

Escola Politécnica da Universidade de São Paulo
Departamento de Engenharia Química

RELATÓRIO FINAL

PQI3501 - Síntese e Projeto de Processos

Projeto Conceitual de Produção de Metanol a Partir de Metano
Obtido em Plataforma Offshore

Grupo T3

Beatriz Biasus de Matos - 12553160

Danyel Lambert da Silva - 11258544

Gabriela Ueda Modaffore - 7350139

João Pedro Carniel Perrone - 13682962

Maria Luisa Brózios de Mattos - 13680779

Mariana Duarte Tavares - 13680309

São Paulo, 2026

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama de fluxo de processo (PFD) preliminar da rota de produção de metanol a partir de metano, com preparação da alimentação, reforma, separação de água, compressão, trem de reatores adiabáticos com resfriamento intermediário e malha de purga	11
Figura 2: Distribuição do investimento fixo por grupo de equipamentos considerados no CAPCOST	24
Figura 3: Principais contribuições ao custo anual de utilidades estimado no CAPCOST	26
Figura 4: Evolução do fluxo de caixa descontado acumulado para o caso base, considerando três anos de construção e dez anos de operação	28
Figura 5: Distribuição de NPV obtida por simulação de Monte Carlo	29
Figura 6: Análise de sensibilidade do NPV por gráfico tornado	30
Figura 7: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson do calor específico para componentes puros	37
Figura 8: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson da pressão de vapor para componentes puros.....	38
Figura 9: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson da densidade para componentes puros.....	39
Figura 10: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson a partir do conjunto de dados 160 do NIST.....	40
Figura 11: Análise de sensibilidade variação da conversão com pressão e temperatura.....	42
Figura 12: Análise de sensibilidade variação da seletividade com pressão e temperatura...	43
Figura 13: Análise de sensibilidade variação da conversão com mudança na vazão de água.....	44
Figura 14: Análise de sensibilidade da conversão em função do número de tubos do reator.....	45
Figura 15: Temperatura em função do comprimento do tubo no reator de reforma.....	46
Figura 16: Conversão real vs. conversão ideal para cada temperatura.....	46
Figura 17: Pureza em função da temperatura de operação do separador.....	47
Figura 18: Fração de água removida no <i>flash</i> em função da temperatura.....	47
Figura 19: Análise de sensibilidade de vazão molar do metanol em função da pressão para diferentes temperaturas, para o reator de síntese do metanol.....	49
Figura 20: Variação da temperatura em função do comprimento do reator R-201.....	51
Figura 21: Variação da temperatura em função do comprimento do reator R-202.....	52
Figura 22: Variação da temperatura em função do comprimento do reator R-203.....	52
Figura 23: Análise energética no cenário base.....	56

Figura 24: Análise energética no cenário com a inclusão de um trocador de calor.....	56
Figura 25: Resultado da Simulação Monte Carlo: NPV em função do investimento fixo FCIL.....	64
Figura 26: Resultado da Simulação Monte Carlo: NPV em função do preço do metanol....	64

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Resumo de propriedades das correntes de processo	15
Tabela 2: Resumo de propriedades das correntes de utilidades	17
Tabela 3: Informações Trocadores de Calor	17
Tabela 4: Informações <i>Flash</i>	17
Tabela 5: Informações Compressores e Válvulas	18
Tabela 6: Informações Reatores	18
Tabela 7: Informações Aquecedores e Resfriadores	18
Tabela 8: Informações Coluna de Destilação	19
Tabela 9: Informações Bomba	19
Tabela 10: Fluxo mássico global de alimentação e saída	20
Tabela 11: Fluxo molar de alimentação e saída no reator de reforma	20
Tabela 12: Fluxo molar de alimentação e saída no reator de síntese	21
Tabela 13: Entalpia global da alimentação e saída	21
Tabela 14: Premissas econômicas adotadas	22
Tabela 15: Principais equipamentos considerados na estimativa de CAPEX	23
Tabela 16: Principais contribuições ao investimento fixo	24
Tabela 17: Investimento usado no fluxo de caixa	25
Tabela 18: Resultados operacionais anuais	26
Tabela 19: Principais contribuições ao custo de utilidades	26
Tabela 20: Indicadores econômicos do caso base	27
Tabela 21: Faixas propostas para Monte Carlo	28
Tabela 22: Resultados do Monte Carlo	29
Tabela 23: Definições e nomenclaturas de símbolos e parâmetros	33
Tabela 24: Parâmetros cinéticos utilizados para as reações de reforma	40
Tabela 25: Vazão de água vs. H ₂ O/C	44
Tabela 26: Perfil de fluxo de calor	45
Tabela 27: Parâmetros cinéticos utilizados para as reações de síntese	48
Tabela 28: Análise de sensibilidade da conversão e fluxo molar em função da temperatura	50
Tabela 29: Composição da corrente de fundo do primeiro separador	53
Tabela 30: Composição da corrente de fundo do segundo separador	54
Tabela 31: Dimensionamento da coluna de destilação no DSTWU.....	54
Tabela 32: Resultados Design Specification	55

Tabela 33: Resultados do Design Specification na ausência do segundo separador	55
Tabela 34: Tabela completa de equipamentos do CAPCOST.....	56
Tabela 35: Tabela completa de utilidades do CAPCOST.....	58
Tabela 36: Tabela completa de COM do CAPCOST.....	59
Tabela 37: Tabela completa de fluxo de caixa do CAPCOST.....	59
Tabela 38: Tabela dos equipamentos usados no CAPCOST (consolidada a partir das imagens pt. 1 e pt. 2).....	60
Tabela 39: Tabela dos dimensionamentos de <i>flash</i> /coluna/catalisador usados no CAPCOST.....	62
Tabela 40: Tabela resumo dos valores usados no CAPCOST.....	63
Tabela 41: Tabela de hipóteses e fontes dos valores usados no CAPCOST.....	63

SUMÁRIO

1. Sumário executivo

2. Introdução

- 2.1. Contexto e motivação
- 2.2. Problema de engenharia e objetivo
- 2.3. Escopo e limites de bateria

3. Premissas do projeto

4. Fluxograma e descrição do processo

- 4.1. Fluxograma do projeto
- 4.2. Descrição do processo

5. Resultados

- 5.1. Tabelas de correntes
- 5.2. Tabelas de Equipamentos
- 5.3. Integração energética
- 5.4. Resultados operacionais
- 5.5. Análise econômica
 - 5.5.1. Premissas e critérios econômicos
 - 5.5.2. Estimativa dos custos de equipamentos
 - 5.5.3. Estimativa do investimento total
 - 5.5.4. Estimativa dos custos operacionais
 - 5.5.5. Indicadores econômicos
 - 5.5.6. Análise de incerteza e Monte Carlo
- 5.6. Análise Ambiental

6. Conclusões e recomendações

7. Definições e nomenclatura

8. Referências

9. Apêndices

- 9.1. Determinação da composição da corrente de entrada
- 9.2. Validação do modelo termodinâmico
- 9.3. Cinética da reação de reforma
- 9.4. Formação de coque na reforma a vapor do metano
- 9.5. Aplicação da reação de reforma no reator de Gibbs
- 9.6. Dimensionamento do reator de reforma
- 9.7. Condições de operação do separador dos subprodutos do reator de reforma
- 9.8. Compressão do gás para a reação de síntese de metanol
- 9.9. Cinética e condições de operação da reação de síntese do metanol
- 9.10. Dimensionamento dos reatores de síntese de metanol
- 9.11. Reciclo e purga no Reator de síntese do metanol
- 9.12. Downstream do metanol
- 9.13. Reaproveitamento de água

9.14. Utilidades e Integração Energética

9.15. Memória de cálculo da análise econômica e da simulação de Monte Carlo

9.16. Detalhamento da análise ambiental

9.16.1. Hipóteses e parâmetros adotados

9.16.2. Estimativa das emissões associadas às utilidades térmicas

9.16.3. Estimativa das emissões diretas da fornalha do reator de reforma

9.16.4. Normalização e interpretação ambiental

1. Sumário executivo

O relatório apresenta o projeto conceitual de uma unidade offshore para conversão de metano em metanol, desenvolvido via modelagem no *Aspen Plus*. A proposta busca viabilizar a monetização de gás natural em plataformas, onde alternativas como gasodutos ou liquefação são limitadas, convertendo-o em metanol líquido, de maior facilidade logística. A planta foi dimensionada para processar 600 kg/h de gás rico em metano, contendo 5% em volume de CO₂ e saturada com vapor d'água, com especificação de produto de 99,86% de pureza em massa.

A rota adotada é indireta, envolvendo reforma a vapor do metano, condicionamento do gás de síntese, compressão, síntese catalítica de metanol com reciclo e purificação final por destilação. A etapa de reforma, modelada como reator PFR, atinge conversão de metano de aproximadamente 95,5% (m/m). A síntese de metanol ocorre em três reatores adiabáticos em série com resfriamento intermediário, com a presença de uma purga e reciclo, e atinge conversão global de carbono (CO + CO₂) de cerca de 75,5% (m/m).

