

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CIÊNCIAS EXATAS E DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

KAIO MARTINS PEDRO DA SILVA

**AVALIAÇÃO DA VIABILIDADE TÉCNICO-
ECONÔMICA DO PROCESSO DE HIDROGENAÇÃO
SELETIVA DE CO₂ A METANOL**

SÃO CARLOS -SP
2025

KAIO MARTINS PEDRO DA SILVA

**AVALIAÇÃO DA VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DO PROCESSO DE
HIDROGENAÇÃO SELETIVA DE CO₂ A METANOL**

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos, para obtenção do título de Bacharel em Engenharia Química.

Orientadora: Prof^a Adriana Paula de Ferreira Palhares

São Carlos-SP
2025

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS
CENTRO DE EDUCAÇÃO E CIÊNCIAS HUMANAS DEPARTAMENTO
DE ENGENHARIA QUÍMICA

KAIO MARTINS PEDRO DA SILVA

**AVALIAÇÃO DA VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA DO PROCESSO DE
HIDROGENAÇÃO SELETIVA DE CO₂ A METANOL**

Assinatura dos membros da comissão examinadora que avaliou e aprovou a defesa do Trabalho de Conclusão de Curso realizada em 14/07/2025.

Local São Carlos, 14 de julho de 2025.

Prof.(a) Dra. Adriana Paula de Ferreira Palhares
Orientadora – Universidade Federal de São Carlos

Prof.(a) Dra. Adriana Paula de Ferreira Palhares
Professora da Disciplina – Universidade Federal de São Carlos

Prof. Dr. Adilson José da Silva
Professor Convidado – Universidade Federal de São Carlos

À minha mãe, minha maior inspiração.
Obrigado por cada gesto silencioso, por cada renúncia e por acreditar
em mim mesmo nos momentos em que eu duvidei.
Este trabalho é fruto da sua força, do seu amor e da sua coragem.
Sem você, nada disso seria possível.

AGRADECIMENTO

Agradeço primeiramente a Deus, por ter guiado meus passos até aqui, me dando força, paciência e sabedoria ao longo dessa jornada.

À minha mãe, Rose, minha maior referência de força e amor, agradeço por todo o apoio, incentivo e por nunca deixar faltar coragem nos momentos difíceis. Seu cuidado e dedicação foram fundamentais para que eu chegasse até aqui.

À minha namorada, Bella, sou imensamente grato por todo o carinho, compreensão e apoio. Mesmo nos momentos mais desafiadores da reta final, você esteve ao meu lado, me motivando e acreditando em mim. Sua presença fez toda a diferença.

Ao meu fiel companheiro, Kyuubi, que com sua alegria e afeto silencioso tornou os dias mais leves. Em meio a tantas exigências, sua companhia foi um alívio e uma fonte constante de bem-estar.

Agradeço aos meus grandes amigos Thiago, Naka e Lin, que dividiram comigo os dias da graduação. Com vocês, os desafios se tornaram mais suportáveis e as conquistas mais significativas. Obrigado por cada conversa, apoio, incentivo e por estarem presentes nos altos e baixos dessa caminhada.

Agradeço à Professora Alice, pelo suporte, paciência e dedicação durante a realização deste trabalho e no projeto de iniciação científica. Sua orientação foi essencial para que eu pudesse aprofundar meus conhecimentos e desenvolver este projeto com segurança e qualidade.

Por fim, agradeço à UFSCar, que não apenas me proporcionou uma formação de qualidade, mas também me preparou para a vida. Sou grato pelos aprendizados, pelas amizades construídas e por todos os momentos que marcaram a minha trajetória acadêmica.

A todos vocês, meu mais sincero agradecimento. Essa conquista é também de vocês.

RESUMO

Avalia-se a viabilidade técnico-econômica da hidrogenação seletiva do dióxido de carbono (CO_2) para a produção de metanol, considerando a crescente demanda por fontes de energia mais limpas e sustentáveis e o compromisso global com a redução das emissões de gases de efeito estufa. O metanol é um composto químico de elevada importância na indústria química e energética, podendo ser utilizado como matéria-prima para diversos produtos ou como vetor energético. Sua produção a partir de CO_2 e hidrogênio verde representa uma alternativa promissora para a valorização do carbono residual e a mitigação de impactos ambientais. Este trabalho utiliza modelagem computacional para simular o processo em escala industrial, empregando os *softwares Aspen Plus* para a simulação termoquímica e de equilíbrio de fases, e *Aspen Process Economic Analyzer* para a avaliação econômica. A metodologia contempla a construção de um modelo detalhado do processo, dividido nas etapas de compressão dos reagentes, reação catalítica sob condições otimizadas (200 °C e pressões de 50 e 100 bar) e separação dos produtos. Os parâmetros operacionais foram selecionados com base em dados experimentais disponíveis na literatura, visando representar cenários realistas e tecnicamente viáveis. Para a análise econômica, elabora-se uma matriz de planejamento experimental que considera diferentes cenários de custo de insumos (CO_2 , H_2 , CO), além de variações no tempo de vida útil da planta, permitindo uma abordagem multivariada dos resultados. São calculados indicadores econômicos como o custo de investimento (CAPEX), que variou entre USD 9,7 e 12,0 milhões, o custo operacional anual (OPEX), entre USD 6,2 e 8,5 milhões, o preço mínimo de venda do metanol (MSP), entre USD 1,85 e 3,84/kg, e o Valor Presente Líquido (NPV), com valores de até USD 738 milhões, visando determinar sob quais condições o processo pode ser considerado financeiramente atrativo. Os resultados indicam que, embora existam desafios significativos em termos de custos dos reagentes, sobretudo do hidrogênio verde, há potencial para viabilidade econômica em cenários futuros com incentivos à descarbonização e avanços tecnológicos.

Palavras-chave: Hidrogenação de CO_2 . Produção de metanol. Análise técnico-econômica. Simulação de processos. Sustentabilidade industrial.

ABSTRACT

This work evaluates the techno-economic feasibility of the selective hydrogenation of carbon dioxide (CO₂) to methanol, in response to the growing demand for cleaner energy sources and the global commitment to reducing greenhouse gas emissions. Methanol is a key chemical in both the chemical and energy industries, serving as a feedstock for various products or as an energy carrier. Its production from CO₂ and green hydrogen represents a promising alternative for residual carbon valorization and environmental impact mitigation. The study employs process modeling using Aspen Plus for thermochemical and phase equilibrium simulation, and Aspen Process Economic Analyzer for the economic assessment. The proposed industrial-scale model includes feed compression, catalytic reaction under optimized conditions (200 °C, 50 and 100 bar), and product separation. Operating parameters were selected based on experimental data from the literature to reflect realistic and technically feasible scenarios. A multivariate economic analysis was conducted through a design of experiments matrix that considered variations in feedstock prices (CO₂, H₂, CO) and plant lifetime. Key economic indicators were calculated, including capital expenditures (CAPEX) ranging from USD 9.7 to 12.0 million, operating expenditures (OPEX) from USD 6.2 to 8.5 million/year, minimum selling price (MSP) of methanol between USD 1.85 and 3.84/kg, and net present value (NPV) as low as USD 738 million. The results highlight the main technological bottlenecks and suggest process improvements to enhance viability. Despite current challenges, particularly the high cost of green hydrogen, future scenarios with decarbonization incentives and technological advancements may enable the economic feasibility of this sustainable route.

Keywords: CO₂ hydrogenation; methanol production; techno-economic analysis; process simulation; industrial sustainability.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Níveis atmosféricos de CO ₂ entre 1958 e 2024.....	13
Figura 2 – Rotas de produção de metanol e respectivas emissões de carbono.....	15
Figura 3 – Demanda global de metanol por produto em 2019.....	17
Figura 4 – Demanda global de metanol por região de 2000 a 2020.....	18
Figura 5 – Comparação dos preços globais de metanol	19
Figura 6 – Diagrama de blocos da síntese de metanol a partir do gás natural.....	19
Figura 7 – Diagrama de blocos do processo de hidrogenação de CO ₂ a metanol.....	21
Figura 8 – Fluxograma do processo.....	25
Figura 9 – Curva de Contorno do MSP MeOH em função dos Custos de CO ₂ e H ₂	38
Figura 10 – Gráfico de Contorno do MSP MeOH em função dos Custos de CO ₂ e H ₂ em 100 bar.....	43
Figura 11 – Distribuição do CAPEX.....	45
Figura 12 – Distribuição do OPEX.....	46
Figura 13 – Comportamento do NPV na condição de 50 bar.....	49
Figura 14 – Separação entre a zona positiva e negativa do NPV em 50 bar.....	49
Figura 15 – Comportamento do NPV na condição de 100 bar.....	54
Figura 16 – Separação entre a zona positiva e negativa do NPV em 100 bar.....	54

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Estudos de avaliação econômica/tecnológica da hidrogenação do CO ₂ para metanol.....	21
Tabela 2 – Faixa de variação dos parâmetros econômicos para o estudo de sensibilidade paramétrica.....	29
Tabela 3 – Matriz de Planejamento Experimental.....	30
Tabela 4 – Valores reais associados a cada nível.....	31
Tabela 5 – Resultados das simulações de 50 BAR.....	61
Tabela 6 – Resultados das simulações de 100 BAR.....	62
Tabela 7 – Preço de metanol para condição de 50 BAR E 100 BAR.....	60
Tabela 8 – Análise de Variância (ANOVA) para o MSP MeOH 50 BAR.....	36
Tabela 9 – Análise de Variância (ANOVA) para o MSP MeOH 100 BAR.....	41
Tabela 10 – ANOVA para o NPV em 50 bar	47
Tabela 11 – ANOVA para o NPV em 100 bar	52

LISTA DE SIGLAS

GEE	Gases de Efeitos de Estufa
CO ₂	Dióxido de Carbono
CH ₃ OH ou MeOH	Metanol
ODS	Objetivos de Desenvolvimento Sustentável
CO	Monóxido de Carbono
APEA	<i>Aspen Process Economic Analyzer</i>
APEA(PT)	Analisador Econômico do Aspen
USD	<i>United States Dollar</i>
USD(PT)	Dolar dos Estados Unidos
kg	Quilograma
CAPEX	Despesas de Capital
OPEX	Despesas Operacionais
VPL	Valor presente Líquido
H ₂ O	Água
H ₂	Hidrogênio
ANOVA	Análise de Variância
USD/kg	Dólar por quilograma
kJ	Quilojoule

LISTA DE SÍMBOLOS

°C	Graus Celsius
ΔH°	Entalpia padrão de uma reação química
€	Euros
USD	Dólares
%	Porcentagem
M	Milhões
Bi	Bilhões
>	Maior que
<	Menor que
/	Divisão ou razão
E+	vezes 10 elevado a uma potência

SUMÁRIO

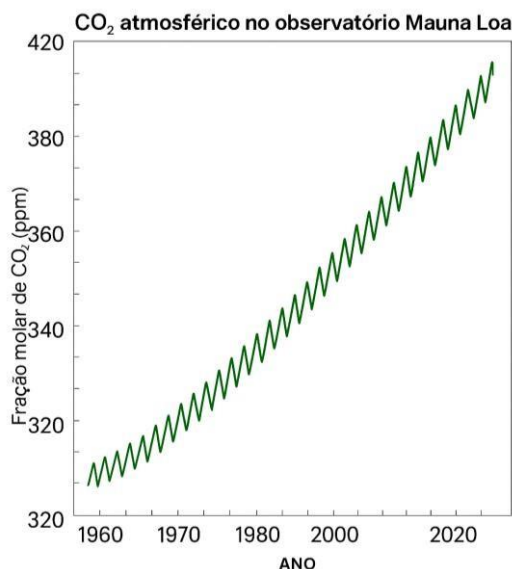
1 INTRODUÇÃO	13
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	17
2.1 METANOL E SUA IMPORTÂNCIA	17
2.2 HIDROGENAÇÃO DO CO ₂	20
2.3 ESTADO DA ARTE	21
2.4 FLUXOGRAMA DO PROCESSO.....	24
3 MATERIAIS E MÉTODOS	27
3.1 DEFINIÇÃO DA FAIXA DE VARIAÇÃO DOS PREÇOS E CUSTOS.....	28
3.2 SENSIBILIDADE PARAMÉTRICA.....	29
3.3 AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	32
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO	33
4.1 SIMULAÇÕES DO PROCESSO DE HIDROGENAÇÃO SELETIVA DE CO ₂ A METANOL.....	34
4.2.1 Produção de Metanol a 50 Bar	34
4.2.2 Produção de Metanol a 100 Bar	39
4.3 DESPESAS DE CAPITAL (CAPEX) E DESPESAS OPERACIONAIS (OPEX)....	44
4.4 VALOR PRESENTE LÍQUIDO (NPV).....	47
5 CONCLUSÃO	55
REFERÊNCIAS.....	56
APÊNDICE A - TABELAS DE 50 BAR E 100 BAR.....	60

1 INTRODUÇÃO

Nas últimas décadas, as discussões sobre mudanças climáticas e sustentabilidade têm impulsionado transformações significativas na forma como a energia e os recursos químicos são produzidos, armazenados e utilizados. Um dos principais vetores dessas transformações é o enfrentamento das emissões de gases de efeito estufa (GEE), entre os quais o dióxido de carbono (CO_2) se destaca por sua elevada concentração e persistência na atmosfera. Desde o início da Revolução Industrial, as atividades humanas – notadamente a queima de combustíveis fósseis, o desmatamento e os processos industriais – têm elevado de forma consistente os níveis de CO_2 atmosférico, intensificando o efeito estufa e promovendo o aumento da temperatura média global (Le Quéré, 2018).

A Figura 1 ilustra a evolução das concentrações atmosféricas de CO_2 entre 1958 e 2024, segundo registros do observatório de Mauna Loa. Nota-se uma tendência clara de crescimento contínuo, com os níveis superando 420 ppm nos registros mais recentes.

Figura 1- Níveis atmosféricos de CO_2 entre 1958 e 2024



Fonte: Adaptado de ROSA (2024).

A continuidade desse padrão de emissões coloca em risco a estabilidade climática planetária. De acordo com projeções científicas, a manutenção das taxas atuais de emissão pode resultar em um aquecimento global entre 1,0 °C e 3,5 °C até o final do século XXI (Le Quéré, 2018), acarretando impactos severos sobre

ecossistemas, recursos hídricos, produtividade agrícola e saúde humana. Nesse contexto, torna-se urgente desenvolver e implementar tecnologias que não apenas reduzam as emissões, mas que também permitam capturar e valorizar o carbono já emitido, transformando-o em produtos úteis e economicamente viáveis

Uma das estratégias mais promissoras dentro desse escopo é a captura e utilização de carbono (*Carbon Capture and Utilization* – CCU), que busca converter CO₂ em compostos químicos de valor agregado, criando um ciclo fechado de carbono e diminuindo a dependência de fontes fósseis (Jia, 2017). Entre os produtos-alvo dessa abordagem, o metanol (CH₃OH) se destaca como uma molécula-chave devido à sua versatilidade e importância estratégica na indústria química e energética. O metanol é utilizado como matéria-prima para a produção de formaldeído, ácido acético, *metil-terc-butil-éter* (MTBE), olefinas leves (via *Methanol-to-Olefins* – MTO), e também como combustível alternativo ou aditivo em misturas com gasolina. Além disso, tem sido estudado como vetor energético, atuando como carreador de hidrogênio ou como componente de sistemas de armazenamento de energia (Winck, 2021).

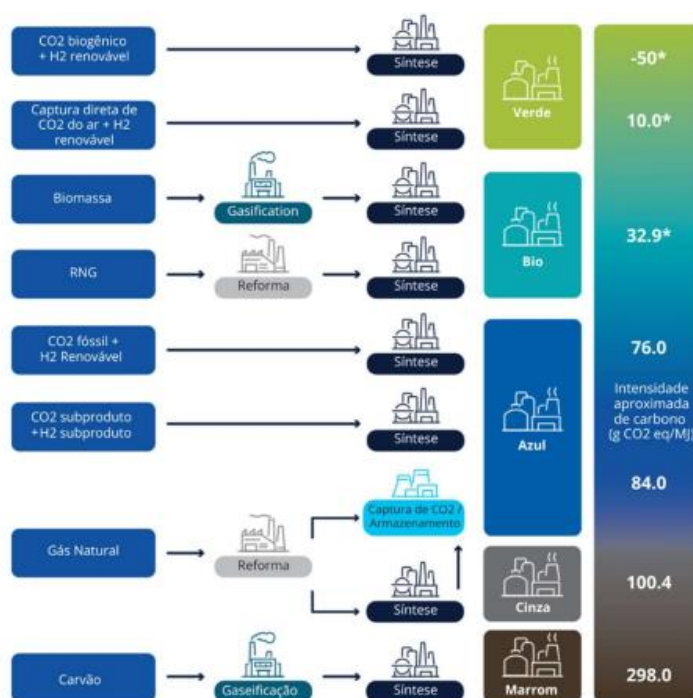
Atualmente, a maior parte da produção mundial de metanol é baseada em matérias-primas fósseis, como o gás natural e o carvão, por meio de rotas como a reforma a vapor e a gasificação, respectivamente. Essas rotas, embora consolidadas industrialmente, estão associadas à emissão significativa de CO₂ (Argus, 2024). Como alternativa sustentável, cresce o interesse pela produção de metanol a partir de CO₂ capturado e hidrogênio renovável, formando um processo com potencial de emissão líquida zero. Essa abordagem possibilita a integração de fontes intermitentes de energia renovável à cadeia produtiva química, contribuindo para uma economia de baixo carbono (Winck, 2021; Jia, 2017).

