



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

GENIEL ANDRES TALAVERA BLANDON

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DA INTEGRAÇÃO DO
SEQUESTRO DE CO₂ EM BIORREFINARIAS DE CANA NO CONTEXTO DO
PROGRAMA RENOVABIO**

Recife

2021

GENIEL ANDRES TALAVERA BLANDON

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DA INTEGRAÇÃO DO
SEQUESTRO DE CO₂ EM BIORREFINARIAS DE CANA NO CONTEXTO DO
PROGRAMA RENOVABIO**

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:
Bibliotecário Josias Machado, CRB-4 / 1690

B642a Blandon, Geniel Andres Talavera.
Avaliação técnico-econômica e ambiental da integração do sequestro de CO₂ em biorrefinarias de cana no contexto do programa RenovaBio / Geniel Andres Talavera Blandon. – 2021.
97 f.: il., figs., tabs.abrev. 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, Recife, 2021.
Inclui referências e apêndices.

1. Engenharia química. 2. Sequestro de carbono. 3. Liquefação de CO₂.
4. Biorefinaria. 5. Cana-de-açúcar. 6. RenovaBio. I. Stragevitch, Luiz (Orientador). II. Simões, Diogo Ardaillon (Coorientador). III. Título.

UFPE

660.2 CDD (22. ed.)

BCTG/2022-100

GENIEL ANDRES TALAVERA BLANDON

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA E AMBIENTAL DA INTEGRAÇÃO DO
SEQUESTRO DE CO₂ EM BIORREFINARIAS DE CANA NO CONTEXTO DO
PROGRAMA RENOVABIO**

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: 31 / 08 / 2021.

BANCA EXAMINADORA

Dr. Antonio Maria Francisco Luiz José Bonomi (Examinador Externo)
Centro Nacional de Pesquisa em Energia e Materiais

Profa. Dra. Celmy Maria Bezerra de Menezes Barbosa (Examinadora Interna)
Universidade Federal de Pernambuco

Prof. Dr. José Antonio Barbosa (Examinador Externo)
Universidade Federal de Pernambuco

Dedico este trabajo a Dios, a mi madre y a mis hermanos.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus por ajudar-me a seguir cumprindo com minhas metas e sonhos. Também, por dar-me força física e emocional nesta etapa da minha vida.

Agradeço também a minha mãe Maria Auxiliadora Blandón por ser a pessoa mais importante da minha vida, e estar sempre para mim de maneira incondicional. A meus irmãos por sempre acreditarem em mim e me darem palavras de alento. A minha amiga Carolina Urbina pela sua amizade e amor incondicional.

Também a minhas amigas, Carolina Aquino e Vanessa de Oliveira por me darem sua amizade e por estarem sempre disponíveis a me ajudar. A Denisson Libório por ser um bom amigo e um irmão. A Diego Elihimas por ser um bom amigo e colega.

Aos meus orientadores Profs. Luiz Stragevitch e Diogo Simões, por me guiarem neste caminho. Ao Laboratório Nacional de Biorrenováveis pela sua disposição e ajuda neste trabalho.

RESUMO

O aquecimento global provocado pelo aumento da temperatura média do planeta é um problema real, no qual estão envolvidos todos os países do mundo. No acordo de Paris, cada país apresentou seus planos para mitigar as mudanças climáticas através da diminuição da Emissão e CO₂ na atmosfera da emissão. Para alcançar as metas de descarbonização do Brasil, foi criada a política nacional de biocombustíveis conhecida como RenovaBio, cujo objetivo principal é aumentar a participação dos biocombustíveis na matriz energética nacional. O objetivo deste trabalho foi avaliar a atratividade do bônus sobre emissões negativas previsto no RenovaBio como indutor de investimento em sequestro de carbono, no contexto de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar. O estudo se baseou em avaliações econômicas e ambientais de uma biorrefinaria sem sequestro de carbono, e de cenários que contemplam o sequestro e a participação do programa RenovaBio. Para realizar sequestro de carbono, o processo de captura do CO₂ foi modelado utilizando o simulador AspenPlus e as logísticas de transporte rodoviário, ferroviário e marítimo do CO₂ desenvolvidas através da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), que é uma plataforma desenvolvida pelo Laboratório Nacional de Biorrenováveis (LNBR). Por fim, foram considerados os custos de injeção do CO₂ em aquífero salino e em reservatórios depletados para realizar *Enhanced Oil Recovering* (EOR). Os resultados econômicos das avaliações mostraram que o cenário base obteve um Valor Presente Líquido (VPL) de R\$ 536,27 milhões, VPL/Investimento de 0,42, Taxa Interna de Retorno (TIR) de 17,19% e retorno de investimento de 4,7 anos, o que representa o cenário com maior rentabilidade. Os oito cenários com sequestro de carbono apresentaram VPL maior que zero e TIR maior que 12%, indicando a viabilidade dos projetos. Dentre os cenários avaliados, o cenário 2 (transporte rodoviário + EOR) apresentou valores de VPL e TIR superiores aos demais para a distância de 20 km, indicando o transporte rodoviário como melhor opção para distâncias curtas. Já para distâncias entre 50 km e 500 km, o cenário 4 (transportes rodoviário e ferroviário + EOR) mostrou melhor viabilidade. Além disso, embora os cenários com sequestro de carbono tenham viabilidade, foi verificado que o bônus pela emissão negativa de 20% sobre a Nota de Eficiência Energético Ambiental (NEEA) oferecido pela lei RenovaBio (quando o preço do CBIO é de USD 10) não foi suficiente para superar a rentabilidade do cenário base. Porém, foi aumentado o valor do CBIO para os melhores cenários, com o objetivo de igualar a rentabilidade do cenário base. O valor do CBIO para o cenário com sequestro em reservatórios depletados foi de USD 18 e para o

cenário com sequestro em reservatórios depletados com transporte ferroviário foram USD 20, 21,3, 24,4 e 29,4 para distâncias de 50, 100, 250 e 500 km, respectivamente.

Palavras-chave: Sequestro de carbono; Liquefação de CO₂; Biorrefinaria; Cana-de-açúcar; RenovaBio.

ABSTRACT

The global warming caused by the increase of the average temperature of the planet is a world issue in which all countries of the world are involved. In the Paris agreement, each country presented its plans to mitigate the climate changes through the decline of the CO₂ concentration of the atmosphere. To achieve the decarbonization goals, Brazil in particular, created the National Biofuels Policy (RenovaBio), which main goal is to increase the participation of biofuel in the national energy matrix. The aim of this work was to evaluate the attractiveness of the bonus of negative emissions contained in RenovaBio as an investment promoter in Carbon Capture and Storage (CCS), in the context of a sugarcane biorefinery. To achieve this objective an economic and environmental assessment were performed considering a biorefinery without CCS, as well as several biorefineries with CCS making use of the benefits of the RenovaBio law. To perform CCS a CO₂ capture process using the software AspenPlus was created. Also, road, rail and maritime transportation logistics were developed through BVC, to transport the CO₂ to the injection point. Finally, the CO₂ injection cost in saline aquifer and in oil field for *Enhanced Oil Recovery* (EOR) was considered. The economical results of the assessments showed that the baseline scenario obtained a NPV of R\$ 537,27 million, an IRR of 17,19%, and an investment return of 4,7 years, being the highest cost-effectiveness scenario. On the other hand, eight scenarios with CCS were evaluated. The results showed that all scenarios were cost-effectiveness with NPV greater than zero and IRR greater than 12%, indicating the viability of the projects. The scenarios both with CCS and without CCS were analyzed, being observed that scenario 1 had the most cost-effectiveness for a distance of 20 km, suggesting that road transportation is best for short distances. For distances between 50 and 500 km, the scenario 4 showed highest viability. Besides, it was verified that even though the scenarios with CCS were viable, the bonus offered by RenovaBio (CBIO de USD 10) was not enough to outperform the baseline scenario. However, the CBIO value for the best scenarios was increased in order to reach the baseline scenario cost-effectiveness. The CBIO value for scenario 2 was USD 18 and for scenario 4 were USD 20, 21,3, 24,4 and 29,4 for distances of 50, 100, 250 e 500 km, respectively.

Keywords: Carbon Capture and Storage (CCS); liquefaction; biorefinery; sugarcane; RenovaBio.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 –	Configuração da biorrefinaria 1G.....	25
Figura 2 –	Fluxograma do processo da liquefação do CO ₂	26
Figura 3 –	Ciclo de refrigeração utilizado na liquefação.....	41
Figura 4 –	Liquefação do CO ₂ proveniente da fermentação e biodigestão.....	44
Figura 5 –	Custos específicos de transporte rodoviário, ferroviário e marítimo.....	48
Figura 6 –	Comparação entre os cenários (VPL versus Distâncias)	55
Figura 7 –	Comparação entre os cenários (TIR versus Distâncias)	56
Figura 8 –	Comparação entre os cenários (Receita anual líquida versus Distâncias).	57
Figura 9 –	Receita anual de CBIOS dos cenários.....	58
Figura 10 –	Comparação de intensidades de carbono.....	61
Figura 11 –	VPL versus preço do CBIO para o cenário base, dois e quatro.....	62
Figura 12 –	TIR versus preço do CBIO para o cenário base, dois e quatro.....	63

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 –	Projetos de sequestro de carbono ativos.....	18
Tabela 2 –	Cenários de sequestro de carbono.....	24
Tabela 3 –	Produtividade da biorrefinaria 1G.....	25
Tabela 4 –	Modais de transporte, tipo de armazenamentos geológicos e distâncias analisadas.....	32
Tabela 5 –	Capacidades dos sistemas logísticos considerados na estimativa de custos, por modal de transporte.....	33
Tabela 6 –	Capacidades consideradas na estimativa de custos de injeção, para armazenamento onshore e offshore.....	33
Tabela 7 –	Especificações de componentes no AspenPlus.....	33
Tabela 8 –	Investimentos industriais de uma biorrefinaria 1G.....	35
Tabela 9 –	Premissas econômicas.....	38
Tabela 10 –	Condições de saída dos equipamentos do ciclo de refrigeração.....	42
Tabela 11 –	Descrição das correntes principais no processo de liquefação.....	45
Tabela 12 –	Potência dos compressores utilizados na liquefação incluindo o ciclo de refrigeração.....	46
Tabela 13 –	Custos de investimentos do cenário base (biorrefinaria que processa 4 MTC)	47
Tabela 14 –	Custos de investimento para a purificação e a captura do CO ₂	47
Tabela 15 –	Receitas anuais fixas válidas para todos os cenários (R\$ milhões).....	49
Tabela 16 –	Custos anuais fixos para todos os cenários (R\$ milhões).....	50
Tabela 17 –	Índices econômicos do cenário base.....	51
Tabela 18 –	Receitas anuais líquidas do cenário base (R\$ milhões)	51
Tabela 19 –	Custos anuais do cenário base.....	52
Tabela 20 –	Índices econômicos dos cenários com sequestro de carbono.....	53
Tabela 21 –	Parâmetros ambientais dos cenários relacionados com a lei RenovaBio...	59

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

1G	Primeira geração
BVC	Biorrefinaria Virtual de cana-de-açúcar
LNBR	Laboratório Nacional de Biorrenováveis
CBIO	Créditos de descarbonização
NRTL	Non-Random Two-Liquid model
UNQUAC	Universal Quasichemical
NIST	National Institute of Standards and Technology
SRK	Skill-Rule-Knowledge
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
IGPM	Índice Geral de Preços – Mercado
CTC	Centro de Tecnologia Canavieira
GEE	Gases de Efeito Estufa
NDC	Contribuição Nacional Determinada
CCS	Carbon Capture and Storage
EOR	Enhanced Oil Recovery
PSA	Pressure Swing Adsorption
IGCC	Integrated Gasification Combined Cycle
VPL	Valor Presente Líquido
TIR	Taxa Interna de Retorno
OPEX	Operating Expense
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
CAPEX	Capital Expenditure
TMA	Taxa mínima de atratividade
FCI	Fluxo de Caixa de Investimento
IG	Primeira Geração
IGPM	Índice Geral de Preço de Mercado
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
ACV	Análise de Ciclo de Vida
NEEA	Nota De Eficiência Energético-Ambiental
REF-C1	Primeiro compressor do ciclo de refrigeração
REF-EX-2	Primeiro trocador de calor do ciclo de refrigeração
REF-C2	Segundo compressor do ciclo de refrigeração
REF-EX-3	Segundo trocador de calor do ciclo de refrigeração
REF-VL-1	Primeira válvula do ciclo de refrigeração
REF-VL-2	Segunda válvula do ciclo de refrigeração

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	14
2	FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA	16
2.1	SEQUESTRO DE CARBONO (CCS e CCU)	16
2.2	ESTUDOS E PROJETOS CCS	16
2.3	CAPTURA DE CO ₂ BIOGÊNICO	19
2.4	TRANSPORTE DE CO ₂	20
2.4.1	Transporte rodoviário	21
2.4.2	Transporte ferroviário.....	21
2.4.3	Transporte marítimo	21
2.5	INJEÇÃO DE CO ₂	22
3	METODOLOGIA	24
3.1	CENÁRIO BASE.....	24
3.2	CAPTURA DO CO ₂	26
3.2.1	Liquefação.....	27
3.3	TIPOS DE TRANSPORTE	28
3.3.1	Transporte rodoviário	28
3.3.2	Transporte ferroviário.....	28
3.3.3	Transporte marítimo	29
3.4	OPÇÕES DE INJEÇÃO	30
3.4.1	Aquífero salino	31
3.4.2	Utilização em EOR.....	31
3.5	CENÁRIOS.....	31
3.6	MODELAGEM E SIMULAÇÃO.....	33
3.7	METODOLOGIA DE CUSTOS	35
3.7.1	Custos de matéria prima e insumos, e preços de produtos	37
3.7.2	Custos do transporte rodoviário.....	37
3.7.3	Custos de transporte ferroviário	37
3.7.4	Custos de transporte marítimo	38
3.8	AVALIAÇÃO ECONOMICA E AMBIENTAL.....	38

3.8.1 Avaliação econômica.....	38
3.8.2 Avaliação ambiental.....	39
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	40
4.1 RESULTADOS DA MODELAGEM E SIMULAÇÃO.....	41
4.1.1 Balanço de matéria e consumo energético na liquefação do CO ₂	41
4.2 CUSTO DE INVESTIMENTO	46
4.3 CUSTO ESPECÍFICO DE TRANSPORTE DE CO ₂	48
4.4 CUSTO DE INJEÇÃO.....	49
4.5 RECEITAS ANUAIS FIXAS	49
4.6 CUSTOS OPERACIONAIS FIXOS	49
4.7 RESULTADOS DAS ANÁLISES ECONÔMICAS	50
4.7.1 Resultados econômicos do cenário base	51
4.7.2 Resultados econômicos dos cenários com CCS	53
4.8 COMPARAÇÃO ENTRE CENÁRIOS.....	55
4.9 RESULTADOS DA ANÁLISE AMBIENTAL	59
4.10 VARIAÇÃO NO PREÇO DO CBIO.....	61
5 CONCLUSÕES	64
REFERÊNCIAS	66
APÊNDICE A - PREMISSAS PARA AVALIAÇÃO ECONÔMICAS	71
APÊNDICE B - DADOS UTILIZADOS NA ANÁLISE AMBIENTAL	74
APÊNDICE C – RESULTADOS	79

1 INTRODUÇÃO

No acordo de Paris, a União Europeia e 174 países, incluindo o Brasil, assinaram um tratado que rege medidas de redução de emissão de gases de efeito estufa (GEE) a partir de 2020. Um dos objetivos é manter o aumento da temperatura média global bem abaixo de 2°C em relação aos níveis pré-industriais, e envidar esforços para limitar esse aumento da temperatura a 1,5°C. Portanto, essa meta está relacionada à diminuição da concentração de CO₂ na atmosfera (GARÍN, 2017).

Por outro lado, cada país apresentou uma contribuição nacional determinada (NDC) no acordo de Paris para a mitigação das mudanças climáticas, e segundo a International Energy Agency (2019) essas metas só podem ser alcançadas através da implantação de políticas de eficiência energética, energias renováveis e o método de captura e sequestro do carbono (CCS).

Para atender o acordo de Paris, o Brasil instituiu a política nacional de combustíveis conhecida como RenovaBio, contida na lei 13.576 publicada em 26 de dezembro 2017, composta por ações, atividades, projetos e programas. O RenovaBio deverá viabilizar a oferta de energia cada vez mais sustentável seguindo princípios como mitigações efetivas dos GEE, avanço na eficiência energética com base ao ciclo de vida do produto, desenvolvimento tecnológico e inovação para aumentar a competitividade na matriz energética nacional (NDC BRASIL, 2015).

O artigo 28 do capítulo VII dessa lei estabelece a aplicação de um bônus de até 20% sobre a nota de eficiência energética-ambiental do produtor ou do importador de biocombustíveis, cuja certificação de biocombustíveis comprove a emissão negativa dos gases causadores do efeito estufa. Para atingir emissões negativas, por outro lado, é necessário capturar CO₂ biogênico gerado durante o processo de obtenção dos biocombustíveis e realizar seu armazenamento em meio geológico, utilizando a tecnologia CCS (BRASIL, 2019). É importante mencionar que para gerar emissões negativas o CO₂ biogênico sequestrado deve ser maior que o CO₂ emitido à atmosfera, proveniente de combustível fóssil.

A tecnologia CCS foi desenvolvida para capturar o CO₂ gerado na indústria, para depois ser depositado em um armazenamento geológico por prazo indeterminado. Dependendo da fonte de CO₂, diferentes tecnologias de captura devem ser empregadas já que o CO₂ deve ser purificado e acondicionado nessa etapa. Posteriormente à captura, o CO₂ deve ser transportado até o lugar de injeção, a partir de quatro possíveis formas de transporte: gasodutos, navios, ferrovias e rodovias (METZ et al. 2005).

Por outro lado, o transporte pode ser classificado como *onshore* (em terra) e *offshore* (no mar), sendo essa escolha dependente do armazenamento considerado. Os meios geológicos utilizados para o armazenamento são aquíferos salinos, reservatórios de petróleo e gás natural esgotados e leitos de carvão. Também existe a possibilidade de que o CO₂ possa ser usado para recuperação avançada de petróleo (*Enhanced Oil Recovery*, EOR), atividade praticada por empresas dedicadas à extração de petróleo (METZ et al. 2005).

Para a implementação da tecnologia CCS é necessário um estudo da viabilidade/rentabilidade do projeto em função do bônus oferecido pela lei (RenovaBio). Para o presente estudo foram definidos diferentes cenários de integração de uma operação de sequestro geológico de CO₂ a biorrefinarias de cana-de-açúcar produzindo etanol de primeira geração no Brasil, considerando diversas possibilidades de modais de transporte e pontos de injeção de CO₂. Para cada cenário foram avaliados tanto indicadores econômicos do processo de produção considerado, como a respectiva intensidade de carbono do biocombustível produzido, servindo como ponto de partida para a estimativa de tais índices a Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC), que é uma plataforma de simulação desenvolvida pelo Laboratório Nacional de Biorrenováveis (LNBR) que é parte do Centro Nacional de Pesquisa em Energia e Materiais (CNPEM) localizado em São Paulo, a qual conta com uma extensa base de informações tecnológicas, econômicas, sociais e ambientais relacionadas à produção de etanol no Brasil.

O objetivo geral deste trabalho foi avaliar a atratividade/eficácia do bônus em relação a projetos que visem emissões negativas (a nota de eficiência energético-ambiental) conforme previsto no RenovaBio como indutor de investimento em sequestro de carbono no contexto de uma biorrefinaria de cana-de-açúcar para produção de etanol, também denominada de primeira geração (1G). Para alcançar tal objetivo, foram levados em consideração os seguintes objetivos específicos:

- Desenvolver um módulo de simulação para captura, transporte e armazenamento geológico de CO₂ biogênico a ser incorporado na BVC;
- Realizar uma avaliação econômica e ambiental, com a utilização da BVC, de uma biorrefinaria 1G com e sem sequestro de CO₂ biogênico, considerando a bonificação econômica prevista no programa RenovaBio para emissões negativas de gases de efeito estufa.
- Analisar a rentabilidade de cenários considerando diferentes modais de transporte de CO₂ e tipos de armazenamento geológicos.

2 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Nesta seção serão abordados conceitos importantes para esse estudo com o objetivo de que o leitor consiga obter uma visão clara da metodologia empregada. Os tópicos abordados são: conceito de sequestro de carbono (CCS), captura e utilização de carbono (CCU), projetos e estudos de CCS, processo de captura e transporte de CO₂.

2.1 SEQUESTRO DE CARBONO (CCS e CCU)

O sequestro de carbono (CCS) consiste na integração de três processos que permitem a captura, transporte, injeção e armazenamento de CO₂ por um prazo indeterminado. O processo de captura consiste em diferentes operações unitárias empregadas com o fim de separar e purificar o CO₂. Após a captura, o CO₂ é comprimido e transportado para um local adequado de armazenamento. Os meios potenciais para o armazenamento podem ser: aquíferos salinos, formações geológicas, reservatórios de petróleo esgotados (SOOD E VYAS, 2017).

O sequestro e utilização de carbono (CCU) se refere aos mesmos processos mencionados para CCS com diferença que neste caso o CO₂ não é injetado e armazenado, se não utilizado em processos industriais. Dentro destes processos industriais está a recuperação avançada de petróleo (EOR) a qual é realizada em reservatório depletados de petróleo, portanto neste trabalho CCU se refere a EOR.

2.2 ESTUDOS E PROJETOS CCS

Na literatura existem muitos estudos de avaliações, projetos e propostas acerca de aplicações de CCS, que foram revisadas para este estudo, e alguns dos trabalhos mais importantes foram resumidos nesta seção.

Em um amplo estudo técnico-econômico, Jakobsen, Roussanaly e Anantharaman (2017) avaliaram vários cenários para a aplicação de CCS em uma planta de cimento situada na Noruega, levando em conta diferentes tecnologias de captura, duas opções de transporte e dois possíveis locais de armazenamento.

As tecnologias de captura consideradas foram: absorção com mono-etanolamina (MEA), absorção com solventes avançados e separação por membranas. De acordo com o trabalho, após a

captura o CO₂ foi submetido a uma etapa de compressão para completar o condicionamento, para em seguida ser transportado por gasodutos ou navios para dois possíveis pontos de armazenamento: o primeiro a 300 km e o segundo 730 km.