A separação subsequente inclui um sistema composto por dois vasos de *flash* e uma coluna de destilação, garantindo a especificação do produto. A produção estimada é de aproximadamente 1.024 kg/h de metanol, equivalente a 8,19 kt/ano.

Os principais resultados operacionais indicam que a rota proposta é tecnicamente consistente. O processo combina conversão elevada na reforma, condicionamento adequado do gás de síntese, síntese catalítica com reciclo e purga, e downstream capaz de atender à especificação de pureza do metanol. A conversão global foi de 95,5% (m/m), com perda de 4,5% da matéria prima. A eficiência energética global reportada é de 50,2%, e o balanço energético do processo indica taxa de transferência de calor de 1025 kW. Os principais pontos técnicos de atenção permanecem associados à elevada demanda térmica da reforma, à compressão multiestágio do syngas, ao porte do terceiro reator de síntese e à necessidade de controle adequado das correntes de purga.

A avaliação econômica revelou que o reator de reforma e o terceiro reator de síntese juntos são responsáveis por cerca de 60% do investimento fixo, mostrando que a viabilidade econômica é fortemente condicionada pela seção de reforma e pela síntese em alta pressão. A receita anual de metanol foi estimada em 3,28 MMUS\$/ano, ao passo que o custo de manufatura sem depreciação foi de 3,21 MMUS\$/ano, deixando margem operacional muito reduzida antes dos efeitos fiscais e da recuperação do investimento. O custo anual de utilidades foi de 1,13 MMUS\$/ano, com maior contribuição do vapor de alta pressão no aquecedor, do vapor de baixa pressão no refeedor da coluna de destilação e da eletricidade consumida nos compressores. O fluxo de caixa operacional após impostos é positivo, em torno de 0,279 MMUS\$/ano, mas é insuficiente para recuperar o investimento dentro da vida útil adotada de 10 anos, o que aponta para uma inviabilidade financeira do projeto.

Do ponto de vista ambiental, os principais impactos estão associados ao consumo energético da rota de reforma a vapor. A simulação indicou consumo de aproximadamente 741 kg/h de vapor de alta pressão, resultando em emissões indiretas da ordem de 0,10 kg CO₂/kg de metanol produzido. A fornalha do reformador também é um *hotspot* ambiental relevante, pois a reação de reforma é fortemente endotérmica e demanda suprimento contínuo de calor. As correntes gasosas de purga, contendo hidrogênio, monóxido de carbono e traços de metano, requerem tratamento antes de eventual liberação, sendo recomendada a

utilização de flare ou oxidadores térmicos. Como aspectos positivos, destacam-se o reaproveitamento interno de água, a redução da demanda de água doce e o potencial de redução de flaring do metano na plataforma.

2. Introdução

A produção de metanol a partir de gás natural configura-se como uma alternativa tecnológica relevante para a valorização de correntes gasosas em contextos nos quais o transporte do metano apresenta limitações técnicas e econômicas. Esse cenário é particularmente evidente em operações offshore, nas quais restrições logísticas e de infraestrutura tornam o escoamento do gás natural até unidades onshore um desafio significativo.

Neste contexto, o presente trabalho desenvolve o projeto conceitual de um processo de produção de metanol a partir de metano obtido em plataforma offshore, com base em modelagem e simulação em ambiente computacional. Esta seção apresenta o contexto e a motivação do estudo, o problema de engenharia formulado e os objetivos do projeto, bem como o escopo e os limites considerados nesta etapa de desenvolvimento.

2.1. Contexto e motivação

A exploração de gás natural em campos offshore frequentemente resulta na produção de correntes gasosas cuja monetização é limitada pelos elevados custos associados à compressão, liquefação ou construção de gasodutos para transporte até o continente. Nessas condições, a conversão do metano em produtos líquidos surge como uma alternativa tecnológica atrativa, pois facilita o armazenamento, o transporte e a comercialização do produto final.

O metanol destaca-se como um produto de elevado interesse industrial, sendo amplamente utilizado como matéria-prima na indústria química e como potencial combustível ou vetor energético. Sua produção a partir de metano permite agregar valor a correntes gasosas de difícil aproveitamento e reduzir a queima direta do gás natural. Entre as rotas tecnológicas disponíveis, a combinação de reforma a vapor do metano com síntese catalítica de metanol constitui uma alternativa consolidada e amplamente descrita na literatura, justificando sua adoção neste projeto.

2.2. Problema de engenharia e objetivo

O problema de engenharia abordado neste projeto consiste no desenvolvimento de um processo capaz de converter 600 kg/h de metano (CH_4), obtido em uma plataforma offshore, em metanol com elevada pureza, respeitando as restrições impostas pelas condições da alimentação e pelas limitações operacionais típicas de processos industriais.

O metano a ser processado está disponível em uma corrente gasosa fornecida a 40 °C e 10 bar, contendo aproximadamente 5% em volume de CO_2 e saturada com vapor d'água. Essas características impõem a necessidade de uma rota tecnológica que contemple a geração eficiente de gás de síntese, o condicionamento adequado da corrente e a separação

eficaz dos componentes presentes. O produto final deve atender à especificação de 99,86% em massa de metanol, estabelecida como requisito do projeto.

Dessa forma, o objetivo técnico deste trabalho é propor e simular um processo integrado de produção de metanol capaz de atender à base de projeto definida, garantindo a viabilidade termodinâmica e cinética das etapas envolvidas e a coerência operacional do sistema como um todo.

2.3. Escopo e limites de bateria

O escopo deste trabalho abrange o desenvolvimento do projeto conceitual completo de uma unidade de produção de metanol operando em ambiente offshore, integrando as etapas fundamentais que vão desde o processamento primário do gás natural até a obtenção do produto final purificado. O projeto aborda a reforma a vapor do metano para a geração de gás de síntese, seguida pelo resfriamento, separação de condensados e compressão para atingir as pressões operacionais requeridas. A etapa reacional inclui a síntese catalítica em um conjunto de reatores adiabáticos com sistema de reciclo, levando posteriormente em uma etapa de purificação rigorosa via destilação fracionada para garantir que o metanol atinja as especificações comerciais de pureza exigidas pelo mercado.

Adicionalmente, o trabalho incorpora uma avaliação econômica detalhada para a estimativa de custos de capital (CAPEX) e operacionais (OPEX). Esta análise é fundamentada na metodologia de Turton, utilizando a ferramenta CAPCOST para o cálculo do custo de todos os equipamentos dimensionados no simulador. Os limites de bateria do projeto são definidos pela entrada de metano e água de utilidade, e pela saída de metanol purificado pronto para armazenamento ou exportação, além das correntes de purga e água residual tratada.

O escopo do projeto compreende também uma avaliação ambiental preliminar inerente à operação da planta. Esta etapa avalia a estimativa das emissões indiretas de gases de efeito estufa associadas ao uso energético, a definição de estratégias para o tratamento das correntes gasosas de purga e a validação do reciclo interno de água, visando minimizar os impactos operacionais e o aumento da sustentabilidade da instalação.

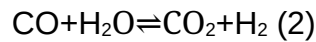
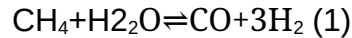
3. Premissas do projeto

Foram adotadas premissas operacionais e de modelagem para garantir consistência e viabilidade do processo. A corrente de metano é considerada previamente tratada, disponível a 40 °C e 10 bar, contendo 5% em volume de CO₂ e saturada com água, com composição determinada por equilíbrio vapor-líquido.

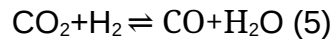
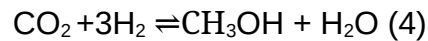
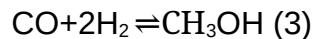
A corrente de água fresca é fornecida a 45 °C e 1 bar e é pressurizada até 10 bar por bombeamento ideal, enquanto a corrente de reciclo já se encontra a 10 bar. Ambas são assumidas inicialmente na fase líquida e, após mistura, são completamente vaporizadas antes da alimentação ao reator.

Os trocadores de calor operam em regime estacionário, sem perdas térmicas, e não são consideradas perdas de carga significativas ao longo do processo. A mistura entre metano e vapor é ideal, formando uma corrente homogênea com razão molar vapor/carbono fixa de 2,78.

A reforma a vapor do metano é descrita pelas reações reversíveis:



Já a síntese de metanol ocorre segundo as reações:



Os reatores operam em regime permanente, com escoamento do tipo pistonado, sem limitações de transferência de massa ou calor e sem desativação catalítica. A separação da água é considerada eficiente por resfriamento, e o metanol é obtido com pureza de 99,86% em massa.

