVIÁRIO DE BIOMETANO DO CENÁRIO 4 PARA DIFERENTES DISTÂNCIAS



\*Valores calculados na planilha de logística da BVC. Fonte: O autor (2021)