Em outro estudo, Sanchez et al. (2018) avaliaram 216 biorrefinarias nos Estados Unidos, as quais emitem 45 Mt anual de CO₂ biogênico puro proveniente da fermentação alcoólica, volume que, de acordo com os resultados obtidos, poderia ser capturado e comprimido por menos de USD 25 por tonelada de CO₂.

Os autores analisaram os custos para oportunidades de captura em biorrefinarias de etanol já existentes, considerando redes de gasodutos capazes de transportar de forma rentável pequenos volumes de CO₂ levando em conta as fontes de produção e o local de armazenamento. Sanchez et al. (2018) usaram correlações de custo de compressão propostas por Mccollum e Ogden (2006), as quais estavam em função da vazão mássica e da pressão final do processo.

Papp et al. (2016) apresentam uma revisão da tecnologia CCS aplicada em usinas de cana-de-açúcar no Brasil. Foi avaliada a redução das emissões de CO₂ com tecnologia CCS, em um processo de produção de etanol a partir da cana-de-açúcar, considerando um aquífero salino como armazenamento. De acordo com Papp et al. (2016) projetos CCS podem ser vantajosos no estado de São Paulo, pois nesse estado está situada a maior parte das usinas do Brasil e este possui muitos aquíferos salinos que podem ser utilizados para o armazenamento.

Restrepo-Valencia e Walter (2019) realizaram um estudo de bioenergia e sequestro de carbono em uma típica usina de cana-de-açúcar no Brasil. O CO₂ foi capturado a partir da fermentação e gases de combustão, para ser transportado através de gasoduto e injetado em um armazenamento a 10 km de distância. É importante destacar que o armazenamento proposto por Restrepo-Valencia e Walter (2019), é a formação geológica Rio Bonito na bacia de paraná a 1200 m de profundidade. Um detalhe de custos de injeo nesta formao geológica, poder ser obtida no trabalho de Moreira et al. (2016), o qual explica as premissas consideradas para realizar a perfurao e fornece os custos envolvidos no processo. Mas além, de injeo são necessários estudos que possam claramente identificar a eficácia do armazenamento de longo prazo.

Por outro lado, Rockett e Ketzer (2012) realizaram uma avaliao preliminar dos custos do projeto CCS na Bacia de Campos, no Brasil. Os resultados mostraram que aproximadamente 76% da capacidade dessa bacia (considerando 15 campos de petróleo) pode armazenar CO₂ com custo inferior a € 4 por tonelada de CO₂. O estudo também indica que cerca de 10 MtCO₂ anuais de

origem fóssil podem ser capturadas de fontes próximas à bacia com custo inferior a € 28 por tonelada de CO₂. A avaliação de quatro cenários mostrou que os custos médios para cadeias completas estão entre € 47 por tonelada em um cenário de 10 MtCO₂ por ano e € 82 por toneladas em um cenário de 35 MtCO₂ por ano.

O Brasil possui um potencial de armazenamento de aproximadamente 2.000 GtCO₂ levando em conta aquíferos salinos, campos de petróleo e leitos de carvão. Especificamente na Bacia de Campos existe uma capacidade de 950 Mt de CO₂ em 17 campos de petróleo avaliados (ROCKETT et al. 2013).

Harkin et al. (2017) fizeram um estudo da viabilidade de uma rede de gasodutos para levar o CO₂ desde fontes potenciais no Latrobe Valley até um armazenamento *offshore* na bacia Gippsland, no sudeste da Austrália. Nesse estudo, as especificações para o gasoduto foram desenvolvidas pelo consórcio CarboNet para um volume de 5 Mt de CO₂ por ano, e o projeto estaria em fase de avaliação GLOBAL CCS INSTITUTE (2016).

Hernández (2014) realizou um estudo técnico-econômico sobre CCS em grande escala na zona da bacia do Duero na Espanha, avaliando a distância entre os pontos de emissão de CO₂ e a estrutura geológica adequada para seu armazenamento. No estudo foi avaliado um sistema de transporte por gasodutos ponto a ponto e um sistema em rede, para determinar o futuro traçado das linhas para o transporte sustentável de CO₂.

Roussanaly et al. (2017) propuseram diferentes estratégias para diferentes opções de acondicionamento e transporte para o CO₂ gerado de uma planta de cogeração de energia (*lignite-fired IGCC*), situada na República Tcheca. Quatro tipos de cenários foram propostos, combinando dois tipos de transporte (dutoviário e ferroviário) e dois diferentes destinos para o CO₂ (um aquífero salino situado na própria República Tcheca ou uma rede de gasodutos na Europa).

Na Tabela 1 são listados os projetos de CCS em operação mais relevantes na atualidade, desenvolvidos em diferentes países.

Tabela 1 - Projetos de sequestro de carbono ativos

Localização	Indústria	Capacidade (Mt·ano ⁻¹)	Referência
MI, U.S.	Chester Gas	2	C2ES (2020)
Brasil	Petrobras	0,7	Zahid et al. (2017)
IL, U.S.	IL. Industrial	1,0	Sanchez et al. (2018)
TX, U.S.	Val Verde	1,3	Zahid et al. (2017)
TX, U.S.	Petra Nova	1,4	Folger (2018)

TX, U.S.	Terrell	0,5	Li et al. (2019)
Tcheca	Lignite-Fire	~5	Roussanaly et al.
TX, U.S.	Century Plant	8,4	Zahid et al. (2017)
TX, U.S.	Air Products	1	Li et al. (2019)
OK, U.S.	Enid	0,7	Li et al. (2019)
MI, U.S.	Chester Gas	2	C2ES (2020)
Brasil	Petrobras Lula	0,7	Zahid et al. (2017)
IL, U.S.	IL. Industrial	1,0	Sanchez et al. (2018)
TX, U.S.	Val Verde	1,3	Zahid et al. (2017)
TX, U.S.	Petra Nova	1,4	Folger (2018)
TX, U.S.	Terrell	0,5	Li et al. (2019)
Tcheca	Lignite-Fire	~5	Roussanaly et al. (2017)
TX, U.S.	Century Plant	8,4	Zahid et al. (2017)
TX, U.S.	Air Products	1	Li et al. (2019)
OK, U.S.	Enid	0,7	Li et al. (2019)
KS, U.S.	Coffeyville	1	Li et al. (2019)
WY, U.S.	Lost Cabin	0,9	Li et al. (2019)
WY, U.S.	Shute Creek	7,0	Zahid et al. (2017)
SK, Canadá	Weyburd	3.0	Li et al. (2019)
SK, Canadá	Boundary	1.0	Folger (2018)
AB, Canadá	Quest	~1	Li et al. (2019)
Argélia	Não reportado	1,2	Raza et al. (2019)

Fonte: O autor (2021)

Os projetos de sequestro de carbono da Tabela 1 utilizam diferentes métodos para capturar o CO₂ em dependência da composição da corrente de gases. O *Century Plant* é o projeto de maior capacidade, seguido do projeto *Shute Creek* os quais juntos realizam o sequestro de 15,4 MtCO₂. Esses dois projetos utilizam o selexol como método de captura, já que a pressão parcial do CO₂ na mistura de gases não é majoritária e o CO₂ capturado é destinado para operações de EOR.

2.3 CAPTURA DE CO₂ BIOGÊNICO

A captura do CO₂ biogênico depende da fonte de onde é emitido, por conseguinte, da mistura de gases, das condições de pureza na corrente, temperatura e pressão. Em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar pode-se emitir CO₂ biogênico de três fontes: da queima de material como bagaço e palha, fermentação do caldo e biodigestão de vinhaça e licores (C5+C6) provenientes de pré-tratamentos de bagaço para a formação feitos em biorrefinarias 1G (etanol de primeira geração) 2G (segunda geração) (RESTREPO-VALENCIA E WALTER, 2019).

O CO_2 proveniente da fermentação após a recuperação do etanol arrastado é uma corrente quase pura com um pequeno teor de umidade. No caso do gás proveniente da biodigestão é uma mistura composta principalmente de CH_4 e CO_2 , com pequenas impurezas de H_2S e H_2O (LONGATI et al. 2019). Para realizar a captura de CO_2 do biogás primeiramente deve-se remover o H_2S e H_2O isto para evitar a formação de ácidos corrosivos (DÍAZ et al. 2010).

A remoção de H_2S pode ser feita com uma tecnologia denominada Thiopaq®, desenvolvida pela empresa holandesa Paques, que tem sido avaliada positivamente por autores como Leme e Seabra (2016) e Heo et al. (2018). 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).

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 CH_4 . As tecnologias mais usadas para a separação do CH_4 e CO_2 são a absorção, a separação por membranas, a criogenia e a *Presion Swing Adsorption* (PSA) (PELLEGRINI et al. 2015; SAHOTA et al. 2018). Muitos autores apontam como vantagens do PSA para a separação de CO_2 o fato de ser uma tecnologia simples e segura, que utiliza equipamentos compactos, com baixo custo de capital e baixa demanda energética, podendo remover também O_2 e N_2 , uma vez que estas moléculas são menores do que o CH_4 (AUGELLETTI, CONTI e ANNESINI, 2017B; BIDART, 2013; GREENE, 2018).

Por último, como parte da captura, o CO_2 pode ser comprimido para transporte por gasoduto ou liquefeito para transporte rodoviário, ferroviário ou marítimo. Para o último os últimos casos, a liquefação é feita através da troca de calor da corrente gasosa com um ciclo de refrigeração usando amônia e um posterior processo de expansão.

2.4 TRANSPORTE DE CO_2

O transporte de CO_2 é uma atividade logística conhecida, a qual utiliza muitos meios de transporte com tecnologias bem conhecidas. Os meios de transporte utilizados na atualidade são: rodoviário, ferroviário, marítimo e dutoviário (LI et al. 2019; OKOCHI E CORPORATION, 2019; OLSSON et al. 2020). Cada um dos meios de transporte de CO_2 , envolvem características diferentes, relacionadas à logística. Nas seguintes seções serão abordados cada um desses meios de transporte separadamente.

2.4.1 Transporte rodoviário

O transporte de CO₂ atualmente é realizado por rodovias principalmente com fins de utilização nas indústrias de alimentos, combustíveis, solventes etc. (Huang e Tan, 2014). Pela existência de um mercado para o CO₂, existe a necessidade do seu transporte, portanto, há muitas empresas que fabricam caminhões e semi reboques para transporte de CO₂. Algumas empresas são: NITROTEC, TOMCO2 SYSTEMS, WESTMOR, etc.

No caso do sequestro de CCS o transporte de CO₂ precisa ser feito em grandes capacidade quando comparado a outros fins, e alguns estudos indicam que o transporte rodoviário não é rentável (GLOBALCCSINSTITUTE, 2015). Embora estudos forneçam essa informação, um trabalho feito por Da Silva et al. (2018), avaliou o transporte de CO₂ por gasoduto e caminhões. Neste trabalho mencionam parâmetros importantes para realizar a avaliação do transporte de rodoviário do CO₂, tal como o tipo de caminhão utilizado, tempo de carregamento e descarregamento, custos dos equipamentos, consumo de combustível e condições de transporte.

2.4.2 Transporte ferroviário

Na literatura existem poucos trabalhos de avaliação do transporte de CO₂ por via ferroviária, devido à limitação de rotas de transporte desta modalidade. Embora seja mencionada, essa opção não parece ser atrativo para sequestro de carbono (HAFEZ e FATEEN, 2018).

Roussanaly et al. (2017) avaliaram a captura e transporte do CO₂ proveniente de uma planta de gaseificação de carvão integrada com ciclo combinado (IGCC), situada na República Tcheca. Os tipos de transportes considerados neste estudo foram ferrovia e dutovia, e os destinos do CO₂ capturado foram um armazenamento geológico e uma rede de transporte europeia de existência hipotética que distribui o CO₂ para a injeção em outros reservatórios geológicos.

2.4.3 Transporte marítimo

O transporte marítimo de CO₂ líquido é uma prática que vem sendo bastante estudada em países que possuem potencial de injeção *offshore*. Um relatório feito por um consórcio holandês dedicado à pesquisa em captura, transporte e armazenamento de CO₂ (CATO, 2016), apresenta informações sobre o transporte e injeção do CO₂ em um reservatório localizado no Mar do Norte.

A avaliação levou em conta a distância de transporte, o tamanho das embarcações, a tecnologia de carregamento e descarregamento, bem como a profundidade e permeabilidade do sítio de armazenamento. Também, foi apresentado o sistema utilizado para o carregamento e descarregamento do navio, detalhando os equipamentos e os custos de investimento. Portanto, dados como tamanho do navio, mecanismo de carregamento e descarregamento, tempos das etapas da viagem (tempo de viagem, tempo de carregamento e descarregamento e manobras) e consumo de combustível, foram considerados na logística de transporte marítimo.

Outro estudo realizado na Noruega por Jakobsen, Roussanaly e Anantharaman (2017) apresenta uma avaliação técnico-econômica para realizar sequestro de carbono em uma fábrica de cimento. Nesse estudo, foi considerado o transporte marítimo devido às oportunidades de injetar o CO₂ em poços *offshore*.

Outro relatório sobre o transporte marítimo de CO₂ que apresenta informações importantes para a análise ambiental foi realizado por Spielmann et al. (2007). Nessa pesquisa, foram avaliados quatro tipos de transporte: petroleiro transoceânico (150.000 dwt¹), navio de carga transoceânico (50.000 dwt), barcaça tanque e barcaça, com peso morto menores a 50.000 dwt. Para cada um desses foram determinadas as emissões atmosféricas produzidas pelo consumo de combustível, entre elas, a emissão de particulados, emissão de metais pesados, compostos orgânicos, além das emissões para a água. Além disso, foram consideradas as emissões feitas durante a construção do navio, o que envolve o consumo do material, fabricação e manutenção do navio.

2.5 INJEÇÃO DE CO₂

O armazenamento do CO₂ em formações geológicas é uma prática realizada em muitos países como medida para mitigar o aquecimento global. Alguns projetos, atualmente em funcionamento, injetam o CO₂ em aquíferos salinos, poços de petróleo esgotado ou realizam CCU.

No Brasil, são diversas as possibilidades para armazenar dióxido de carbono. Algumas delas foram analisadas por Moreira et al. (2016), que avaliaram o potencial do Brasil de realizar sequestro de carbono em uma biorrefinaria de cana-de-açúcar que produz etanol e energia elétrica. Nesse caso, foi considerada a existência de um reservatório geológico a uma profundidade de 1.200

¹ dwt significa Deadweight tonnage, que representa a soma dos pesos variáveis que um navio é capaz de embarcar em segurança.

m da superfície do solo, localizado no estado de São Paulo. Nesse trabalho, foi admitida a necessidade de realizar a perfuração de pelo menos três poços para encontrar um ponto de injeção com as características apropriadas. Os custos de perfuração fornecidos pelos autores foram de USD 1.500.000 (incluindo três poços), aos quais acrescentam 40% do valor para revestir a perfuração com aço, a fim de evitar vazamento de gás.

De acordo com Restrepo-Valencia e Walter (2019), devido ao número de biorrefinarias localizadas no estado do São Paulo e a hipóteses de que aquíferos salinos são continuamente distribuídos sobre a mesma região do aquífero Guarani, seria possível encontrar um ponto adequado de injeção a menos de 20 km de distância da biorrefinaria devido à existência da formação Rio Bonito na Bacia de Paraná.

3 METODOLOGIA

Neste trabalho foram analisados 8 cenários de sequestro do CO₂ biogênico produzido em uma biorrefinaria de cana produzindo etanol, dispostos na Tabela 2. Tais cenários representam diferentes combinações entre configurações de transporte e sítios de armazenamento geológico.

Tabela 2 - Cenários de sequestro de carbono

Cenário	Transporte	Armazenamento
1	Rodovias	Aquífero Salino
2	Rodovias	EOR
3	Rodovias + Ferrovias	Aquífero Salino
4	Rodovias + Ferrovias	EOR
5	Rodovias + Marítimo	Aquífero Salino
6	Rodovias + Marítimo	EOR
7	Rodovias+ Ferrovias + Marítimo	Aquífero Salino
8	Rodovias + Ferrovias + Marítimo	EOR

Fonte: O autor (2021)

O estudo parte de um cenário base de biorrefinaria de cana, no qual as correntes de CO₂ produzidas na fermentação alcoólica e na purificação do biogás obtido pela digestão anaeróbia da vinhaça são emitidas para a atmosfera. A este cenário base corresponde um desempenho econômico e ambiental que será comparado ao dos outros cenários, nos quais aquelas correntes de CO₂ são capturadas, transportadas e armazenadas. As características de cada cenário serão explicadas nas seguintes seções.

3.1 CENÁRIO BASE

Para o cenário base foi considerada uma biorrefinaria de primeira geração (1G), referindo-se como 1G a uma biorrefinaria que produz etanol da fermentação do caldo de cana-de-açúcar. A biorrefinaria processa 100% do bagaço, 50% da palha e 4 Mt de cana-de-açúcar durante 200 dias com uma produtividade de 80 t·ha⁻¹, para produzir etanol, energia elétrica, biometano e CO₂, como é mostrado na Tabela 3.

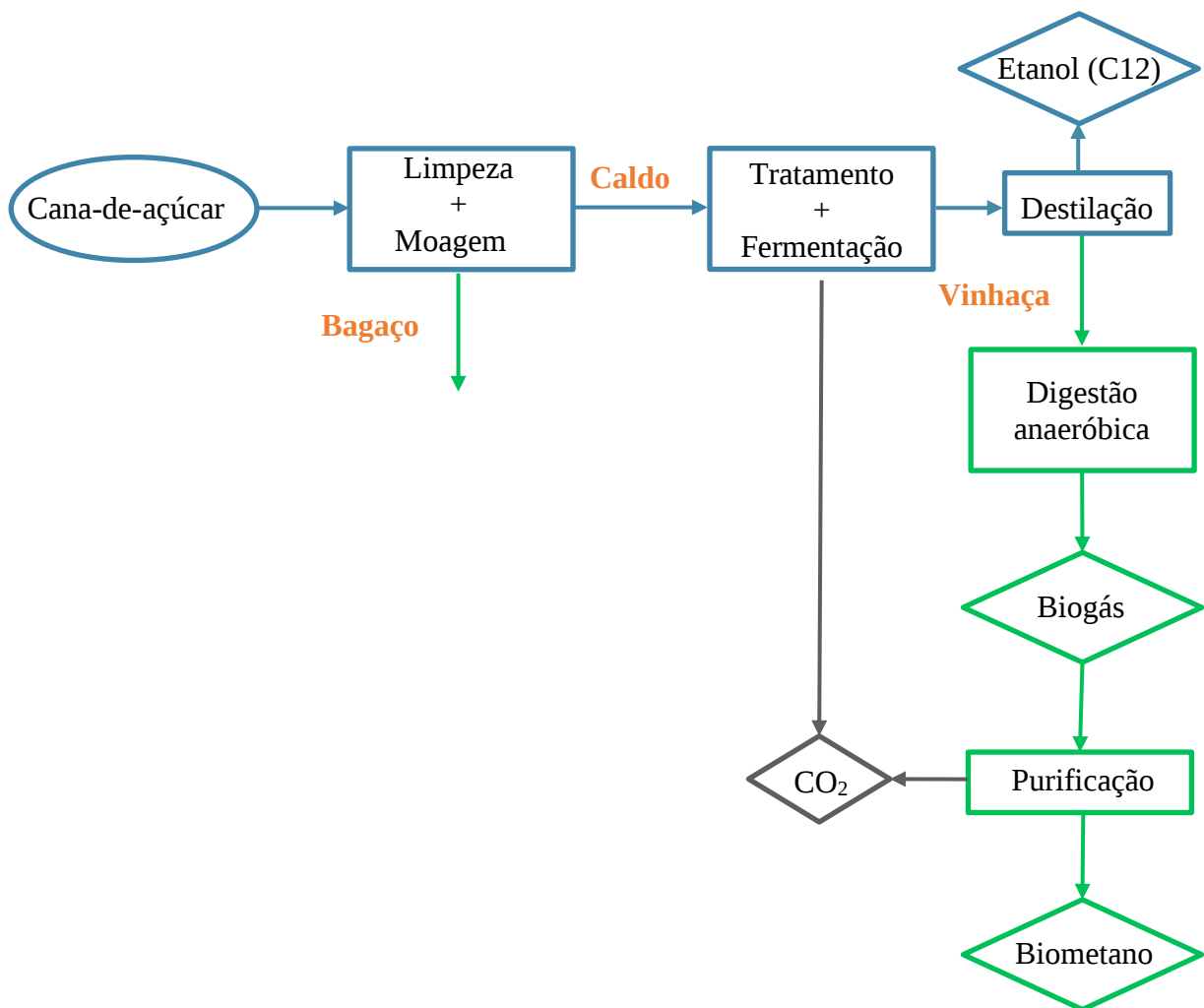
Tabela 3 - Produtividade da biorrefinaria 1G

Produto	Produção anual	Unidades
Etanol	344.400.000	L
Elettricidade	643.359	MWh
CO ₂	299.420	t
Biometano	13.960	m ³

Fonte: O autor (2021)

A Figura 1 mostra o fluxograma de processo da biorrefinaria que foi considerada como cenário base.

Figura 1 - Configuração da biorrefinaria 1G.