Esse tipo de solução está atrelado com os Objetivos de Desenvolvimento Sustentável (ODS) da Organização das Nações Unidas. A proposta atende ao ODS 7 (Energia Acessível e Limpa), ao incentivar o uso de hidrogênio verde proveniente de fontes renováveis; ao ODS 9 (Indústria, Inovação e Infraestrutura), por promover o desenvolvimento tecnológico e industrial sustentável; ao ODS 12 (Consumo e Produção Responsáveis), por transformar resíduos de CO₂ em insumos industriais úteis; e ao ODS 13 (Ação Contra a Mudança Global do Clima), ao contribuir

diretamente para a mitigação das emissões de GEE por meio da valorização do carbono (United Nations, 2015).

Duas rotas principais são discutidas na literatura para a conversão de CO_2 em metanol: a rota direta, que envolve a hidrogenação seletiva do CO_2 em uma única etapa reacional; e a rota indireta, que passa pela formação intermediária de monóxido de carbono (CO) via reação reversa de deslocamento gás-água (RWGS), seguida da síntese convencional de metanol. Embora a rota direta seja mais desejável por sua simplicidade e menor demanda energética global, ela enfrenta desafios associados à baixa conversão termodinâmica e à seletividade catalítica (Yang, 2013; Ra et al., 2020).

Figura 2 – Rotas de produção de metanol e respectivas emissões de carbono



*não assume nenhuma emissão no final do ciclo de vida, conforme a diretiva de energia renovável da UE.

Fonte: Adaptado de Argus (2024)

A Figura 2 compara diferentes rotas de produção de metanol, evidenciando que as alternativas baseadas em energia renovável e CO_2 capturado apresentam emissões significativamente menores de carbono por unidade de energia (em gCO_2 equivalente/MJ), quando comparadas às rotas tradicionais a partir de carvão ou gás natural. A comparação entre rotas de produção de metanol mostra que aquelas baseadas em CO_2 capturado e H_2 verde possuem as menores emissões de carbono.

No entanto, essas rotas também envolvem custos mais elevados, principalmente devido ao preço do H₂ verde — fator crítico que impacta diretamente a viabilidade econômica

Nesse sentido, esforços têm se concentrado no desenvolvimento de catalisadores eficientes, capazes de operar sob condições brandas e com alta seletividade para metanol. Os catalisadores à base de cobre (Cu), geralmente suportados em óxidos como ZnO, ZrO₂ ou Al₂O₃, continuam sendo os mais estudados, dada sua boa performance na hidrogenação de CO₂ (Yang, 2013; Jia, 2017). Mais recentemente, têm ganhado destaque os sistemas catalíticos bifuncionais, capazes de promover simultaneamente as etapas de RWGS e hidrogenação, maximizando o rendimento global do processo (Ra et al., 2020). A associação desses materiais com hidrogênio verde — produzido por eletrólise da água com fontes solares ou eólicas — reforça ainda mais o caráter sustentável do processo (Winck, 2021).

A viabilidade industrial dessa rota já começa a se materializar em plantas-piloto e projetos comerciais. O *George Olah Renewable Methanol Plant*, na Islândia, é um exemplo pioneiro de uso de CO₂ capturado do ar e hidrogênio renovável para produzir metanol em escala industrial (cerca de 5.000 toneladas/ano). Já o projeto *Shunli Green Methanol*, na China, opera com capacidades superiores a 100.000 toneladas/ano, demonstrando a escalabilidade potencial dessa tecnologia (Argus, 2024). Apesar desses avanços, os custos associados à produção e purificação de hidrogênio verde ainda representam um obstáculo em larga escala.

Essas rotas já se mostram viáveis porque operam em contextos em que os custos do CO₂ e do hidrogênio verde são reduzidos. A planta George Olah, na Islândia, utiliza energia renovável abundante e CO₂ capturado do ar, viabilizando a produção em escala industrial. Já o projeto Shunli, na China, demonstra a viabilidade em larga escala, produzindo mais de 100 mil toneladas de metanol por ano. Isso é possível graças ao baixo custo do H₂ verde viabilizado por energia renovável local e infraestrutura de eletrólise e ao acesso a fontes concentradas de CO₂ industrial,

Dessa forma, este trabalho tem como objetivo avaliar a viabilidade técnico-econômica da produção de metanol via hidrogenação seletiva de CO₂, integrando aspectos termodinâmicos, catalíticos e financeiros. Para isso, será elaborado um

fluxograma de processo baseado em parâmetros técnico-científicos e realizado o modelamento da planta no *software Aspen Plus*. Em seguida, a avaliação econômica será conduzida no *Aspen Process Economic Analyzer (APEA)*. A proposta busca contribuir com o avanço de soluções industriais sustentáveis e à construção de uma economia química circular e de baixo carbono.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 METANOL E SUA IMPORTÂNCIA

O metanol (CH_3OH) é um composto químico de grande relevância industrial e energética, sendo considerado um dos principais intermediários da química moderna. Trata-se de um líquido incolor, volátil e miscível em água, com propriedades físico-químicas que facilitam seu armazenamento, transporte e aplicação em diversas condições operacionais (Othmer, 2001).

Figura 3 - Demanda global de metanol por produto em 2019

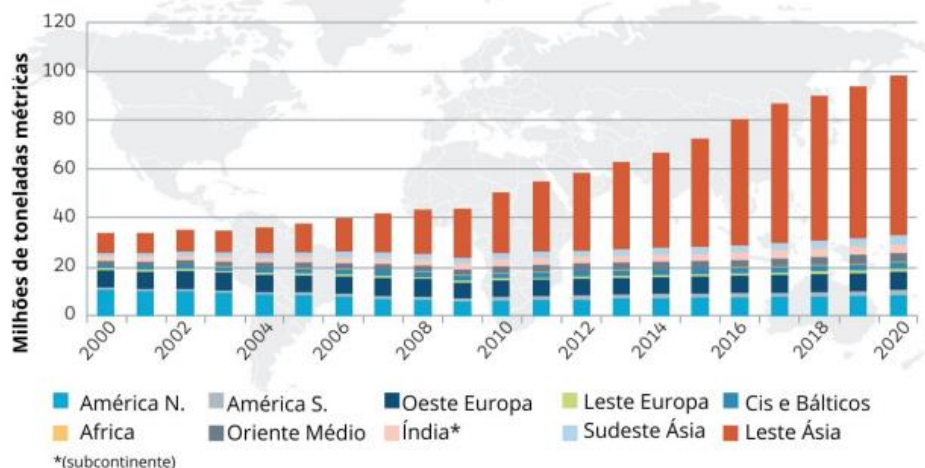


Fonte: Adaptado de (Irena,2021).

Além de sua importância como solvente e intermediário químico, o metanol tem ganhado destaque por seu potencial energético e por sua aplicação em rotas sustentáveis de produção. Atualmente, ele é amplamente empregado como matéria prima na produção de formaldeído, ácido acético, olefinas e outros compostos (Methanol Institute, 2024a). A Figura 3, adaptada de (Irena, 2021), mostra a demanda

global de metanol por produto em 2019, destacando a predominância de seu uso para formaldeído e olefinas.

Figura 4 - Demanda global de metanol por região de 2000 a 2020



Fonte: Adaptado de Alvarado (2016)

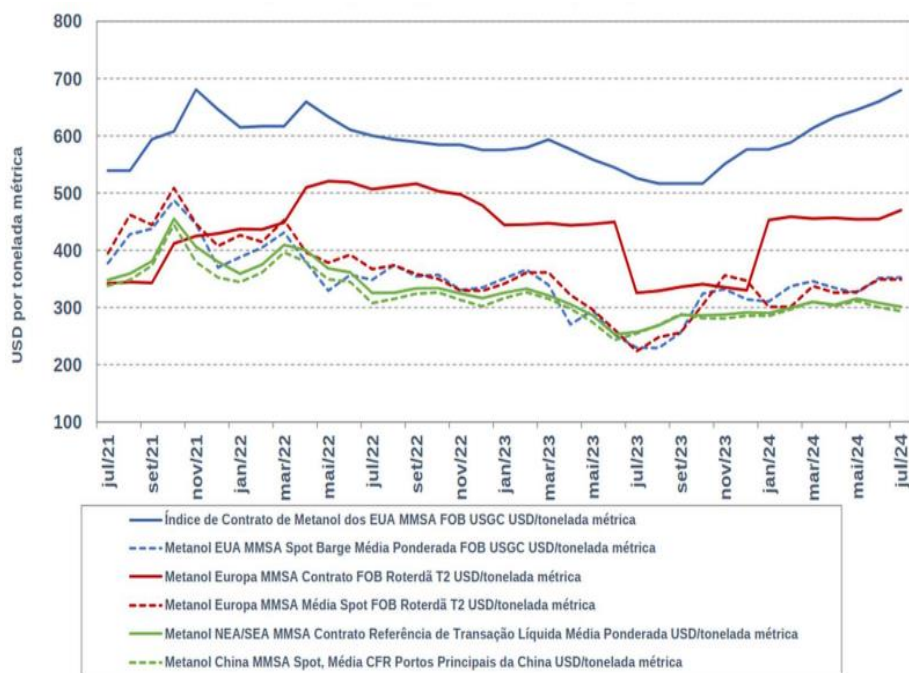
No que se refere ao consumo global, a China lidera como maior consumidora mundial de metanol, seguida por países asiáticos e pelas Américas (S&P Global, 2024). A Figura 4 ilustra o crescimento da demanda de metanol por região de 2000 a 2020, indicando um aumento significativo, especialmente na Ásia (Alvarado, 2016). A indústria global possui mais de 90 plantas com capacidade produtiva de cerca de 110 milhões de toneladas métricas por ano (Methanol Institute, 2024b). O Brasil, por sua vez, não produz metanol em larga escala, importando mais de 1,7 milhão de toneladas métricas anualmente, principalmente dos Estados Unidos (S&P Global, 2024).

Os preços globais do metanol são sensíveis à demanda e à oferta dos mercados regionais. A Figura 5, adaptada de (MMSA,2024), apresenta uma comparação dos preços do metanol nas principais regiões. Em julho de 2024, por exemplo, o preço da tonelada do metanol na América do Norte variava entre USD 575,00 e USD 832,00, enquanto na Europa a variação era de € 525,00 a € 570,00 (Methanex, 2024).

Historicamente, o metanol foi obtido por destilação seca da madeira, mas sua produção em escala industrial teve início no século XX com o desenvolvimento do processo baseado no uso de gás de síntese (CO e H₂) (Boyle, 1661; BASF, 1923). Hoje, sua versatilidade permite a utilização de diferentes fontes de carbono como matéria-prima, desde recursos fósseis como gás natural e carvão ainda

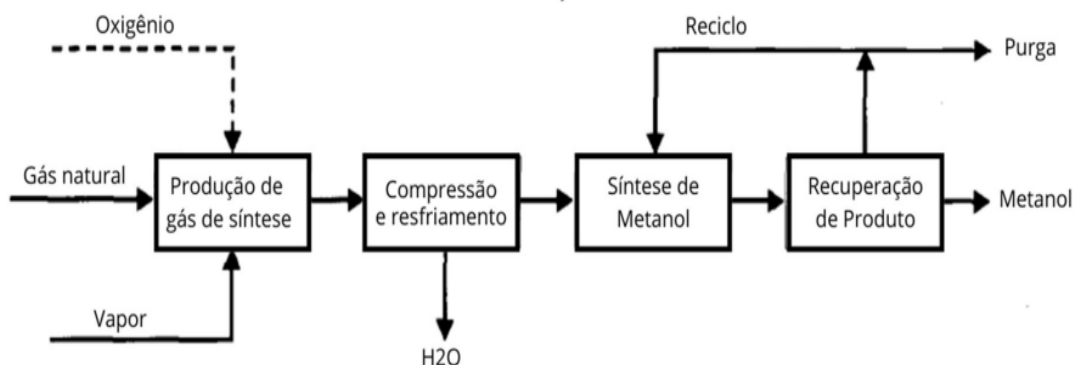
predominantes na produção mundial — até resíduos urbanos, biomassa e dióxido de carbono (Faberi e Paolucci, 2014). A Figura 6, adaptada de (Grassiassi e Green ,1994), apresenta o diagrama de blocos simplificado da síntese de metanol a partir de gás natural.

Figura 5 - Comparação dos preços globais de metanol



Fonte: Adaptado de MMSA (2024)

Figura 6 - Diagrama de blocos da síntese de metanol a partir do gás natural



Fonte: Adaptado de Grassiassi e Green (1994)

2.2 HIDROGENAÇÃO DO CO₂

Além da produção de metanol via gás de síntese, a obtenção do composto por meio da hidrogenação do dióxido de carbono (CO₂) tem sido amplamente estudada como uma alternativa promissora e sustentável, especialmente frente aos desafios da mitigação das emissões de gases de efeito estufa. Essa rota de produção apresenta como vantagem a utilização de CO₂, um gás de grande impacto ambiental, como matéria-prima, promovendo assim um ciclo mais fechado de carbono (Olah, Goeppert & Prakash, 2009).

De forma geral, o processo de produção de metanol via hidrogenação de CO₂ envolve inicialmente uma etapa de compressão das matérias-primas, geralmente CO₂ e H₂. Após essa etapa, a mistura gasosa comprimida é conduzida para o reator, onde ocorre a síntese do metanol segundo as reações descritas nas equações a seguir:



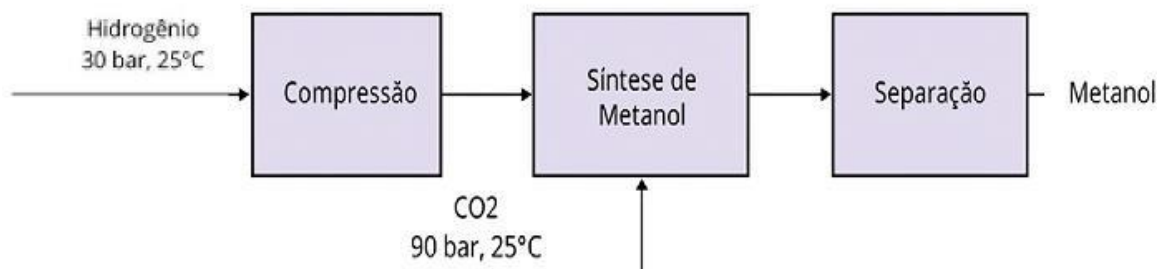
Nota-se que a reação global de síntese de metanol é altamente exotérmica e envolve uma redução no número total de moléculas no sistema, conforme a estequiometria apresentada. Assim, segundo o princípio de Le Chatelier, essa reação é favorecida sob condições de alta pressão e baixa temperatura, otimizando o rendimento do metanol (Jadhav et al., 2014).

É importante destacar que as reações de produção de metanol a partir de gás de síntese e por hidrogenação direta de CO₂ são similares. A reação de geração de CO a partir de CO₂, representada na equação (2), configura-se como uma etapa intermediária que compete com a rota direta, uma vez que o CO também pode ser hidrogenado a metanol conforme a equação (3). A presença predominante de CO₂ na carga favorece essa inversão de equilíbrio e impacta diretamente na seletividade do processo.

Após a etapa reacional, o metanol formado é conduzido para um sistema de separação e purificação, cujo objetivo é remover subprodutos e compostos residuais, como água e gases não reagidos, garantindo a qualidade do produto. O metanol

purificado é então armazenado para posterior utilização ou comercialização. A Figura 7 ilustra o diagrama de blocos representativo do processo, evidenciando as etapas principais envolvidas na conversão do CO₂ em metanol.

Figura 7 - Diagrama de blocos do processo de hidrogenação de CO₂ a metanol



Fonte: Adaptado de Nguyen e Zondervan (2019)

2.3 ESTADO DA ARTE

Tabela 1 – Estudos de avaliação econômica/tecnológica da hidrogenação do CO₂ para metanol

Autores	Processo	Indicadores do Processo	Indicadores Econômicos
Campos et al, 2022	Compressão de H ₂ e CO ₂ a 50–70 bar, reação a 200–250 °C, Catalisador Cu/ZnO/Al ₂ O ₃ , com etapas intermediárias de condensação.	Conversão de CO ₂ = 53,9% (vs padrão 28,5%), rendimento elevado de MeOH.	CAPEX = 94,5 M€, OPEX = 61,2M€/ano, redução de CAPEX em 22,7%, OPEX em 4,8%.
Bunse et al, 2021	Planta conceitual de 50 kt/a (e-MeOH) com CO ₂ de DAC e H ₂ verde, absorção de CO ₂ , compressão e reator tubular.	Conversão de CO ₂ = 48%, seletividade MeOH = 94%, razão H ₂ /CO ₂ = 3	CAPEX = 172 M€, custo do MeOH = 0,97 €/kg, viável se H ₂ < 1,5 €/kg.
Artz et al, 2020	Rota RWGS (CO ₂ → CO) seguida de metanol por rota convencional; reator a 240 °C e 60 bar.	Conversão de CO ₂ = 60%, rendimento de MeOH = 90%.	VPL positivo para plantas > 100 kt/a, custo do MeOH = 1,12 €/kg.