4. Fluxograma e descrição do processo

4.1. Fluxograma do projeto

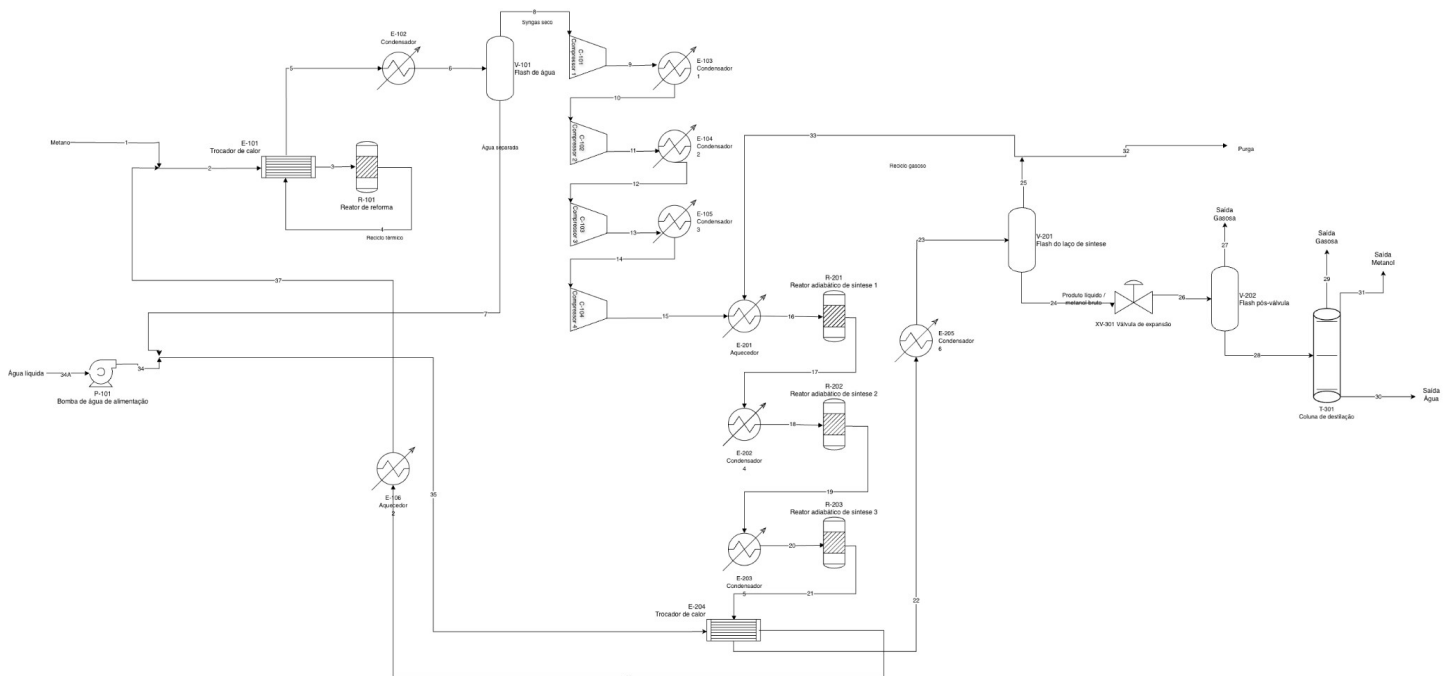


Figura 1: Diagrama de fluxo de processo (PFD) preliminar da rota de produção de metanol a partir de metano, com preparação da alimentação, reforma, separação de água, compressão, trem de reatores adiabáticos com resfriamento intermediário e malha de purga.

4.2. Descrição do processo

O processo desenvolvido para a conversão de metano em metanol parte de uma abordagem indireta via geração de gás de síntese, estruturando-se em uma sequência integrada de etapas que incluem preparação da alimentação, reforma a vapor do metano, condicionamento do gás gerado, compressão, síntese catalítica de metanol e separação com reciclo. A construção desse arranjo foi guiada por critérios termodinâmicos, cinéticos e operacionais, sempre considerando compromissos entre conversão, seletividade, consumo energético e viabilidade industrial.

A alimentação do processo consiste em uma corrente de 600 kg/h de gás rico em metano, fornecida a 40 °C e 10 bar, contendo cerca de 5% em volume de dióxido de carbono e saturada com vapor d'água. A presença de água na alimentação foi determinada a partir da condição de saturação, assumindo equilíbrio vapor-líquido e utilizando a pressão de vapor da água na temperatura especificada.

Antes da etapa reacional, a alimentação de vapor d'água passa por um estágio prévio de condicionamento térmico, pressurização e de integração energética. A corrente de água utilizada no processo é composta por duas contribuições: uma corrente de água fresca, fornecida a 45 °C e 1 bar, comprimida a 10 bar por uma bomba, e uma corrente de água proveniente do reciclo do processo que acontece após a separação da água do syngas, estando a 45 °C e 10 bar. Ambas se encontram inicialmente na fase líquida e são combinadas, formando uma única corrente com vazão total de aproximadamente 1945 kg/h.

Após a mistura, essa corrente é submetida a um pré-aquecimento em um trocador de calor, no qual ocorre integração energética com uma corrente quente proveniente de etapas posteriores do processo. Nessa operação, a água é aquecida até cerca de 150 °C, sofrendo vaporização completa e sendo convertida integralmente para a fase vapor. Essa etapa é fundamental para reduzir a demanda térmica nas unidades subsequentes, além de aproveitar o calor disponível no processo, aumentando sua eficiência energética global.

Na sequência, a corrente de vapor é encaminhada a um aquecedor, no qual sua temperatura é elevada até aproximadamente 240 °C. Esse condicionamento garante que o vapor esteja em condições adequadas para mistura com a corrente de metano, evitando choques térmicos significativos e favorecendo a estabilidade operacional do sistema.

Somente após esse preparo, o vapor é misturado à corrente de metano, estabelecendo-se a razão molar vapor/carbono de aproximadamente 2,78 adotada no projeto. A decisão por essa razão foi baseada em análises da variação da conversão e da seletividade em função da vazão de água, e optou-se pela razão que favorecia uma conversão elevada sem prejudicar a seletividade (Apêndice 9.4). Essa estratégia permite não apenas um controle mais preciso das condições de entrada no reator de reforma, mas também contribui para a mitigação de problemas operacionais, como a formação de coque no catalisador.

A corrente misturada é então alimentada ao reator de reforma a vapor, no qual ocorre a conversão do metano em gás de síntese (syngas), composto majoritariamente por hidrogênio, monóxido de carbono e dióxido de carbono. As reações envolvidas no processo são a reforma a vapor do metano ($\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO} + 3\text{H}_2$) e a reação de deslocamento gás-água ($\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$), ambas reversíveis e descritas por expressões cinéticas dependentes das pressões parciais dos componentes e da temperatura, conforme os dados fornecidos para o projeto. (apêndice 9.1 e 9.3)

O reator foi modelado no Aspen Plus como um reator tubular do tipo PFR, utilizando o módulo RPlug e o método termodinâmico Peng-Robinson para descrição das propriedades da fase gasosa. A validação do modelo termodinâmico está disponível no apêndice 9.2. A configuração adotada considera 48 tubos operando em paralelo, com comprimento de 6 m e diâmetro de 4m, sendo o comportamento global do reator representado por um modelo unidimensional ao longo do eixo axial. (apêndice 9.6)

O modelo incorpora as propriedades do leito catalítico conforme especificado nos dados cinéticos, incluindo densidade do catalisador de $2355,2 \text{ kg/m}^3$ e porosidade de 0,528, garantindo consistência entre a modelagem reacional e os parâmetros físicos do sistema. O tempo de residência calculado para o escoamento no reator é de aproximadamente $7,97 \times 10^{-4} \text{ s}$, indicando um regime de reação rápida sob as condições simuladas.

Do ponto de vista térmico, o reator opera com fornecimento de calor ao longo do seu comprimento, de modo a sustentar as reações endotérmicas da reforma, com temperatura variando de cerca de 440 °C na entrada até aproximadamente 856 °C na saída do reator. (apêndice 9.5 e 9.6)

A corrente de saída do reator de reforma, ainda a alta temperatura, deixa o equipamento a aproximadamente 855,6 °C e 10,1 bar, na fase vapor, com vazão total de cerca de 2545 kg/h. Antes de qualquer etapa de condensação, essa corrente é direcionada a um trocador de calor, no qual ocorre integração energética com a corrente de alimentação ao reator. Nesse equipamento, o gás quente é resfriado até aproximadamente 560,1°C, enquanto simultaneamente fornece calor para o pré-aquecimento da alimentação, contribuindo significativamente para a eficiência térmica global do processo.

Após essa etapa de recuperação de calor, a corrente segue para um condensador, no qual sua temperatura é reduzida até 45°C, a uma pressão próxima de 10 bar. Nessas condições, ocorre a condensação parcial da água presente na mistura, resultando em uma corrente bifásica (líquido-vapor), ainda com a mesma vazão total e composição global.