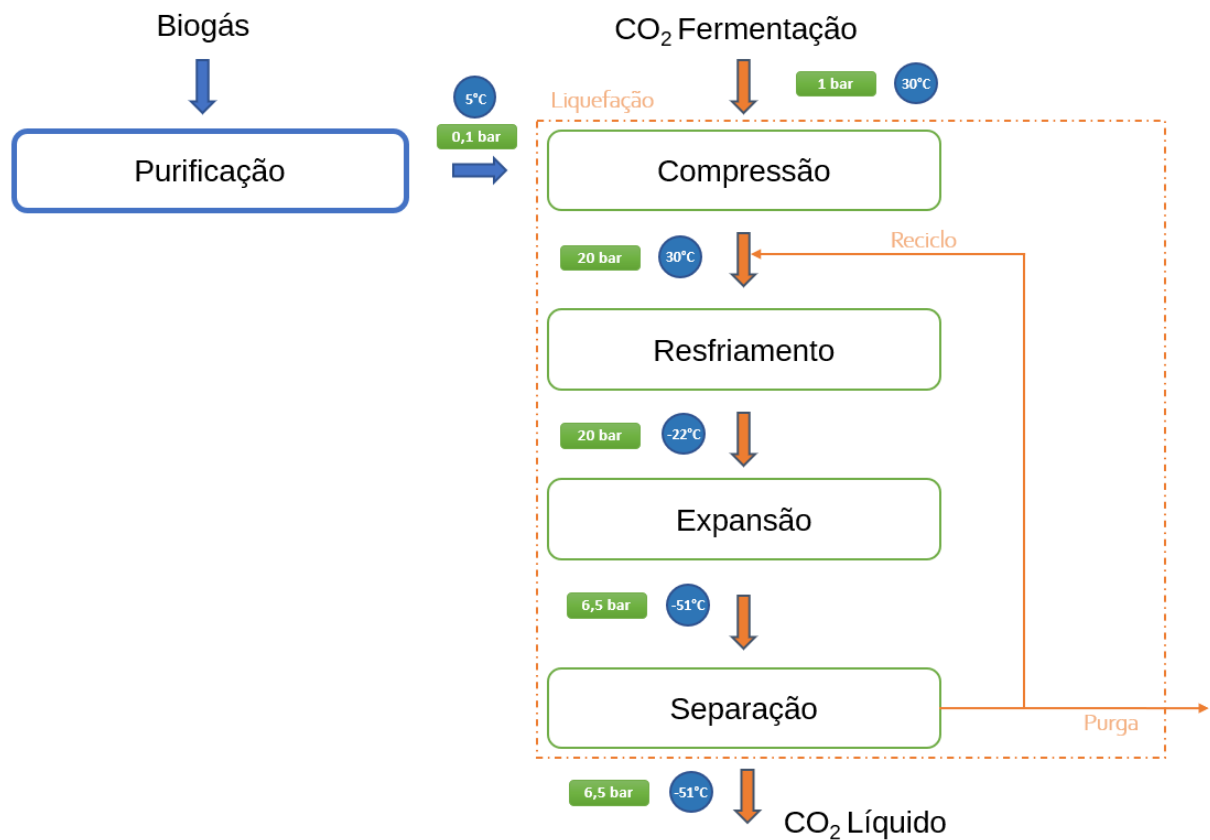
Fonte: O autor (2021)

De acordo à Figura 1, o CO_2 a ser capturado é produzido a partir da fermentação do caldo da cana, e da biodigestão da vinhaça, que é resíduo líquido do processo de obtenção de etanol da sacarose.

3.2 CAPTURA DO CO_2

A captura do CO_2 foi feita de duas fontes do processo do processamento da cana-de-açúcar: fermentação do caldo de cana-de-açúcar e biodigestão de vinhaça, no entanto, neste trabalho a captura somente foi focada na liquefação. Na Figura 2 se apresenta um fluxograma de captura, onde primeiramente o CO_2 proveniente da biodigestão é capturado e liquefeito junto com o CO_2 da fermentação.

Figura 2 - Fluxograma do processo da liquefação do CO_2



Fonte: O autor (2021)

Para realizar a purificação de CO_2 da biodigestão, primeiramente foi removido o H_2S e H_2O do biogás, isto para evitar a formação de ácidos corrosivos (DÍAZ et al. 2010). A dessulfurização foi feita através de dois processos: Thiopaq e FeO . Por outro lado, se utilizou um trem de compressão com dois fins, primeiramente retirar a umidade e segundo, atingir a pressão de entrada no processo de separação do metano e o dióxido de carbono. A processo PSA foi empregado para separar o CO_2 que posteriormente foi misturado com o CO_2 de fermentação. Finalmente, a mistura de CO_2 tanto de fermentação como da biodigestão foi liquefeito e condicionado às especificações de transporte.

3.2.1 Liquefação

Nesta etapa a mistura de gases foi submetida a um trem de compressão para remover a umidade da mistura e para atingir condições de pressão e temperatura necessárias para o processo de liquefação. O processo de troca de calor foi realizado utilizando um ciclo de refrigeração, que usou amônia como refrigerante.

No trem de compressão foi realizado um aumento da pressão na corrente, logo após, a corrente foi resfriada em um trocador de calor utilizando água a 30°C , provocando a condensação parcial da água, e por último foi colocado um separador para eliminar a fase líquida (H_2O) da corrente principal. Em dependência da temperatura e a pressão requerida foi criado um trem de compressão seguindo a mesma lógica antes exposta. O trem de compressão entregou a corrente a 20 bar e 30°C , de acordo com as especificações necessárias para a etapa seguinte (DA SILVA et al. 2018).

Ao final, é feita a troca de calor com o ciclo de amônia levando o CO_2 até -22°C . O ciclo de amônia é composto por duas válvulas, dois compressores e dois trocadores, tal como proposto por Da Silva et al. (2018). A corrente de CO_2 resultante da troca de calor, com pressão de 20 bar, é em seguida expandida até 6,5 bar, resultando uma fase vapor e uma líquida. A fase líquida já é a corrente final de CO_2 líquido pronta para armazenar e transportar. Por outro lado, 0,3% da fase vapor da corrente expandida foi purgada, e o 99,7% foi recirculado. A fração de purga foi definida de acordo com o trabalho realizado por Aspelund et al. (2005), o qual sugere que a vazão de purga deve ser igual à quantidade de impurezas na entrada do sistema. Neste caso foi considerada como impureza a vazão de metano, o qual está presente na corrente de CO_2 oriunda da purificação do biogás.

3.3 TIPOS DE TRANSPORTE

Para transportar o CO₂ da biorrefinaria até o ponto de injeção foram considerados três tipos de transporte: rodoviário, ferroviário e marítimo. Cada tipo de transporte foi analisado de maneira cuidadosa com o objetivo de obter cenários mais realistas possíveis.

3.3.1 Transporte rodoviário

A metodologia de avaliação adotada foi baseada na planilha “Logística” integrante da BVC, a qual foi modificada para transportar o CO₂. Essa metodologia leva a uma estimativa de custos de transporte com base nos custos de capital e de operação do sistema logístico considerado. Para isso, são definidas na planilha, detalhes quanto aos equipamentos utilizados (caminhão e semi-reboque), tempos de algumas etapas do processo, e outros detalhes logísticos.

Para a modelagem da frota de transporte na planilha “Logística”, foi utilizado exclusivamente o volume de CO₂ produzido pela biorrefinaria considerada neste trabalho. Assim, os custos econômicos e os impactos ambientais estimados para essa operação de transporte serão integralmente atribuídos à biorrefinaria considerada.

Na modelagem foi utilizado um caminhão com um semirreboque de eixos espaçados capaz de transportar 30 m³ do CO₂ a 6,5 bar e -51 °C. A velocidade média do caminhão foi de 45 km·h⁻¹ carregado e 55 km·h⁻¹ vazio, com um consumo de diesel de 1,3 km por litro. O tempo de carregamento/descarregamento do caminhão foi considerado de 2 horas, dado proveniente de uma consulta com o fornecedor (NITROTEC, 2021). A jornada total de trabalho foi de 23 horas, deixando 1 hora para manutenção, sendo a jornada útil de 22 horas diárias. A frota de caminhões trabalhou com 100% de eficiência durante 200 dias. É importante destacar que a composição do combustível utilizado nesta modelagem foi 90% óleo diesel comercial e 10% biodiesel. Esses dados foram adotados com base na expertise do LNBR em logística de transporte rodoviário.

3.3.2 Transporte ferroviário

O transporte ferroviário foi avaliado na planilha “Logística” da BVC usando a maior parte da logística apresentada por Roussanaly et al. (2017) para o transporte ferroviário de 1,5 Mt CO₂ por ano, capacidade que é bastante maior que o volume produzido pela biorrefinaria considerada

neste trabalho. Por essa razão, considera-se que os custos econômicos e os impactos ambientais estimados na planilha "Logística" para esse sistema logístico serão rateados proporcionalmente com outras biorrefinarias.

Na modelagem foi considerada uma composição constituída por uma locomotiva e 20 vagões modelo CMGV-119733, com capacidade de transportar 4.800 toneladas de CO₂ liquefeito, a 6,5 bar e -51 °C. A quantidade de vagões foi definida considerando que o tamanho do trem não ultrapasse 600 metros. Foi considerada uma velocidade média de 60 km·h⁻¹, para o trem carregado ou descarregado, e um tempo de 5 horas no processo de chegada, carregamento/descarregamento e saída. Foi incluído na modelagem um armazenamento no ponto inicial e outro no final da trajetória do trem, com capacidade de armazenar 150% do CO₂ produzido no tempo da viagem do trem (tempo de: ida + descarregamento + regresso).

A jornada de trabalho definida foi de 23 horas, incluindo 1 hora de manutenção, dando como resultando uma jornada útil de trabalho de 22 horas. O trem trabalhou com 100% de eficiência durante 330 dias (o sistema de transporte ferroviário recebe CO₂ de outras fontes, portanto trabalha durante 300 dias e não durante 200 dias de trabalho da biorrefinaria em estudo). Além disso, para o consumo de óleo diesel do trem foi adotado 0,20 km·L⁻¹, seguindo o relatório da *ecoinvent* (SPIELMANN et al. 2007). A composição do combustível utilizado nesta modelagem foi de 90% diesel comercial e 10% biodiesel.

3.3.3 Transporte marítimo

A metodologia introduzida na planilha "Logística" para avaliar o caso do transporte marítimo foi baseada principalmente no relatório de um projeto de CCS no Mar do Norte preparado pelo consórcio holandês denominado CATO (2016), o qual detalha a metodologia utilizada para estimar custos de transporte marítimo para diferentes cenários.

Para construir na planilha "Logística" a ferramenta de cálculo deste tipo de transporte, foi adotado um dos sistemas logísticos estudados no relatório do CATO, no qual se considera uma operação de transporte e injeção *offshore* de 2,6 Mt CO₂ por ano, capacidade bastante maior que o volume produzido pela biorrefinaria considerada neste trabalho. Por essa razão, considera-se que os custos econômicos e os impactos ambientais estimados na planilha "Logística" para esse sistema logístico serão rateados proporcionalmente com outras biorrefinarias.

Na modelagem considerou-se que o transporte é realizado em navios com capacidade de 10.000 toneladas de CO₂ líquido, com velocidade de cruzeiro de 34 km·h⁻¹. Cada navio tem dois motores, um principal e um auxiliar. O motor principal tem potência de 7.669 kW e o auxiliar de 1.250 kW. O consumo de combustível (*Heavy Fuel Oil*) foi determinado somando o consumo de todas as etapas da viagem. O consumo de cada etapa foi calculado multiplicando a potência do motor principal (kW), a porcentagem da potência correspondente de cada etapa (%), tempo de cada etapa (h) e o consumo específico dos motores (kg·kWh⁻¹).

Foram consideradas três etapas na viagem do navio. A primeira, chamada *hoteling*, inclui as operações de carregamento e descarregamento, com tempo total de 15 horas utilizando 5% da potência do motor principal. A segunda etapa considerada foi o deslocamento de ida e volta até o ponto de injeção *offshore*, na qual se utiliza 75% da potência do motor principal, e tem duração variável em função da distância e da velocidade do navio. A última etapa consistiu das manobras feitas pelo navio nos pontos de carregamento e descarregamento. O tempo total de manobras foi de 16 horas, utilizando 40% da potência do motor principal. Dessa forma, o tempo total da viagem é a soma da duração das etapas de *hoteling*, deslocamento e manobras. É importante destacar que o motor auxiliar trabalhou com 100% da sua potência durante toda a viagem, incluindo o tempo de *hoteling*, deslocamento e manobras.

No ponto de carregamento, foi considerado um armazenamento de CO₂ líquido com capacidade variável. Em cada cenário estudado, adotou-se uma capacidade suficiente para receber a vazão total de projeto (2,6 MtCO₂·ano⁻¹ ou 328,3 t CO₂·h⁻¹) durante o tempo total de viagem de um navio, o qual depende da distância de transporte. No particular sistema logístico do CATO escolhido neste trabalho, o descarregamento dos navios no ponto de injeção é feito numa estrutura *offshore* com capacidade de armazenamento de 40 kt CO₂ líquido, na qual estão também os equipamentos de injeção.

A jornada de trabalho definida foi de 23 horas, incluindo 1 hora de manutenção, dando como resultado uma jornada útil de trabalho de 22 horas. Os navios trabalharam com 100% de eficiência durante 330 dias.

3.4 OPÇÕES DE INJEÇÃO

Esta seção descreve as escolhas usadas como armazenamento geológico do CO₂. Neste trabalho foram considerados duas opções: Aquífero salino e EOR.

3.4.1 Aquífero salino

Nesse caso, foram consideradas referências de trabalhos feitos em cenários brasileiros. Moreira et al. (2016) e Restrepo-Valencia e Walter (2019), consideraram como armazenamento um reservatório localizado no estado de São Paulo a 1200 metros abaixo da superfície. Essa informação coincide com um aquífero salino (aquífero salino tubarão) embaixo do aquífero Guarani.

Foi considerada a perfuração de três poços com o objetivo de encontrar ao menos um poço com condições apropriadas. Além disso, para evitar contaminação de fontes hídricas foi considerada o isolamento dos poços com uma coluna de aço. Também, quando se realiza CCS em aquíferos profundos precisa considerar processos de monitoramentos de longo prazo para garantir o armazenamento.

3.4.2 Utilização em EOR

Nessa opção foi considerado que o CO₂ foi transportado até o ponto de injeção e entregue a um terceiro, que realiza a recuperação avançada de petróleo. Nesta premissa, considerou-se que o CO₂ não gera receita pela venda a terceiros e que não há custos de injeção.

Importante destacar que antes da injeção de qualquer das duas opções o CO₂ precisa ser condicionado. Este condicionamento consiste no aumento da pressão e temperatura, o qual depende das características do poço, seja aquífero salino ou poço de extração de petróleo. Portanto, é necessário conhecer cada formação geológica para projetar o sistema de condicionamento, que envolve um armazenamento antes da injeção *onshore* e demais equipamentos como bombas e trocadores. Neste trabalho, esse módulo não foi levado em conta, portanto os custos não foram considerados.

3.5 CENÁRIOS

Neste trabalho, foram avaliadas diversas combinações dos modais de transporte rodoviário, ferroviário e marítimo. Em todas as combinações estudadas, considera-se que o transporte se inicia pelo modal rodoviário, sendo o CO₂ líquido levado em caminhões diretamente a um ponto de

injeção *onshore* ou a um ponto de transbordo para outro modal de transporte. Assim, como mostrado na Tabela 4, entre a biorrefinaria e o ponto de injeção, poderá ser utilizado apenas o modal rodoviário (cenários 1 e 2), ou então os modais rodoviários + ferroviário (cenários 3 e 4), rodoviário + marítimo (cenários 5 e 6) ou rodoviário + ferroviário + marítimo (cenários 7 e 8).

Para os Cenários 1 e 2, foram consideradas as distâncias de 20, 50, 100, 250 ou 500 km de transporte rodoviário até o ponto de injeção. Nos Cenários 3 e 4 foi considerada uma distância fixa de 20 km para o transporte rodoviário até o ponto de transbordo e, em seguida, o CO₂ é transportado por ferrovia por uma distância de mais 20, 50, 100, 250 ou 500 km até um ponto de injeção *onshore*. No caso dos Cenários 7 e 8, em que são utilizados três modais, considerou-se distâncias fixas de 20 km para o transporte rodoviário e de 100 km para o transporte ferroviário, seguidas de um transporte marítimo por mais 20, 50, 100, 250 ou 500 km até o ponto de injeção *offshore*. Na Tabela 4 se resume os cenários antes mencionados detalhando o tipo de armazenamento geológico e as distâncias analisadas.

Tabela 4 - Modais de transporte, tipo de armazenamentos geológicos e distâncias analisadas.

Cenário	Modais de transporte	Armazenamento geológico	Distâncias analisadas
1	Rodoviário	Reservatório <i>onshore</i>	20, 50, 100, 250 ou
2	Rodoviário	EOR <i>onshore</i>	500 km
3	Rodoviário + Ferroviário	Reservatório <i>onshore</i>	20 + 20, 50, 100, 250
4	Rodoviário + Ferroviário	EOR <i>onshore</i>	ou 500 km
5	Rodoviário + Marítimo	Reservatório <i>offshore</i>	20 + 20, 50, 100, 250
6	Rodoviário + Marítimo	EOR <i>offshore</i>	ou 500 km
7	Rodovias+ Ferroviário + Navio	Reservatório <i>offshore</i>	20 + 100 + 20, 50,
8	Rodovias + Ferroviário + Navio	EOR <i>offshore</i>	100, 250 ou 500 km

Fonte: O autor (2021)

As Tabelas 5 e 6 recapitulam os volumes transportados e as capacidades de armazenamento de CO₂ líquido que serão consideradas para cada modal e para as opções de injeção *onshore* ou *offshore*.

Tabela 5 - Capacidades dos sistemas logísticos considerados na estimativa de custos, por modal de transporte

Modal	Capacidade de transporte (ktCO₂·ano⁻¹)	Armazenamento no ponto de carregamento (tCO₂ líquido)
Rodoviário	300	187
Ferroviário	1500	Variável
Marítimo	2600	Variável

Fonte: O autor (2021)

Tabela 6 - Capacidades consideradas na estimativa de custos de injeção, para armazenamento *onshore* e *offshore*.

Localização	Volume injetado (kt CO₂·ano⁻¹)	Armazenamento no ponto de injeção (tCO₂ líquido)
<i>Onshore</i>	1.500	Não considerado
<i>Offshore</i>	2.600	40.000

Fonte: O autor (2021)

3.6 MODELAGEM E SIMULAÇÃO

A modelagem e simulação dos processos de captura e condicionamento do CO₂ foram realizadas com auxílio do simulador de processos AspenPlus. Foi considerada a biorrefinaria com a configuração descrita na seção 3.1. A simulação base foi desenvolvida pelo LNBR, na sua plataforma da Biorrefinaria Virtual de Cana-de-açúcar (BVC). Nessa simulação base foi agregado um módulo de captura de CO₂ proveniente de fermentação e biodigestão.

Como primeiro passo, foram adicionados compostos novos, os quais foram utilizados no processo de captura. Na Tabela 7 se apresentam os compostos químicos utilizados na simulação.

Tabela 7 - Especificações de componentes no AspenPlus

n°	ID	Tipo	Nome	Alias
1	URACET-AC	Convencional	Acetic-Acid	C2H4O2-1
2	CAO	Convencional	Calcium-Oxide	CAO
3	CAOH2	Convencional	Calcium-Hydroxide	CA(OH)2
4	CH4	Convencional	Methane	CH4
5	CO ₂	Convencional	Carbon-Dioxide	CO ₂
6	ETHANOL	Convencional	Ethanol	C2H6O-2
7	FURFURAL	Convencional	Furfural	C5H4O2
8	GLUCOLIG	Convencional	Dextrose	C6H12O6
9	GLUCOSE	Convencional	Dextrose	C6H12O6
10	GLYCEROL	Convencional	Glycerol	C3H8O3

11	H2O	Convencional	Water	H2O
12	H3PO4	Convencional	Orthophosphoric-Acid	H3PO4
13	H2SO4	Convencional	Sulfuric-Acid	H2SO4
14	HMF	Convencional		
15	ISOAMIL	Convencional	3-Methyl-1-Butanol	C5H12O-3
16	ISOBUTOH	Convencional	Isobutanol	C4H10O-3
17	MINERALS	Convencional	Potassium-Oxide	K2O
18	N2	Convencional	Nitrogen	N2
19	NAOH	Convencional	Sodium-Hydroxide	NAOH
20	NH4OH	Convencional	Ammonium-Hydroxide	NH4OH
21	O2	Convencional	Oxygen	O2
22	ORG-AC	Convencional	Trans-Aconitic-Acid	C6H6O6
23	SALTS	Convencional	Potassium-Chloride	KCL
24	SO2	Convencional	Sulfur-Dioxide	O2S
25	SUCROSE	Convencional	Sucrose	C12H22O11
26	XYLOLIG	Convencional	D-Xylose	C5H10O5
27	XYLOSE	Sólido	D-Xylose	C5H10O5
28	ACETATE	Sólido	Acetic-Acid	C2H4O2-1
29	CAL-ACON	Sólido		
30	CAL-PHOS	Sólido	Calcium-Phosphate	CA3(PO4)2
31	CAL-SULF	Sólido	Calcium-Sulfite	CASO3
32	CELLULOS	Sólido		
33	ENZYME	Sólido		
34	FLOCCUL	Sólido	Poly(Acrylamide-Styrene)	P(ACA&S)
35	LIGNIN	Sólido		
36	LGNSOL	Sólido		
37	SOIL	Sólido	Silicon-Dioxide	SIO2
38	SULFUR	Sólido	Sulfur	S
39	XYLAN	Sólido		
40	YEAST	Sólido		
41	UREA	Convencional	Urea	CH4N2O
42	NH4ACET	Convencional	Ammonium-Acetate	C2H7NO2
43	NH4SO4	Convencional	Ammonium-Sulfate	(NH4)2SO4
44	NO2	Convencional	Nitrogen-Dioxide	NO2
45	AMMON-01	Convencional	Ammonia	H3N
46	H2S	Convencional	Hydrogen-Sulfide	H2S
47	NO3	Convencional	No3-	NO3-
48	S	Sólido	Sulfur	S
49	NAHS	Sólido	Nahs	NAHS
50	NA2SO4	Sólido	Sodium-Sulfate	NA2SO4
51	TEG	Convencional	Triethylene-Glycol	C6H14O4
52	FES	Sólido	Iron-Monosulfide	FES
53	FEO	Sólido	Ferrous-Oxide	FEO

Fonte: O autor (2021)

Na Tabela 7 são apresentados 53 compostos os quais fizeram parte da simulação final para a captura de CO₂. A biorrefinaria base tinha 46 compostos inicialmente, e para realizar a captura de CO₂ foram adicionadas sete substâncias dos quais, S, NaHS, Na₂SO₄, FeS e FeO foram utilizados na dessulfurização, H₂S como produto da biodigestão e AMMON-01 como refrigerante na liquefação.