Fonte: Elaborado pelo autor

A hidrogenação do CO_2 com H_2 para produção de CH_3OH tem emergido como uma alternativa estratégica para a valorização do CO_2 e a descarbonização de cadeias industriais. A combinação entre o reaproveitamento de CO_2 e o uso de hidrogênio renovável torna essa rota particularmente atrativa dentro do contexto da economia de baixo carbono. Nesse cenário, diversos estudos têm se concentrado na avaliação técnico-econômica do processo, considerando diferentes configurações de planta, rotas de reação (direta ou via RWGS), e tecnologias de fornecimento de reagentes, como eletrólise da água e captura direta de CO_2 .

A Tabela 1 apresenta uma comparação entre três estudos representativos da literatura recente, com foco em projetos desenvolvidos sob condições próximas às praticadas industrialmente (temperaturas de 200–250 °C e pressões na faixa de 50–100 bar). Os trabalhos se distinguem pelas estratégias de concepção de processo como a introdução de etapas intermediárias de condensação, o uso de CO_2 capturado do ar e a integração com tecnologias de produção de hidrogênio verde. São destacados indicadores chave de desempenho técnico (como conversão de CO_2 e seletividade para metanol) e econômico (CAPEX, OPEX, custo de produção e VPL), permitindo uma análise comparativa da viabilidade das diferentes abordagens.

A partir dos estudos analisados, observa-se que, embora a tecnologia apresente avanços consideráveis, ainda existem limitações operacionais, termodinâmicas e econômicas que precisam ser superadas para a consolidação desse processo em escala industrial.

Do ponto de vista termodinâmico, a reação de hidrogenação do CO_2 ($\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$) apresenta limitações particulares. As condições operacionais típicas de 200 a 250 °C e pressões na faixa de 50 a 100 bar resultam em conversões relativamente baixas de CO_2 . Esse comportamento decorre do deslocamento do equilíbrio químico, que favorece os reagentes em temperaturas elevadas, impactando diretamente a produtividade e a viabilidade econômica do processo (CAMPOS et al., 2022).

Para contornar essas limitações, diferentes abordagens tecnológicas têm sido propostas. O trabalho de (Campos et al., 2022) demonstra que a implementação de etapas intermediárias de condensação permite elevar a conversão de CO_2 de 28,5% (processo convencional) para 53,9%. Essa estratégia resulta na redução significativa

dos fluxos de reciclo e, conseqüentemente, nos custos operacionais e de capital, mesmo com o acréscimo de equipamentos auxiliares, como trocadores de calor e unidades de separação.

No entanto, estudos como o de (Rosa,2024) destacam que, mesmo com melhorias no design de processo, a viabilidade econômica da hidrogenação de CO₂ a metanol é altamente sensível aos parâmetros de conversão e seletividade. Segundo a autora, para que o processo seja economicamente viável sob pressões de 50 bar, é necessário atingir conversões superiores a 35% com seletividade acima de 95%. Sob pressões de 100 bar, o processo se torna viável a partir de conversões de 45% com seletividade de 90%. Esses dados evidenciam que avanços catalíticos são fundamentais para a sustentabilidade técnica e econômica do processo.

Outro ponto crítico está relacionado às fontes de CO₂ e H₂. O estudo desenvolvido por (Cameli et al.,2024) avalia uma planta conceitual de produção de metanol a partir de CO₂ capturado diretamente do ar (DAC) e hidrogênio proveniente de eletrólise da água. Embora essa rota apresente a vantagem de ser carbono negativa com consumo líquido de 0,64 kg de CO₂ por kg de metanol produzido, os custos de implantação são significativamente superiores aos das rotas convencionais. O DAC representa a maior fração do investimento de capital, enquanto a eletrólise é o principal componente dos custos operacionais. Mesmo em cenários projetados para 2050, com redução dos custos de energia, o metanol produzido por essa rota ainda possui custo três vezes maior que o metanol fóssil.

No que se refere às alternativas de configuração de processo, o trabalho de (Artz et al.,2020) explora a combinação da reação de deslocamento reverso da água (RWGS) seguida da síntese convencional de metanol. Essa abordagem apresenta vantagens, uma vez que a conversão de CO em metanol é termodinamicamente mais favorável do que a conversão direta de CO₂. A integração RWGS + MeOH permite superar parte das limitações termodinâmicas da reação direta, embora adicione etapas ao processo, com reflexos nos custos de CAPEX e consumo energético.

De modo geral, os principais desafios tecnológicos identificados incluem: (i) as restrições termodinâmicas que limitam a conversão direta de CO₂; (ii) a necessidade de desenvolvimento de catalisadores mais eficientes, que operem em condições brandas e com alta seletividade para metanol; (iii) o alto custo de produção

de hidrogênio verde por eletrólise; e (iv) os elevados custos associados à captura direta de CO₂ atmosférico.

Por outro lado, os estudos também apontam caminhos promissores. A adoção de estratégias como condensação intermediária (CAMPOS et al., 2022), integração energética e reatores com configurações otimizadas permite reduzir custos operacionais e de capital. A substituição do DAC por fontes de CO₂ mais concentradas como emissões industriais ou biogás é uma alternativa que pode tornar o processo mais competitivo no curto prazo (CAMELI et al., 2024). Além disso, avanços tecnológicos na eletrólise, previstos até 2050, têm o potencial de reduzir drasticamente o custo do hidrogênio, viabilizando economicamente a produção de metanol sustentável.

Por fim, torna-se evidente que, embora a rota de hidrogenação do CO₂ a metanol represente uma alternativa para a descarbonização da indústria química e energética, sua viabilidade econômica em larga escala ainda depende de avanços tecnológicos significativos, especialmente na redução dos custos de insumos críticos como H₂ e na eficiência dos processos de captura de CO₂.

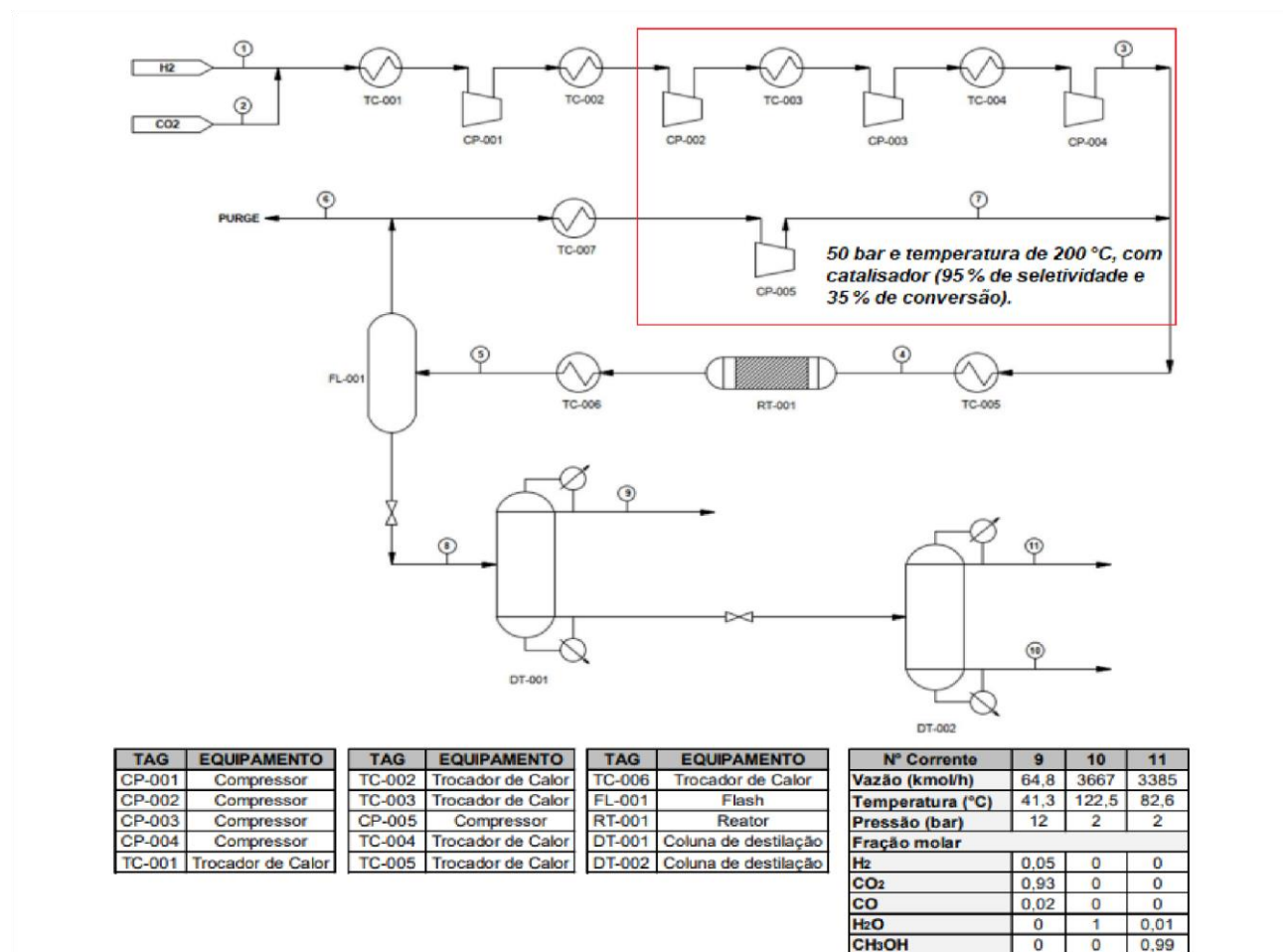
2.4 FLUXOGRAMA DO PROCESSO

O processo analisado corresponde à síntese de metanol (CH₃OH) a partir de dióxido de carbono (CO₂) e hidrogênio (H₂), representado por um fluxograma que detalha cada etapa do sistema de produção, indicado na Figura 8. A análise econômica foi conduzida com base nesse fluxograma e nas condições termodinâmicas ideais previamente determinadas por Rosa (2024) em seu trabalho de conclusão de curso, as quais serviram como referência para a simulação e avaliação dos custos envolvidos na produção de metanol via hidrogenação de CO₂. Essa rota tecnológica apresenta elevado potencial no contexto da valorização do CO₂, alinhando-se a estratégias sustentáveis de captura e reutilização de carbono, em conformidade com os Objetivos de Desenvolvimento Sustentável (ODS) da ONU, em especial os ODS 7, 9, 12 e 13.

Inicialmente, as correntes de alimentação compostas por CO₂ e H₂ são submetidas a resfriamento e posterior compressão por meio de uma série de compressores (CP-001 a CP-004), intercalados com trocadores de calor (TC-001 a

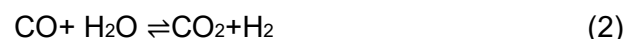
TC-004), com o objetivo de ajustar a pressão e temperatura dos gases para as condições ótimas de reação (ROSA, 2024).

Figura 8 – Fluxograma do processo de 100 bar e temperatura de 200 °C, com catalisador de 90 % de seletividade e 45 % de conversão.



Fonte: Adaptado de ROSA (2024).

Após o condicionamento, os gases são novamente comprimidos (CP-005) e aquecidos (TC-006), sendo então conduzidos ao reator tubular (RT-001), onde ocorre as reações, expressas pelas seguintes equações (1,2,3,4 e 5) a seguir:



A síntese de metanol é uma reação exotérmica que ocorre em altas pressões e temperaturas controladas, favorecendo a formação do produto desejado. O efluente do reator, contendo metanol, água e gases não reagidos, é resfriado (TC-005) e encaminhado a um vaso separador do tipo flash (FL-001), onde ocorre a separação entre as fases gasosa e líquida. Parte da corrente gasosa é descartada como purga, evitando a acumulação de inertes no sistema (ROSA, 2024).

A fase líquida, rica em metanol e água, segue para a etapa de purificação. A separação é realizada em duas colunas de destilação em série (DT-001 e DT-002). A primeira coluna remove os componentes mais leves, como o hidrogênio e o monóxido de carbono. Já na segunda coluna, o metanol é separado da água, sendo obtido com alta pureza (99% em base molar), conforme indicado nos dados da corrente 11 do balanço de massa (ROSA, 2024).

O processo opera sob condições cuidadosamente controladas, com pressões na ordem de 12 bar e temperaturas variando entre 41,3 °C e 122,5 °C ao longo do sistema. O reaproveitamento dos gases não reagidos, por meio de recirculação, contribui para o aumento da conversão e da eficiência global da planta (ROSA, 2024).

Dessa forma, o processo representa uma rota promissora para a produção sustentável de metanol, utilizando o CO₂ como insumo, e promovendo a integração entre a indústria química e estratégias de mitigação de impactos ambientais.

A síntese de metanol a partir de CO₂ e H₂ é sensivelmente impactada pelas condições de operação, principalmente pela pressão. Com base nos fluxogramas comparativos e tomando como referência o modelo base proposto por Rosa (2024), foi realizada uma análise técnica e econômica para avaliar os efeitos de operar o processo em duas condições distintas de pressão: 50 bar e 100 bar.

No primeiro cenário (50 bar, 200 °C), a planta é composta por quatro compressores, com um catalisador que apresenta 95% de seletividade e 35% de conversão. Essa condição apresenta menor exigência energética em compressão, tornando o sistema mais simples e potencialmente mais barato em termos de capital inicial. No entanto, a baixa conversão por passagem exige uma recirculação maior dos reagentes não reagidos, o que pode aumentar os custos operacionais ao longo do tempo (ROSA, 2024).

No segundo cenário (100 bar, 200 °C), foi necessário incorporar um quinto compressor para alcançar a pressão desejada, aumentando os custos com energia e equipamentos. Ainda assim, essa condição permitiu operar com uma conversão de 45%, mesmo com uma seletividade ligeiramente inferior (90%). Esse comportamento pode ser explicado pelo princípio de Le Chatelier, segundo o qual “o aumento da pressão favorece reações que resultam em menor número de mols gasosos” (ATKINS, 2011). No caso da reação de síntese de metanol, quatro mols de reagentes ($1 \text{ CO}_2 + 3 \text{ H}_2$) se convertem em apenas dois mols de produtos ($1 \text{ CH}_3\text{OH} + 1 \text{ H}_2\text{O}$), o que torna o aumento de pressão uma estratégia favorável para maximizar a conversão.

Ambos os cenários preservam a estrutura geral do processo descrita por Rosa (2024), incluindo os estágios de compressão, reação, separação flash, purga e purificação por destilação. A diferença central está na demanda energética da compressão e no impacto desse fator sobre o desempenho reacional e os custos totais do processo

3 MATERIAIS E MÉTODOS

A avaliação econômica da produção de metanol por meio da rota de hidrogenação do dióxido de carbono (CO_2) foi realizada por meio de simulações no *software Aspen Plus V11*. As condições operacionais adotadas para a simulação foram baseadas nos dados propostos por (Rosa, 2024), conforme descrito a seguir:

1. Pressão de 50 bar e temperatura de 200 °C, com a utilização de catalisador com 95 % de seletividade e 35 % de conversão;
2. Pressão de 100 bar e temperatura de 200 °C, com catalisador de 90 % de seletividade e 45 % de conversão.

Para a condução da análise de viabilidade econômica, foi necessário estabelecer previamente a faixa de variação dos preços e custos dos principais insumos envolvidos no processo, a saber: monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H_2), metanol (MeOH) e dióxido de carbono (CO_2). A partir dessa definição, procedeu-se à simulação do processo e à subsequente avaliação econômica.

3.1 DEFINIÇÃO DA FAIXA DE VARIAÇÃO DOS PREÇOS E CUSTOS

A definição da faixa de variação dos preços e custos dos principais insumos e produtos envolvidos na rota de produção de metanol via hidrogenação de dióxido de carbono (CO_2) constitui uma etapa essencial para a análise econômica e o estudo de sensibilidade do processo. Para tanto, foram adotados intervalos de valores com base em fontes técnicas e institucionais reconhecidas, como a *International Renewable Energy Agency* (IRENA, 2021), o *National Renewable Energy Laboratory* (NREL, 2021) e a publicação especializada da *S&P Global Commodity Insights* (Platts, 2024).

O custo do dióxido de carbono (CO_2) foi considerado na faixa de 0,01 a 0,60 USD/kg, conforme dados fornecidos pela (IRENA,2021), refletindo desde cenários com políticas de incentivo à captura e utilização de carbono (CCU) até condições de mercado menos favoráveis (IRENA,2021). Para o monóxido de carbono (CO), adotou-se uma faixa de 0,15 a 0,30 USD/kg, com valor médio de mercado em torno de 0,20 USD/kg, segundo estimativas do (NREL,2020) baseadas em dados históricos de 2014 a 2018, que apontam para uma produção global anual de aproximadamente 150 milhões de toneladas métricas (NREL,2020).