A separação das fases é realizada em um separador *flash* operando a 45°C e 10 bar. O equipamento apresenta uma fração de vapor de aproximadamente 0,677, promovendo a divisão da corrente em uma fase líquida rica em água e uma fase gasosa rica em syngas. A corrente líquida removida consiste essencialmente em água, com vazão de cerca de 1188 kg/h, sendo posteriormente reciclada para a etapa inicial de preparação da alimentação, onde

se mistura à corrente de água fresca. Essa estratégia de reciclo reduz a demanda de utilidades e melhora a eficiência hídrica do processo. (apêndice 9.7)

Por outro lado, a corrente gasosa que deixa o *flash*, com vazão de aproximadamente 1357 kg/h, constitui o syngas seco que será alimentado à etapa de síntese de metanol. Essa corrente apresenta elevada fração de hidrogênio, além de monóxido de carbono e dióxido de carbono, com quantidade residual de água ($\approx 0,85\%$). A remoção da maior quantidade de água antes da síntese é fundamental, uma vez que sua presença afeta negativamente o equilíbrio das reações de formação de metanol e pode reduzir a atividade do catalisador.

O syngas separado da água nas condições de 45 °C e 10 bar é então encaminhado para etapas subsequentes de compressão e aquecimento, de modo a atingir as condições operacionais requeridas para a síntese catalítica de metanol. Optou-se por empregar compressores em série, intercalados com resfriadores, para respeitar os limites de segurança de compressores industriais (Apêndice 9.8).

Após a compressão inicial, a corrente de gás de síntese recém gerada é misturada à corrente de reciclo (corrente 33 indicada no fluxograma), que retorna do topo do separador *flash*. Essa mistura é então aquecida até a temperatura desejada para a reação. Optou-se por iniciar a reação a 40 bar e 200°C para otimizar a conversão. Como a síntese do metanol é uma reação fortemente exotérmica, o fluxograma utiliza uma configuração de três reatores adiabáticos de tubo único em série com resfriamento intermediário, e atinge-se uma conversão de 75,8% (m/m). O detalhamento do dimensionamento destes reatores, assim como as escolhas de pressão e temperatura de operação estão disponíveis no Apêndice 9.10.

Após atravessar três reatores adiabáticos e dois resfriadores, a corrente de produto (21), rica em metanol, água e gases não reagidos, cede calor no trocador e é resfriada adicionalmente até atingir 30°C. Em seguida, a corrente é encaminhada à um vaso *flash*, onde ocorre a separação de fases. A fase líquida, que contém metanol bruto, água e gases dissolvidos, segue para a purificação, enquanto a fase gasosa entra em um loop de reciclo.

Para o reciclo, a fase gasosa é dividida em um splitter, em que maior parte retorna à alimentação do primeiro reator (corrente 33) para aumentar o rendimento global, enquanto uma fração de 4% é purgada para evitar o acúmulo de hidrogênio no loop de síntese. A fração de purga adotada corresponde ao menor valor para o qual ainda foi possível atingir a conversão desejada (Apêndice 9.11.).

Na etapa de purificação, a corrente líquida é submetida a uma etapa de descompressão através da válvula de expansão, e atinge pressão atmosférica. Em seguida, a mistura (corrente 25) é alimentada em um segundo separador *flash*, onde ocorre a remoção final dos componentes voláteis. Foi necessário empregar dois vasos *flash* para retirar uma quantidade suficiente de gases para atingir a pureza desejada sem comprometer a recuperação do produto. A fase gasosa, composta por gases incondensáveis (corrente 27), é

purgada do sistema, enquanto a fase líquida (corrente 28) segue para a unidade de destilação.

A separação definitiva do metanol é realizada em uma coluna de destilação fracionada, em que o metanol purificado é recuperado como produto de topo (corrente 31), atingindo o grau de pureza mássica de 99,86%, e é encaminhada a um condensador, por onde sai líquido a uma temperatura de 57°C. A água é removida pelo fundo da coluna (corrente 30) e descartada. O detalhamento do processo de dimensionamento dos vasos *flash* e da coluna de destilação estão disponíveis no apêndice 9.12.

5. Resultados

Nesta seção, são apresentados e discutidos os principais resultados no desenvolvimento do projeto de produção de metanol a partir de metano obtido em plataforma offshore. Inicialmente são expostas as tabelas com detalhamento de correntes e equipamentos, com principais características e condições operacionais.

Na sequência, é abordada a integração energética do processo, com foco na identificação de oportunidades de recuperação de calor e avaliação da eficiência térmica. Posteriormente, são apresentados os resultados operacionais, além de análises econômica e ambiental do projeto.

5.1. Tabelas de correntes

Os valores de temperatura, pressão, fase, vazão mássica total e composição das correntes do processo, em fração molar, podem ser encontrados na Tabela abaixo.

Tabela 1: Resumo de propriedades das correntes de processo.

Corrente	T (°C)	P (bar)	Fase	Vazão total (kg/h)	Composição (fração molar)					
					CH4	H2O	H2	CO	CO2	CH3OH
1	40,0	10,1	Vapor	600,0000	0,9427	0,0073	0,0000	0,0000	0,0500	0,0000
2	187,0	10,1	Vapor	2545,1680	0,2276	0,7603	0,0000	0,0000	0,0121	0,0000
3	550,0	10,1	Vapor	2545,1680	0,2276	0,7603	0,0000	0,0000	0,0121	0,0000
4	855,6	10,1	Vapor	2545,0910	0,0071	0,3287	0,5042	0,1020	0,0579	0,0000
5	560,1	10,1	Vapor	2545,0910	0,0071	0,3287	0,5042	0,1020	0,0579	0,0000
6	45,0	10,0	Líquido/Vapor	2545,0910	0,0071	0,3287	0,5042	0,1020	0,0579	0,0000
7	45,0	10,0	Líquido	1188,4588	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
8	45,0	10,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000
9	106,3	16,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000
10	55,0	16,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000
11	109,0	24,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000

Corrente	T (°C)	P (bar)	Fase	Vazão total (kg/h)	Composição (fração molar)					
					CH4	H2O	H2	CO	CO2	CH3OH
12	60,0	24,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000
13	97,3	32,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000
14	65,0	32,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000
15	93,6	40,0	Vapor	1356,6322	0,0105	0,0085	0,7447	0,1507	0,0856	0,0000
16	200,0	40,0	Vapor	3727,5339	0,0425	0,0018	0,9010	0,0274	0,0236	0,0038
17	255,4	39,9	Vapor	3727,5339	0,0444	0,0110	0,8876	0,0161	0,0155	0,0255
18	200,0	39,9	Vapor	3727,5339	0,0444	0,0110	0,8876	0,0161	0,0155	0,0255
19	229,8	39,6	Vapor	3727,5339	0,0453	0,0131	0,8833	0,0079	0,0139	0,0365
20	180,0	39,6	Vapor	3727,5339	0,0453	0,0131	0,8833	0,0079	0,0139	0,0365
21	202,3	39,6	Vapor	3727,5339	0,0461	0,0167	0,8779	0,0028	0,0108	0,0458
22	154,2	39,6	Vapor	3727,5339	0,0461	0,0167	0,8779	0,0028	0,0108	0,0458
23	30,0	39,6	Líquido/Vapor	3727,5339	0,0461	0,0167	0,8779	0,0028	0,0108	0,0458
24	30,0	39,6	Líquido	1257,8481	0,0006	0,2815	0,0008	0,0000	0,0014	0,7158
25	30,0	39,6	Vapor	2469,6858	0,0489	0,0004	0,9319	0,0029	0,0113	0,0045
26	31,0	1,1	Líquido	1257,8481	0,0006	0,2815	0,0008	0,0000	0,0014	0,7158
27	31,0	1,1	Vapor	1,9354	0,2324	0,0148	0,3616	0,0026	0,2387	0,1500
28	31,0	1,1	Líquido	1255,9127	0,0001	0,2821	0,0000	0,0000	0,0009	0,7170
29	57,4	1,0	Vapor	1,3828	0,0518	0,0000	0,0088	0,0001	0,1674	0,7718
30	100,2	1,0	Líquido	229,1619	0,0000	0,9950	0,0000	0,0000	0,0000	0,0050
31	57,4	1,0	Líquido	1025,3680	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0010	0,9989
32	30,0	39,6	Vapor	98,7874	0,0489	0,0004	0,9319	0,0029	0,0113	0,0045
33	30,0	39,6	Vapor	2370,9017	0,0489	0,0004	0,9319	0,0029	0,0113	0,0045
34A	45,0	1,0	Líquido	756,6418	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
34	45,5	10,0	Líquido	756,6418	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
35	45,2	10,0	Líquido	1945,1005	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
36	175,0	10,0	Vapor	1945,1005	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
37	240,0	10,0	Vapor	1945,1680	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Uma das formas escolhidas para otimizar o processo foi inserir um reciclo da água retirada do primeiro *flash* na alimentação do reator (corrente 7), com o objetivo de economizar água doce (Apêndice 9.13). A inserção desta etapa gerou uma economia de aproximadamente 1188,46 kg/h de H₂O. Esta água é misturada com água nova na mesma pressão e posteriormente condicionada à temperatura desejada para entrar no reator.