A biorrefinaria base foi simulada usando NRTL como pacote termodinâmico. No processo da purificação foi utilizado o pacote termodinâmico UNIQUAC, devido ao tipo de processos desenvolvidos na dessulfurização. Na unidade de liquefação, foi utilizado o pacote termodinâmico SRK, o qual representa de forma adequada o CO₂. É importante ressaltar que este modelo foi comparado com os resultados do modelo mais rigoroso utilizado pelo National Institute of Standards and Technology (NIST) desenvolvido por Span e Wagner, (1996), obtendo resultados similares.

3.7 METODOLOGIA DE CUSTOS

Para realizar a avaliação econômica do cenário base, foram consideradas as estimativas de investimento já contidas nas planilhas da BVC, onde se detalham 11 áreas de investimento, as quais se apresentam na Tabela 8.

Tabela 8 - Investimentos industriais de uma biorrefinaria 1G

Número	Processo
1	Edifícios auxiliares, urbanização e gerais
2	Recepção e preparo da cana
3	Condicionamento da palha
4	Extração do caldo
5	Tratamento e concentração de caldo
6	Fermentação (C12/C6)
7	Produção de etanol
8	Geração e distribuição de vapor
9	Geração e distribuição de energia elétrica
10	Sistema de ar comprimido
11	Produção de biogás

Fonte: Adaptado da BVC (2021)

É importante mencionar que no cenário base considerado neste trabalho o metano foi comercializado, e entregue em uma rede de distribuição. 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.

A metodologia de avaliação adotada foi baseada na planilha de transporte logístico da BVC, utilizando como dados de entrada o tipo e velocidade do caminhão, tempos de processo, e outros detalhes logísticos. As hipóteses assumidas foram desenvolvidas pelo LNBR e os custos de transportes são mostrados na seção 4.3, dos resultados e discussão.

Às áreas de investimento apresentadas na Tabela 8 foram adicionados outros processos necessários para realizar a captura do CO₂ de fermentação e biodigestão. Esses processos foram:

1. Dessulfurização Thiopaq (planta)
2. Dessulfurização com FeO
3. PSA
4. Liquefação do CO₂
5. Armazenamento do CO₂

Na liquefação foram considerados compressores centrífugos, três estágios antes da liquefação e dois no ciclo de refrigeração. O custo dos compressores foi calculado com a equação de CAPCOST apresentada por EPE (2018), dada por:

$$C_{2001} = [10^{[k_1 + k_2 \log(\text{pot}) + k_3 [\log(\text{pot})]]}]^2 (fm) \quad (1)$$

sendo C é o custo de investimento dos compressores, 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 são apresentados na Tabela A2 do apêndice A. Também, foi considerado um OPEX de 3,5% do investimento inicial dos compressores Da Silva et al. (2018).

Por último, o cálculo do custo de investimento do armazenamento do CO₂ liquefeito foi feito usando a metodologia de (Roussanaly et al. 2017), a qual estabelece um custo específico de 1590 €₂₀₀₉ por m³ de CO₂ armazenado, com OPEX de 3,5% sobre o custo de investimento inicial. Neste caso, os dados encontrados foram atualizados para dezembro do 2019, utilizando o CEPCI como índice de correção.

3.7.1 Custos de matéria prima e insumos, e preços de produtos

Como dados de entrada foram considerados os seguintes custos: matéria prima, colmo de cana convencional e palha seca. Como insumos se levaram em conta dois tipos: insumos químicos e diversos. Por último, se estabeleceram os preços dos produtos obtidos na biorrefinaria os quais se mostram no capítulo 4.

3.7.2 Custos do transporte rodoviário

Nesta seção se apresentam os custos necessários para desenvolver a ferramenta de cálculo do transporte rodoviário detalhada tecnicamente na seção 3.3.1. O custo do caminhão modelo Scania CB6X4 foi R\$₂₀₁₉ 583.364,25, dado proveniente da frota de caminhões utilizada nas avaliações da BVC. O custo do semi-reboque de eixos espaçados vendido pela empresa NITROTEC foi de R\$₂₀₁₉ 600.000. Esse dado foi obtido em consulta com o departamento de vendas da empresa em novembro do 2020.

3.7.3 Custos de transporte ferroviário

Nesta seção se apresentam os custos necessários para realizar a ferramenta de cálculo do transporte ferroviário detalhada tecnicamente na seção 3.3.2. O custo da composição do transporte ferroviário (locomotiva + vagões) foi calculado com a Equação 2 proposta por Roussanaly et al. (2017),

$$C_{T_ferroviário} = 3530 \cdot \left(\frac{\text{Cap. Trem}}{1250} \right)^{0,85} + 3,89 \cdot (\text{Cap. Trem}) \quad (2)$$

sendo $C_{T_ferroviário}$ é o custo da locomotiva e dos vagões em k€₂₀₁₇, e Cap. Trem representa a quantidade de CO₂ transportada por viagem, em t. Os dados obtidos foram atualizados para dezembro de 2019, utilizando o IGPM como índice de correção.

Além disso, o cálculo do custo de investimento do armazenamento do CO₂ liquefeito no ponto de transbordo foi realizado usando a metodologia de Roussanaly et al. (2017), a qual estabelece um custo específico de 1590 €₂₀₀₉ por m³ de CO₂ armazenado, com OPEX de 3,5% sobre o custo de investimento inicial. Neste caso, os dados encontrados foram atualizados para dezembro de 2019, utilizando o CEPCI como índice de correção.

3.7.4 Custos de transporte marítimo

Nesta seção são apresentados os custos necessários para realizar o cálculo do custo do transporte marítimo, detalhado na seção 3.3.3. O custo da embarcação com capacidade de 10 ktCO₂ foi de 55 M€₂₀₁₆. O custo de investimento da plataforma, armazenamento de 40 ktCO₂ e equipamento auxiliar para injeção foi de 139.709.561,5 €₂₀₁₆ (CATO, 2016b). O cálculo do custo de investimento do armazenamento *onshore* para CO₂ foi realizado usando a metodologia de Roussanaly et al. (2017) explicada na seção anterior. Os dados encontrados foram atualizados para dezembro de 2019, utilizando o CEPCI como índice de correção para armazenamento e IGPM para navio, plataforma, armazenamento e equipamentos de injeção.

3.8 AVALIAÇÃO ECONOMICA E AMBIENTAL

Nesta seção serão detalhadas as premissas consideradas para obter os índices econômicos valor presente líquido (VPL) e taxa interna de retorno (TIR) necessários para determinar a rentabilidade dos cenários propostos na seção 3.5. Além disso, serão abordados aspectos relacionados com a análise do ciclo de vida que permitiram obter diferentes índices de impactos ambientais.

3.8.1 Avaliação econômica

A avaliação econômica foi realizada utilizando como dados de entrada os custos de CAPEX e OPEX da seção 3.7. As premissas econômicas consideradas se apresentam na Tabela 9.

Tabela 9 - Premissas econômicas

Premissas Econômicas	Valor	Unidade
Taxa Mínima de Atratividade (TMA)	12	%
Capital de giro (% FCI)	10	%
Capital de giro	132,11	10 ⁶ R\$
Vida útil	25	anos
Custo médio por trabalhador, com engargos	4.479,52	R\$.mês ⁻¹
Funcionários	262	
Manutenção 1G (% Capex)	3,0	%

Fonte: Adaptado de BVC (2021)

Por outro lado, para realizar as ferramentas de custos específicos de transporte de CO₂ para os diferentes tipos de transporte, se utilizaram as premissas das Tabelas A3-A5. Os custos específicos obtidos para os transportes rodoviário, ferroviário e marítimo, foram inseridos como dados anuais juntos aos OPEXs dos equipamentos da biorrefinaria.

O VPL para cada cenário foi calculado através da Equação (3)

$$VPL = \frac{FC1}{(1+i)^1} + \frac{FC2}{(1+i)^2} + \frac{FC3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{FCn}{(1+i)^n} - I_{inicial} \quad (3)$$

em que FCn é o valor do fluxo de caixa no ano e i é a taxa mínima de atratividade. O Cálculo da Taxa Interna de Retorno foi calculada utilizando a Equação (4).

$$VPL = \frac{FC1}{(1+i)^1} + \frac{FC2}{(1+i)^2} + \frac{FC3}{(1+i)^3} + \dots + \frac{FCn}{(1+i)^n} - I_{inicial} \quad (4)$$

em que i representa a TIR, quando o valor do VPL é igual a zero.

3.8.2 Avaliação ambiental

A avaliação ambiental foi feita considerando as emissões do transporte do CO₂, dos processos industriais e agrícolas da biorrefinaria. Na parte industrial foram contabilizados os produtos e insumos utilizados nos diferentes processos da biorrefinaria, os quais foram:

1. Etanol anidro
2. Eletricidade
3. Excedente de bagaço
4. Enxofre elementar
5. Biometano para rede de gás
6. Sulfeto de ferro II (FeS)

Os insumos considerados para a análise ambiental foram: cal viva, ácido sulfúrico, ácido fosfórico, químicos inorgânicos, zeólitas, água para tratamento, bagaço para combustão, biogás para combustão, óleo lubrificante, fabricação de produtos de aço, fabricação de produtos de aço-cromo, consumo de NaOH no processo Thiopaq, consumo de óxido de ferro e consumo de trietilenoglicol (TEG). Os impactos ambientais dos produtos e insumos foram calculados com as

metodologias empregadas pela BVC através de uma ferramenta de cálculo Análise de Ciclo de Vida (ACV, planilha excel), vinculada à base de dados do programa SimaPro.

Os impactos ambientais de cada um dos tipos de transporte foram quantificados utilizando fatores de emissão fornecidos por (SPIELMANN et al. 2007). Os fatores de impactos ambientais para o transporte rodoviário se mostram no Apêndice B.

Os impactos ambientais do transporte rodoviário foram calculados através dos fatores de emissões do consumo de combustível, construção do caminhão e reboque, abrasão de pneus, composição de pneus e freios, e fatores de emissões para distância percorrida por determinado tipo de caminhão. Esses fatores são mostrados nas Tabelas B1-B4.

No caso do transporte ferroviário foram utilizados fatores de emissão fornecidos pelo centro *ecoinvent* no relatório elaborado por (SPIELMANN et al. 2007). A metodologia utilizada pelo *ecoinvent* para quantificar os impactos ambientais é descrita a continuação. Primeiramente, foi determinado o consumo de combustível das locomotivas de diesel, sendo tomado o valor de $10 \text{ gDiesel} \cdot (\text{t km})^{-1}$. A partir do consumo de diesel foram determinadas as emissões para o ar, através da média de valores de fatores de emissão encontrados na literatura para trens operados na Europa. Fatores de emissão para metais pesados e emissões de partículas de escape de acordo ao tamanho de escape foram também consideradas neste trabalho. Um resumo dos fatores de emissão pode ser encontrado na Tabela B.5.

No caso do transporte marítimo, foi utilizada uma metodologia similar ao transporte ferroviário. As emissões do motor principal foram obtidas a partir das médias dos valores encontrados na literatura. Também foi considerada a emissão de hidrocarbonetos, partículas de acordo com seu tamanho, metais pesados e compostos orgânicos (SPIELMANN et al. 2007). O resumo dos fatores de emissão antes mencionados se mostra na Tabela B.6.

Depois do cálculo de todas as emissões ligadas à parte agrícola, ambiental e do transporte, foi calculada a Nota de Eficiência Energético-Ambiental (NEEA) através da planilha de análise do ciclo de vida da BVC. Nos cenários com emissões negativas foi outorgado um aumento de 20% sobre a NEEA devido ao bônus oferecido pela lei RenovaBio.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os resultados encontrados nas diversas etapas do presente trabalho.

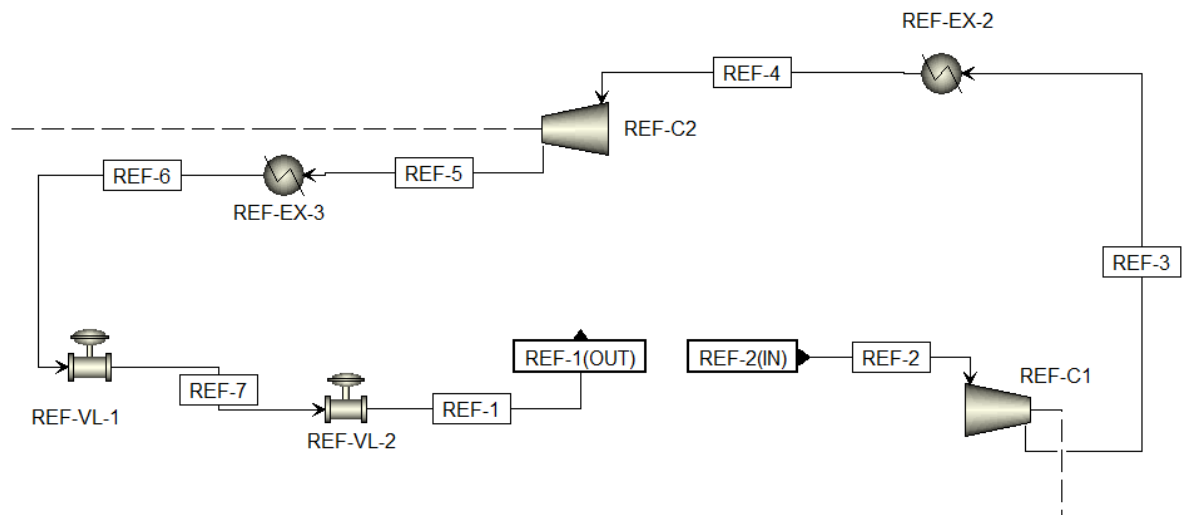
4.1 RESULTADOS DA MODELAGEM E SIMULAÇÃO

Nesta seção são mostrados os balanços de massa e de energia resultantes da simulação dos processos chaves da captura do CO₂. As correntes chaves do processo consideradas foram os gases na saída da fermentação, a corrente do CO₂ proveniente da purificação do biometano, a corrente de reciclo, purga e saídas do CO₂ líquido, no processo de liquefação. Por outro lado, também são mostrados os consumos energéticos dos compressores utilizados no processo de liquefação.

4.1.1 Balanço de matéria e consumo energético na liquefação do CO₂

Finalmente, nesta etapa o CO₂ é tratado em um ciclo de refrigeração, onde é desidratado e liquefeito utilizando um ciclo de amônia (Figura 3). O processo completo de liquefação se apresenta na Figura 4.

Figura 3 - Ciclo de refrigeração utilizado na liquefação



Fonte: O autor (2021)

O ciclo de refrigeração da Figura 3 está composto de duas válvulas de expansão, dois compressores e dois trocadores de calor. Neste ciclo circulam 22.430 kg·h⁻¹ de amônia os quais absorvem 92,22 kWh por tonelada de material da corrente CCS-L11. Na Tabela 10 se apresentam as temperaturas e pressões das correntes de saída dos equipamentos.

Tabela 10 - Condições de saída dos equipamentos do ciclo de refrigeração

Sigla	Descrição	Pressão (bar)	Temperatura (°C)
REF-C1	Compressor	4,10	90
REF-EX-2	Trocador de calor	4,10	30
REF-C2	Compressor	13,10	144
REF-EX-3	Trocador de calor	13,10	30
REF-VL-1	Válvula de expansão	4,10	-1
REF-VL-2	Válvula de expansão	1,10	-31

Fonte: O autor (2021)

Na Tabela 10 pode-se observar que o ciclo de refrigeração opera em uma faixa de pressão entre 1,10 e 13,10 bar. As duas válvulas foram utilizadas para expandir a amônia e levar a temperatura de 30 a -31°C. A corrente REF-1 com temperatura de -31 °C, troca calor com a corrente CCS-L11, aumentando a temperatura até -23 °C, sem experimentar mudança na pressão. Depois, a corrente REF-2 passa através de os dois compressores para aumentar a pressão até 13,10 bar.

Por outro lado, as correntes CO2F-CCS e CO2B-CCS provenientes da fermentação e biodigestão, respectivamente, se misturam como se mostra na Figura 4, resultando na corrente CCS-L1. A corrente CCS-L1 com temperatura de 33 °C e 1 bar de pressão entra em um trem de compressão composto por três compressores, três trocadores de calor e três separadores. Os três compressores foram utilizados para levar a pressão da corrente até 20 bar, com potência total de 4.502,6 kW. Os trocadores de calor foram colocados depois de cada compressor com o objetivo de resfriar a corrente aquecida pelo processo de compressão, considerando a disponibilidade de água a 30°C. Por último, se colocaram três separadores depois dos trocadores de calor, para separar a água condensada resultante do resfriamento.

A corrente CCS-1011 que sai do trem de compressão a 30°C troca calor com a corrente de reciclo REC-CCS que provém parcialmente da separação do CO₂ líquido no SEP-4. A corrente de reciclo REC-CCS a -51 °C troca calor a 266,502 kW, isto para aproveitar a temperatura baixa da corrente de reciclo e diminuir o consumo de energia na liquefação.

Finalmente, a corrente CCS-L12 sai do processo da troca de calor com a amônia a -22°C e 20 bar de pressão para posteriormente entrar em um processo de expansão na válvula CCS-VL-1. A válvula CCS-VL-1 expande o gás sob o efeito de Joule-Thomson provocando a diminuição da temperatura até -51°C conforme a pressão passa de 20 bar a 6,5 bar. Devido ao processo

anteriormente descrito se formou um sistema bifásico na corrente CCS-L13, o qual foi separado no SEP-4.

É importante ressaltar que do SEP-4 saiu o CO₂ líquido em condições de especificação para seu respectivo armazenamento e transporte. Na Tabela 11 se apresentam quatro correntes importantes no processo de liquefação: CCS-L1, CO₂LIQ, CCS-PURG e REC-CCS. A corrente CO₂LIQ é a corrente final do CO₂ com 99,26% de pureza, a qual foi armazenada em um tanque da biorrefinaria em condições de 6,5 bar e -51°C, para depois ser transportada.

Tabela 11 - Descrição das correntes principais no processo de liquefação.

Descrição	CCS-L1	CO2LIQ	CCS-PURG	REC-CCS	Unidade
	Valor	Valor	Valor	Valor	
Temperatura	32,75	-51,81	-51,81	-51,81	°C
Pressão	1	6,5	6,5	6,5	bar
Fração vapor molar	0,99	0	1	1	-
Massa específica	1,7	1156	16,6	16,6	kg·m ⁻³
Fração molar					
CO ₂	0,9564	0,9926	0,9687	0,9687	-
CH ₄	1,64e-3	1,69e-3	0,0311	0,0311	-
H ₂ O	0,0416	0,0054	1,16e-5	1,16e-5	-
H ₂ S	9,9e-10	1e-9	2,9e-10	2,9e-10	-
Outros compostos	3,59e ⁻⁴	3,09e ⁻⁴	1,88e ⁻⁴	1,88e ⁻⁴	-
Vazão molar	1477,8	1423,0	0,9	312,5	kmol·h ⁻¹

Fonte: O autor (2021)

Na mesma Tabela 11, pode-se observar que as correntes CCS-PURG e REC-CCS têm a mesma temperatura, pressão e composição, devido a que são produtos da separação da corrente CO₂-VAP. A separação da corrente CO₂-VAP foi feita para purgar os gases não condensáveis. Já que a fração de não condensáveis foi pequena, considerou-se a purga como 0,3% da corrente CO₂-VAP. Na Tabela 12 se apresentam a potência de cada compressor gerada na simulação.

Tabela 12 - Potência dos compressores utilizados na liquefação incluindo o ciclo de refrigeração.

Equipamento	Tipo	Potência	Unidade
COMP-1	Compressor	1.313	kW
COMP-2	Compressor	1.317	kW
COMP-3	Compressor	1.872	kW
Ciclo de refrigeração			
REF-C1	Compressor	1.445	kW
REF-C3	Compressor	1.481	kW
	Total	7.428	kW

Fonte: O autor (2021)

Na Tabela 12 se observa a potência necessária de cada compressor tanto do processo principal como do ciclo de refrigeração. A potência total dos primeiros três compressores foi de 4.502 kW e a potência necessária para comprimir a amônia foi de 2.926 kW. A potência necessária dos compressores no processo completo de liquefação foi de 7.428 kW. De acordo com os resultados da simulação, a vazão mássica na corrente CO₂LIQ foi de 62.379 kg·h⁻¹, incluído as impurezas, por conseguinte o consumo energético no processo de liquefação foi de 119 kWh·(tCO₂)⁻¹.

4.2 CUSTO DE INVESTIMENTO

Nesta seção são apresentados os resultados dos cálculos dos custos de investimento dos equipamentos das diferentes áreas da parte industrial e logística.

Na Tabela 13 são apresentados os custos de investimentos das áreas industriais, obtidos das bases de dados da BVC.

Tabela 13 - Custos de investimentos do cenário base (biorrefinaria que processa 4 MTC).

Áreas	Custo de investimento (R\$)
Edifícios auxiliares, urbanização e gerais	168.222.642
Recepção e preparo da cana	36.363.637
Condicionamento da palha	25.036.832
Extração de caldo	104.596.781
Tratamento e concentração do caldo	70.112.464
Fermentação (C12)	69.729.554
Produção de etanol	196.332.863
Geração e distribuição de vapor	249.185.996
Geração e distribuição de energia elétrica	120.162.364
Sistema de água e ar comprimido	73.717.043
Produção de biogás	83.699.522
Sub-total 1G	1.197.159.697

Fonte: Adaptado da BVC (2021)

No custo de investimento da produção de biogás está envolvido R\$ 78.411.536 do biodigestor, R\$ 936.136 do processo de desidratação, R\$ 3.689.056 do acondicionamento e R\$ 662.795 do tanque de armazenamento de biometano.

Por outro lado, na Tabela 14 se apresentam os custos de investimentos dos equipamentos utilizados para a captura do CO₂.