No que se refere ao hidrogênio (H_2), principal insumo do processo, considerou-se uma faixa de 1 a 5 USD/kg, com base nos dados mensais de preços médios fornecidos pela (Platts,2024). Essa variação contempla tanto tecnologias convencionais, como a reforma a vapor de metano (SMR), quanto rotas de menor impacto ambiental, como a eletrólise com energia renovável. A mediana global observada para diferentes regiões foi de aproximadamente 1,14 USD/kg.

O preço do metanol (MeOH), produto-alvo do processo, foi estabelecido entre 0,30 e 0,60 USD/kg, conforme relatório técnico da (IRENA,2021). Essa faixa abrange cenários de mercado atuais e futuros, considerando flutuações na oferta e demanda por insumos químicos e energéticos.

Adicionalmente, o tempo de vida útil do projeto "*time life*" foi definido com base em práticas industriais usuais para plantas químicas de porte médio e grande, sendo adotado o intervalo de 20 a 40 anos. Este parâmetro tem influência direta sobre os custos anuais de capital, depreciação e retorno do investimento, sendo, portanto, um dos elementos fundamentais na avaliação da viabilidade econômica do processo. A

inclusão de diferentes horizontes de operação no estudo permite maior abrangência na análise de cenários, conferindo robustez às conclusões obtidas.

Esses intervalos foram empregados nas simulações e na análise de sensibilidade econômica, com o objetivo de avaliar o impacto de cada variável sobre os principais indicadores de viabilidade do processo, como o custo médio de produção do metanol e a atratividade econômica do investimento. Dessa forma a faixa de variação dos preços e custos dos principais insumos envolvidos no processo encontra-se na Tabela 2.

Tabela 2 – Faixa de variação dos parâmetros econômicos para o estudo de sensibilidade paramétrica

Fator	Valor		Unidade	Referência
Custo do CO ₂	0,01	0,60	USD/kg	IRENA (2021)
Preço do CO	0,15	0,30	USD/kg	NREL (2020)
Custo do H ₂	1,0	5,0	USD/kg	Platts (2024)
Preço do MeOH	0,30	0,60	USD/kg	IRENA (2021)
Vida útil	20	40	Anos	Prática Industrial

Fonte: Elaborado pelo próprio autor

3.2 SENSIBILIDADE PARAMÉTRICA

Com a faixa de sensibilidade exigida, foi elaborada uma matriz de planejamento experimental com o objetivo de avaliar a sensibilidade do processo frente aos parâmetros econômicos, levando em consideração os insumos relevantes, como monóxido de carbono, hidrogênio, metanol e dióxido de carbono. A implementação dessa matriz é crucial, pois permite uma análise aprofundada das interações entre os diferentes fatores envolvidos no processo.

A utilização de matrizes de planejamento experimental constitui uma abordagem estratégica que não apenas facilita a identificação da codificação ideal de insumos, mas também proporciona uma compreensão mais aprofundada sobre a

influência de cada variável no desempenho econômico e na sustentabilidade do sistema.

Tabela 3 – Matriz de Planejamento Experimental

Runs	x1	x2	x3	x4	x5	CO2 custo	CO preço	H2 custo	MeOH preço	Vida útil
1	-1	-1	-1	-1	-1	0,01	0,15	1,0	0,30	20
2	1	-1	-1	-1	-1	0,6	0,15	1,0	0,30	20
3	-1	1	-1	-1	-1	0,01	0,30	1,0	0,30	20
4	1	1	-1	-1	-1	0,6	0,30	1,0	0,30	20
5	-1	-1	1	-1	-1	0,01	0,15	5,0	0,30	20
6	1	-1	1	-1	-1	0,6	0,15	5,0	0,30	20
7	-1	1	1	-1	-1	0,01	0,30	5,0	0,30	20
8	1	1	1	-1	-1	0,6	0,30	5,0	0,30	20
9	-1	-1	-1	1	-1	0,01	0,15	1,0	0,60	20
10	1	-1	-1	1	-1	0,6	0,15	1,0	0,60	20
11	-1	1	-1	1	-1	0,01	0,30	1,0	0,60	20
12	1	1	-1	1	-1	0,6	0,30	1,0	0,60	20
13	-1	-1	1	1	-1	0,01	0,15	5,0	0,60	20
14	1	-1	1	1	-1	0,6	0,15	5,0	0,60	20
15	-1	1	1	1	-1	0,01	0,30	5,0	0,60	20
16	1	1	1	1	-1	0,6	0,30	5,0	0,60	20
17	-1	-1	-1	-1	1	0,01	0,15	1,0	0,30	40
18	1	-1	-1	-1	1	0,6	0,15	1,0	0,30	40
19	-1	1	-1	-1	1	0,01	0,30	1,0	0,30	40
20	1	1	-1	-1	1	0,6	0,30	1,0	0,30	40
21	-1	-1	1	-1	1	0,01	0,15	5,0	0,30	40
22	1	-1	1	-1	1	0,6	0,15	5,0	0,30	40
23	-1	1	1	-1	1	0,01	0,30	5,0	0,30	40
24	1	1	1	-1	1	0,6	0,30	5,0	0,30	40
25	-1	-1	-1	1	1	0,01	0,15	1,0	0,30	40
26	1	-1	-1	1	1	0,6	0,15	1,0	0,60	40
27	-1	1	-1	1	1	0,01	0,30	1,0	0,60	40
28	1	1	-1	1	1	0,6	0,30	1,0	0,60	40
29	-1	-1	1	1	1	0,01	0,15	5,0	0,60	40
30	1	-1	1	1	1	0,6	0,15	5,0	0,60	40
31	-1	1	1	1	1	0,01	0,30	5,0	0,60	40
32	1	1	1	1	1	0,6	0,30	5,0	0,60	40
33	0	0	0	0	0	0,305	0,23	3,0	0,45	30
34	0	0	0	0	0	0,305	0,23	3,0	0,45	30

Fonte: Elaborado pelo próprio autor

Essa metodologia permite a realização de experimentos de forma sistemática, otimizando o número de testes necessários e, conseqüentemente, promovendo economia de tempo e recursos (MONTGOMERY, 1991). A Tabela 3 apresenta a matriz de planejamento experimental fatorial com 5 fatores, detalhando os diferentes cenários a serem explorados.

A matriz corresponde a um planejamento experimental do tipo fatorial completo, envolvendo cinco variáveis independentes que influenciam um processo, no nosso caso a produção de metanol. Essas variáveis são:

- Custo de CO₂
- Preço de monóxido de carbono
- Custo do hidrogênio
- Preço do metanol
- Tempo de vida útil do processo

Cada variável foi codificada em três níveis:

- -1: nível baixo
- 0: nível central
- +1: nível alto

A codificação é uma forma padronizada de representar os níveis reais das variáveis, permitindo simplificar a análise estatística e o ajuste de modelos. Os valores reais associados a cada nível são apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 – Valores reais associados a cada nível.

Fator	Valor			Unidade
Custo do CO ₂	0,01 = -1	0,305 = 0	0,60 = 0	USD/kg
Preço do CO	0,15 = -1	0,23 = 0	0,30 = 0	USD/kg
Custo do H ₂	1,0 = -1	3,0 = 0	5,0 = 0	USD/kg
Preço do MeOH	0,30 = -1	0,45 = 0	0,60 = 0	USD/kg
Vida útil	20 = -1	30 = 0	40 = 0	Anos

Fonte: Elaborado pelo próprio autor

Com base nessas codificações, foram geradas 32 combinações experimentais utilizando todos os possíveis arranjos dos níveis -1 e +1 para as cinco variáveis (ou seja, um fatorial 2⁵ = 32 pontos). Além disso, dois ensaios adicionais

foram realizados no ponto central (nível 0 para todas as variáveis), totalizando 34 experimentos. Esses pontos centrais são importantes para verificar a presença de curvatura na resposta e estimar o erro puro do experimento. Cada linha da matriz representa uma execução experimental (ou simulação) com uma combinação específica dos fatores.

Para a análise dos dados, utilizou-se o *software Design-Expert* versão 13. Esse tipo de análise permite uma distribuição eficiente dos pontos experimentais, foram definidas cinco variáveis numéricas de processo e nenhum componente de mistura ou fator categórico. A quantidade de execuções experimentais (runs) foi estabelecida em 34, conforme definida pela matriz de planejamento experimental.

O *Design-Expert* foi utilizado para realizar a análise estatística dos resultados (como ANOVA) e obter os modelos preditivos. A qualidade dos modelos foi avaliada com base em parâmetros estatísticos como o coeficiente de determinação (R^2), o valor de p , além da análise gráfica dos resíduos, conforme recomendado pelo manual do *software* (STAT-EASE, INC., 2020).

3.3 AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Para a avaliação econômica do processo de produção de metanol, foi utilizado o *Aspen Process Economic Analyzer* (APEA), uma extensão do *software Aspen Plus*. A partir da simulação do processo no *Aspen Plus*, foram obtidos os dados técnicos necessários para o dimensionamento da planta, os quais foram integrados ao APEA para estimativa dos custos econômicos envolvidos.

O APEA permite calcular tanto os custos diretos quanto os indiretos, abrangendo despesas com equipamentos, infraestrutura, impostos, mão de obra, utilidades e demais variáveis relevantes. Com base nesses dados, foi possível determinar as despesas de capital (CAPEX), despesas operacionais (OPEX), custos de matéria-prima, receitas projetadas com vendas e o fluxo de caixa anual ao longo da vida útil da planta (ASPEN TECHNOLOGY, INC., 2023).

Com essas informações, foi calculado o preço mínimo de venda do metanol (MSP), com base na razão entre o custo total anual (CAPEX + OPEX) e a produção anual de metanol obtida na simulação.

Além disso, a viabilidade econômica do projeto foi avaliada por meio do Valor Presente Líquido (NPV), que considera todas as entradas e saídas de caixa ao longo do tempo. Essa análise fornece uma visão integrada dos aspectos técnicos, econômicos e ambientais do processo, servindo como base para decisões estratégicas quanto à implementação e otimização da planta (ROSA,2024).

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Esta seção apresenta e discute os principais resultados obtidos por meio de 68 simulações do processo de hidrogenação seletiva de dióxido de carbono (CO_2) para a produção de metanol. As simulações foram distribuídas igualmente entre duas condições de pressão — 100 bar e 50 bar — totalizando 34 simulações para cada cenário. A partir dessas simulações, foram determinados os valores de CAPEX (custos de investimento), OPEX (custos operacionais), preço do metanol e Valor Presente Líquido (NPV), os quais são organizados e analisados nas subseções a seguir. Os resultados obtidos para cada condição de pressão são apresentados, respectivamente, nas Tabelas 5 e 6 que estão disponíveis em anexo.

A avaliação da viabilidade técnico-econômica foi realizada com base na matriz de planejamento experimental previamente apresentada, considerando a variação nos preços e custos dos principais insumos envolvidos no processo, como monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H_2), metanol (CH_3OH) e dióxido de carbono (CO_2). Dentre os parâmetros avaliados, o preço do metanol, expresso em dólares por quilograma (USD/kg), destacou-se como um dos principais indicadores de viabilidade econômica. Os resultados obtidos possibilitam uma análise crítica dos efeitos das diferentes condições operacionais e variáveis econômicas sobre a rentabilidade do processo, contribuindo para a avaliação da viabilidade da rota tecnológica proposta.

Através dos resultados obtidos, foi identificado que as simulações de número 9, 11, 25 e 27 apresentaram valores positivos de NPV para as condições de 50 BAR e 100 BAR, o que sugere uma viabilidade econômica nessas condições específicas. Agora, o foco é entender, de acordo com os valores estabelecidos para os preços e custos dos insumos, os motivos que levaram a esse resultado favorável. Além disso, verificamos a correlação entre tecnologia e custos de H_2/CO_2 com base no relatório *Innovation Outlook: Renewable Methanol*, publicado pela (IRENA,2021). Essa

análise nos permitiu explorar como os custos de hidrogênio e dióxido de carbono afetam a viabilidade do processo, contribuindo para uma compreensão mais profunda dos cenários viáveis e ajudando a orientar futuras decisões estratégicas no projeto.

4.1 SIMULAÇÕES DO PROCESSO DE HIDROGENAÇÃO SELETIVA DE CO₂ A METANOL

A Tabela 7 disponível no anexo resume os preços de metanol obtidos nas simulações realizadas para as condições de 50 bar e 100 bar. Essa análise é fundamental para compreender a viabilidade econômico-financeira do processo de hidrogenação seletiva de CO₂ a metanol. Ao comparar os preços de metanol para ambas as condições, podemos avaliar o impacto das variáveis operacionais nos custos e identificar quais cenários oferecem melhores perspectivas para a sustentabilidade econômica do processo. Essa informação será crucial para embasar decisões estratégicas e otimizar a produção de metanol de forma eficiente.

A produção de metanol está diretamente relacionada aos custos das matérias-primas utilizadas, como hidrogênio (H₂) e dióxido de carbono (CO₂), além da tecnologia empregada no processo de captura e utilização do CO₂. Nesta análise, exploramos as condições de 50 e 100 bar, correlacionando a influência das tecnologias e seus custos sobre o preço final do metanol.

4.2.1 PRODUÇÃO DE METANOL A 50 BAR

Na condição de 50 bar, os preços de metanol observados variam de USD 0,50 a USD 2,51 por quilograma. Estes valores apresentam uma ampla gama, sugerindo que as tecnologias e os custos de captura de CO₂ e produção de H₂ desempenham um papel crucial na determinação do preço final. Preços mais baixos, como USD 0,50 e USD 1,47-1,54/kg, indicam o uso de tecnologias e fontes de CO₂ mais econômicas (IRENA, 2021, p. 77). É provável que estas fontes de CO₂ sejam derivadas de processos como a purificação de gás natural (USD 15-25/t) ou de biomassa para etanol (USD 12-22/t), ambos sendo mais acessíveis em termos de custo (IRENA, 2021, p. 80). Além disso, a presença de créditos de carbono (É a moeda utilizada no mercado de carbono, onde empresas ou países que conseguem reduzir suas

emissões de GEE abaixo do limite estabelecido podem vender esses créditos para aqueles que não conseguiram) pode estar influenciando esses preços, ao reduzir ainda mais os custos de produção.

Por outro lado, os valores mais altos, como USD 2,51/kg, indicam a utilização de tecnologias mais dispendiosas, como a Captura Direta do Ar (DAC), cujo custo varia entre USD 300-600/t (IRENA, 2021, p. 80). A DAC, embora inovadora e crucial para um futuro de carbono neutro, ainda é uma tecnologia emergente com elevados custos operacionais, o que se reflete no preço final do metanol. Além disso, os preços mais elevados também podem estar relacionados a custos mais altos de hidrogênio, sugerindo a ausência ou insuficiência de créditos de carbono para compensar as despesas com a captura de CO₂.

No contexto de 50 bar, o custo do hidrogênio verde também exerce um papel determinante. Com o preço do H₂ variando entre USD 1,8-3,2/kg, o impacto no custo do metanol é significativo (IRENA, 2021, p. 79). Para os preços mais baixos de metanol, o hidrogênio provavelmente é produzido a partir de fontes mais baratas e sustentáveis. Já para os preços mais elevados, a produção de hidrogênio envolve custos mais altos, possivelmente decorrentes de tecnologias menos eficientes ou maior demanda energética, o que torna o processo mais oneroso (IRENA, 2021, p. 79-81).

Assim, a condição de 50 bar revela uma correlação clara entre o tipo de tecnologia empregada para a captura de CO₂, o custo do hidrogênio e a aplicação ou não de créditos de carbono. As tecnologias mais acessíveis e fontes de CO₂ renováveis tendem a resultar em preços mais baixos de metanol, enquanto tecnologias mais sofisticadas, como a DAC, ainda exigem um investimento financeiro considerável.

Além disso, conforme discutido nos estudos de (Campos et al.,2022) e (Rosa ,2024), os próprios parâmetros operacionais — como conversão e seletividade — também impactam significativamente o custo do metanol. Sob condições de 50 bar, o processo só se torna economicamente competitivo quando atinge conversões superiores a 35% e seletividade acima de 95% (ROSA, 2024). Estratégias como a condensação intermediária (CAMPOS et al., 2022) surgem como soluções viáveis

para aumentar a conversão e reduzir os custos associados ao reciclo de gases, impactando diretamente tanto o CAPEX quanto o OPEX do processo.

Adicionalmente, o trabalho de (Cameli et al.,2024) reforça que, quando se utiliza CO₂ capturado diretamente do ar e hidrogênio proveniente de eletrólise, os custos se tornam significativamente mais altos, mesmo sob a condição de 50 bar. Isso ocorre principalmente pelo elevado custo da eletrólise e da DAC, que representam, respectivamente, os maiores componentes dos custos operacionais e de capital. Nesse contexto, torna-se evidente que, além da influência das tecnologias de captura e da origem do hidrogênio, os avanços no design de processos e na eficiência catalítica são determinantes para que o metanol produzido a partir da hidrogenação de CO₂ se torne uma alternativa economicamente viável e competitiva frente às rotas convencionais.