Para a etapa de síntese de metanol, a configuração adotada consiste em três reatores adiabáticos em série, com resfriamento intermediário para controle da temperatura e favorecimento cinético/termodinâmico. Visando maximizar o rendimento global do processo e a economia de reagentes, implementou-se uma alça de reciclo direcionada à alimentação do primeiro reator, com purga de 4%.

Para os aquecedores e resfriadores utilizou-se as utilidades que listadas na Tabela 2.

Tabela 2: Resumo de propriedades das correntes de utilidades.

Utilidade	Descrição	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Condição de uso	Equipamentos que utilizam
U1	Água de resfriamento	5,16	30	Temperatura de retorno não deve ser mais do que 15 °C acima da temperatura de alimentação	Condensadores de 0 a 5
U2	Água fria	5,16	10	Temperatura não deve ser maior que 20 °C	Condensador 6
U3	Alta Pressão	42,37	-	-	Aquecedores 1 e 2

5.2. Tabelas de Equipamentos

Os equipamentos utilizados estão descritos nas tabelas presentes nessa seção do relatório, as condições de operação e o dimensionamento de cada reator e *flash* estão descritos nos respectivos apêndices e foram definidas a partir de análises de sensibilidade.

Tabela 3: Informações Trocadores de Calor.

Equipamento			E-101	E-204
Área (m ²)			44,30	54,28
Calor (kW)			143,00	63,00
Fluido Quente	Entrada	Corrente	4	21
		Temperatura (°C)	855,64	202,26

Fluido Frio	Saída	Pressão (bar)	10,08	39,63
		Corrente	7	22,00
		Temperatura (°C)	560,11	49,23
		Pressão (bar)	10,08	39,63
	Entrada	Corrente	2	35
		Temperatura (°C)	187,04	44,73
		Pressão (bar)	10,13	0,08
	Saída	Corrente	3	36,00
		Temperatura (°C)	550,00	150,00
		Pressão (bar)	10,13	0,08

Tabela 4: Informações *Flash*.

Equipamento		V-101	V-201	V-202
Temperatura (°C)		45	30	30
Pressão (bar)		10	39,6	1,1
Corrente de entrada		6	23	26
Corrente Gasosa		8	25	27
Corrente Líquida		7	24	28

Equipamento		C-101	C-102	C-103	C-104	XV-301
Corrente de entrada	Corrente	8	10	12	14	24
	Temperatura (°C)	45	55	60	65	30
	Pressão (bar)	10	16	24	32	39,6
Corrente de saída	Corrente	9	11	13	15	26
	Temperatura (°C)	106,3	109	97,3	93,6	31
	Pressão (bar)	16	24	32	40	1,1

Tabela 5: Informações Compressores e Válvulas.**Tabela 6:** Informações Reatores.

Equipamento		R-101	R-201	R-202	R-203
Tipo		PFR	PFR	PFR	PFR
Comprimento		6	2	6	12

Diâmetro		4	1	1	3
Número de tubos		48	-	-	-
Conversão		0,955	0,405	0,324	0,390
Corrente de entrada	Corrente	3	16	18	20
	Temperatura (°C)	550	200	200	180
	Pressão (bar)	10,1	40	39,9	39,6
Corrente de saída	Corrente	4	17	19	21
	Temperatura (°C)	855,6	255,4	229,8	202,3
	Pressão (bar)	10,1	39,9	39,6	39,6

Tabela 7: Informações Aquecedores e Resfriadores.

Equipamento		E-106	E-201		E-102	E-103	E-104	E-105	E-202	E-203	E-205
Utilities		U3	U3		U1	U1	U1	U1	U1	U1	U2
Calor		19.29	267.52		-425	-14	-13	-9	-92	-81	-47
Corrente de entrada	Corrente	36	33	15	5	9	11	13	17	19	22
	Temperatura (°C)	150	30	93,6	560,1	106,3	109	97,3	255,4	229,8	49,2
	Pressão (bar)	10	39,6	40	10	16	24	32	39,9	39,6	39,6
Corrente de saída	Corrente	8,3	11,1		7	10,2	10,4	10,6	11,3	11,5	14
	Temperatura (°C)	240	200		45	55	60	65	200	180	30
	Pressão (bar)	10	40		10	16	24	32	39,9	39,6	39,6

Tabela 8: Informações Coluna de Destilação.

Tabela 9:

Equipamento		T-301
numero de estágios		27
razão de refluxo L/D		1,04
Corrente de entrada	Corrente	28
	Temperatura (°C)	31
	Pressão (bar)	1,1
Corrente de saída gases	Corrente	29
	Temperatura (°C)	57,4
	Pressão (bar)	1
Corrente de saída topo	Corrente	31
	Temperatura (°C)	57,4
	Pressão (bar)	1
Corrente de saída fundo	Corrente	30
	Temperatura (°C)	100,2
	Pressão (bar)	1

Informações Bomba.

Equipamento		P-101
Corrente de entrada	Corrente	34A
	Temperatura (°C)	45
	Pressão (bar)	1
Corrente de saída	Corrente	34
	Temperatura (°C)	45,5
	Pressão (bar)	10

5.3. Integração energética

O objetivo da etapa de integração energética é promover a utilização mais eficiente da energia do processo, reduzindo o consumo de energia associado às utilidades.

Ao final da simulação feita, antes da análise de integração energética, o projeto apresentava uma oportunidade de saving energético de 64% e após a realização da integração a oportunidade de redução de consumo energético foi reduzida para 60,67%, com 1,496E9 cal/s, de acordo com a ferramenta do Aspen Plus.

Para a redução do energy savings foi inserido um trocador de calor entre a corrente de saída do terceiro reator de síntese com temperatura em 202 °C, sendo a corrente quente do trocador, e a corrente que provém da mistura entre a água fornecida para o processo e a água de reciclo, com temperatura em 44,7 °C, sendo a corrente fria do processo. Essa

inserção permite reduzir o consumo de utilidades pelo condensador 6 e pelo heater 1, que apresentam, respectivamente, a função de resfriar a corrente 21 e aquecer a corrente 35. O detalhamento da análise de integração energética consta no apêndice 9.14.

Apesar do aproveitamento de energia citado e implementado no projeto, o simulador sugeriu outras 3 opções que poderiam auxiliar a reduzir os gastos de energia. A primeira sugestão envolve a inclusão de um trocador de calor entre a corrente de alimentação do primeiro condensador (E-102), e a de alimentação da coluna de destilação (T-301), com energy saving estimado em 13,64%. As demais alternativas envolvem a realocação do trocador de calor E-204, isto é, entre as correntes 4 e 36 ou entre as correntes 5 e 36, com energy savings estimado em 24,69% e 14,29%, respectivamente.

5.4. Resultados operacionais

Ao final do processo são produzidas 8,97 mil toneladas/ano de metanol, com 99,86% (m/m) de pureza, de acordo com a exigência do projeto. Os fluxos mássicos de entradas e saídas são apresentados na Tabela 10.

Tabela 10: Fluxo alimentação e

	Alimentação (kg/h)	Saída (kg/h)	mássico global de saída.
Dióxido de carbono (CO ₂)	76	17	
Água (H ₂ O)	761	227	
Metano (CH ₄)	520	23	
Hidrogênio (H ₂)	0	55	
Monóxido de carbono (CO)	0	2	
Metanol (CH ₃ OH)	0	1032	

A conversão global do metano é definida pela Equação 6:

$$X_{CH_4, global} = \frac{F_{CH_4} - F_{CH_4}}{F_{CH_4,0}} = 95,5\% \quad (6)$$

Já a perda de matéria-prima foi determinada pela Equação 7:

$$Perda = \frac{\dot{m}_{CH_4}}{\dot{m}_{CH_4,0}} = 4,5\% \quad (7)$$

Quanto à conversão nos reatores, foi obtido 95,5% de conversão de metano no reator de reforma a vapor e 75,5% de conversão de carbono reativo, isto é CO + CO₂, no reator de síntese do metanol. Os fluxos molares utilizados para os cálculos citados constam nas Tabelas 11 e 12.

Tabela 11: Fluxo molar de alimentação e saída no reator de reforma.

Tabela 12: Fluxo alimentação e saída síntese.

	Alimentação (kmol/h)	Saída (kmol/h)
Dióxido de carbono (CO ₂)	2	12
Água (H ₂ O)	108	67
Metano (CH ₄)	32	1
Hidrogênio (H ₂)	0	103
Monóxido de carbono (CO)	0	21
Metanol (CH ₃ OH)	Alimentação (kmol/h)	Saída (kmol/h)
Dióxido de carbono (CO ₂)	20	8
Água (H ₂ O)	1	13
Metano (CH ₄)	36	36
Hidrogênio (H ₂)	754	678
Monóxido de carbono (CO)	23	2
Metanol (CH ₃ OH)	3	35

molar de
no reator de

Complementarmente, o balanço energético é fornecido pela equação 8. Tendo em vista que não há trabalho nesse projeto, $\dot{W} = 0$, assim, foi obtido uma taxa de transferência de calor de 1025 kW.

$$Q - \dot{W} = \sum_{\text{saída}} n \hat{H} - \sum_{\text{alimentação}} n_0 \hat{H}_0 \Rightarrow Q = \sum_{\text{saída}} H - \sum_{\text{alimentação}} H_0 \quad (8)$$

Ademais, a planta teórica desse processo apresenta eficiência energética de 50,2%, este foi determinado pela equação 9, desconsiderando o calor da fornalha.

$$\eta = \frac{H_{CH_3OH}}{\sum H_0} \quad (9)$$

Tabela 13: Entalpia global da

alimentação e saída.