Tabela 14 - Custos de investimento para a purificação e a captura do CO₂

Áreas	Custo de investimento (R\$)
Dessulfurização Thiopaq	39.698.061
Dessulfurização com FeO	1.950.341
PSA	39.683.977
Desidratação com TEG	936.136
Liquefação do CO ₂	41.366.063
Armazenamento do CO ₂ na biorrefinaria	1.259.206
Total	124.893.784

Fonte: O autor (2021)

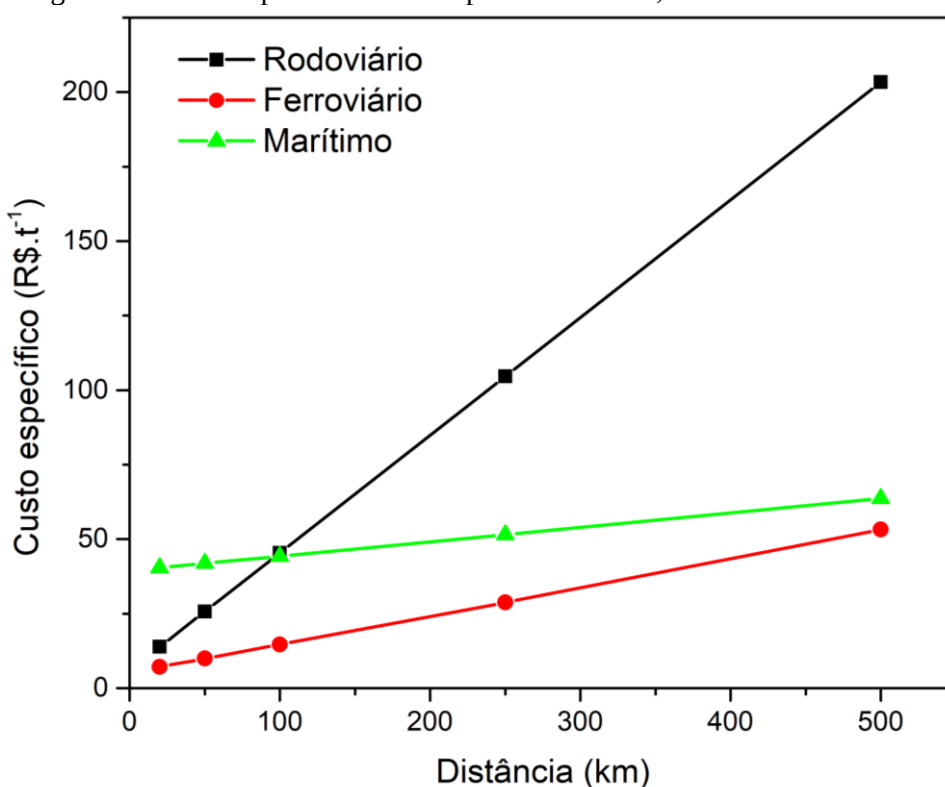
Na Tabela 14 se apresentam seis etapas para separar o CO₂ com seus respectivos custos de investimento. O custo da dessulfurização foi calculado com a vazão de H₂S na entrada da dessulfurização (139,05 kg·h⁻¹) como variável de entrada.

No caso da adsorção com PSA, no custo de investimento foram levados em conta a coluna de adsorção e os compressores. Finalmente, no custo de investimento da liquefação foi considerado que 75% pertence a equipamentos principais, neste caso cinco compressores, e 25% a equipamentos secundários. É importante destacar que a liquefação e o armazenamento representam o 3,33% do investimento inicial do cenário base.

4.3 CUSTO ESPECÍFICO DE TRANSPORTE DE CO₂

Na Figura 5 se apresenta os custos de transporte por tonelada de CO₂, para o transporte rodoviário, ferroviário e marítimo calculados com a modelagem descrita na metodologia.

Figura 5 - Custos específicos de transporte rodoviário, ferroviário e marítimo.



Fonte: O autor (2021)

Na Figura 5, pode-se observar três linhas que representam os três tipos de transporte avaliados neste trabalho. Nesse gráfico se observa que o custo específico do transporte rodoviário (linha preta) fica entre 10-50 R\$.ton⁻¹ para distâncias menores a 100 km, sendo menor que os custos de transporte marítimo (linha verde). Porém, para valores maiores de 100 km, aproximadamente, os custos de transporte rodoviário superam o transporte marítimo, e o custo de transporte ferroviário é sempre menor.

Por último, pode-se verificar que quanto maior a distância, maior a rentabilidade de transportar CO₂ por ferrovias que por rodovias.

4.4 CUSTO DE INJEÇÃO

O CAPEX da construção do poço para injeção no aquífero salino foi de R\$ 9.688.176, considerando uma taxa de interesse de 12%, valor residual de 0% e uma vida útil do poço de 25 anos, se determinou que a depreciação foi de R\$ 387.527 ano⁻¹ com remuneração de R\$ 847.715 ano⁻¹. Por último o valor do OPEX foi de R\$ 193.763 ano⁻¹ sendo o custo total anual na injeção de R\$ 1.429.005 ano⁻¹.

4.5 RECEITAS ANUAIS FIXAS

Na Tabela 15 se apresenta a receita líquida de quatro produtos, as quais são as mesmas para os oito cenários com sequestro de carbono.

Tabela 15 - Receitas anuais fixas válidas para todos os cenários (R\$ milhões)

Parâmetros	Valor
Etanol anidro 1G	668,13
Eleticidade	157,14
Enxofre elementar	1,41
Biometano para rede	14,21
Receita anual líquida fixa	840,89

Fonte: Adaptado da BVC (2021)

Verifica-se na Tabela 15 que a receita anual líquida fixa para todos os cenários é de R\$ mi 840.89 ano⁻¹, sendo o etanol anidro 1G o produto majoritário com 79.5% e a venda da eletricidade excedente com 18.7% da receita. No caso do cenário base, o excedente de eletricidade foi maior, uma vez que não há o processo de liquefação, aumentando 35.654,4 MWh por ano, equivalente a R\$ 8,71 milhões anuais.

4.6 CUSTOS OPERACIONAIS FIXOS

Os custos operacionais fixos válidos para todos os cenários (exceto o cenário base) são apresentados na Tabela 16.

Tabela 16 - Custos anuais fixos para todos os cenários (R\$ milhões)

Parâmetros	Valor
Cana-de-açúcar	373,96
Palha	26,77
Custo anual com manutenção	38,58
Insumos 1G	13,20
Mão-de-obra	14,08
OPEX da produção de biogás	2,35
OPEX Thiopaq	3,04
OPEX dessulfurização FeO	0,02
OPEX desidratação e resfriamento	0,15
OPEX PSA	7,82
OPEX desidratação com TEG	4,85
OPEX Compressão do Biometano	0,13
OPEX Armazenamento do Biometano	0,03
OPEX Liquefação de CO ₂	1,45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0,06
Transporte rodoviário, CH ₄	1,15
Custo operacional fixo anual	487,65

Fonte: O autor (2021)

Observa-se na Tabela 16 que as maiores contribuições foram referentes à cana-de-açúcar (76,7%), manutenção (7,9%), palha (5,5%), mão de obra (2,9%) e insumos 1G com cerca de 2,7% de todo o custo fixo anual. Já o custo da produção, purificação e transporte de biometano foi de aproximadamente 4,3%.

4.7 RESULTADOS DAS ANÁLISES ECONÔMICAS

Nesta seção, são apresentados os resultados econômicos e ambientais de todos os cenários ilustrados na Tabela 2, obtendo resultados para diferentes distâncias de transporte de CO₂. Os principais parâmetros de avaliação reportados para a comparação de cenários foram o

VPL e a TIR para um valor de TMA de 12%. Outros índices como retorno de investimento e VPL/Investimento, também são apresentados. Por último, é mostrada a variação das receitas anuais líquidas e os custos operacionais anuais devido à geração de CBIOS e custos de transporte.

4.7.1 Resultados econômicos do cenário base

A biorrefinaria descrita na seção 3.1 foi considerada como cenário base. Na Tabela 17 estão dispostos os índices econômicos resultantes, considerando uma biorrefinaria 1G que não realiza sequestro de carbono, no entanto, participa do programa RenovaBio.

Tabela 17 - Índices econômicos do cenário base	
Parâmetros	Valor
VPL total (R\$ milhões)	536,27
TIR total (a.a.)	17,2%
VPL/Investimento	0,42
Retorno do investimento (anos)	4,7
Fonte: O autor (2021)	

Verifica-se na Tabela 17 que o cenário base é um projeto rentável, pois, o VPL é maior que zero, significando que o investimento irá trazer retorno econômico. Também é possível observar que a TIR supera a TMA, sendo assim um projeto atrativo para os investidores. Além disso, esse projeto retornará seu investimento em 4.7 anos e o VPL equivale a 42% do investimento inicial.

Na Tabela 18 são apresentadas as receitas anuais líquidas do cenário base, contabilizando as receitas devido à venda de CBIOS.

Tabela 18 - Receitas anuais líquidas do cenário base (R\$ milhões)	
Parâmetros	Valor
Etanol anidro 1G	668,13
Eletricidade	165,85
Enxofre elementar	1,41

Biometano para rede	14,21
CBIOS	22,00
Receita anual líquida	871,60

Fonte: O autor (2021)

As receitas anuais do etanol, eletricidade e enxofre foram as mesmas tanto para o cenário base como para os oito cenários com sequestro, já que são gerados independentemente do sequestro do CO₂. Portanto, a receitas que variam no cenário base, em relação aos demais cenários, foram a eletricidade excedente e os CBIOS. É importante mencionar que o CBIOS representa o 13,26% das receitas obtidas pela venda da eletricidade excedente. Na Tabela 19 são mostrados os custos operacionais anuais do cenário base.

Tabela 19 - Custos anuais do cenário base

Parâmetros	Valor (R\$ milhões)
Cana-de-açúcar	373,96
Palha	26,77
Custo anual com manutenção	37,73
Insumos 1G	13,20
Mão-de-obra	14,08
OPEX da Produção de biogás	2,35
OPEX Thiopaq	3,04
OPEX dessulfurização FeO	0,02
OPEX desidratação e resfriamento	0,15
OPEX PSA	7,82
OPEX desidratação com TEG	4,85
OPEX Compressão do Biometano	0,13
OPEX Armazenamento do Biometano	0,03
Transporte rodoviário, CH ₄	1,15
Custo operacional anual	485,29

Fonte: O autor (2021)

Quando se compara os custos operacionais fixos do cenário base com os custos operacionais fixos dos cenários com sequestro, apresentados na Tabela 16, observa-se que o custo fixo total para os cenários com sequestro foi maior que o custo operacional do cenário base, uma vez que nesse último não existe o processo de liquefação e armazenamento, diminuindo assim o custo anual de manutenção.

4.7.2 Resultados econômicos dos cenários com CCS

Os resultados da avaliação econômica da biorrefinaria descrita na seção 3.1, adicionando os processos de liquefação, transporte e injeção em aquífero salino/EOR, estão dispostos na Tabela 20. Os índices considerados para esse estudo foram: VPL, TIR, razão VPL/Investimento e o tempo de retorno do investimento, considerando 20% sobre a Nota de Eficiência Energético-Ambiental (NEEA), devido as emissões negativas do CO₂.

Tabela 20 - Índices econômicos dos cenários com sequestro de carbono

Cenários	Parâmetros	20 km	50 km	100 km	250 km	500 km
Cenário 1	VPL total (R\$ mi)	497,14	482,45	457,69	383,27	259,18
	TIR total (a.a.)	16,69%	16,56%	16,34%	15,68%	14,53%
	VPL/Investimento (%)	0,38	0,37	0,35	0,29	0,20
	Retorno do investimento (anos)	4,9	4,9	5,0	5,2	5,6
Cenário 2	VPL total (R\$ mi)	503,04	488,34	463,59	389,17	265,08
	TIR total (a.a.)	16,75%	16,62%	16,40%	15,73%	14,59%
	VPL/Investimento (%)	0,38	0,37	0,35	0,29	0,20
	Retorno do investimento (anos)	4,8	4,9	4,9	5,2	5,5
Cenário 3	VPL total (R\$ mi)	488,23	484,73	478,84	460,88	429,95
	TIR total (a.a.)	16,61%	16,58%	16,53%	16,37%	16,10%
	VPL/Investimento (%)	0,37	0,37	0,36	0,35	0,33
	Retorno do investimento (anos)	4,9	4,9	4,9	5,0	5,0
Cenário 4	VPL total (R\$ mi)	494,13	490,62	484,74	466,78	435,85
	TIR total (a.a.)	16,67%	16,64%	16,58%	16,43%	16,15%

	VPL/Investimento (%)	0,37	0,37	0,37	0,35	0,33
	Retorno do investimento (anos)	4,9	4,9	4,9	4,9	5,0
	VPL total (R\$ mi)	446,55	444,73	442,93	432,50	417,01
	TIR total (a.a.)	16,25%	16,23%	16,21%	16,12%	15,98%
Cenário 5	VPL/Investimento (%)	0,34	0,34	0,34	0,33	0,32
	Retorno do investimento (anos)	5,0	5,0	5,0	5,0	5,1
	VPL total (R\$ mi)	452,45	450,63	447,58	438,40	422,91
	TIR total (a.a.)	16,30%	16,28%	16,25%	16,17%	16,03%
Cenário 6	VPL/Investimento (%)	0,34	0,34	0,34	0,33	0,32
	Retorno do investimento (anos)	5,0	5,0	5,0	5,0	5,1
	VPL total (R\$ mi)	428,26	426,44	423,39	414,21	398,71
	TIR total (a.a.)	16,08%	16,07%	16,04%	15,96%	15,82%
Cenário 7	VPL/Investimento (%)	0,32	0,32	0,32	0,31	0,30
	Retorno do investimento (anos)	5,0	5,0	5,1	5,1	5,1
	VPL total (R\$ mi)	434,16	432,33	429,29	420,10	404,61
	TIR total (a.a.)	16,13%	16,12%	16,09%	16,01%	15,87%
Cenário 8	VPL/Investimento (%)	0,33	0,33	0,32	0,32	0,31
	Retorno do investimento (anos)	5,0	5,0	5,0	5,1	5,1

Fonte: O autor (2021)

Verifica-se a partir dos dados da Tabela 20 que todos os cenários trazem retorno econômico e que os projetos são rentáveis, uma vez que os valores do VPL são maiores que zero e os valores da TIR são maiores que os da TMA.

Observa-se ainda que, em todos os cenários, os índices VPL, TIR e VPL/Investimento diminuem com o aumento da distância. Já o índice tempo de retorno do investimento aumenta com o aumento da distância. Isso deve-se ao fato de que com o aumento da distância aumentam as emissões relacionadas ao transporte, portanto, a receita do CBIOS decresce. Outro motivo é que o investimento inicial nos equipamentos de transporte aumenta com a distância, ou seja,

para maiores distâncias é necessário um maior número de unidades de transporte, provocando assim o aumento no tempo do retorno do investimento inicial.

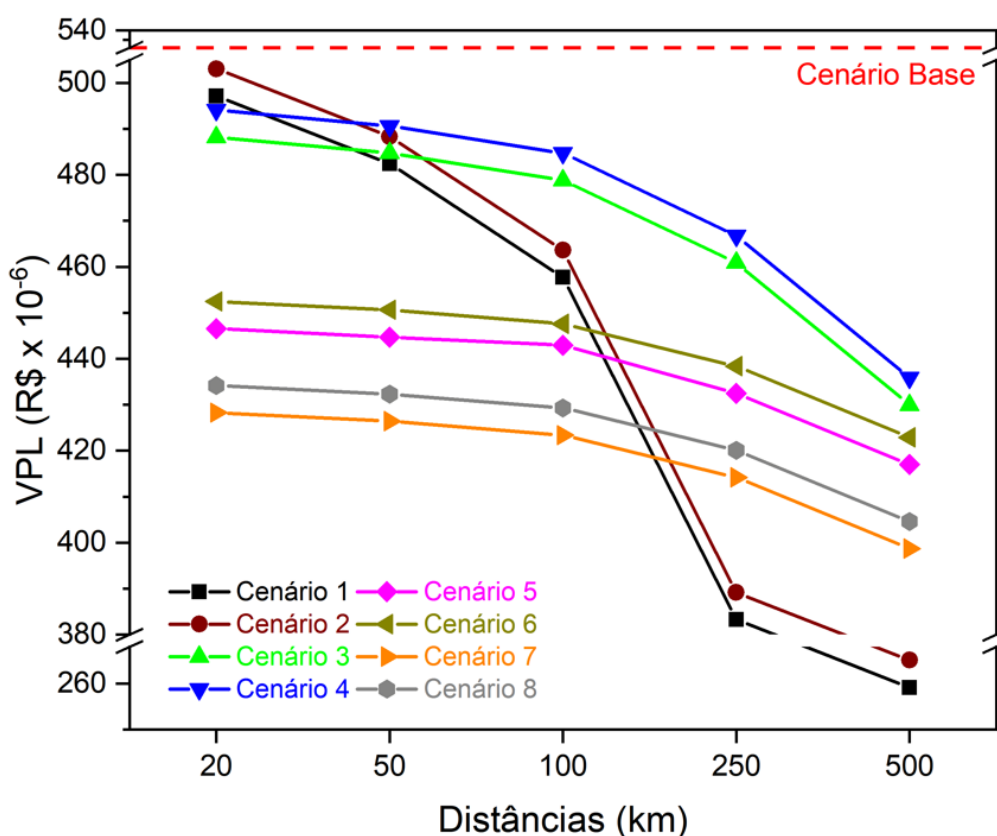
Outros índices importantes para analisar são as receitas anuais líquidas e os custos operacionais anuais. Ainda na Tabela 20 verifica-se que em todos os cenários com sequestro, a receita anual líquida diminui com a distância, devido à diminuição do número de CBIOs e os custos operacionais aumentam com o aumento da distância devido aos custos de transporte. Todos os custos operacionais e receitas anuais para cada cenário estão detalhados no apêndice D.

É importante mencionar que, além da distância entre a biorrefinaria e o ponto de injeção, o número de CBIOs gerado também depende da configuração de transporte, uma vez que são contabilizadas as emissões por consumo de combustíveis e as emissões do processo de construção dos caminhões, locomotivas, vagões e navios.

4.8 COMPARAÇÃO ENTRE CENÁRIOS

A Figura 6 ilustra o comportamento do VPL de cada cenário avaliado em função da distância quando o valor do CBIO é de 10 dólares americanos.

Figura 6 - Comparação entre os cenários (VPL versus Distâncias)

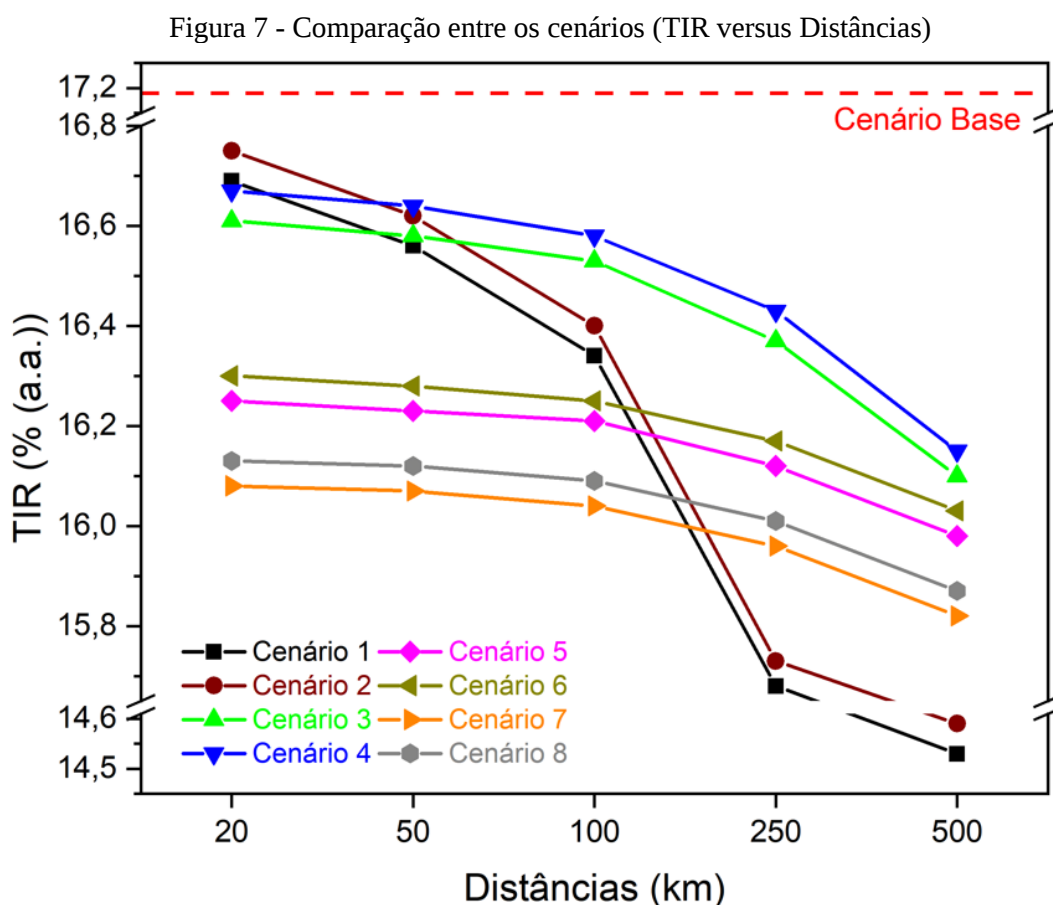


Fonte: O autor (2021)

Observa-se no gráfico ilustrado na Figura 6 que, considerando uma distância de 20 km, o VPL dos cenários 1 e 2 são mais atrativos do que os demais. Já para distâncias superiores a 50 km, os cenários 3 e 4 se tornam mais atrativos. Também, é possível verificar que para transportar CO₂ à uma distância de 250 km até o posto de injeção, é mais rentável os cenários 3, 4, 5, 6, 7 e 8, quando comparados com os cenários 1 e 2. Pode-se também inferir que, para distâncias maiores que 500 km, os cenários 5 e 6 mostrariam maior rentabilidade do que 1 e 2.

Comparando os cenários dois a dois, verifica-se que os cenários 2, 4, 6 e 8, apresentam valores de VPL maiores que os 1, 3, 5, e 7, respectivamente. Isso se deve ao fato de que, nos cenários com VPL menor estão envolvidos os custos de injeção. Já os cenários com maior índice VPL se considera que o CO₂ será entregue a terceiros para fazer EOR. Por fim, o cenário base, representado através da linha pontilhada vermelha, apresentou melhores resultados de VPL que os demais cenários. Isso pode ser associado ao alto custo de investimento em sequestro de carbono. Entretanto, os cenários com sequestro ainda são viáveis.