Para investigar quantitativamente essa correlação, foi desenvolvido um modelo estatístico linear reduzido para estimar o custo mínimo de venda do metanol (MSP MeOH) em função dos custos dos insumos CO₂ e H₂. A análise de variância (ANOVA) para esse modelo é apresentada na Tabela 8:

Tabela 8 – Análise de Variância (ANOVA) para o MSP MeOH 50 BAR

Termo	Soma de Quadrados	Df	Quadrado Médio	F-valor	p-valor	Coefficiente Estimado	Erro Padrão
Constante	-	-	-	-	-	1,19	0,0017
A(Custo CO ₂)	1,64	1	1,64	15910,23	< 0,0001	0,2265	0,0018
C(Custos H ₂)	1,44	1	1,44	13938,62	< 0,0001	0,2120	0,0018
Resíduo	0,0031	30	0,0001	-	-	-	-

**R² = 0,9989; R² adj. = 0,9989 ; R² pred. = 0,9989¹;
Precisão Adequada = 251,713**

Fonte: Elaborado pelo autor.

Com base na Tabela 8, a análise de variância para o modelo do custo mínimo de produção de metanol revela que o modelo é altamente significativo. Os valores de F para os fatores A e C são 15.910,23 e 13.938,62, respectivamente, ambos com p-valores menores que 0,0001, indicando que esses fatores exercem influência estatisticamente significativa sobre a resposta. Além disso, a interação entre os fatores A e C também apresenta significância, reforçando a importância da análise conjunta dos custos de CO₂ e H₂ na determinação do MSP.

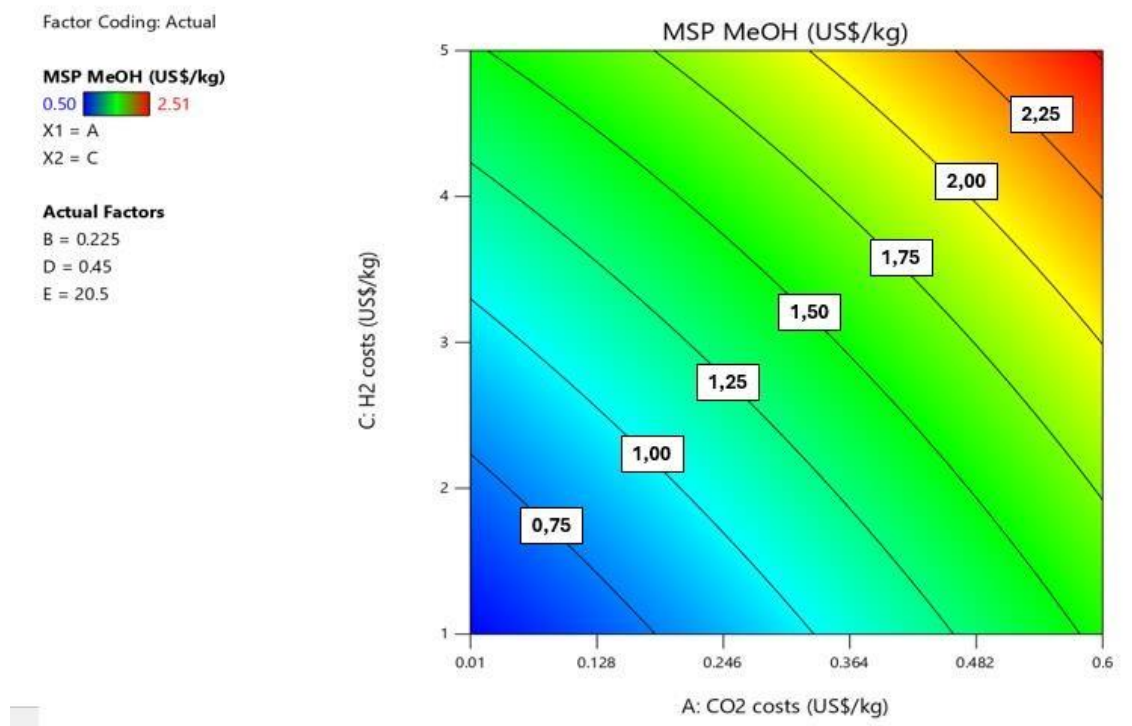
O coeficiente de determinação (R²) do modelo é 0,9989, com valores ajustado e predito idênticos, o que demonstra excelente ajuste do modelo aos dados experimentais, alta capacidade preditiva e ausência de sobreajuste. A razão sinal ruído da Precisão Adequada é 251,713, muito superior ao valor mínimo recomendado de 4, indicando que o modelo possui um sinal forte e confiável para navegar no espaço de projeto.

Os coeficientes estimados para os fatores indicam que o MSP MeOH aumenta aproximadamente 0,2265 USD/kg para cada aumento unitário no custo do CO₂ e 0,2120 USD/kg para cada aumento unitário no custo do H₂, quando mantidas constantes as demais variáveis.

Dessa forma, o modelo é robusto, preciso e apresenta alto poder explicativo, sendo uma ferramenta eficiente para avaliar e otimizar economicamente o processo de produção de metanol em função dos custos dos insumos. A Figura 9 representa as curvas de contorno que ilustra visualmente essa relação, mostrando as regiões de maior e menor custo mínimo de venda do metanol conforme as variações simultâneas nos custos do CO₂ e do H₂, possibilitando a identificação das condições mais favoráveis para a viabilidade econômica do processo.

Essa abordagem estatística está fundamentada nos princípios de análise de experimentos e regressão linear descritos por (Montgomery, 2020), que destaca a importância da avaliação de variância e coeficientes de determinação para validar modelos preditivos. Além disso, a interpretação dos coeficientes e interações baseia-se nas práticas recomendadas por (Box, Hunter, 2005), que enfatizam a análise detalhada das interações para compreender efeitos combinados em processos complexos.

Figura 9 – Curva de Contorno do MSP MeOH em função dos Custos de CO₂ e H₂.



Fonte: Elaborado pelo autor.

A Figura 9 representa a variação do Custo Mínimo de Venda (MSP) do metanol (MeOH), em função dos custos do CO₂ (eixo x) e do H₂ (eixo y). As regiões em tons de azul, com valores de MSP entre 0,75 e 1,00 USD/kg, indicam cenários economicamente mais viáveis. Esses resultados estão associados a fontes de CO₂ de menor custo (IRENA,2021), como:

- Purificação de gás natural (USD 15–25/t CO₂),
- Fermentação de biomassa para etanol (USD 12–22/t CO₂),
- Aproveitamento de créditos de carbono, que reduzem o custo efetivo de captura.

Por outro lado, as áreas em vermelho e laranja do gráfico (MSP de 2,00 a 2,25 USD/kg) representam cenários com elevados custos de insumo, ligados a:

- Captura direta do ar (DAC), com custos entre USD 300–600/t CO₂,
- Rotas de produção de hidrogênio menos eficientes ou com alto consumo energético,
- Ausência de políticas de incentivo, como os créditos de carbono.

O custo do hidrogênio verde, variando de USD 1,8 a 3,2/kg, é um dos principais fatores de impacto no MSP. Custos mais baixos estão diretamente relacionados à eletrólise com energia renovável, enquanto os maiores refletem fontes convencionais menos sustentáveis.

O cenário mais promissor se encontra na região inferior esquerda do gráfico, onde ambos os custos (CO_2 e H_2) são minimizados. Isso evidencia a importância de tecnologias de captura eficientes e de fontes renováveis de hidrogênio para a competitividade do processo.

A Figura 9 destaca a centralidade do custo dos insumos na viabilidade econômica da síntese de metanol via hidrogenação de CO_2 . Ele também reforça o papel dos incentivos regulatórios, como os créditos de carbono, no fortalecimento de rotas tecnológicas sustentáveis. O MSP MeOH surge, assim, como uma ferramenta estratégica para orientar decisões sobre catalisadores, fornecedores e caminhos tecnológicos, maximizando o retorno econômico e ambiental do processo.

4.2.2 PRODUÇÃO DE METANOL A 100 BAR

Sob a condição de 100 bar, observa-se uma faixa de preços de metanol que vai de USD 0,50 a USD 2,54 por quilograma — valor máximo ligeiramente superior ao observado na condição de 50 bar. Essa variação pode estar associada a mudanças na eficiência do processo e nos custos operacionais introduzidos pela elevação da pressão.

Operar a 100 bar favorece o deslocamento do equilíbrio da reação de síntese do metanol ($\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$) para os produtos, contribuindo para uma maior conversão por passe e, conseqüentemente, menor necessidade de reciclo de gás. Esse efeito pode trazer ganhos de eficiência energética e produtiva. Contudo, o aumento da pressão também implica em investimentos mais elevados em infraestrutura — como reatores e tubulações reforçadas, sistemas de compressão e controle —, elevando os custos de capital e operação do processo.

Esses custos adicionais podem explicar a presença de valores de até USD 2,54/kg, mesmo quando se utilizam fontes de CO_2 e hidrogênio semelhantes às da condição de 50 bar. Em especial, a compressão necessária para operar em 100 bar pode tornar a utilização de tecnologias de captura de CO_2 mais exigentes — como a

DAC, com custos entre USD 300-600/t — ainda menos competitiva economicamente (IRENA, 2021, p. 80). Por outro lado, fontes de CO₂ oriundas de processos industriais ou da biomassa, que já operam sob condições pressurizadas e apresentam custos entre USD 12-25/t, permanecem como alternativas mais viáveis (IRENA, 2021, p. 80).

Outro fator crítico sob 100 bar é o custo do hidrogênio. Ainda que o preço básico do hidrogênio verde continue na faixa de USD 1,8–3,2/kg (IRENA, 2021, p. 79), a necessidade de compressão adicional para alimentação do reator em alta pressão pode aumentar o custo efetivo do insumo. Esse efeito é particularmente relevante quando a energia elétrica utilizada para eletrólise e compressão não provém de fontes renováveis abundantes ou de baixo custo.

Além disso, tecnologias como a captura e armazenamento de carbono bioenergético (BECCS), com ampla faixa de custo (USD 20–400/t), também podem ter papel relevante em cenários de alta pressão, dependendo da integração energética do processo (IRENA, 2021, p. 80).

Adicionalmente, de acordo com (Rosa,2024), a viabilidade econômica do processo operando a 100 bar requer conversões mínimas de 45% associadas a seletividades de, no mínimo, 90%. Isso demonstra que, apesar do benefício termodinâmico da alta pressão, os desafios econômicos persistem caso não sejam obtidos níveis adequados de desempenho catalítico. Nesse sentido, os dados de (Campos et al.,2022) corroboram a importância de estratégias como a condensação intermediária para reduzir os fluxos de reciclo e mitigar o impacto dos custos operacionais, mesmo em condições de alta pressão.

Além disso, o estudo de (Cameli et al.,2024) reforça que, quando o processo utiliza CO₂ capturado por DAC e hidrogênio verde proveniente de eletrólise, o custo do metanol permanece significativamente superior, independentemente do aumento da pressão. Isso se deve à contribuição elevada da eletrólise nos custos operacionais e da DAC no CAPEX, agravados ainda mais pelo consumo energético adicional necessário para compressão em 100 bar.

Portanto, embora operar em alta pressão traga vantagens em termos de conversão e redução de reciclo, os custos associados à compressão e à necessidade de materiais e equipamentos reforçados adicionam barreiras econômicas importantes. A adoção de fontes de CO₂ mais concentradas e menos custosas, bem

como avanços na eficiência dos eletrolisadores e no desenvolvimento de catalisadores mais robustos e seletivos, torna-se indispensável para viabilizar economicamente a rota de hidrogenação do CO₂ a metanol sob condições de 100 bar.

De forma análoga a de 50 bar, também foi desenvolvido um modelo estatístico linear reduzido para estimar o custo mínimo de venda do metanol (MSP MeOH) em função dos custos dos insumos CO₂ e H₂. A ANOVA para esse modelo é apresentada na Tabela 9:

Tabela 9 – Análise de Variância para o MSP MeOH 100 BAR

Termo	Soma de Quadrados	Df	Quadrado		p-valor	Coeficiente Estimado	Erro Padrão
			Médio	F-valor			
Constante	-	-	-	-	-	1,54	0,0001
A(Custo CO ₂)	8,66	1	8,66	4,769E+07	< 0,0001	0,2265	0,0001
C(Custos H ₂)	7,52	1	7,52	4,142E+07	< 0,0001	0,2120	0,0001
Resíduo	5,648E-06	30	1,822E-07	-	-	-	-

**R² = 0,9999; R² adj. = 0,9999 ; R² pred. = 0,9999¹;
Precisão Adequada = 13752,09**

Fonte: Elaborado pelo autor

A Tabela 9 apresenta os resultados da ANOVA para o modelo estatístico linear reduzido desenvolvido com o objetivo de estimar o MSP MeOH em função dos custos dos insumos CO₂ e H₂. Assim como no cenário de 50 bar, os resultados obtidos evidenciam a excelente qualidade estatística do modelo ajustado, com forte aderência aos dados experimentais e alta capacidade preditiva.

O valor de F extremamente elevado para os termos do modelo 4,769E+07 para os custos de CO₂ e 4,142E+07 para os custos de H₂, indica que ambos os fatores têm efeito estatisticamente muito significativo sobre o MSP MeOH, com p-valores < 0,0001. Estes valores reforçam a influência direta e positiva que os custos desses

insumos exercem sobre o preço mínimo de venda do metanol, o que está alinhado com os resultados discutidos anteriormente para outros cenários.

Os coeficientes estimados de 0,5202 para o CO₂ e 0,4848 para o H₂ revelam que, mantendo os demais fatores constantes, um aumento unitário no custo do insumo CO₂ resulta em um acréscimo de aproximadamente 0,52 USD/kg no MSP MeOH, enquanto a mesma variação no custo do H₂ implica em um acréscimo de cerca de 0,48 USD/kg. Isso mostra que o impacto de ambos os insumos é semelhante, com leve predominância do custo de CO₂ no resultado do MSP.

O modelo apresenta um coeficiente de determinação (R²) de 0,9999 com valor de R² predito também igual a 0,9999, indicando um ajuste praticamente perfeito aos dados, sem sinais de sobreajuste, perda de generalização ou ruído estatístico relevante. Embora o valor de R² ajustado não tenha sido informado, a combinação dos demais indicadores estatísticos confirma a solidez do modelo.

O valor da Precisão Adequada está acima do limite recomendado de 4, demonstrando uma relação sinal-ruído extremamente favorável. Isso significa que o modelo possui excelente capacidade de discriminar variações significativas nos dados em relação ao ruído, o que o torna altamente confiável para exploração do espaço de projeto e otimização do processo.

Assim, os resultados desta análise demonstram, que o modelo estatístico desenvolvido é robusto, altamente explicativo e perfeitamente adequado para representar a variação do MSP MeOH em função dos custos dos insumos CO₂ e H₂. A semelhança dos coeficientes estimados com os obtidos no modelo para 50 bar reforça a consistência da abordagem e a estabilidade das tendências observadas, consolidando o papel central desses insumos na viabilidade econômica do processo de hidrogenação seletiva de CO₂ a metanol.

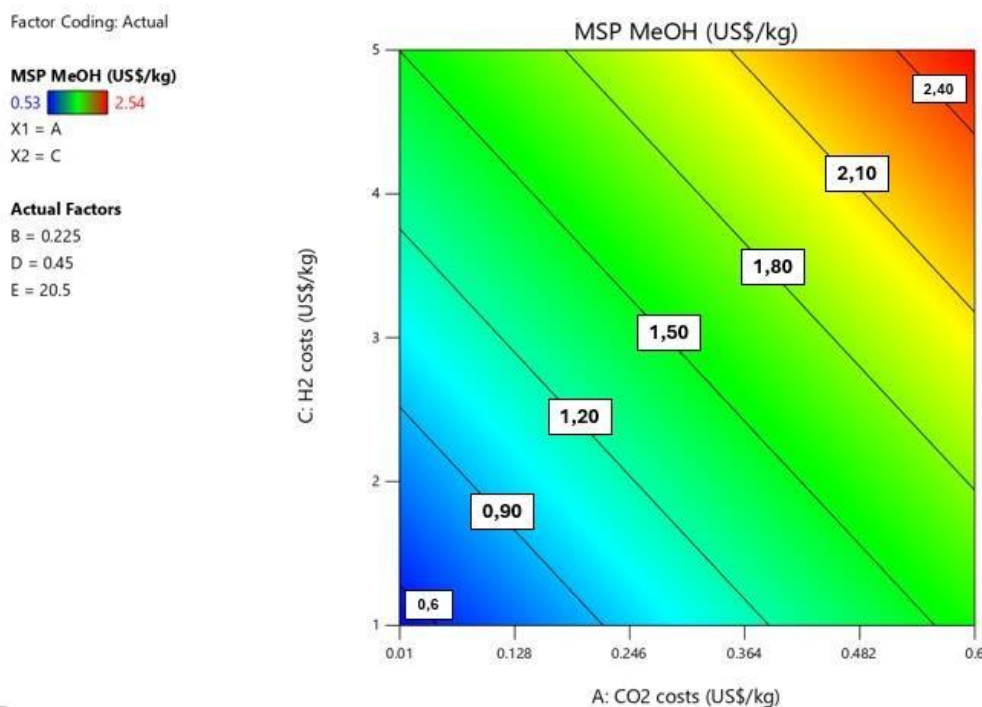
A seguir como em 50 bar, a Figura 10 representa o gráfico de contorno para a condição de 100 bar que ilustra visualmente essa relação, mostrando as regiões de maior e menor custo mínimo de venda do metanol conforme as variações simultâneas nos custos do CO₂ e do H₂, possibilitando a identificação das condições mais favoráveis para a viabilidade econômica do processo.