	Entalpia (kW)
Alimentação	-4207
Saídas	-3182
Produto (metanol)	-2111

5.5. Análise econômica

A análise econômica foi conduzida com o objetivo de avaliar a atratividade financeira do processo conceitual de produção de metanol a partir de metano offshore. A estimativa foi realizada no programa CAPCOST, a partir dos equipamentos presentes no PFD final, dos dados de dimensionamento obtidos no Aspen Plus e das premissas econômicas fornecidas para o projeto. A metodologia adotada segue a abordagem de custo por módulo, em que os custos de compra dos equipamentos são corrigidos por fatores de instalação, material e pressão para obtenção do custo bare module e, posteriormente, do investimento total do empreendimento.

A avaliação econômica foi estruturada em quatro etapas: estimativa dos custos dos equipamentos principais, estimativa do investimento fixo e do capital de giro, estimativa dos

custos anuais de operação e montagem do fluxo de caixa descontado. Os indicadores finais de rentabilidade foram calculados para uma vida operacional de 10 anos, precedida por 3 anos de construção, adotando taxa mínima de atratividade após impostos de 16% ao ano.

5.5.1. Premissas e critérios econômicos

As principais premissas adotadas na avaliação econômica são apresentadas na Tabela 14. A unidade foi considerada em operação contínua por 8.000 h/ano. A vida útil econômica foi fixada em 10 anos, com depreciação linear e valor residual de 10% do investimento fixo ao final da vida útil. O período de construção foi distribuído em 3 anos, com desembolsos de 30%, 40% e 30% do investimento fixo, respectivamente. A alíquota marginal de imposto considerada no fluxo de caixa foi de 35%, e a taxa mínima de atratividade após impostos foi de 16% ao ano.

Tabela 14: Premissas econômicas adotadas

Premissa	Valor
Regime operacional	8.000 h/ano
Vida útil operacional	10 anos
Período de construção	3 anos
Distribuição do FCIL na construção	30% / 40% / 30%
Taxa mínima de atratividade após impostos	16% a.a.
Imposto marginal	35%
Depreciação	Linear
Valor residual	10% do FCIL
Preço de venda do metanol	400 US\$/t
Custo da água	2,50 US\$/m ³
Custo monetário do metano	Não contabilizado como compra de matéria-prima

No caso base, a corrente vendida como produto contém aproximadamente 1.025 kg/h de produto total, dos quais 1.024 kg/h correspondem a metanol. A fração mássica de metanol no produto é de 99,86%, atendendo à especificação de pureza do projeto. Assim, a produção anual equivalente de metanol é de aproximadamente 8,19 kt/ano, resultando em receita anual de 3,28 MMUS\$/ano.

5.5.2. Estimativa dos custos de equipamentos

A estimativa dos custos dos equipamentos principais foi realizada com base na metodologia de Bare Module Cost (BMC), conforme apresentada por Turton et al. (2012). Inicialmente, foram identificados todos os equipamentos que compõem o fluxograma final do processo, conforme apresentado na Seção 5.4, incluindo reatores, trocadores de calor, compressores, vasos de separação, misturadores e colunas de separação.

Os equipamentos principais do processo foram inseridos no CAPCOST de acordo com as classes disponíveis no programa. Para os compressores, foi utilizada a potência de eixo

obtida no Aspen Plus; para os trocadores de calor, a variável de escala foi a área de troca térmica; para a fornalha do reformador, utilizou-se a carga térmica mínima aceita pelo CAPCOST para reformer furnace; para a coluna de purificação, foram utilizados altura, diâmetro e número de pratos; e, para os reatores de síntese e vasos *flash*, foram utilizados os volumes e dimensões principais.

A Tabela 15 resume os principais equipamentos custeados. Recomenda-se apresentar as tags conforme o PFD final e, quando necessário, indicar entre parênteses a tag usada no CAPCOST.

Tabela 15: Principais equipamentos considerados na estimativa de CAPEX

Grupo de equipamento	Equipamento no PFD	Variável de escala usada na estimativa	Observação para o CAPEX
Compressores de syngas	C-101, C-102, C-103, C-104	71,2; 62,9; 44,6; 34,8 kW	Compressão multiestágio do gás de síntese antes da etapa de síntese de metanol.
Trocadores da seção de reforma	E-101, E-102, E-103, E-104, E-105, E-106	10,0 a 62,5 m ²	Trocadores, condensadores e resfriadores associados ao condicionamento térmico das correntes da reforma e recuperação/remoção de calor.
Trocadores da seção de síntese de metanol	E-201, E-202, E-203, E-204, E-205	3,8 a 64,9 m ²	Trocadores e condensadores associados aos reatores adiabáticos, ao resfriamento intermediário e à separação de metanol bruto.
Trocadores auxiliares da coluna	T-301 — condensador de topo e refeedor	20,5 e 62,9 m ²	Equipamentos térmicos associados à coluna de purificação do metanol; considerados separadamente na estimativa de custo.
Sistema de reforma	R-101	10.800 MJ/h	Sistema de reforma a vapor do metano, incluindo a carga térmica da fornalha/reformador. Foi considerado como o principal equipamento de alta carga térmica da planta.
Bomba de processo	P-101	1,0 kW	Bomba adicionada para circulação/pressurização de corrente líquida de processo.
Coluna de purificação	T-301	20 m; 0,75 m; 25 pratos	Coluna de destilação responsável pela purificação final do metanol até a especificação de produto.
Reatores de síntese de metanol	R-201, R-202, R-203	Vasos verticais pressurizados; 38,6 a 38,9 barg	Reatores adiabáticos de síntese de metanol, considerados na estimativa de CAPEX como vasos de pressão verticais.
Separadores <i>flash</i>	V-101, V-201, V-202	Vasos verticais; 0,09 a 8,99 barg	Separadores vapor-líquido usados para remoção de água, separação de condensados e recuperação de metanol bruto.

O custo total de compra dos equipamentos foi estimado em 2,238 MMUS\$, enquanto o somatório dos custos bare module foi de 5,090 MMUS\$. Após a aplicação dos fatores de implantação do método, o Total Module Cost foi de 6,010 MMUS\$ e o Total Grass Roots Cost, adotado como FCIL no fluxo de caixa, foi de 7,570 MMUS\$.

A distribuição dos custos indica que o investimento é dominado por poucos equipamentos. O vaso de maior porte e alta pressão associado ao terceiro reator de síntese, R-203, representa cerca de 31% do custo grass-roots estimado. A fornalha do reformador representa aproximadamente 29%. Somados, esses dois itens correspondem a cerca de 60% do investimento fixo total, indicando que o CAPEX do processo é fortemente condicionado pela etapa de reforma e pela síntese em alta pressão.

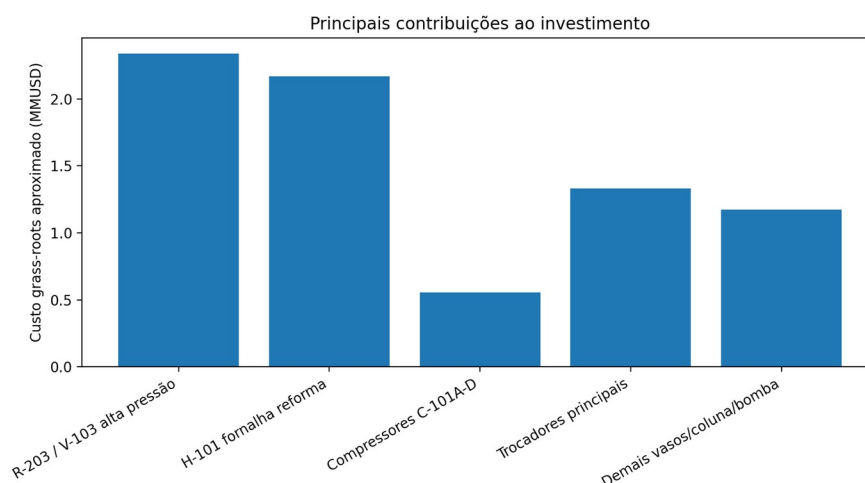


Figura 2: Distribuição do investimento fixo por grupo de equipamentos considerados no CAPCOST.

Tabela 16: Principais contribuições ao investimento fixo.