Outro índice importante para determinar a rentabilidade dos cenários é a TIR. O comportamento desse índice em função da distância está ilustrado na Figura 7.

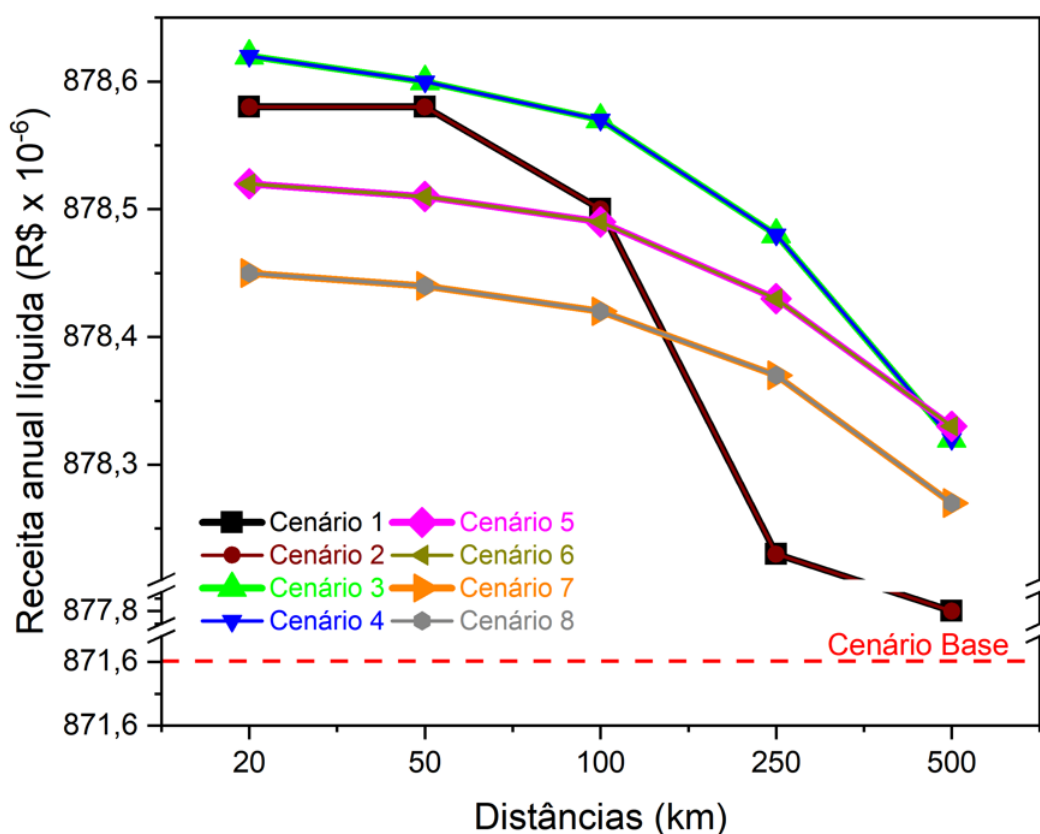


Fonte: O autor (2021)

Os dados ilustrados no gráfico da Figura 7 mostram que a TIR diminui com o aumento da distância, comportamento análogo aos dados da Figura 6. Isso é devido à relação entre os índices TIR e VPL. Observa-se então que os cenários 1 e 2 são mais rentáveis para distâncias até 20 km e que para distâncias entre 20 e 500 km os cenários 3 e 4 mostram a melhor TIR. O cenário base mostra uma TIR de 17,2%, sendo mais rentável que qualquer cenário em qualquer distância.

O perfil de comportamento das receitas anuais dos cenários em função da distância de transporte de CO₂ está ilustrado no gráfico da Figura 8.

Figura 8 - Comparação entre os cenários (Receita anual líquida versus Distâncias)



Fonte: O autor (2021)

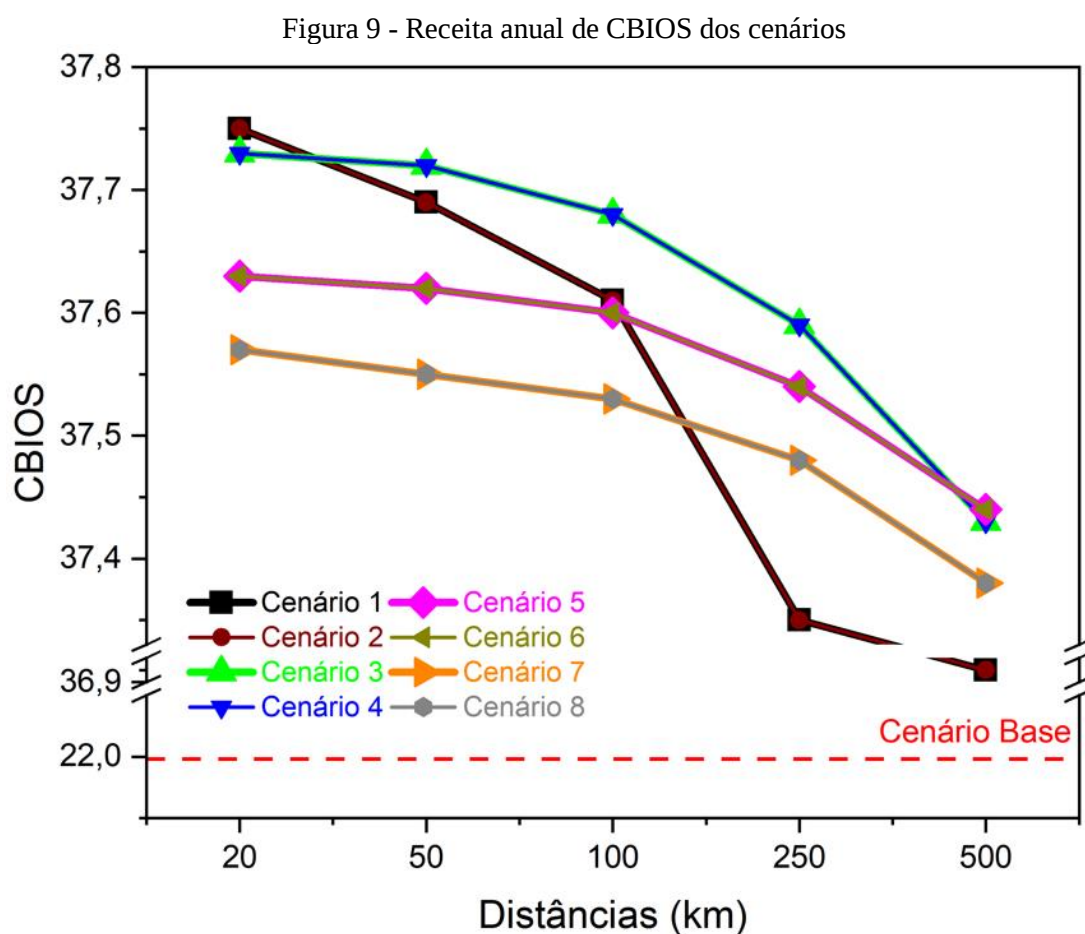
Verifica-se na Figura 8 que os cenários 1, 3, 5 e 7 apresentam a mesma receita líquida, que os 2, 4, 6 e 8, respectivamente. Essa igualdade dos índices entre os cenários já era esperada, uma vez que a diferença entre esses grupos é a consideração do parâmetro custo de injeção. Tal parâmetro influencia os custos de investimento e não altera as receitas líquidas.

Ainda baseado no perfil dos gráficos da Figura 8, observa-se que a receita líquida do cenário base foi de R\$ 871,6 milhões, menor que todos os cenários com sequestro de carbono.

Isso deve-se ao fato de que nos cenários com CCS foram realizadas emissões negativas, que aumenta a nota de eficiência energético-ambiental e provoca o aumento na venda de CBIOS. Além disso, as notas de eficiências energético-ambiental foram aumentadas em 20%, como bônus outorgado pela Lei Nacional de Biocombustível (RenovaBio).

Por fim, verifica-se também através da Figura 8 que os cenários 3 e 4 apresentam receitas anuais líquidas maiores que todos os cenários nas distâncias consideradas. No entanto, a partir da tendência dos dados de receitas líquidas, os cenários 5 e 6 possivelmente terão maiores receitas para distâncias maiores 500 km.

Os gráficos ilustrados na Figura 9 mostram a quantidade de CBIOS obtidas para cada cenário em função da distância de transporte.



Fonte: O autor (2021)

Observa-se no gráfico da Figura 9 que os cenários 1, 3, 5 e 7 apresentam a mesma quantidade de CBIOS, que os cenários 2, 4, 6 e 8, respectivamente. Tal comportamento é análogo ao do índice receita anual líquida, ou seja, esse perfil é devido ao parâmetro custo de injeção não influenciar na quantidade do CBIOS.

É possível verificar também na Figura 9 que para uma distância de transporte de 20 km, os cenários 1 e 2 produzem mais CBIOS que os demais cenários. Além disso, observa-se que para distâncias a partir de 35 km, os cenários 3 e 4 apresentam maior quantidade de CBIOS que os cenários restantes. Por fim, para distâncias maiores que 500 km, é muito provável, pela tendência da curva, que os cenários 5 e 6 gerem mais CBIOS que todos os cenários. É importante destacar que, para distâncias menores que 100 km, os cenários 7 e 8 geram menos CBIOS que os demais cenários, devido à combinação dos três tipos de transporte. Portanto, em todos os cenários se realizam emissões devido a 20 km por rodovias e 100 km por ferrovias, como descrito na seção 3.4.4.

4.9 RESULTADOS DA ANÁLISE AMBIENTAL

A avaliação dos parâmetros ambientais foi feita através dos índices de NEEA para o etanol anidro e metano, junto à geração de CBIOS anual e o custo do CBIOS, assumidos pelo autor neste trabalho. Os dados estão dispostos na Tabela 21.

Tabela 21 - Parâmetros ambientais dos cenários relacionados com a lei RenovaBio

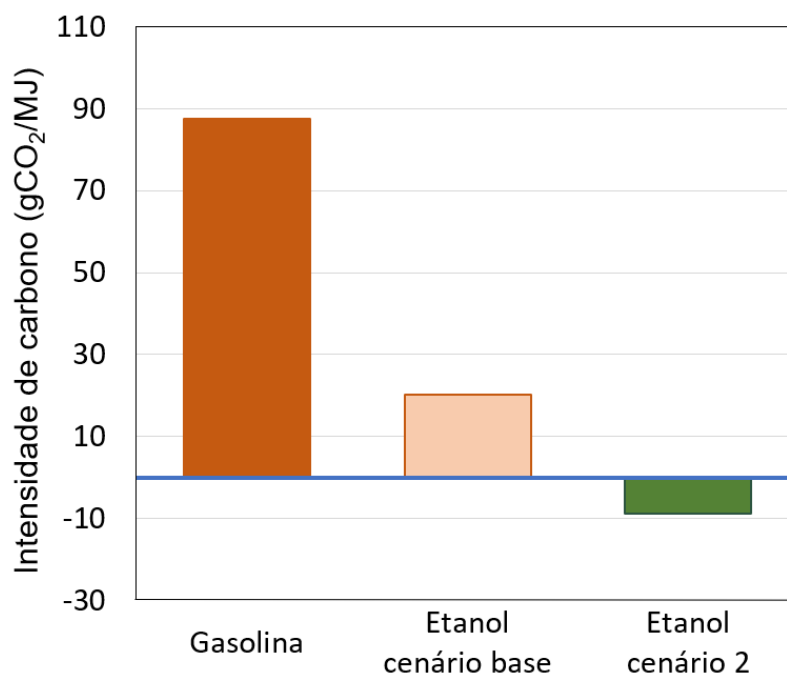
Cenários	Parâmetros	20 km	50 km	100 km	250 km	500 km
Cenários 1 e 2	NEEA ^a Etanol Anidro (gCO ₂ eq·MJ ⁻¹)	115,38	115,22	114,96	114,16	112,83
	Geração anual De CBios (milhões)	936,54	935,24	933,07	926,58	915,76
	Valor do CBios (US\$·CBios ⁻¹)	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00
	Valor do CBios (R\$·CBios ⁻¹)	40,30	40,30	40,30	40,30	40,30
	NEEA ^a Biometano rede (gCO ₂ eq·MJ ⁻¹)	113,05	112,89	112,62	111,82	110,49
Cenários 3 e 4	NEEA ^a Etanol Anidro (gCO ₂ eq·MJ ⁻¹)	115,35	115,29	115,19	114,90	114,42
	Geração anual De CBios (milhões)	936,22	935,75	934,96	932,60	928,66
	Valor do CBios (US\$·CBios ⁻¹)	10,00	10,00	10,00	10,00	10,00

Cenários 5 e 6	Valor do CBios (R\$.CBios ⁻¹)	40,30	40.30	40.30	40.30	40.30
	NEEA ^a Biometano rede (gCO ₂ eq.MJ ⁻¹)	113.01	112.95	112.85	112.56	112.08
	NEEA ^a Etanol Anidro (gCO ₂ eq.MJ ⁻¹)	115.02	114.99	114.93	114.75	114.46
	Geração anual De CBios (milhões)	933,60	933,32	932,84	931,41	929,02
	Valor do CBios (US\$.CBios ⁻¹)	10,00	10.00	10.00	10.00	10.00
	Valor do CBios (R\$.CBios ⁻¹)	40,30	40.30	40.30	40.30	40.30
	NEEA ^a Biometano rede (gCO ₂ eq.MJ ⁻¹)	112.68	112.65	112.59	112.41	112.12
	NEEA ^a Etanol Anidro (gCO ₂ eq.MJ ⁻¹)	114.83	114.79	114.74	114.56	114.27
	Geração anual De CBios (milhões)	932,03	931,74	931,26	929,83	927,44
	Valor do CBios (US\$.CBios ⁻¹)	10,00	10.00	10.00	10.00	10.00
Cenários 7 e 8	Valor do CBios (R\$.CBios ⁻¹)	40,30	40.30	40.30	40.30	40.30
	NEEA ^a Biometano rede (gCO ₂ eq.MJ ⁻¹)	112.49	112.46	112.40	112.22	111.93

Fonte: O autor (2021)

É possível observar na Tabela 21 que, em todos os cenários, os índices NEEA do etanol anidro e do metano e o número de CBIOs diminuem com o aumento da distância de transporte. Isso deve-se ao fato de que os aspectos ambientais serão afetados pelas emissões do transporte, ou seja, quanto maior à distância entre a biorrefinaria e o ponto de injeção, menor a NEEA do etanol e metano, obtendo, menor quantidades de CBIOs. Na Figura 10 se apresenta uma comparação de intensidade de carbono entre a gasolina e o etanol produzido no cenário base e cenário 2.

Figura 10 - Comparação de intensidades de carbono

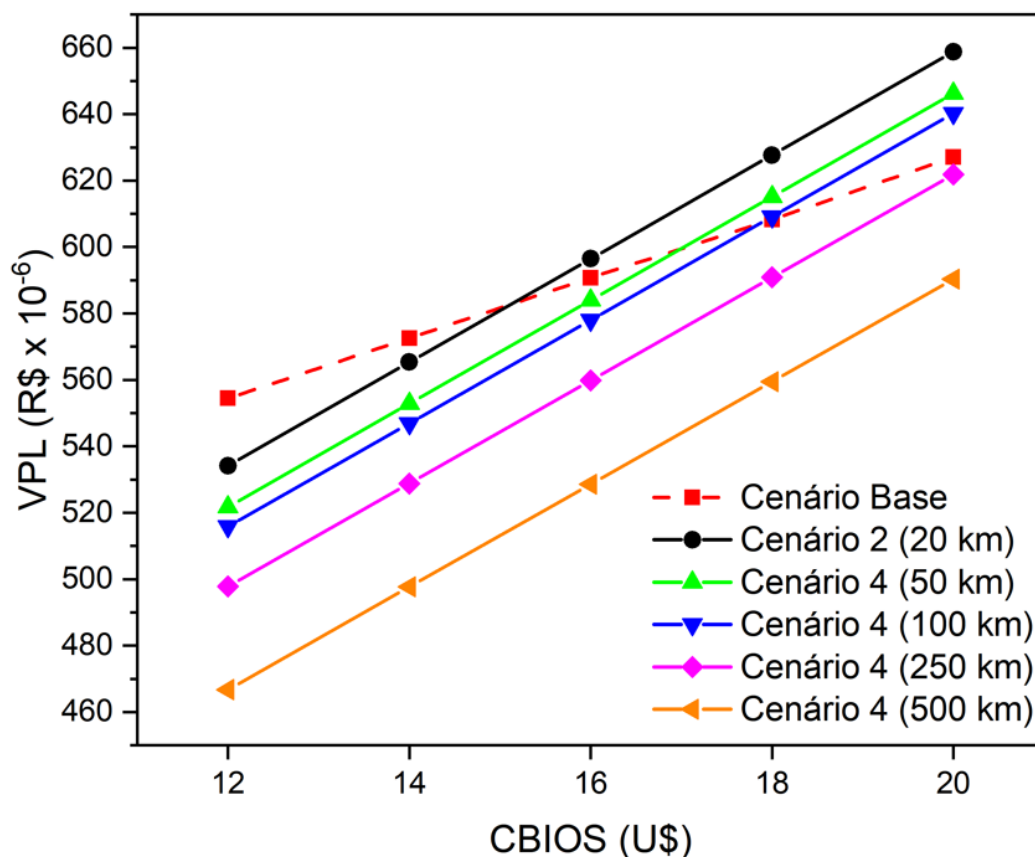


Na Figura 10 se observa que a intensidade de carbono da gasolina fica aproximadamente em 87 gCO₂/MJ. Por outro lado, as intensidades do etanol produzido no cenário base e cenário 2 são aproximadamente 21 e -8 gCO₂/MJ, respectivamente. A diferença de intensidades de carbono gera a NEEA sendo para o cenário base de 66 gCO₂/MJ e para o cenário 2 de 95 gCO₂/MJ. Todos os cenários com sequestro de carbono apresentaram intensidades de carbono negativas o que significou o aumento da NEEA em 20% devido ao bônus oferecido pela lei RenovaBio.

4.10 VARIAÇÃO NO PREÇO DO CBIO

Foi feita a variação do preço do CBIO para os cenários dois e quatro, os quais apresentaram maior rentabilidade dentre os cenários com sequestro do CO₂. Também, foi obtido os índices econômicos do cenário base para os mesmos valores de CBIO e os resultados obtidos estão ilustrados na Figura 11.

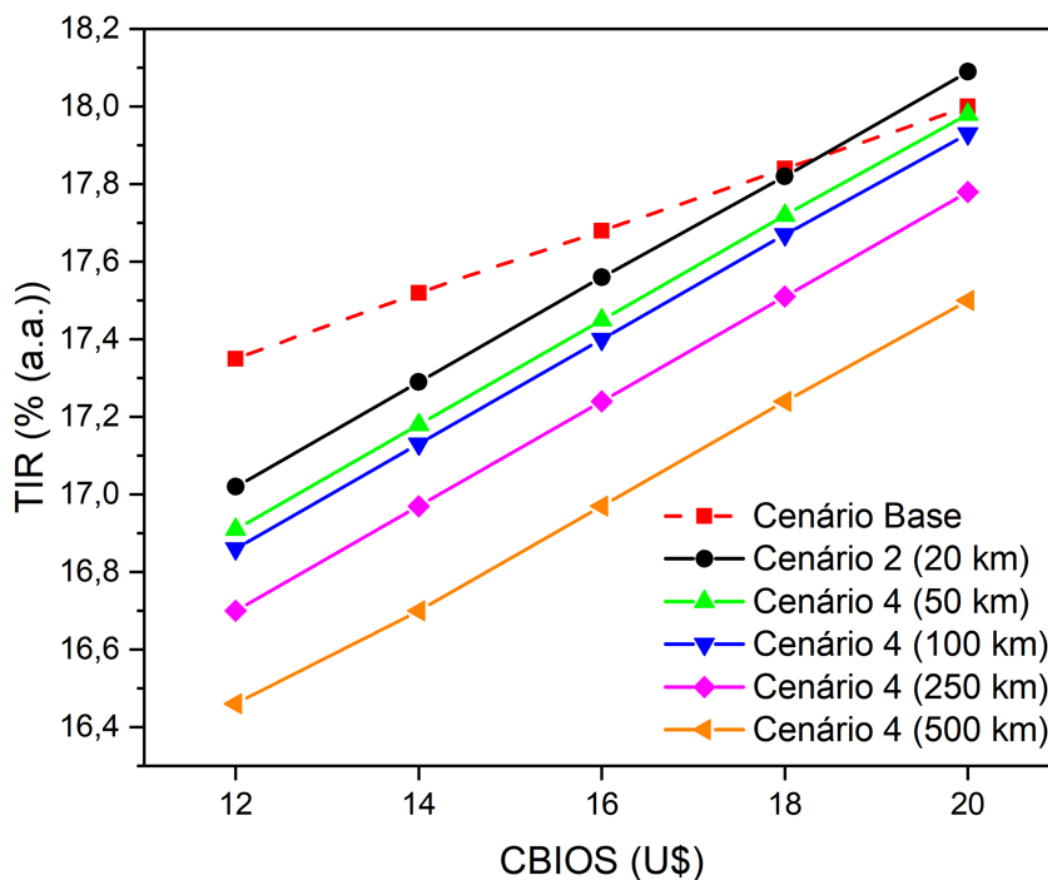
Figura 11 - VPL versus preço do CBIO para o cenário base, dois e quatro.



Na Figura 11, observa-se que o valor do VPL para todos os cenários aumenta com o aumento do preço do CBIO. Pode-se inferir que o aumento do VPL se deve ao aumento das receitas anuais provocada pelo aumento do preço do CBIO.

Ainda na Figura 11, é possível verificar que os valores do VPL para o cenário base e para o cenário 2 são iguais quando o preço do CBIO está entorno de USD 15. No caso do cenário 4, para distâncias de transporte de 50 e 100 km, os valores de VPL ficam iguais quando os preços do CBIO são USD 17 e USD 18, respectivamente. No caso do cenário 4, para distâncias de 250 e 500 km, não se pode observar as interseções com o cenário base, no entanto os valores foram obtidos através das planilhas de cálculos, sendo 20,9 e 25,7 dólares americanos. Na Figura 12, estão apresentados os valores das TIR do cenário base, 2 e 4, obtidos para preços de CBIOS de USD 12, 14, 16, 18 e 20.