Na condição de 100 bar, observa-se uma alteração significativa no comportamento do MSP MeOH em função das variáveis de entrada os custos dos

insumos CO_2 e H_2 quando comparado ao cenário analisado a 50 bar. Embora a relação direta entre o aumento dos custos dos insumos e o incremento no MSP MeOH seja mantida, o gradiente de resposta se apresenta mais acentuado, indicando uma sensibilidade ainda maior do custo de venda do metanol a esses insumos nesta condição operacional.

Adicionalmente, os valores do MSP MeOH obtidos para combinações de custos dos insumos são superiores em 100 bar. Esse comportamento pode estar associado ao aumento dos custos operacionais sob pressões elevadas, como maior demanda energética para compressão e possíveis limitações de eficiência no processo catalítico, repercute diretamente no valor de venda necessário para viabilizar economicamente o processo. Tal resultado está em concordância com a literatura, que aponta que o aumento de pressão, embora possa beneficiar o equilíbrio de certas reações, tende a impactar negativamente os custos operacionais totais (FOGLER, 2016; PETERS et al., 2003).

Figura 10 – Gráfico de Contorno do MSP MeOH em função dos Custos de CO_2 e H_2 em 100 bar.



Fonte: Elaborado pelo autor

Apesar de o modelo estatístico permanecer linear reduzido — o que resulta em linhas de contorno predominantemente retas — a inclinação dessas curvas difere do cenário de 50 bar. A disposição das isolinhas no gráfico de 100 bar indica que o impacto relativo dos custos de CO₂ e H₂ sobre o MSP está mais balanceado. Essa alteração de inclinação sugere uma contribuição mais equitativa dos dois insumos para a variação do MSP MeOH sob essa condição operacional. Tais interpretações são sustentadas pela análise dos coeficientes estimados no modelo de regressão, conforme defendido por (Myers; Montgomery; Anderson-Cook, 2016), que destacam a importância de considerar o comportamento das superfícies de resposta em diferentes domínios operacionais para dedução adequada sobre o sistema modelado.

4.3 DESPESAS DE CAPITAL (CAPEX) E DESPESAS OPERACIONAIS (OPEX)

A avaliação econômica de um processo industrial envolve, principalmente, dois tipos de custos fundamentais: CAPEX e OPEX. Ambos desempenham papéis distintos e complementares na viabilidade financeira de uma planta, sendo a análise integrada dessas categorias essencial para decisões de investimento e otimização operacional.

O CAPEX refere-se ao investimento inicial necessário para implantar a planta industrial. Este valor inclui a aquisição de equipamentos, construção de infraestrutura, engenharia, licenciamento, tubulações, sistemas elétricos, instrumentação e controle, além de reservas técnicas e capital de giro (ASPEN,2023).

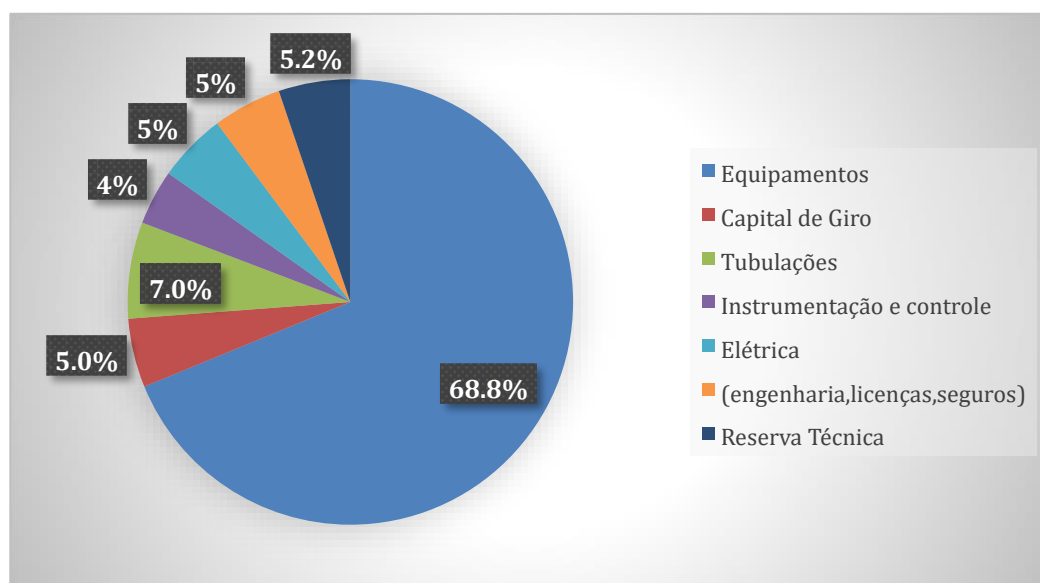
Para o levantamento de CAPEX e OPEX deste estudo, foram consideradas duas condições operacionais distintas, com o objetivo de analisar o impacto dos parâmetros de processo na viabilidade econômica. A primeira condição envolveu uma pressão de 50 bar e temperatura de 200 °C, com a utilização de um catalisador com 95 % de seletividade e 35 % de conversão. Já a segunda condição foi realizada sob uma pressão de 100 bar e a mesma temperatura de 200 °C, utilizando um catalisador com 90 % de seletividade e 45 % de conversão. Essas condições serviram como base para os cálculos econômicos, permitindo uma comparação entre os cenários propostos.

Com base nos dados analisados, a maior parte do CAPEX (68,8%) é destinada à aquisição de equipamentos, o que evidencia a natureza intensiva do processo em ativos fixos. A seguir, os demais componentes:

- Tubulações: 7,0%
- Reserva técnica: 5,2%
- Instrumentação e controle: 4,0%
- Capital de giro, sistemas elétricos, engenharia, licenças e seguros: cerca de 5,0% cada.

Essa distribuição está evidenciada na Figura 11 e demonstra a complexidade e os altos padrões exigidos por plantas químicas de grande porte, como a de produção de metanol com captura de CO₂.

Figura 11 – Distribuição do CAPEX.



Fonte: Elaborado pelo autor.

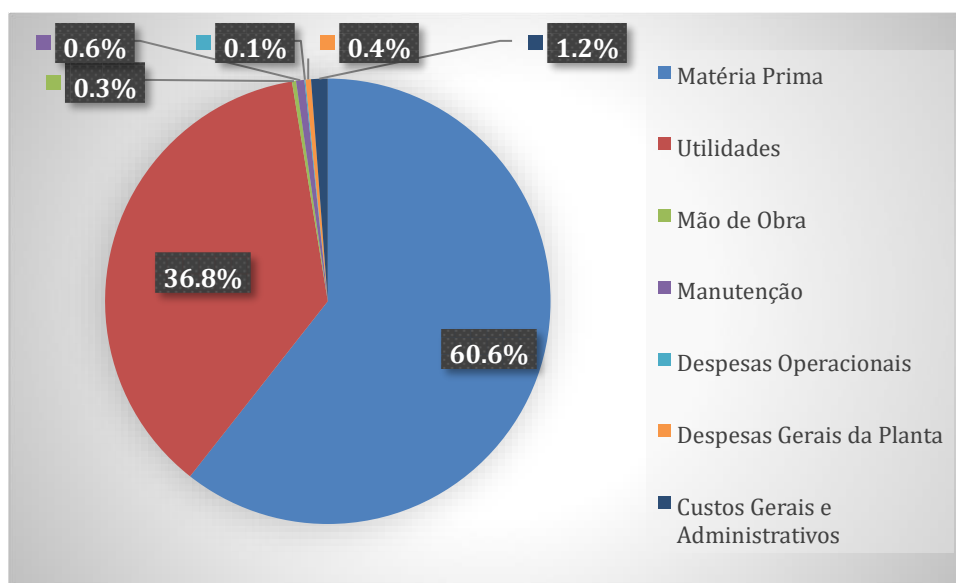
O OPEX compreende os custos contínuos necessários para manter a planta em operação. Envolve principalmente o consumo de matérias-primas, utilidades (energia elétrica, vapor, água), mão de obra, manutenção e despesas administrativas (ASPEN, 2023). Segundo os dados fornecidos, os principais custos operacionais são:

- Matérias-primas: 60,6%, com destaque para o elevado custo do hidrogênio verde e do dióxido de carbono capturado

- Utilidades: 36,8%, principalmente eletricidade e vapor
- Mão de obra: 0,3%
- Manutenção: 0,6%
- Administrativo: 1,2%

Essa configuração evidencia que o OPEX é fortemente dominado pelos custos com insumos energéticos e reagentes, na Figura 12 está ilustrado essa distribuição.

Figura 12 – Distribuição do OPEX



Fonte: Elaborado pelo autor.

Os resultados apresentados nos gráficos foram obtidos a partir de dados gerados na simulação e de estimativas feitas manualmente com base em referências técnicas. No caso dos custos operacionais (OPEX), o valor elevado de matéria-prima (60,6%) foi calculado com base na quantidade de CO₂ e H₂ consumida e seus respectivos preços. Já o custo com utilidades (36,8%) foi estimado considerando o uso de energia, água e outros insumos, com base em dados da literatura (PETERS et al., 2003).

Outros itens, como manutenção, mão de obra e custos administrativos, foram inseridos como percentuais fixos, seguindo valores típicos usados em estudos econômicos (ULRICH; VASUDEVAN, 2006). O mesmo aconteceu com os valores do CAPEX: enquanto o custo com equipamentos (68,8%) veio da simulação ou de catálogos técnicos, os demais itens, como tubulações, elétrica e reserva técnica,

foram estimados como porcentagens do valor total, conforme guias de engenharia de processos (TURTON et al., 2018).

4.4 VALOR PRESENTE LÍQUIDO (NPV)

Tabela 10 – ANOVA para o NPV em 50 bar.

Termo	Soma de Quadrados	Df	Quadrado		p-value	Coeficiente Estimado	Erro Padrão
			Médio	F-value			
Constante	4,428E+20	10	4,428E+20	826,19	< 0,0001	-4,840E+09	5,557E+07
A(Custo CO ₂)	1,135E+20	1	1,135E+20	2118,14	< 0,0001	-2,598E+09	5,645E+07
B(Preço CO)	9,795E+15	1	9,795E+15	0,1827	0,6730	-1,761E+07	4,119E+07
C(Custo H ₂)	9,816E+19	1	9,816E+19	1831,34	< 0,0001	-2,416E+09	5,645E+07
D(Preço MEOH)	1,776E+19	1	1,776E+19	331,37	< 0,0001	7,577E+08	4,162E+07
E(Vida Útil)	1,623E+17	1	1,623E+17	3,03	0,0952	-1,398E+08	8,032E+07
AC	4,635E+16	1	4,635E+16	0,8647	0,3621	-3,830E+07	4,119E+07
AD	2,558E+17	1	2,558E+17	4,77	0,0394	9,093E+07	4,162E+07
AE	3,637E+17	1	3,637E+17	6,79	0,0158	-2,092E+08	8,032E+07
CD	2,558E+17	1	2,558E+17	4,77	0,0394	9,093E+07	4,162E+07
CE	3,294E+17	1	3,294E+17	6,15	0,0209	-1,991E+08	8,032E+07
Resíduo	1,233E+18	23	5,360E+16	-	-	-	-

R² = 0,9972; Adj. R² = 0,9960; Pred. R² = 0,9943; Precisão Adequada = 93,85 Residual Std. Dev. = 2,315E+08; C.V. (%) = 4,69; Média de resposta = -4,941E+09

Fonte: Elaborado pelo autor.

A avaliação da qualidade estatística do modelo ajustado para a resposta NPV (Valor Presente Líquido) foi realizada por meio de uma Análise de Variância, apresentada na Tabela 10. O modelo utilizado foi do tipo 2FI (*Two-Factor Interaction*), permitindo considerar tanto os efeitos principais dos fatores quanto algumas de suas interações.

A análise de variância demonstrou que o modelo proposto é estatisticamente significativo e apresenta excelente capacidade de ajuste aos dados experimentais. A elevada coerência entre os coeficientes de determinação (R^2 , R^2 ajustado e R^2 predito), bem como o alto índice de precisão e o baixo coeficiente de variação, indicam que o modelo é confiável tanto em termos explicativos quanto preditivos.

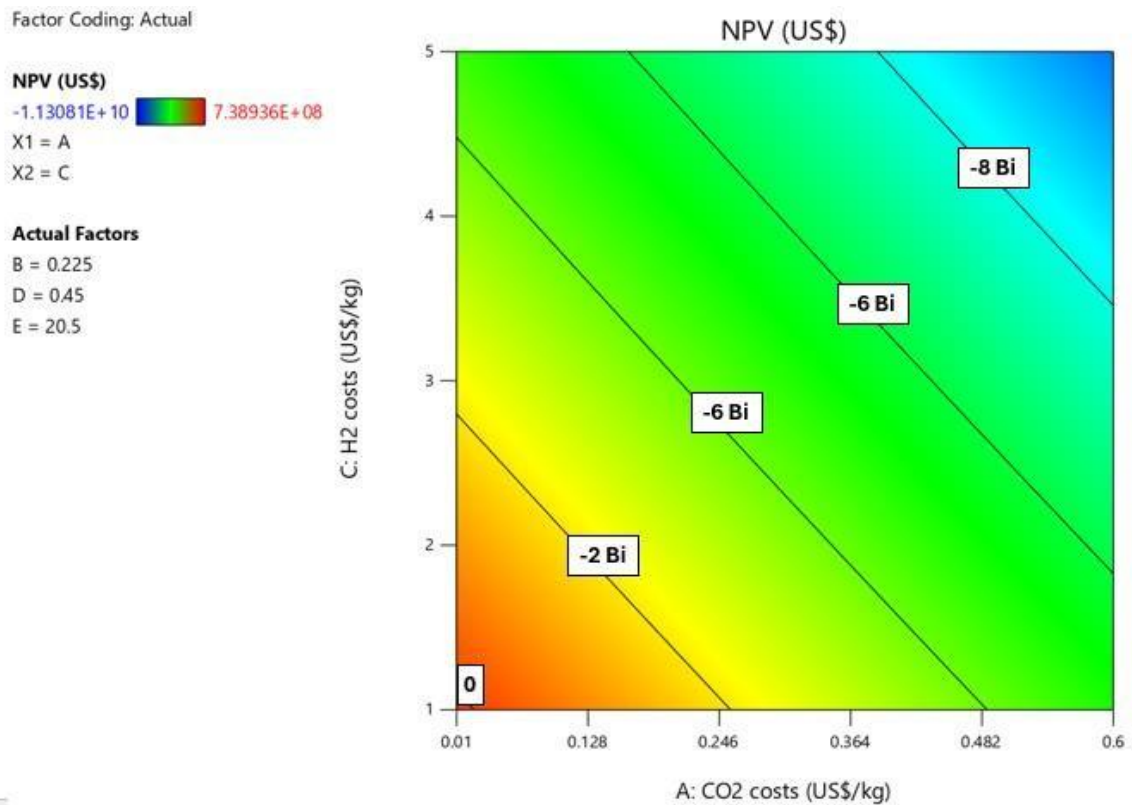
Entre os fatores avaliados, verificou-se que o custo de CO_2 , o custo de H_2 e o preço do metanol possuem efeito significativo sobre o valor presente líquido (NPV). Os dois primeiros impactam negativamente o NPV, o que evidencia que o aumento nos custos de insumos reduz a viabilidade econômica do processo. Em contrapartida, o preço do metanol exerce influência positiva, sinalizando que uma maior valorização do produto contribui para o aumento do retorno financeiro.

Adicionalmente, algumas interações entre variáveis também apresentaram significância estatística, especialmente aquelas que envolvem a vida útil da planta. Esses resultados indicam que o tempo de operação interfere na intensidade com que os custos de insumos impactam o NPV, ressaltando a relevância de estratégias voltadas à ampliação da durabilidade operacional do sistema.

Por fim, observou-se que o preço do CO e a interação entre o custo de CO_2 e o custo de H_2 não apresentaram significância estatística, podendo ser considerados fatores com baixa influência sobre o resultado econômico nas condições analisadas.