Grupo de equipamentos	Custo aproximado	Participação no FCIL
R-203 / vaso de síntese de maior porte	2,34 MMUS\$	30,9%
H-101 / fornalha do reformador	2,17 MMUS\$	28,7%
Trocadores de calor principais	1,33 MMUS\$	17,6%
Compressores C-101 a C-104	0,56 MMUS\$	7,3%
Demais vasos, coluna e bomba	1,17 MMUS\$	15,5%
Total	7,57 MMUS\$	100%

5.5.3. Estimativa do investimento total

O investimento fixo grass-roots estimado pelo CAPCOST foi de 7,570 MMUS\$. Além desse valor, foi considerado capital de giro de 3,605 MMUS\$ e custo de terreno de 0,151 MMUS\$. Dessa forma, o desembolso pré-operacional total, antes de recuperação de capital de giro e valor residual, é de aproximadamente 11,326 MMUS\$.

No fluxo de caixa, o investimento fixo foi distribuído ao longo dos três anos de construção. O primeiro ano recebeu 30% do FCIL, o segundo 40% e o terceiro 30%. O capital de giro foi alocado no último ano de construção, imediatamente antes do início da operação.

Ao final da vida útil, foram recuperados o capital de giro, o valor de terreno e o valor residual de 10% do FCIL.

Tabela 17: Investimento usado no fluxo de caixa.

Item	Valor
Total Module Cost	6,010 MMUS\$
Total Grass Roots Cost / FCIL	7,570 MMUS\$
Capital de giro	3,605 MMUS\$
Terreno	0,151 MMUS\$
Valor residual ao final da vida útil	0,757 MMUS\$
Desembolso pré-operacional total	11,326 MMUS\$

5.5.4. Estimativa dos custos operacionais

Os custos operacionais anuais foram estimados com base nos fatores empíricos apresentados na Tabela 8.2 de Turton et al., a partir do Capital Fixo de Investimento e dos custos diretos de operação.

Os custos diretos considerados incluem:

- (i) Matérias-primas
- (ii) Utilidades (vapor, eletricidade, água de resfriamento e refrigeração)
- (iii) Tratamento de efluentes
- (iv) Mão de obra operacional

Os custos indiretos, como manutenção, supervisão, seguros, impostos locais e despesas administrativas, foram incorporados por meio dos fatores multiplicativos recomendados, resultando na estimativa do Custo de Manufatura anual (COM).

Os custos operacionais anuais foram estimados com base na formulação de custo de manufatura sem depreciação, COMd. Foram considerados os custos diretos de matérias-primas, utilidades, tratamento de resíduos e mão de obra operacional, além dos fatores empíricos associados ao investimento fixo e à operação da planta.

No caso base, o custo anual de matérias-primas é baixo, pois apenas a água de alimentação foi considerada como insumo comprado. O metano foi tratado como corrente disponível na plataforma offshore, sem custo monetário de aquisição dentro dos limites de bateria. Essa hipótese é crítica: caso seja atribuído custo de oportunidade ao metano, a atratividade econômica do processo se reduz ainda mais.

O custo anual de utilidades foi estimado em 1,130 MMUS\$/ano. As principais contribuições vêm do uso de vapor de alta pressão no resfriamento/recuperação térmica do

efluente do primeiro reator de síntese, do vapor de baixa pressão no refeedor da coluna de purificação e da eletricidade consumida nos quatro estágios de compressão.

Tabela 18: Resultados operacionais anuais.

Item	Valor
Receita anual de metanol	3,277 MMUS\$/ano
Custo de matérias-primas	0,0157 MMUS\$/ano
Custo de utilidades	1,130 MMUS\$/ano
Tratamento de resíduos	0,000 MMUS\$/ano
Mão de obra operacional	0,160 MMUS\$/ano
COMd	3,213 MMUS\$/ano

Entre os custos operacionais, as utilidades representam a parcela mais relevante diretamente ligada ao funcionamento do processo. O custo anual de utilidades foi estimado em 1,130 MMUS\$/ano, sendo dominado pelo uso de vapor e eletricidade. Esse resultado é coerente com a configuração do processo, que combina reforma endotérmica, compressão multiestágio, condensações intermediárias e purificação final por destilação.

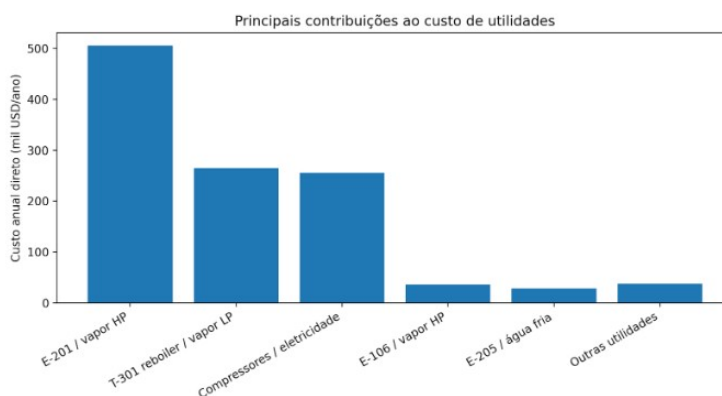


Figura 3: Principais contribuições ao custo anual de utilidades estimado no CAPCOST.

Tabela 19: Principais contribuições ao custo de utilidades.

Item	Custo anual	Participação no CUT
E-201 / vapor de alta pressão	0,506 MMUS\$/ano	44,8%
Refeedor T-301 / vapor de baixa pressão	0,265 MMUS\$/ano	23,5%
Compressores / eletricidade	0,256 MMUS\$/ano	22,7%
E-106 / vapor de alta pressão	0,0365 MMUS\$/ano	3,2%
E-205 / água fria	0,0281 MMUS\$/ano	2,5%
Outras utilidades	0,0383 MMUS\$/ano	3,4%

A análise mostra que o custo operacional é muito próximo da receita anual. A receita anual de metanol é de 3,277 MMUS\$/ano, enquanto o COM_d é de 3,213 MMUS\$/ano.

Portanto, a margem operacional antes da depreciação e dos efeitos fiscais é de apenas 0,063 MMUS\$/ano, valor insuficiente para remunerar o investimento inicial elevado.

5.5.5. Indicadores econômicos

O fluxo de caixa descontado foi calculado considerando os três anos de construção, dez anos de operação, depreciação linear com 10% de valor residual e taxa mínima de atratividade de 16% ao ano. O fluxo de caixa anual operacional após impostos foi de aproximadamente 0,279 MMUS\$/ano. Apesar de positivo, esse fluxo é pequeno quando comparado ao investimento inicial total do projeto.

O valor presente líquido obtido para o caso base foi de -6,603 MMUS\$. O caixa acumulado final não descontado também permaneceu negativo, em -4,018 MMUS\$. Como o fluxo de caixa acumulado não cruza zero ao longo da vida útil do projeto, o payback simples e o discounted payback são indefinidos. Pelo mesmo motivo, a taxa interna de retorno descontada não é definida no caso base.

Tabela 20:
econômicos do

Indicadores
caso base.

Indicador	Resultado
NPV	-6,603 MMUS\$
Caixa acumulado final, sem desconto	-4,018 MMUS\$
Fluxo de caixa anual operacional após impostos	0,279 MMUS\$/ano
DCFRROR / IRR	Não definida
Payback simples	Indefinido
Discounted payback	Indefinido
ROROI	-5,31% a.a.

O fluxo de caixa descontado acumulado permanece negativo ao longo de toda a vida útil do projeto. Embora a operação gere fluxo de caixa anual positivo, esse valor não é suficiente para recuperar o investimento inicial dentro do horizonte econômico adotado. Consequentemente, o NPV é negativo e não há cruzamento do caixa acumulado com zero.

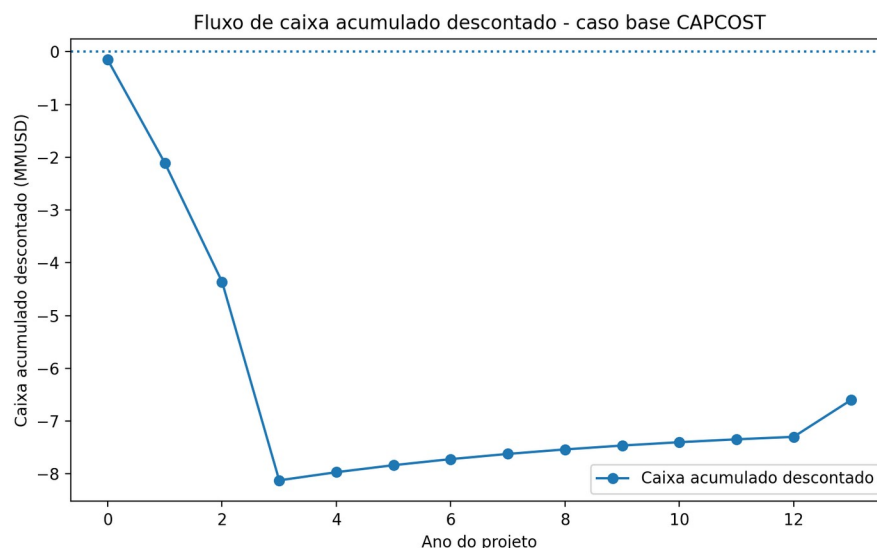


Figura 4: Evolução do fluxo de caixa descontado acumulado para o caso base, considerando três anos de construção e dez anos de operação.