Figura 12 - Figura 12 - TIR versus preço do CBIO para o cenário base, dois e quatro.



É possível observar na Figura 12 que o valor da TIR para todos os cenários aumenta com o aumento do preço do CBIO. Os resultados mostraram que a TIR dos cenários 2 e 4 (50 km) são iguais à TIR do cenário base quando o valor do CBIO é USD 18 e 20. No caso dos demais cenários os valores dos CBIOS que igualam à TIR do cenário base foram calculados, sendo obtidos USD 21,30 para o cenário 4 (100 km), USD 24,4 para o cenário 4 (250 km) e USD 29,4 para o cenário 4 (500 km).

5 CONCLUSÕES

Foi desenvolvido um módulo de simulação para captura de CO₂ utilizando o programa AspenPlus, empregando os processos de dessulfurização, remoção de umidade, adsorção e liquefação. Também foi desenvolvida uma simulação para a logística de transporte de CO₂ (rodoviário, ferroviário e marítimo) que foi adicionada à BVC. Também foram considerados dois possíveis pontos de injeção, sendo eles, aquíferos salinos ou poços maduros de petróleo para realizar EOR.

Foi realizada a avaliação econômica e ambiental do cenário base, sem sequestro de carbono e participando do programa RenovaBio, e o resultado do VPL foi de R\$ 536,27 milhões, TIR de 17,19% e retorno de investimento de 4,7 anos para uma biorrefinaria 1G de 4 MTC. Também foram avaliados oito cenários de sequestro de carbono, sendo obtidos valores de VPL maiores que zero e TIR maiores que 12%, indicando a viabilidade dos projetos. No entanto, o alto custo de investimento e operação nos processos de captura, transporte e injeção impactou significativamente nos índices VPL, TIR e retorno de investimento, que apresentaram valores menores que os do cenário base, embora tenha sido considerada a receita pela venda de CBIOS e o bônus de 20% pelas emissões negativas.

Os oito cenários foram analisados, sendo observado que o cenário 1 apresentou valores de VPL e TIR superiores aos demais para a distância de 20 km, indicando o uso de transporte rodoviário para sequestro em distâncias curtas. Já para distâncias entre 50 km e 500 km o cenário 4 mostrou melhor viabilidade. Os cenários 5 e 6, em comparação com os cenários 3 e 4, apresentaram menores valores de VPL e TIR para distâncias menores a 500 km devido aos altos custos de investimento da configuração de transporte desse cenário (rodoviário + marítimo), além de longos tempos de manobras e operação.

Os cenários 7 e 8 foram menos viáveis em comparação aos cenários 3-6, já que nesses foram utilizados os transportes rodoviários, ferroviários e marítimos, impactando negativamente nos índices econômicos. Por fim, comparando com os cenários 1 e 2, a rentabilidade dos cenários 7 e 8 foi maior para distâncias maiores a 250 km. Foi verificado também que os cenários pares ficam com maior rentabilidade que os cenários ímpares, pois foi considerada a entrega do CO₂ a terceiros para realizar EOR, o que eliminou o custo de injeção.

Também foi realizada uma análise de rentabilidade entre o cenário base e os cenários 2 (para 20 km de transporte rodoviário) e 4 (para 50, 100, 250 e 500 km de transporte ferroviário), consistindo na variação do preço do CBIO para encontrar o ponto onde os VPLs dos cenários com CCS seriam maiores do que o VPL do cenário base, e TIR do cenário com CCS igual a

TIR do cenário base. Os resultados indicaram que os CBIOs do cenário 2 devem ser valorados em USD 18. No cenário 4, para distâncias de transporte de 50, 100, 250 e 500 km, os valores dos CBIOs devem ser de 20, 21,3, 24,4 e 29,4 USD, respectivamente.

Por fim, com base nos resultados obtidos no presente trabalho, verificam-se as seguintes oportunidades para futuros estudos:

1. Avaliar o sequestro de carbono de carbono em biorrefinarias 1G/2G.
2. Avaliar o sequestro de carbono levando em conta o transporte por gasoduto.

REFERÊNCIAS

- ALLEGUE, L.B.; HINGE, J. Biogas Upgrading Evaluation of Methods for H₂S Removal. **Danish Technology Institute**: Taastrup, Dinamarca, p. 31, 2014.
- ANP. **Biocombustíveis**. 2019. Disponível em: < <https://www.gov.br/anp/pt-br/assuntos/qualidade-de-produtos/biocombustiveis>>. Acesso em: 18 de março de 2021.
- ASPELUND, A.; SANDVIKT.E; KROGSTAD, H.; KOEIJER, G. DE. LIQUEFACTION OF CAPTURED CO₂ FOR SHIP-BASED TRANSPORT. **Greenhouse Gas Control Technologies**, v. 2, p. 2545–2549, 2005.
- 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.; NZIHO, A.; MINH, D. P.; AWE, O. W.; ZHAO, Y.; NZIHO, A.; MINH, D. P.; LYCZKO, N.; REVIEW, A. A Review of Biogas Utilisation , Purification and Upgrading Technologies. **Waste and Biomass Valorization**, v. 8, n. 2, p. 267–283, 2017.
- BANCO CENTRAL. **Cotação de moedas**. Disponível em: <http://www4.bcb.gov.br/pec/taxas/port/ptaxnpesq.asp?id=txcotacao>. Acesso em fevereiro de 2020.
- 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.
- BMELV. Guia Prático do Biogás - Geração e Utilização. **Gülzow**, v. 5, p. 233, 2010.
- BRASIL, P. DA R. **lei 13.576 Política Nacional de Biocombustíveis.pdf**, 2019.
- C2ES. **Carbon Storage Regulation**. Disponível em: <<https://www.c2es.org/content/carbon-capture/>>. Acesso em: 2 jun. 2020.
- 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.
- CATO. Transportation and unloading of CO₂ by ship - a comparative assessment. v. 31, n. 0, 2016.
- CCEE - Câmara de Comercialização de Energia Elétrica. **Energia reserva**. Disponível em: https://www.ccee.org.br/portal/faces/oquefazemos_menu_lateral/energia_reserva. Acesso em fevereiro de 2020.

SILVA, F. T. F. DA; CARVALHO, F. M.; CORRÊA, J. L. G.; MERSCHMANN, P. R. D. C.; TAGOMORI, I. S.; SZKLO, A.; SCHAEFFER, R. CO₂ capture in ethanol distilleries in Brazil: Designing the optimum carbon transportation network by integrating hubs, pipelines and trucks. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 71, n. January, p. 168–183, 2018.

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. **Bioresource Technology**, 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.

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

FOLGER, P. **Carbon Capture and Sequestration (CCS) in the United States**. [s.l: s.n.].

GARÍN, A. L. Novedades del Sistema de Protección Internacional de Cambio Climático: el Acuerdo de París. **Estudios internacionales (Santiago)**, v. 49, n. 186, p. 137–167, 2017.

GLOBAL CCS INSTITUTE. **The CarbonNet Project : development of a CO₂ specification for a CCS hub network**. 2016. Disponível em: <[https://www.globalccsinstitute.com/resources/publications-reports-research/the-carbonnet-project-development-of-a-co₂-specification-for-a-ccs-hub-network/](https://www.globalccsinstitute.com/resources/publications-reports-research/the-carbonnet-project-development-of-a-co2-specification-for-a-ccs-hub-network/)>. Acesso em: 21 out. 2019.

GLOBALCCSINSTITUTE. **Transporting CO₂**. 2015. Disponível em: <<https://www.globalccsinstitute.com/>>. Acesso em: 18 maio. 2021.

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

HAFEZ, H.; FATEEN, S. CO₂ TRANSPORT AND STORAGE TECHNOLOGIES. **Protests and Riots Past: Present and future perspectives**, n. January 2016, p. 47–75, 2018.

HARKIN, T.; FILBY, I.; SICK, H.; MANDERSON, D.; ASHTON, R. Development of a CO₂ Specification for a CCS Hub Network. **Energy Procedia**, v. 114, n. November 2016, p. 6708–6720, 2017.

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.

HEO, J.; LEE, B.; KIM, S.; KIM, J.; LIM, H.; HEO, J.; LEE, B.; KIM, S.; KIM, J.; LIM, H. Techno-economic analysis of a biological desulfurization process for a landfill gas in Korea. v. 6395, 2018.

HERNÁNDEZ, A. **Estudio técnico-económico del criterio distancia foco emisor y almacén de CO₂. aplicación a un caso de estudio en la cuenca del duero**. [s.l.] Escuela Técnica Superior de Ingenieros de Minas y Energía de Madrid, 2014.

HUANG, C. H.; TAN, C. S. A review: CO₂ utilization. **Aerosol and Air Quality Research**, v. 14, n. 2, p. 480–499, 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 ENERGY AGENCY. **How competitive is biofuel production in Brazil and the United States?** Disponível em: <<https://www.iea.org/articles/how-competitive-is-biofuel-production-in-brazil-and-the-united-states>>.

JAKOBSEN, J.; ROUSSANALY, S.; ANANTHARAMAN, R. A techno-economic case study of CO₂ capture, transport and storage chain from a cement plant in Norway. **Journal of Cleaner Production**, v. 144, p. 523–539, 2017.

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.

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.

LI, H.; JIANG, H. D.; YANG, B.; LIAO, H. An analysis of research hotspots and modeling techniques on carbon capture and storage. **Science of the Total Environment**, v. 687, n. 5, p. 687–701, 2019.

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 and Biomass Valorization**, n. 0123456789, 2019.

MCCOLLUM, D. L.; OGDEN, J. M. Techno-Economic Models for Carbon Dioxide Compression, Transport, and Storage & Correlations for Estimating Carbon Dioxide Density and Viscosity. Permalink <https://escholarship.org/uc/item/1zg00532> Publication Date. 2006.

METZ, BERT ; OGUNLADE, DAVIDSON; CONINCK, HELEEN; LOOS, MANUELA; MEYER, L. **La captación y el almacenamiento de dióxido de carbono**. [s.l: s.n.]. v. 17

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. Acesso em setembro de 2018.

MOREIRA, J. R.; ROMEIRO, V.; FUSS, S.; KRAXNER, F.; PACCA, S. A. BECCS potential in Brazil: Achieving negative emissions in ethanol and electricity production based on sugar cane bagasse and other residues. **Applied Energy**, v. 179, p. 55–63, 2016.

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.

NDC BRASIL, R. F. DO B. Contribuição Nacionalmente Determinada Para Consecução Do Objetivo Da Convenção-Quadro Das Nações Unidas Sobre Mudança Do Clima. **Unfccc**, v. 9, p. 6, 2015.

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.

NITROTEC. **Semi Reboque para CO₂ eixos espaçados**. Disponível em: <[http://nitrotec.com.br/global/wp-content/uploads/2020/10/Catalogo-Semi-Reboque-para-CO₂-eixos-espaçados.pdf](http://nitrotec.com.br/global/wp-content/uploads/2020/10/Catalogo-Semi-Reboque-para-CO2-eixos-espaçados.pdf)>. Acesso em: 18 maio. 2021.

OKOCHI, H.; CORPORATION, J. G. C. CO₂ Transport Demonstration. 2019.

OLSSON, O.; BANG, C.; BORCHERS, M.; HAHN, A.; KARJUNEN, H.; THRAN, D.; TYNJALA, T. Deployment of BECCS / U value chains Technological pathways , policy options and business models. n. June, p. 24 p., 2020.

PAPP, G. H.; MORH, G.; MORA, P. C.; NALI, P. R.; GONZÁLES, S. Captura e armazenamento de dióxido de carbono em usinas de cana-de-açúcar. **Mackenzie de Engenharia e computação**, v. 16, n. 1, p. 87–111, 2016.

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

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

RAZA, A.; GHOLAMI, R.; REZAEI, R.; RASOULI, V.; RABIEI, M. Significant aspects of carbon capture and storage – A review. **Petroleum**, v. 5, n. 4, p. 335–340, 2019.

RESTREPO-VALENCIA, S.; WALTER, A. Techno-economic assessment of bio-energy with carbon capture and storage systems in a typical sugarcane mill in Brazil. **Energies**, v. 12, n. 6, 2019.

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

ROCKETT, G. C.; KETZER, J. M. M.; RAMÍREZ, A.; BROEK, M. VAN DEN. CO₂ storage capacity of Campos Basin's oil fields, Brazil. **Energy Procedia**, v. 37, p. 5124–5133, 2013.

ROCKETT, G. C.; KETZER, M. Large Scale Carbon Capture and Storage in Brazil: a preliminary cost modelling for Campos Basin ' s Oil Fields. n. January, 2012.

ROUSSANALY, S.; SKAUGEN, G.; AASEN, A.; JAKOBSEN, J.; VESELY, L. Techno-economic evaluation of CO₂ 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.

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

SANCHEZ, D. L.; JOHNSON, N.; MCCOY, S. T.; TURNER, P. A.; MACH, K. J. Near-term deployment of carbon capture and sequestration from biorefineries in the United States. **Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America**, v. 115, n. 19, p. 4875–4880, 2018.

SOOD, A.; VYAS, S. Carbon Capture and Sequestration- A Review. **IOP Conference Series: Earth and Environmental Science**, v. 83, n. 1, 2017.

SPAN, R.; WAGNER, W. A new equation of state for carbon dioxide covering the fluid region from the triple-point temperature to 1100 K at pressures up to 800 MPa. **Journal of Physical and Chemical Reference Data**, v. 25, n. 6, p. 1509–1596, 1996.

SPIELMANN, M.; BAUER, C.; DONES, R.; MATTHIAN, T. **Transport service ECOINVENT**. [s.l: s.n.].

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.

TOMÀS, M.; FORTUNY, M.; LAO, C.; GABRIEL, D.; LAFUENTE, J.; GAMISANS, X. Technical and economical study of a full-scale biotrickling filter for H₂S removal from biogas. **Water Practice and Technology**, v. 4, n. 2, 2009.

ZAHID, U.; ROWAILI, F. N. AL; AYODEJI, M. K.; AHMED, U. Simulation and parametric analysis of CO₂ capture from natural gas using diglycolamine. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 57, p. 42–51, 2017.

APÊNDICE A - PREMISSAS PARA AVALIAÇÃO ECONÔMICAS

Tabela A.1 - Parâmetros utilizados no estudo econômico.

Parâmetros	Valor	Referência	Observação
Custo das biomassas <i>in natura</i> (colmos de cana-de-açúcar, palha de cana-de-açúcar, cana energia, eucalipto e resíduos florestais)	-	Calculado	Calculado pelo CanaSoft com base nas premissas agrícolas.
Data de referência	dez/19	Assumido	Existe uma defasagem na divulgação dos índices que dificulta a atualização para data mais recente. Além disso, efeitos de alterações temporárias de mercado e câmbio podem ser bastante pronunciados no ano de 2020 devido à pandemia de COVID-19.
Índices de atualização do CAPEX	CEPCI e IGPM	Assumido	Índices de atualização para cotação de equipamentos obtidos em fontes de dados internacionais e nacionais, respectivamente.
Preço de referência do etanol anidro ao produtor (R\$.L ⁻¹)	1,94	CEPEA (2020)	Média de preços históricos (2010-2019), com atualização pelo IPCA até a data de referência
Preço de referência do etanol hidratado ao produtor (R\$.L ⁻¹)	1,74	CEPEA (2020)	Média de preços históricos (2010-2019), com atualização pelo IPCA até a data de referência
Preço de referência da eletricidade ao produtor - mercado regulado (R\$.MWh ⁻¹)	211,12	CCEE (2020)	Média dos preços de leilões entre 2005-2017, atualizados pelo IPCA
Preço de referência da eletricidade ao produtor - mercado spot (R\$.MWh ⁻¹)	376,78	CCEE (2020)	Média dos preços do mercado spot (PLD) para Sudeste/Centro-Oeste, atualizados pelo IPCA
Preço de referência do biometano ao produtor - (R\$/kg ⁻¹)	1,45	ANP (2019)	
Preço de referência do enxofre ao produtor - (R\$.kg ⁻¹)	2,33	Contato com a Petrobras distribuidora em fevereiro de 2021	
Comercialização da eletricidade excedente - mercado regulado/spot	80% / 20%	Assumido	
Taxa de câmbio (R\$.US\$ ⁻¹)	4,03	Banco Central (2020)	Média de Dez/2019
Taxa de câmbio (R\$.€ ⁻¹)	4,57	Banco Central	Média de Dez/2019

		(2020)	
Taxa mínima de atratividade (%a.a.)	12	Milanez et al. (2015)	
Horizonte de tempo dos projetos (anos)	25	Milanez et al. (2015)	
Taxa de depreciação linear (a.a.)	10%	Milanez et al. (2015)	
Custo de manutenção anual (% CAPEX)	3%	Milanez et al. (2015)	
Alíquota IRPJ+CSLL	34%	Milanez et al. (2015)	
Valor CBIO (\$·t CO ₂ ⁻¹)	10	MME (2018)	Valor assumido é apenas uma estimativa, pois o CBIO será negociado na bolsa de valores.

Fonte: BVC (2021)

Tabela A.2 - Parâmetros de correlação CAPCOST para compressores

Tipo	K1	K2	K3	Fm, Cs	Fm, ss	Fm, Ni	POTmin	POTmax
Centrifugo	2,2891	1,3604	-0,1027	2,7	5,8	11,5	450	3000
Axial	2,2891	1,3604	-0,1027	3,8	8,0	15,9	450	3000
Rotativo	5,0355	-1,8002	0,8253	2,4	5,0	9,9	18	950
Alternativo	2,2891	1,3604	-0,1027	3,4	7,0	13,9	450	3000

Fonte: EPE (2018)

Tabela A.3 - Premissas econômicas para o transporte rodoviário

Premissas	Valor	Ref.
Taxa de manutenção (caminhões)	0,100	Sobre o custo do capital. Ref: CTC
Taxa de manutenção (carrocerias)	0,100	Sobre o custo do capital. Ref: CTC
Taxa de custo do lubrificante	0,0315	Sobre o custo do diesel. Ref: CTC
Taxa anual de juros (%)	0,12	BVC
Taxa de garagem e seguros (sobre os custos fixos)	0,02	Sobre o custo do capital. Ref: BVC
Valor residual (Caminhões)	0,20	Sobre o investimento inicial. Ref: CTC
Valor residual (Carrocerias, armazenamento e injeção)	0,00	Sobre o investimento inicial. Ref: CTC
Tempo de remuneração do capital investido nos caminhões	Vida útil	
Salário do motorista (R\$·h ⁻¹)	22,37	BVC
Custo do pneu (R\$·pneu ⁻¹)	940	BVC
Taxa de pedágios (R\$·km ⁻¹)	0,20	BVC

Fonte: BVC (2021)

Tabela A4 - Premissas econômicas para o transporte ferroviário

Premissas	Valor	Ref.
Taxa anual de juros	0,12	BVC
Valor residual	0,20	Sobre o investimento inicial. Ref: CTC
Tempo de remuneração do capital investido nos equipamentos	Vida útil	
Consumo específico da locomotiva (kgDiesel·tkm ⁻¹)	0,0107	Espielmann et al. (2007)
Capacidade do sistema de transporte (tCO ₂ ·ano ⁻¹)	1.500.000	Roussanaly et al. (2017)
Valor residual (armazenamento e injeção)	0,00	BVC
OPEX trem	10%	Assumido
OPEX vagões	3%	Assumido
OPEX de armazenamento no transbordo	5%	Roussanaly et al. (2017)
Vida útil (anos)	25	Assumido
Sobre dimensionamento do armazenamento	50%	Assumido
Custo específico do armazenamento (€ ₂₀₁₇ ·m ⁻³)	1590,00	Roussanaly et al. (2017)
Custo específico do armazenamento (R\$ ₂₀₁₉ ·m ⁻³)	7149	Roussanaly et al. (2017)

Fonte: O autor (2021)

Tabela A5 - Premissas econômicas para o transporte marítimo

Premissas	Valor	Ref.
Taxa anual de juros	0,12	BVC
Valor residual	0,20	Sobre o investimento inicial. Ref: CTC
Tempo de remuneração do capital investido nos caminhões	Vida útil	Roussanaly et al. (2017)
OPEX do Navio (%)	0,03	Do invest. Inicial Ref. CATO (2016)
OPEX do armazenamento <i>Onshore</i>	5%	
OPEX da plataforma e armazenamento temporario	5%	Do invest. Inicial
Capacidade do sistema de transporte	2.600.000	tCO ₂ ·ano ⁻¹
Vida útil	25	Anos
Valor residual para armazenamento e injeção	0,00	BVC
Custo específico do armazenamento (2017)	1590,00	Roussanaly et al. (2017)
Custo específico do armazenamento (R\$ ₂₀₁₉ ·m ⁻³)	7149	Roussanaly et al. (2017)
Sobredimensionamento de volume do armazenamento	30%	Assumido

Fonte: O autor (2021)

APÊNDICE B - DADOS UTILIZADOS NA ANÁLISE AMBIENTAL

Tabela B.1 Abrasão dos pneus

Perda de massa	Unidade	Fração
Emissões para o ar		
TSP-PM10	g vkm ⁻¹	0,056
PM10-PM2.5	g vkm ⁻¹	0,062
PM2.5	g vkm ⁻¹	0,035
TSP	g vkm ⁻¹	0,153

Fonte: Ecoinvent (2007) (Relatório 14)

Tabela B.2 Composição dos pneus e freios

Metal	Concentração (ppm)	
	Pneu	Freio
Cadmio	2,6	13,2
Cobre	174	51112
Cromo	12,4	699
Níquel	33,6	463
Zinco	7343	8676
Chumbo	107	3126

Fonte: Ecoinvent (2007) (Relatório 14)

Tabela B.3 - Emissões por kg percorrido para transporte rodoviário

Grupo 1 - Emissões por kg de combustível		Diesel	Biodiesel	Biometano
Dióxido de carbono, fósil	g kg ⁻¹	3115.0	163.0	0.0
Dióxido de carbono, biogénico	g kg ⁻¹	0.0	2607.4	2688.8
Cadmio	g kg ⁻¹	0.00001	0.0	0.0
Cobre	g kg ⁻¹	0.0017	0.0	0.0
Cromo	g kg ⁻¹	0.00005	0.0	0.0
Níquel	g kg ⁻¹	0.00007	0.0	0.0
Zinc	g kg ⁻¹	0.001	0.0	0.0
Plomo	g kg ⁻¹	1.1E-10	0.0	0.0
Selenio	g kg ⁻¹	0.00001	0.0	0.0
Mercurio	g kg ⁻¹	0.00000002	0.0	0.0
Cromo IV	g kg ⁻¹	0.0000001	0.0	0.0
Dióxido de enxofre	g kg ⁻¹	1.0	0.0	0.0

Fonte: Ecoinvent (2007) (Relatório 14 - Tabela 5-3)

Tabela B.4 - Emissões por kg percorrido para transporte rodoviário por tonelagem

Grupos 2 a 8 - Emissões por km percorrido		Tipo 1	Tipo 2	Tipo 3
		Até 15t	de 15t até 35t	Acima de 35t
Monóxido Carbono	g km ⁻¹	1.3	1.3	1.6
Oxido de Nitrogênio Oxides (NOx)	g km ⁻¹	6	5.7	7.9
Material particulado (PM)*	g km ⁻¹	9.50E-02	7.40E-02	1.20E-01
NMHC	g km ⁻¹	1.70E-01	3.00E-02	1.70E-01

Metano	g km ⁻¹	2.50E-02	7.80E-02	7.60E-02
Tolueno	g km ⁻¹	1.70E-08	3.00E-09	1.70E-08
Benzeno	g km ⁻¹	1.20E-07	2.10E-08	1.20E-07
m, p, o Xileno	g km ⁻¹	1.50E-06	2.60E-07	1.50E-06
Formaldeído	g km ⁻¹	1.40E-05	2.50E-06	1.50E-05
Acetaldeído	g km ⁻¹	7.70E-06	1.40E-06	8.00E-06
Monóxido de Nitrogênio	g km ⁻¹	0.03	0.03	0.03
Amônio	g km ⁻¹	0.005	0.005	0.005
PHA	g km ⁻¹	1.00E-06	1.00E-06	1.00E-06

Fonte: Ecoinvent (2007) (Relatório 14)

Tabela B.5 - Fatores de emissão para trem de transporte de mercadorias em Europa. Os dados são fornecidos para 1 tkm de operação, usando diesel.