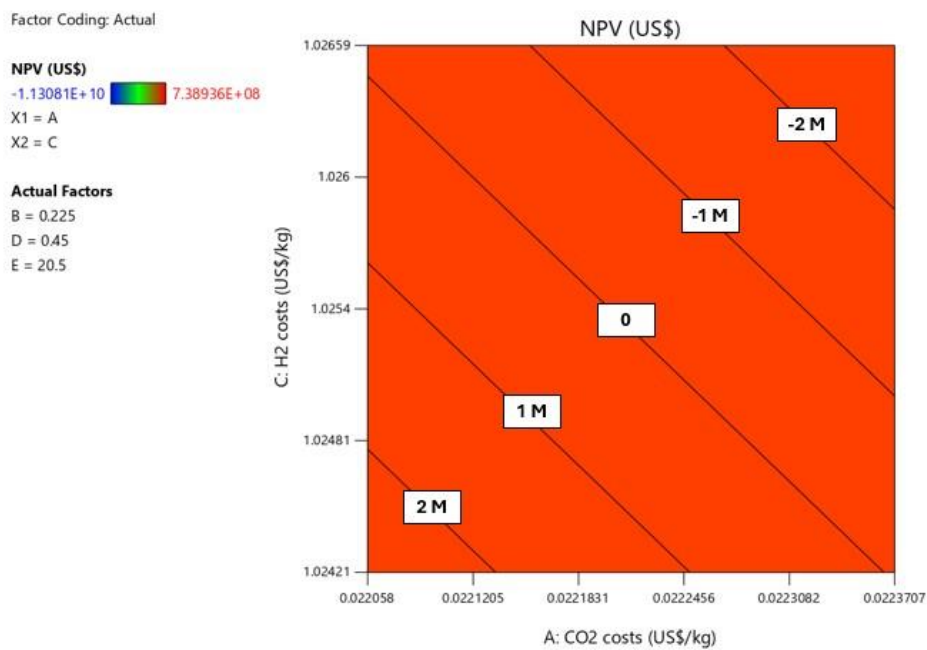
A Figura 13 mostra o comportamento do NPV ao longo de toda a faixa experimental dos fatores A (0,01–0,6 USD/kg) e C (1–5 USD/kg). A análise evidencia uma tendência clara de queda do NPV à medida que os custos aumentam, com o NPV atingindo valores da ordem de –11 bilhões de dólares, especialmente nas combinações de maiores custos para ambos os insumos.

Figura 13 – Comportamento do NPV na condição de 50 bar.



Fonte: Elaborado pelo autor

Figura 14 – Separação entre a zona positiva e negativa do NPV em 50 bar.



Fonte: Elaborado pelo autor.

O ponto de ($NPV \approx 0$) encontra-se no canto inferior esquerdo do gráfico, correspondendo à menor combinação de custos de CO_2 e H_2 . Esse resultado é coerente com as simulações experimentais em que as execuções 9, 11, 25 e 27 apresentaram NPVs positivos, todas localizadas próximas a essa região.

- Por exemplo, a simulação 9 ($A = 0,01$, $C = 1$, $D = 0,6$, $E = 20$) apresentou NPV = +627 milhões USD
- A simulação 27 (mesmos A e C, mas com $E = 40$) obteve +738 milhões USD

Essas informações evidenciam que, a 50 bar, embora a maioria das combinações de insumos não seja economicamente viável, existe uma janela clara de oportunidade econômica, ainda que bastante estreita.

A Figura 14 mostra um recorte altamente ampliado da região onde o NPV é levemente positivo. Esse comportamento é observado somente em uma faixa extremamente estreita de:

- CO_2 costs (A) entre 0,02205 e 0,02231 USD/kg
- H_2 costs (C) entre 1,0242 e 1,0260 USD/kg

As tecnologias atualmente disponíveis permitem a obtenção de CO_2 a custos estimados entre 0,02205 e 0,02231 USD/kg, o que corresponde a aproximadamente 22–22,3 USD/t (Design Expert, 2024). Esses valores são compatíveis com as fontes de CO_2 mais baratas atualmente disponíveis, como captura de CO_2 de processos industriais concentrados, incluindo:

- Produção de etanol de biomassa (biorefino), com custo estimado entre 12–22 USD/t (IRENA, 2021).
- Purificação de biogás e separação de gás natural, com custo na faixa de 15–25 USD/t (IRENA, 2021).

Além disso, setores industriais como os de fertilizantes (amônia), siderúrgicas e fábricas de cimento também podem fornecer CO_2 a baixo custo, desde que os gases emitidos sejam relativamente puros. Essas rotas se mostram viáveis principalmente porque o CO_2 já é gerado como um subproduto concentrado no processo, o que reduz significativamente os custos de separação.

Quanto ao hidrogênio, tecnologias avançadas permitem sua obtenção a custos entre 1,0242 e 1,0260 USD/kg, valor extremamente competitivo e inferior à

média atual, que varia entre 1,8 e 3,2 USD/kg, segundo a IRENA (2021). Para alcançar essa faixa de custo, são necessárias condições específicas, como:

- Eletrólise da água utilizando eletricidade de fonte ultrabarata, especialmente em regiões com altíssimo fator de capacidade para energia solar e eólica, como Austrália, Chile, Oriente Médio e Nordeste do Brasil (IEA, 2022). Estudos apontam que o custo do hidrogênio verde pode alcançar valores entre 1,0–1,2 USD/kg até 2050 em cenários otimistas (IRENA, 2021; Cameli et al., 2024).
- Integração energética, na qual o calor gerado em processos auxilia na redução da demanda elétrica dos eletrolisadores, otimizando o sistema como um todo.

Confere com os dados estatísticos obtidos na ANOVA, nos quais A e C são fatores altamente significativos e com coeficientes negativos, o que significa que mesmo mínimas variações nos custos levam rapidamente o NPV de um cenário viável para um inviável. Trata-se de uma zona econômica muito sensível, o que demonstra a importância de controle rigoroso sobre os preços desses insumos ou de estratégias que viabilizem sua obtenção a custos mínimos (ex: incentivos fiscais, captura de CO₂ residual, hidrogênio verde subsidiado).

Na continuidade da análise estatística, a Tabela 11 apresenta os resultados da ANOVA aplicados ao modelo ajustado para a resposta NPV sob a condição de 100 bar. Assim como no caso anterior (50 bar), utilizou-se o modelo do tipo 2FI para considerar os efeitos individuais e interativos entre os fatores econômicos.

A ANOVA realizada para a condição de 100 bar reforça a robustez do modelo proposto, confirmando sua capacidade de representar de forma adequada os dados experimentais. Os indicadores de qualidade do ajuste, como os coeficientes de determinação e o índice de precisão adequada, permaneceram elevados, evidenciando tanto a consistência interna quanto o potencial preditivo do modelo. A ligeira redução do coeficiente de variação em comparação à condição de 50 bar sugere uma estabilidade ainda maior neste cenário.

No que se refere aos efeitos principais, os fatores que se destacaram como mais influentes sobre o valor presente líquido (NPV) foram novamente o custo de CO₂, o custo de H₂ e o preço do metanol. Os dois primeiros apresentaram impacto negativo, indicando que aumentos nos custos dos insumos comprometem a viabilidade econômica do processo. Em contrapartida, o preço do metanol apresentou efeito

positivo, o que está de acordo com a expectativa de que a valorização do produto favoreça o retorno financeiro.

Tabela 11 – ANOVA para o NPV em 100 bar.

Termo	Soma de Quadrados	Df	Quadrado Médio	F-value	p-value	Coefficiente Estimado	Erro Padrão
Constante	4,417E+20	-	4,417E+19	826,20	< 0,0001	-4,928E+09	5,550E+07
A(Custo CO ₂)	1,134E+20	1	1,134E+20	2120,69	< 0,0001	-2,596E+09	5,638E+07
B(Preço CO)	1,285E+14	1	1,285E+14	0,0024	0,9613	2,017E+06	4,114E+07
C(Custo H ₂)	9,805E+19	1	9,805E+19	1834,19	< 0,0001	-2,414E+09	5,638E+07
D(Preço MEOH)	1,710E+19	1	1,710E+19	319,82	< 0,0001	7,433E+08	4,157E+07
E(Vida Útil)	1,740E+17	1	1,740E+17	3,26	0,0843	-1,447E+08	8,022E+07
AC	3,247E+16	1	3,247E+16	0,6074	0,4437	-3,206E+07	4,114E+07
AD	2,277E+17	1	2,277E+17	4,26	0,0505	8,578E+07	4,157E+07
AE	3,636E+17	1	3,636E+17	6,80	0,0157	-2,092E+08	8,022E+07
CD	2,277E+17	1	2,277E+17	4,26	0,0505	8,579E+07	4,157E+07
CE	3,293E+17	1	3,293E+17	6,16	0,0208	-1,991E+08	8,022E+07
Resíduo	1,230E+18	23	5,346E+16	-	-	-	-

R² = 0,9972; Adj. R² = 0,9960; Pred. R² = 0,9943; Precisão.Adeq = 93,745
Residual Std. Dev. = 2,312E+08; C.V. (%) = 4,59; Média da Resposta = -5,032E+09

Fonte: Elaborado pelo autor

A variável relacionada à vida útil da planta observou-se um efeito marginalmente significativos, o que sugere que sua influência no NPV pode variar dependendo da interação com outros fatores. Interações entre os custos de insumos revelaram significância estatística, sugerindo que o tempo de operação exerce influência relevante quando considerado em conjunto com outras variáveis. Isso reforça a importância de estratégias voltadas à longevidade operacional da planta.

Adicionalmente, algumas interações, como aquelas entre os custos de insumos e o preço do metanol, apresentaram significância próxima ao limite estatístico. Ainda que seus efeitos não sejam tão expressivos isoladamente, sua inclusão no modelo pode ser justificada por sua relevância na interpretação física e econômica do processo.

Por outro lado, o preço do CO e a interação entre o custo de CO₂ e o custo de H₂ não demonstraram significância estatística, indicando que essa variável não influencia de maneira relevante o NPV nas condições analisadas, seja a 50 ou a 100 bar.

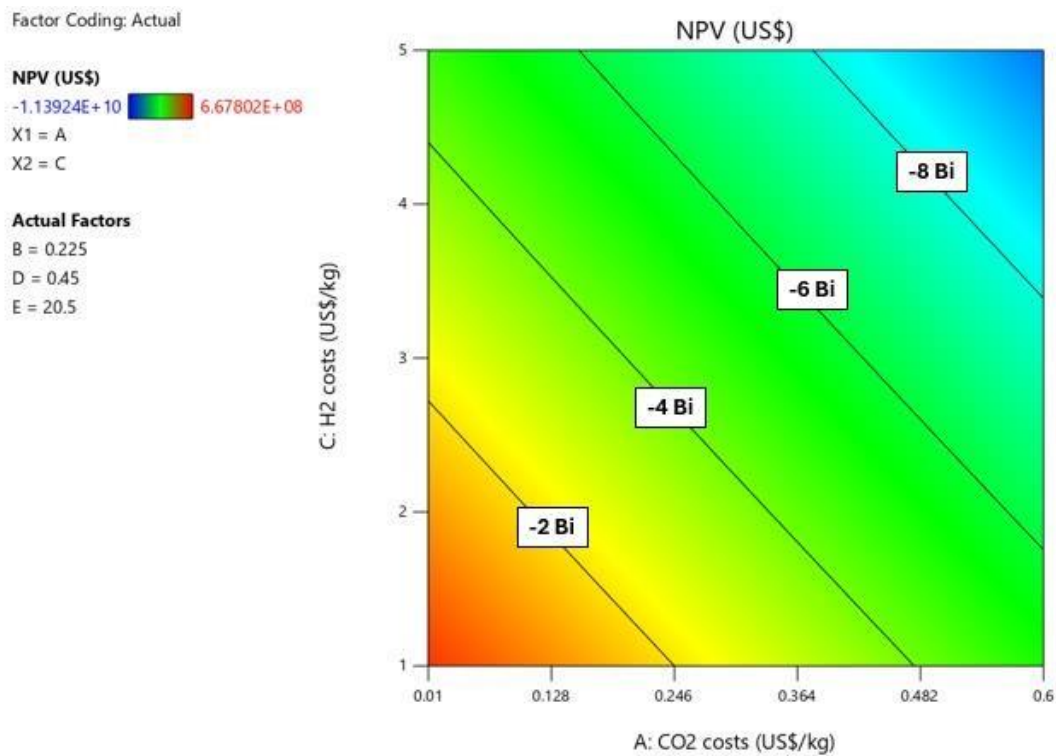
As Figuras 15 e 16 a seguir apresentam as superfícies de resposta do NPV em função dos custos de CO₂ (A) e custos de H₂ (C) sob condição de 100 bar.

Assim como nos casos anteriores, essas representações gráficas são úteis para identificar faixas economicamente favoráveis e entender a sensibilidade do modelo aos custos dos insumos.

Na Figura 15, que apresenta o panorama completo dos custos de CO₂ (0,01 a 0,6 USD/kg) e H₂ (1 a 5 USD/kg), observa-se que toda a superfície se encontra em regiões de NPV negativo, com valores chegando a -11,39 bilhões de dólares. O (NPV = 0) sequer aparece mais nesse intervalo, o que contrasta com a condição de 50 bar, onde ainda era possível visualizar uma borda estreita de viabilidade econômica (ver Figura 13, faixa vermelha-laranja).

A ausência dessa zona no gráfico de 100 bar demonstra que o aumento da pressão de operação agrava a inviabilidade econômica, deslocando o ponto de equilíbrio para faixas ainda mais restritas e de difícil acesso.

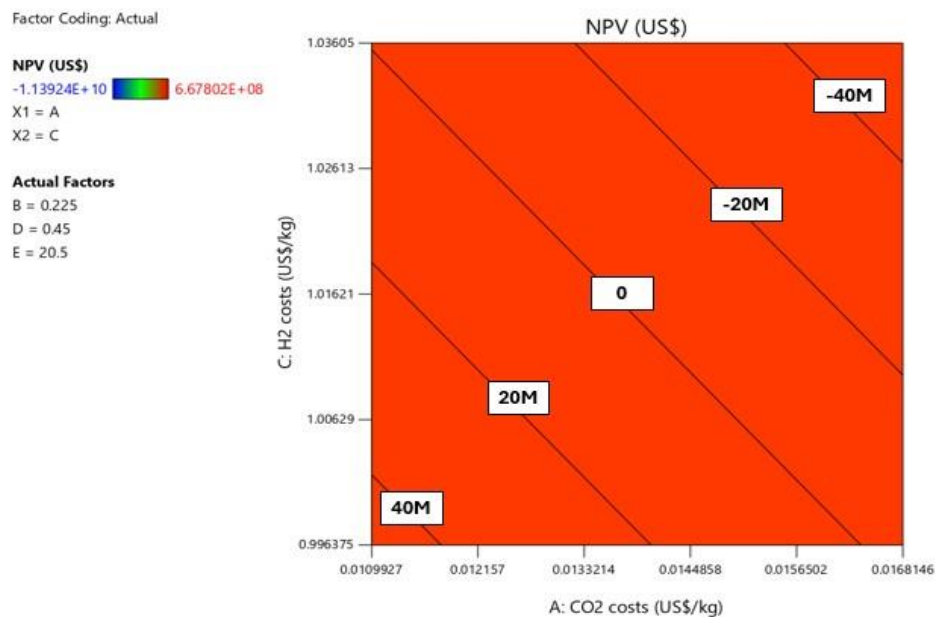
Figura 15 – Comportamento do NPV na condição de 100 bar.



Fonte: Elaborado pelo autor.

O gradiente de cor confirma a forte sensibilidade do NPV ao aumento dos custos dos insumos, especialmente ao custo do hidrogênio (C), cujos aumentos deslocam as curvas de nível rapidamente para valores cada vez mais negativos.

Figura 16 – Separação entre a zona positiva e negativa do NPV em 100 bar.



Fonte: Elaborado pelo autor

A Figura 16 mostra um recorte muito estreito da superfície, onde foram avaliadas combinações mínimas de custos:

- CO₂ (A) variando de aproximadamente 0,0101 a 0,0168 USD
- /kg
- H₂ (C) variando de 0,996 a 1,036 USD/kg

Mesmo nessa faixa otimista, a linha de NPV = 0 surge aqui de forma muito pontual, reforçando a ideia de que, a 100 bar, a zona economicamente viável é extremamente limitada. Apenas uma combinação exata de insumos nos menores valores possíveis possibilita um NPV positivo,

Contudo, basta um leve aumento em A ou C para que o NPV caia rapidamente para valores negativos, como -20 ou -40 milhões USD, evidenciando a alta instabilidade econômica da operação a essa pressão dentro da região dos parâmetros econômicos analisados.

5 CONCLUSÃO

Com base nos resultados detalhados, pode-se concluir que a produção de metanol via hidrogenação seletiva do CO₂ apresenta viabilidade técnico-econômica apenas em cenários bastante específicos. As análises demonstram que, embora pressões elevadas (100 bar) favoreçam termodinamicamente a reação, os custos associados à compressão, ao CAPEX e ao OPEX tendem a comprometer a atratividade econômica do processo. Já a operação sob 50 bar mostrou uma janela de viabilidade um pouco mais ampla, especialmente quando combinada com fontes de CO₂ e H₂ de baixo custo, como a captura de CO₂ de processos industriais concentrados e hidrogênio verde obtido via eletrólise subsidiada ou energias renováveis abundantes.