Emissões por kg de combustível		
Emissão ao ar		
Amônio	kg	2.00E-05
Benzeno	kg	1.00E-04
Cadmio	kg	1.00E-08
Dióxido de carbono fóssil	kg	3.14E+00
Monóxido de carbono fóssil	kg	1.58E-02
Cromo	kg	4.99E-08
Cobre	kg	1.70E-06
Monóxido de dinitrogênio	kg	1.00E-04
Chumbo	kg	1.09E-10
Mercúrio	kg	2.00E-11
Metano, fóssil	kg	1.30E-04
Níquel	kg	6.98E-08
Oxido de Nitrogênio	kg	5.49E-02
NMVOC, compostos orgânicos no volátil (não metano), origem não especificado	kg	5.06E-03
Partículas, < 2.5 um	kg	1.29E-03
Partículas, > 10 um	kg	1.84E-03
Partículas, > 2.5 um, e < 10um	kg	1.43E-03
Selênio	kg	1.00E-08
Dióxido de sulfuro	kg	5.99E-04
Tolueno	kg	3.99E-05
Xileno	kg	3.99E-05
Zinco	kg	1.00E-06
Emissão ao solo		
Ferro	kg	5.63E-03

Fonte: Ecoinvent (2007) (Relatório 14)

Tabela B.6 - Fatores de emissão para navios transoceânicos de frete. Os dados são fornecidos para 1 tkm de operação, usando Heavy Fuel Oil como combustível.

Emissões por kg de combustível		
Emissão ao ar		
Nome	Unit	
Benzeno	kg	4.88E-05
Metano, fóssil	kg	6.20E-05
Monóxido de carbono fóssil	kg	7.04E-03
Dióxido de carbono fóssil	kg	3.12E+00
Monóxido de dinitrogênio	kg	8.00E-05
Amônio	kg	4.00E-04
PAH, hidrocarbonetos aromáticos policíclicos	kg	2.00E-06
Fluoreto de hidrogênio	kg	5.76E-06
NM VOC, compostos orgânicos no volátil (não metano), origem não especificado	kg	2.58E-03
Oxido de Nitrogênio	kg	5.44E-02
Arsênico	kg	3.76E-07
Partículas, >10 um	kg	2.00E-03
Partículas, >2,5 um, e <10 um	kg	1.60E-03
Partículas, < 2,5 um	kg	1.40E-03
Dióxido de sulfuro	kg	4.80E-02
Tolueno	kg	2.06E-05
Xileno	kg	2.06E-05
Mercúrio	kg	2.83E-08
Chumbo	kg	1.72E-07
Cadmio	kg	2.45E-08
Cobre	kg	3.76E-07
Cromo	kg	1.56E-07
Níquel	kg	2.18E-05
Selênio	kg	3.45E-07
Zinco	kg	7.88E-07
Cloreto de hidrogênio	kg	5.76E-05
Dioxinas, medidas 2,3,7,8- tetraclorodibenzo-p-dioxina	kg	1.00E-12
Emissão à água		
Compostos de tributilestanho	kg	4.00E-06

Fonte: Ecoinvent (2007) (Relatório 14)

APÊNDICE C – RESULTADOS

Tabela C.1 - Custos específicos dos diferentes tipos de transporte.

Distancias (km)	Caminhões (R\$·ton⁻¹)	Trens (R\$·ton⁻¹)	Navios (R\$·ton⁻¹)
10	10.23	6.23	39.99
20	13.95	7.15	40.47
50	25.64	9.92	41.90
100	45.34	14.57	44.29
250	104.58	28.75	51.52
500	203.37	53.21	63.71
1000	400.95	105.17	88.64

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.2 - Receitas anuais do cenário 1 e 2 (R\$ mi)

Parâmetros	20 km	50 km	100 km	250 km	500 km
Etanol anidro 1G	668.13	668.13	668.13	668.13	668.13
Elettricidade	157.14	157.14	157.14	157.14	157.14
Enxofre elementar	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41
Biometano para rede	14.21	14.21	14.21	14.21	14.21
CBIOS	37.75	37.69	37.61	37.35	36.91
Receita anual líquida	878.64	878.58	878.50	878.23	877.80

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.3 - Receitas anuais do cenário 3 e 4 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Etanol anidro 1G	668.13	668.13	668.13	668.13	668.13
Elettricidade	157.14	157.14	157.14	157.14	157.14
Enxofre elementar	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41
Biometano para rede	14.21	14.21	14.21	14.21	14.21
CBIOs	37.73	37.72	37.68	37.59	37.43
Receita anual líquida	878.62	878.60	878.57	878.48	878.32

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.4 - Receitas anuais do cenário 5 e 6 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Etanol anidro 1G	668.13	668.13	668.13	668.13	668.13
Eletricidade	157.14	157.14	157.14	157.14	157.14
Enxofre elementar	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41
Biometano para rede	14.21	14.21	14.21	14.21	14.21
CBIOs	37.63	37.62	37.60	37.54	37.44
Receita anual líquida	878.52	878.51	878.49	878.43	878.33

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.5 - Receitas anuais do cenário 7 e 8 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Etanol anidro 1G	668.13	668.13	668.13	668.13	668.13
Eletricidade	157.14	157.14	157.14	157.14	157.14
Enxofre elementar	1.41	1.41	1.41	1.41	1.41
Biometano para rede	14.21	14.21	14.21	14.21	14.21
CBIOs	37.57	37.55	37.53	37.48	37.38
Receita anual líquida	878.45	878.44	878.42	878.37	878.27

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.6 - Custos anuais do cenário 1 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	7.69	13.60	31.38	61.01
Transporte ferroviário, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte marítimo, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43
Custo operacional anual	493.26	496.77	502.68	520.45	550.09

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.7 - Custos anuais do cenário 2 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	7.69	13.60	31.38	61.01
Transporte ferroviário, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte marítimo, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Custo operacional anual	491.83	495.34	501.25	519.02	548.66

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.8 - Custos anuais do cenário 3 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	4.18	4.18	4.18	4.18
Transporte ferroviário, CO ₂	2.14	2.98	4.37	8.63	15.96
Transporte marítimo, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43
Custo operacional anual	495.40	496.23	497.63	501.89	509.22

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.9 - Custos anuais do cenário 4 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	4.18	4.18	4.18	4.18
Transporte ferroviário, CO ₂	2.14	2.98	4.37	8.63	15.96
Transporte marítimo, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Custo operacional anual	493.97	494.81	496.20	500.46	507.79

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.10 - Custos anuais do cenário 5 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	4.18	4.18	4.18	4.18
Transporte ferroviário, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte marítimo, CO ₂	12.14	12.57	13.29	15.46	19.11
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43
Custo operacional anual	505.40	505.83	506.25	508.72	512.37

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.11 - Custos anuais do cenário 6 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	4.18	4.18	4.18	4.18
Transporte ferroviário, CO ₂	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Transporte marítimo, CO ₂	12.14	12.57	13.29	15.46	19.11
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Custo operacional anual	503.97	504.40	505.12	507.29	510.94

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.12 - Custos anuais do cenário 7 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	4.18	4.18	4.18	4.18
Transporte ferroviário, CO ₂	4.37	4.37	4.37	4.37	4.37
Transporte marítimo, CO ₂	12.14	12.57	13.29	15.46	19.11
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	1.43	1.43	1.43	1.43	1.43
Custo operacional anual	509.77	510.20	510.92	513.09	516.74

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.13 - Custos anuais do cenário 8 (R\$ mi)

Parâmetros	20km	50km	100km	250km	500km
Cana-de-açúcar	373.96	373.96	373.96	373.96	373.96
Palha	26.77	26.77	26.77	26.77	26.77
Custo anual com manutenção	38.58	38.58	38.58	38.58	38.58
Insumos 1G	13.20	13.20	13.20	13.20	13.20
Mão-de-obra	14.08	14.08	14.08	14.08	14.08
OPEX da Produção de biogás	2.35	2.35	2.35	2.35	2.35
OPEX Thiopaq	3.04	3.04	3.04	3.04	3.04
OPEX dessulfurização FeO	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02
OPEX desidratação e resfriamento	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
OPEX PSA	7.82	7.82	7.82	7.82	7.82
OPEX desidratação com TEG	4.85	4.85	4.85	4.85	4.85
OPEX Compressão do Biometano	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13
OPEX Armazenamento do Biometano	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
OPEX Liquefação de CO ₂	1.45	1.45	1.45	1.45	1.45
OPEX Armazenamento de CO ₂	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Transporte rodoviário, CO ₂	4.18	4.18	4.18	4.18	4.18
Transporte ferroviário, CO ₂	4.37	4.37	4.37	4.37	4.37
Transporte marítimo, CO ₂	12.14	12.57	13.29	15.46	19.11
Transporte rodoviário, CH ₄	1.15	1.15	1.15	1.15	1.15
Custo de injeção	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Custo operacional anual	508.34	508.77	509.49	511.66	515.31

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.14 – Índices econômicos para o cenário base, um e quatro (\$ mi), variando o preço do CBIO.

Cenários	Parâmetros	USD 12	USD 14	USD 16	USD 18	USD 20
Cenário base	VPL total (R\$ mi)	554,44	572,60	590,76	608,22	627,08
	TMA (a.a.)	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%
	TIR total (a.a.)	17,35%	17,52%	17,68%	17,84%	18,00%
	VPL/Investimento (%)	0,43	0,45	0,46	0,48	0,49
	Retorno do investimento (anos)	4,7	4,6	4,6	4,5	4,5
Cenário 2 (20 km)	VPL total (R\$ mi)	534,18	565,33	596,49	627,64	658,79
	TMA (a.a.)	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%
	TIR total (a.a.)	17,02%	17,29%	17,56%	17,82	18,09
	VPL/Investimento (%)	0,40	0,43	0,45	0,48	0,50
	Retorno do investimento (anos)	4,8	4,7	4,6	4,5	4,5
Cenário 4 (50 km)	VPL total (R\$ mi)	521,74	552,87	584,00	615,13	646,26
	TMA (a.a.)	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%
	TIR total (a.a.)	16,91%	17,18%	17,45%	17,72%	17,98%
	VPL/Investimento (%)	0,39	0,42	0,44	0,47	0,49
	Retorno do investimento (anos)	4,8	4,7	4,6	4,6	4,5
Cenário 4 (100 km)	VPL total (R\$ mi)	515,84	546,94	578,04	609,14	640,24
	TMA (a.a.)	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%
	TIR total (a.a.)	16,86% 0	17,13%	17,40%	17,67%	17,93%
	VPL/Investimento (%)	0,39	0,41	0,44	0,46	0,48
	Retorno do investimento (anos)	4,8	4,7	4,7	4,6	4,5
Cenário 4 (250 km)	VPL total (R\$ mi)	497,79	528,81	559,84	590,86	621,88
	TMA (a.a.)	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%

	TIR total (a.a.)	16,70%	16,97%	17,24%	17,51%	17,78%
	VPL/Investimento (%)	0,38	0,40	0,42	0,45	0,47
	Retorno do investimento (anos)	4,9	4,8	4,7	4,6	4,6
Cenário 4 (500 km)	VPL total (R\$ mi)	466,76	497,66	528,55	559,44	590,33
	TMA (a.a.)	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%	12,00%
	TIR total (a.a.)	16,46%	16,70%	16,97%	17,24%	17,50%
	VPL/Investimento (%)	0,35	0,38	0,40	0,42	0,45
	Retorno do investimento (anos)	4,9	4,9	4,8	4,7	4,6

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.15 - Comparação dos métodos de separação usados para a remoção do H₂S do biogás

Processo	Característica	Eficiência	Custos	Vantagens	Desvantagens	Referências
Microaeração	Uso de bactérias para reduzir o enxofre com pequenas doses de O ₂ ou ar. Alimentação de O ₂ entre 0,3-3% do biogás	95-99,99%	0,013-0,016 €/m ³ de biogás Custo de investimento Com ar: 121.113€ Com O ₂ : 111.497€ Custos de operação: Com ar: 12.906 €/ano Com O ₂ : 18.277 €/ano	Baixos custos de investimentos e operação. Baixos requerimento de energia e calor. Simples manutenção e operação. H ₂ 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)
Biofiltração	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)
Precipitação química	Utilizando óxidos de ferro	>99%	Custo de operação 0,024 €/m ³ de biogás	Baixos custos de investimento Funcionamento Simples	Altos custos de operação. Uso de químicos (0,13–0,33 €/kgFeCl ₃)	(BMELV, 2010; Greene, 2018; Muñoz <i>et al.</i> , 2015)
Absorção química	Oxidação do enxofre com ferro	90-100%	Custo de operação: 0,24-0,3 €/kgS Custo de investimento: 3-120 €/(m ³ /h).	Baixos custos de operação. Perdas de metano baixas. 1-10 ppmv de H ₂ 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>
	Utilizando NaOH	90-100%				

			0,03 € m ⁻³ de biogás.	Pequenas perdas de metano		2015)
Adsorção	Empregando adsorventes como ZnO e carvão ativado.	80-99,8%	Custo de operação: 0,021-0,037 €/ m ³ de biogás. Custo de investimento: 120-640 €/(m ³ /h).	Alta eficiência H ₂ 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)
Membranas	Gradiente de pressão em membranas porosas para separação de gás	>98%	-	Também pode remover o CO ₂	Altos custos de operação e investimento	(BMELV, 2010; Muñoz <i>et al.</i> 2015)
Absorção física	Utilizando solventes como água ou aminas	90-100%	Custo de operação: 0,03 €/m ³ de biogás.	Econômico quando a 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: Autor (2021)

Tabela C16 - Comparação dos métodos de separação usados para a remoção do CO₂ da corrente de biogás.

Processo	Característica	Eficiência	Custos de operação	Vantagens	Desvantagens	Prática na indústria	Referências
PSA	Adsorção e dessorção físicas alternadas por modulação de pressão	95-98%	0,25-0,3 kWh/Nm ³ Custos: 2700 €/(Nm ³ /h) para vazões de	Custos econômicos numa ampla faixa de vazão. Não exige	1-4% de perdas de metano	Tecnologia mais usada em Áustria e Brasil (46 e 60%). Segunda mais usada em Canadá	(Awe <i>et al.</i> 2017; Bauer <i>et al.</i> 2013; BMELV, 2010; Ehsan e Wahid, 2014; Greene, 2018; Hauser,

			biogás de 600 Nm ³ /h 1500€/Nm ³ /h para vazões de biogás de 2000Nm ³ /h	calor Pode reter CO ₂ , H ₂ O N ₂ e O ₂ .		depois de lavagem com água (36%). Mais usado nos USA junto a membranas com 31,5%	2017; IEA Bioenergy, 2019; Muñoz <i>et al.</i> , 2015; Sun <i>et al.</i> 2015)
Lavagem com água	Absorção física com água como solvente; regeneração por redução de pressão	93-99%	0,105 €/m ³ para 250 Nm ³ /h e 0,052 €/m ³ parar 2000 Nm ³ /h	Regeneração do solvente. Tolerância a impurezas 1-2% de perdas de metano	≤2% de perdas de metano <2% de CO ₂ na corrente de Biometano	Mais usado em Coreia 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)
Tratamento com aminas	Absorção química por meio de soluções aquosas de aminas, regenerado por vapor de água	97-99%	0,55 kWh/Nm ³	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; Sun <i>et al.</i>

2015)							
Membranas	Gradiente de pressão em membranas porosas para separação de gás	90-99%	0,13-0,22 €/m ³	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)
Processo criogênico	Separação em temperaturas criogênicas	>97-99%	0,4 €/m ³	0,037-1% de perdas de metano. Produção de CO ₂ com alta pureza (98%).	Altos custos de investimento e operação. Alto consumo de energia	Oito plantas na e 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)

Tabela C.17 - Comparação entre as técnicas de remoção de água do biogás

Processo	Técnicas	Vantagens	Desvantagens
Adsorção	Silica gel Peneira molecular Alumina	Os materiais adsorventes podem ser regenerados.	As colunas de adsorção devem ser operadas em pressão de 6-10 bar.
		Estes podem ser usados em biogás e com custos operacionais baixos.	Partículas e óleo devem ser previamente removidos.
Absorção	Etilenoglicol Selexol Sais higroscópicas	Os materiais podem ser regenerados. Não tóxicos.	Necessidade de temperatura e pressões altas para regeneração de solução absorvedora.
Refrigeração	Arrefecimento a 2°C	Alta eficiência de remoção. Técnica mais eficiente na remoção da umidade do biogás.	Precisa tratar volumes de gás elevados ($>500 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$) para ser econômico. Elevado consumo de energia para manter a refrigeração do sistema.
Condensação	Desembaçadores separadores de ciclone Sistema de troca de calor na tubulação Tubulação com sistema de purga de vapor de água	Podem ser aplicadas como pré-tratamento em todos os sistemas de regeneração do biogás. Redução de vapor de água em até 0,15% do volume inicial. Elimina partículas de hidrocarbonetos e óleo. Tecnologia simples.	

Fonte: Adaptado de (RYCKEBOSCH, E.; DROUILLON, M.; VERVAEREN, 2011).

Tabela C18 - Descrição da corrente de entrada (BIOGAS) e saída (BIOGAS-2) da dessulfurização.

Descrição	Corrente BIOGAS		Corrente BIOGAS-2	
	Valor	Unidade	Valor	Unidade
Temperatura	55	°C	55	°C
Pressão	1,01	bar	1	bar
Fração vapor molar	1	-	1	-
Massa específica	1,09	kg·m ⁻³	4,39	kg·m ⁻³
Fração molar				
CO ₂	0,452	-	0,461	-
CH ₄	0,381	-	0,388	-
H ₂ O	0,154	-	0,15	-
H ₂ S	0,013	-	2,6e-5	-
Outros compostos	0	-	9,74e-4	-
Vazão molar	319,727	kmol·h ⁻¹	313,37	kmol·h ⁻¹

Fonte: O autor (2021)

Tabela.19 - Descrição da corrente de saída DESS-OUT do reator DESS-3

Descrição	Valor	Unidade
Temperatura	55	°C
Pressão	1	bar
Fração vapor molar	1	-
Massa específica	1,07	kg·m ⁻³
Fração molar		
CO ₂	0,461	-
CH ₄	0,388	-
H ₂ O	0,15	-
H ₂ S	5,2e-9	-
Outros compostos	9,9e-4	-
Vazão molar	313,40	kmol·h ⁻¹

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.20 - Descrição da corrente SEP-OUT e GAS-PSA do processo de remoção de umidade

Descrição	Corrente SEP-OUT		Corrente GAS-PSA	
	Valor	Unidade	Valor	Unidade
Temperatura	55	°C	5	°C
Pressão	1	bar	6	bar
Fração vapor molar	1	-	1	-
Massa específica	1,07	kg·m ⁻³	8,33	kg·m ⁻³
Fração molar				
CO ₂	0,461	-	0,456	-
CH ₄	0,388	-	0,541	-
H ₂ O	0,15	-	1,53e-3	-
H ₂ S	5,2e-9	-	6,1e-9	-
Outros compostos	calcular	-	Calcular	-
Vazão molar	313,37	kmol·h ⁻¹	266,58	kmol·h ⁻¹

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.21 - Potência dos compressores utilizados antes do PSA

Equipamento	Tipo	Potência	Unidade
COMP-1	Compressor	3231	kW
COMP-2	Compressor	2047	kW
	Total	5278	kW

Fonte: O autor (2021)

Tabela C.22 - Descrição da corrente de saída CO₂-BIO do PSA

Descrição	Valor	Unidade
Temperatura	5	°C
Pressão	0,1	bar
Fração vapor molar	1	-
Massa específica	1,07	kg·m ⁻³
Fração molar		
CO ₂	0,9804	-
CH ₄	0,01680	-
H ₂ O	0,0026	-
H ₂ S	1,01e-8	-
Outros compostos		-
Vazão molar	144,37	kmol·h ⁻¹

Fonte: O autor (2021)