As simulações revelaram ainda que a seletividade e a conversão do catalisador, assim como estratégias operacionais como condensação intermediária, influenciam significativamente os custos finais de produção. A aplicação de modelos estatísticos robustos, com excelente qualidade de ajuste e poder preditivo, permitiu identificar os principais fatores econômicos que afetam o Valor Presente Líquido (NPV) do processo sendo o custo do CO₂ e do H₂ os mais determinantes. Ainda,

observou-se que a viabilidade é extremamente sensível a pequenas variações nesses custos, o que reforça a necessidade de controle rigoroso ou incentivos regulatórios, como créditos de carbono, para viabilizar o processo.

Dessa forma, cumprem-se o objetivo proposto neste trabalho, que foi avaliar a viabilidade técnico-econômica da produção de metanol via hidrogenação seletiva de CO₂, integrando aspectos termodinâmicos, catalíticos e financeiros. Para isso, elaborou-se um fluxograma de processo com base em parâmetros técnico-científicos, modelado no *software Aspen Plus*, e posteriormente avaliado economicamente por meio do *Aspen Process Economic Analyzer (APEA)*. A proposta contribui, assim, com o avanço de soluções industriais sustentáveis e com a construção de uma economia química circular e de baixo carbono.

Como sugestão para trabalhos futuros, recomenda-se a integração do processo de produção de metanol com unidades de captura direta de CO₂ do ar (DAC) ou de biorrefinarias, além da avaliação do uso de tecnologias emergentes de eletrólise de alta eficiência, o que pode ampliar a sustentabilidade e reduzir ainda mais os custos operacionais do processo.

REFERÊNCIAS

- ALVARADO, Marc. The changing face of the global methanol industry. *IHS Chemical Bulletin*, n. 3, p. 10–11, 2016.
- Argus. (2024). *Methanol Carbon Intensity Analysis*. Relatório técnico.
- ARTZ, J.; MÜLLER, T. E.; LEITNER, W. CO₂ to methanol via RWGS: process design and economic assessment. *Catalysis Today*, [S.l.], v. 357, p. 314–327, 2020.
- ASPEN TECHNOLOGY, INC. *Aspen Plus and Aspen Process Economic Analyzer User Guide*. Bedford, MA: Aspen Technology, Inc., 2023.
- ATKINS, P.; DE PAULA, J. *Princípios de Química: Questionando a Vida Moderna e o Meio Ambiente*. 5. ed. Porto Alegre: Bookman, 2011.
- BASF. *The manufacture of methanol from carbon monoxide and hydrogen under pressure*. Germany: BASF Patents, 1923.
- BOYLE, R. *The sceptical chymist: or chymico-physical doubts & paradoxes, touching the spagyrist's principles commonly call'd hypostatical*. London: J. Crooke, 1661.

- Box, G. E. P., Hunter, J. S., & Hunter, W. G. (2005). *Statistics for Experimenters: Design, Innovation, and Discovery* (2nd ed.). Wiley.
- BUNSE, M.; MARQUARDT, W.; KNEER, R. Conceptual design and technoeconomic assessment of a carbon-neutral e-methanol plant using direct air capture and renewable hydrogen. *Journal of CO₂ Utilization*, [S.l.], v. 55, p. 101509, 2021.
- CAMPOS, L. M. A.; PELLEGRINI, L. A.; BORRELLA, M. M. A detailed process and techno-economic analysis of methanol synthesis from H₂ and CO₂ with intermediate condensation steps. *Processes*, Basel, v. 10, n. 8, p. 1535, 2022.
- FABERI, S.; PAOLUCCI, L. *Methanol: A future transport fuel based on hydrogen and carbon dioxide*. Roma: Italian National Agency for New Technologies, Energy and Sustainable Economic Development (ENEA), 2014.
- FOGLER, H. S. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 5th ed. Pearson Education, 2016.
- GRADASSI, Michael J.; GREEN, N. Wayne. Economics of Natural Gas Conversion Process. *Fuel Processing Technology*, v. 42, p. 65–83, 1994.
- IEA – International Energy Agency. (2022). *Global Hydrogen Review 2022*. Paris: IEA. Disponível em: <https://www.iea.org/reports/global-hydrogen-review-2022>. Acesso em: 13 maio 2025
- INTERNATIONAL RENEWABLE ENERGY AGENCY; METHANOL INSTITUTE. *Innovation outlook: renewable methanol*. Abu Dhabi: IRENA, 2021. 118 p. Disponível em: <https://www.irena.org/publications/2021/Jan/Innovation-Outlook-RenewableMethanol>. Acesso em: 13 maio 2025.
- JADHAV, S. G.; VAVILIN, V. A.; LEE, J. H. *Methanol synthesis from CO₂ hydrogenation: A review of the recent developments in catalyst and process*. *Chemical Engineering Journal*, v. 276, p. 240–260, 2015.
- Jia, H. (2017). Catalysis for CO₂ hydrogenation: recent progress and future perspectives. *Catalysis Today*, 281, 135-144.
- Le Quéré, C. (2018). Global Carbon Budget. *Earth System Science Data*, 10(1), 2141–2194
- METHANEX. About Methanol - Pricing. Disponível em: <https://www.methanex.com/about-methanol/pricing/>. Acesso em: 23 dez. 2024.
- METHANOL INSTITUTE. About Methanol. Disponível em:

<<https://www.methanol.org/about-methanol/>>. Acesso em: 5 jun. 2024a..

METHANOL INSTITUTE. Renewable Methanol. Disponível em:

<<https://www.methanol.org/renewable/>>. Acesso em: 4 junho. 2024b.

MMSA. Methanol Price and Supply/Demand. Disponível em:

<<https://www.methanol.org/methanol-price-supply-demand/>>. Acesso em: 1 dez. 2024

MONTGOMERY, D. C. *Design and analysis of experiments*. 3. ed. New York: John Wiley & Sons, 1991.

Montgomery, D. C. (2020). *Design and Analysis of Experiments* (10th ed.). Wiley.

MYERS, R. H.; MONTGOMERY, D. C.; ANDERSON-COOK, C. M. *Response Surface Methodology: Process and Product Optimization Using Designed Experiments*. 4th ed. Wiley, 2016.

NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL). *Low-temperature electrolysis conversion pathway*. Golden: NREL, 2020. Disponível em:

<https://www.nrel.gov/bioenergy/co2-utilization-economics/electrochemicalconversion-pathway>. Acesso em: 13 maio 2025.

NGUYEN, T. A.; ZONDERVAN, E. *A review of catalytic methanol synthesis and modelling for CO₂ conversion processes*. Journal of CO₂ Utilization, v. 29, p. 49–59, 2019.

NOAA. (2024). *Mauna Loa CO₂ Monthly Data*. National Oceanic and Atmospheric Administration.

OLAH, G. A.; GOEPPERT, A.; PRAKASH, G. K. S. *Beyond Oil and Gas: The Methanol Economy*. 2. ed. Weinheim: Wiley-VCH, 2009.

OTHMER, Kirk. Encyclopedia of Chemical Technology. 4. ed. [S.l.]: WileyInterscience, 2001. v. 16.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5th ed. McGraw-Hill, 2003.

Ra, E. C., et al. (2020). Thermodynamic analysis of CO₂ hydrogenation to methanol. *Journal of CO₂ Utilization*, 38, 350-362.

ROSA, Clara Perecin. AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DO PROCESSO DE HIDROGENAÇÃO SELETIVA DE CO₂ A METANOL CONSIDERANDO OS

LIMITES TERMODINÂMICOS. 2024. 55 f. Trabalho de Conclusão de Curso (Bacharelado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2024.

STAT-EASE, Inc. *Design-Expert Software* – Version 13. Minneapolis: Stat-Ease, Inc., 2020.

S&P GLOBAL COMMODITY INSIGHTS. *The Platts Hydrogen Wall*. S. l.: S&P Global, 2024. Disponível em:

https://www.spglobal.com/commodityinsights/PlattsContent/_assets/_files/en/specialreports/energy-transition/platts-hydrogen-price-wall/index.html. Acesso em: 13 maio 2025.

S&P GLOBAL. Methanol - Chemical Economics Handbook. Disponível em:

<https://www.spglobal.com/commodityinsights/en/ci/products/chemical-economicshandbooks.html>. Acesso em: 1 jun. 2025.

TURTON, R.; BAILEY, G. R.; WHITING, W. B.; SHAHEENI, D. *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes*. 5th ed. Prentice Hall, 2018

ULRICH, G. D.; VASUDEVAN, P. T. *Chemical Engineering Process Design and Economics: A Practical Guide*. 2nd ed. Process Publishing, 2006.

UNITED NATIONS. *Transforming our world: the 2030 Agenda for Sustainable Development*. New York: United Nations, 2015. Disponível em:

<https://sdgs.un.org/goals>. Acesso em: 09 jun. 2025.

Winck, P. L. (2021). *Revisão bibliográfica sobre a reação de hidrogenação do CO₂ para a obtenção de metanol*. TCC, UFRGS.

Yang, Y. (2013). Mechanistic insights into CO₂ hydrogenation over Cu/ZnO catalysts. *Catalysis Science & Technology*, 3, 1245-1252.

APÊNDICE A – Tabelas de 50 e 100 BAR

Tabela 7 – Preço de metanol para condição de 50 BAR E 100 BAR.

	50 BAR	100
Runs	\$ MeOH/kg	BAR \$ MeOH/kg
1	0,50	0,53
2	1,54	1,57
3	0,50	0,53
4	1,54	1,57
5	1,47	1,50
6	2,51	2,54
7	1,47	1,50
8	2,51	2,54
9	0,50	0,53
10	1,54	1,57
11	0,50	0,53
12	1,54	1,57
13	1,47	1,50
14	2,51	2,54
15	1,47	1,50
16	2,51	2,54
17	0,50	0,53
18	1,54	1,57
19	0,50	0,53
20	1,54	1,57
21	1,47	1,50
22	2,51	2,54
23	1,47	1,50
24	2,51	2,54
25	0,50	0,53
26	1,54	1,57
27	0,50	0,53
28	1,54	1,57
29	1,47	1,50
30	2,51	2,54
31	1,47	1,50
32	2,51	2,54
33	1,51	1,54
34	1,51	1,54

Fonte: Elaborado pelo autor

Tabela 5 –
Resultados das
simulações de
50 BAR.

Runs	x1	x2	x3	x4	x5	CAPEX	OPEX	\$ MeOH/kg	NPV
1	0,01	0,15	1,0	0,30	20	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	- 457.629.000,00
2	0,6	0,15	1,0	0,30	20	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 5.781.160.000,00
3	0,01	0,30	1,0	0,30	20	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	- 421.447.000,00
4	0,6	0,30	1,0	0,30	20	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 5.743.710.000,00
5	0,01	0,15	5,0	0,30	20	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 5.417.100.000,00
6	0,6	0,15	5,0	0,30	20	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 10.742.000.000,00
7	0,01	0,30	5,0	0,30	20	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 5.379.650.000,00
8	0,6	0,30	5,0	0,30	20	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 10.704.600.000,00
9	0,01	0,15	1,0	0,60	20	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	627.398.000,00
10	0,6	0,15	1,0	0,60	20	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 4.149.220.000,00
11	0,01	0,30	1,0	0,60	20	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	649.864.000,00
12	0,6	0,30	1,0	0,60	20	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 4.111.780.000,00
13	0,01	0,15	5,0	0,60	20	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 3.785.160.000,00
14	0,6	0,15	5,0	0,60	20	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 9.110.110.000,00
15	0,01	0,30	5,0	0,60	20	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 3.747.720.000,00
16	0,6	0,30	5,0	0,60	20	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 9.072.670.000,00
17	0,01	0,15	1,0	0,30	40	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	- 445.788.000,00
18	0,6	0,15	1,0	0,30	40	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 6.064.450.000,00
19	0,01	0,30	1,0	0,30	40	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	- 407.883.000,00
20	0,6	0,30	1,0	0,30	40	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 6.024.020.000,00
21	0,01	0,15	5,0	0,30	40	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 5.679.650.000,00
22	0,6	0,15	5,0	0,30	40	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 11.308.100.000,00
23	0,01	0,30	5,0	0,30	40	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 5.639.210.000,00
24	0,6	0,30	5,0	0,30	40	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 11.267.600.000,00
25	0,01	0,15	1,0	0,30	40	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	714.673.000,00
26	0,6	0,15	1,0	0,60	40	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 4.302.050.000,00
27	0,01	0,30	1,0	0,60	40	91.687.500,00	381.347.157,82	0,50	738.936.000,00
28	0,6	0,30	1,0	0,60	40	91.687.500,00	1.364.467.157,82	1,54	- 4.261.610.000,00
29	0,01	0,15	5,0	0,60	40	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 3.917.240.000,00
30	0,6	0,15	5,0	0,60	40	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 9.545.650.000,00
31	0,01	0,30	5,0	0,60	40	91.687.500,00	1.297.247.157,82	1,47	- 3.876.810.000,00
32	0,6	0,30	5,0	0,60	40	91.687.500,00	2.280.367.157,82	2,51	- 9.505.210.000,00
33	0,305	0,23	3,0	0,45	30	91.687.500,00	1.330.857.157,82	1,51	- 4.935.880.000,00
34	0,305	0,23	3,0	0,45	30	91.687.500,00	1.330.857.157,82	1,51	- 4.935.880.000,00

Fonte: Elaborado pelo autor

	Runs	x1	x2	x3	x4	x5	CAPEX	OPEX	\$ MeOH/kg	NPV
	1	0,01	0,15	1,0	0,30	20	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	- 566.854.000,00
	2	0,6	0,15	1,0	0,30	20	100.102.000,00	1.385.667.157,82	1,57	- 5.875.370.000,00
	3	0,01	0,30	1,0	0,30	20	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	- 491.374.000,00
	4	0,6	0,30	1,0	0,30	20	100.102.000,00	1.385.667.157,82	1,57	- 5.798.640.000,00
	5	0,01	0,15	5,0	0,30	20	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 5.512.430.000,00
	6	0,6	0,15	5,0	0,30	20	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 10.821.100.000,00
	7	0,01	0,30	5,0	0,30	20	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 5.435.700.000,00
	8	0,6	0,30	5,0	0,30	20	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 10.744.300.000,00
	9	0,01	0,15	1,0	0,60	20	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	535.884.000,00
	10	0,6	0,15	1,0	0,60	20	100.102.000,00	1.385.667.157,82	1,57	- 4.281.000.000,00
	11	0,01	0,30	1,0	0,60	20	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	581.923.000,00
	12	0,6	0,30	1,0	0,60	20	100.102.000,00	1.385.600.000,00	1,57	- 4.204.270.000,00
	13	0,01	0,15	5,0	0,60	20	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 3.918.050.000,00
	14	0,6	0,15	5,0	0,60	20	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 9.226.700.000,00
	15	0,01	0,30	5,0	0,60	20	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 3.841.320.000,00
	16	0,6	0,30	5,0	0,60	20	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 9.149.970.000,00
	17	0,01	0,15	1,0	0,30	40	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	- 558.148.000,00
	18	0,6	0,15	1,0	0,30	40	100.102.000,00	1.385.667.157,82	1,57	- 6.164.000.000,00
	19	0,01	0,30	1,0	0,30	40	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	- 479.052.000,00
	20	0,6	0,30	1,0	0,30	40	100.102.000,00	1.385.667.157,82	1,57	- 6.081.120.000,00
	21	0,01	0,15	5,0	0,30	40	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 5.780.310.000,00
	22	0,6	0,15	5,0	0,30	40	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 11.392.400.000,00
	23	0,01	0,30	5,0	0,30	40	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 5.697.430.000,00
	24	0,6	0,30	5,0	0,30	40	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 11.309.500.000,00
	25	0,01	0,15	1,0	0,30	40	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	618.073.000,00
	26	0,6	0,15	1,0	0,60	40	100.102.000,00	1.385.667.157,82	1,57	- 4.441.830.000,00
	27	0,01	0,30	1,0	0,60	40	100.102.000,00	402.553.157,82	0,53	667.802.000,00
	28	0,6	0,30	1,0	0,60	40	100.102.000,00	1.385.667.157,82	1,57	- 4.358.950.000,00
	29	0,01	0,15	5,0	0,60	40	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 4.058.140.000,00
	30	0,6	0,15	5,0	0,60	40	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 9.670.240.000,00
	31	0,01	0,30	5,0	0,60	40	100.102.000,00	1.318.457.157,82	1,50	- 3.975.260.000,00
	32	0,6	0,30	5,0	0,60	40	100.102.000,00	2.301.577.157,82	2,54	- 9.587.360.000,00
	33	0,305	0,23	3,0	0,45	30	100.102.000,00	1.352.067.157,82	1,54	- 5.032.600.000,00
	34	0,305	0,23	3,0	0,45	30	100.102.000,00	1.352.067.157,82	1,54	- 5.032.600.000,00

Fonte: Elaborado pelo autor