Esses resultados indicam que, embora o processo seja tecnicamente consistente, ele não é economicamente atrativo no caso base adotado. A principal causa não é a operação anual isoladamente, que apresenta fluxo de caixa positivo, mas sim a combinação de investimento fixo elevado, capital de giro significativo e baixa margem entre receita anual e COM_d .

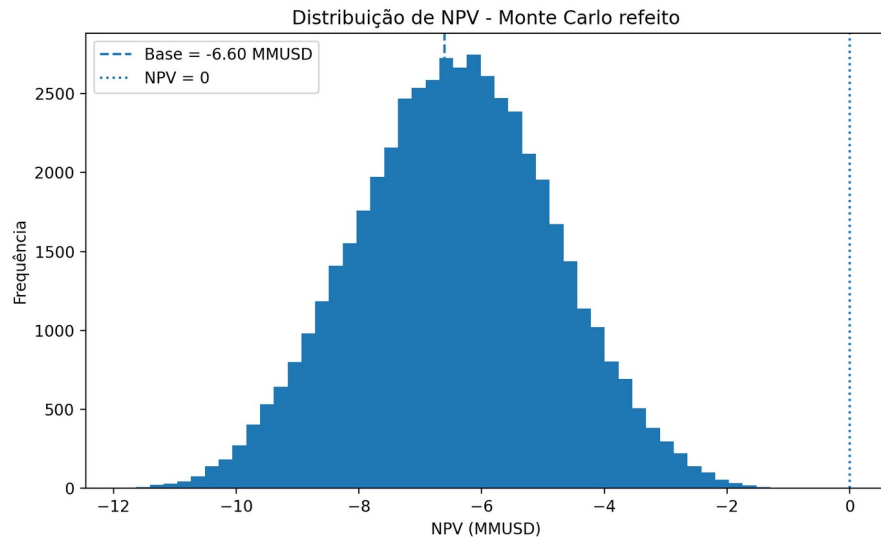
5.5.6. Análise de incerteza e Monte Carlo

A simulação de Monte Carlo foi usada para avaliar se a inviabilidade econômica do caso base era apenas consequência de uma combinação pontual de premissas ou se permanecia sob variações razoáveis dos principais parâmetros. As faixas adotadas foram centradas no caso base e aplicadas ao investimento fixo, preço do produto, capital de giro, taxa de imposto, taxa de atratividade, custo de matérias-primas e valor residual.

Tabela 21: Faixas propostas para Monte Carlo.

Parâmetro	Valor base	Limite inferior	Limite superior
FCIL	7,570 MMUS\$	-30%	+50%
Preço/receita do metanol	400 US\$/t	-20%	+50%
Capital de giro	3,605 MMUS\$	-25%	+25%
Imposto marginal	35%	-15% relativo	+15% relativo
Taxa de atratividade	16%	-25% relativo	+25% relativo
Matérias-primas	0,0157 MMUS\$/ano	-20%	+50%
Valor residual	0,757 MMUS\$	-50%	+50%

A simulação de Monte Carlo resultou em distribuição de NPV integralmente negativa dentro das faixas principais adotadas. Em 50.000 amostras, a probabilidade observada de NPV positivo foi 0%. A média do NPV foi de $-6,434$ MMUS\$, com mediana de $-6,420$ MMUS\$. O intervalo entre os percentis 5% e 95% foi de $-9,122$ a $-3,773$



MMUS\$. O detalhamento da simulação está disponível no apêndice 9.15.

Figura 5: Distribuição de NPV obtida por simulação de Monte Carlo.

Tabela 22: Resultados do

Monte Carlo.

Indicador	Resultado
NPV do caso base	$-6,603$ MMUS\$
Média da distribuição	$-6,434$ MMUS\$
Mediana	$-6,420$ MMUS\$
Percentil 5%	$-9,122$ MMUS\$
Percentil 95%	$-3,773$ MMUS\$
Menor NPV simulado	$-11,859$ MMUS\$
Maior NPV simulado	$-0,619$ MMUS\$
Probabilidade de NPV > 0	0%

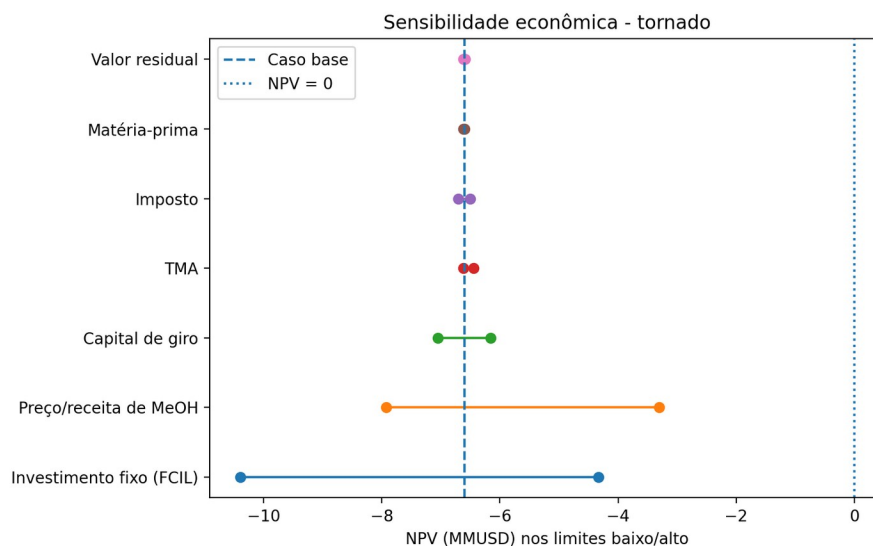


Figura 6: Análise de sensibilidade do NPV por gráfico tornado.

O gráfico tornado mostra que o investimento fixo e o preço de venda do metanol são os fatores mais influentes sobre o NPV. Entretanto, mesmo os cenários favoráveis avaliados individualmente não tornam o projeto positivo. Isso indica que a inviabilidade econômica não decorre de uma única premissa isolada, mas da combinação entre investimento fixo elevado, capital de giro significativo e margem operacional reduzida.

A análise de sensibilidade confirma que os dois parâmetros mais relevantes são o investimento fixo e o preço de venda do metanol. Uma redução isolada de 30% no FCIL melhora o NPV para $-4,328$ MMUS\$, mas não torna o projeto viável. Da mesma forma, um aumento de 50% no preço do metanol, para 600 US\$/t, melhora o NPV para $-3,306$ MMUS\$, ainda negativo.

O preço de metanol necessário para NPV igual a zero, mantendo todas as demais premissas no caso base, é de aproximadamente 800 US\$/t. Alternativamente, caso apenas o FCIL fosse alterado, mantendo todo o restante constante, o investimento fixo precisaria cair de 7,570 MMUS\$ para aproximadamente 0,980 MMUS\$, uma redução de cerca de 87%, o que não é realista para a configuração atual do processo.

Portanto, a rota proposta não se torna economicamente atrativa por ajustes marginais. Para tornar o projeto competitivo, seriam necessárias alterações estruturais, como aumento expressivo do preço de venda ou escala de produção, redução significativa do investimento associado ao sistema de reforma e ao reator de síntese de maior porte, maior integração térmica para reduzir demanda de vapor e eventual aproveitamento energético ou comercial das correntes de purga.

5.6. Análise Ambiental

A análise ambiental e social do processo foi realizada com base nos resultados de simulação obtidos no Aspen Plus, adotando-se uma abordagem compatível com o nível de um projeto conceitual. Do ponto de vista ambiental, observou-se que os principais impactos estão associados ao consumo energético, característico da rota de reforma a vapor do metano.

A simulação indica consumo aproximado de 741 kg/h de vapor de alta pressão, configurando a principal fonte de emissões indiretas de CO₂ da planta. A estimativa das emissões associadas a esse consumo resulta em valores da ordem de 10⁶ kg CO₂/ano, quando considerada a operação contínua da unidade. Quando normalizadas pela produção de metanol, as emissões indiretas apresentam magnitude aproximada de 0,10 kg CO₂/kg de metanol produzido.

Além das utilidades térmicas, a fornalha associada ao reator de reforma destaca-se como fonte relevante de emissões diretas, em função da elevada demanda energética imposta pelo caráter endotérmico da reação. Com base na demanda térmica obtida na simulação e em eficiências típicas de reformadores industriais, estima-se que as emissões diretas da fornalha sejam da mesma ordem de grandeza das emissões indiretas associadas ao vapor.

Adicionalmente, as correntes gasosas de purga provenientes da síntese de metanol, contendo hidrogênio, monóxido de carbono e traços de metano, requerem tratamento adequado antes de eventual liberação, sendo recomendada a utilização de dispositivos de controle, como flares ou oxidadores térmicos. A análise integrada permite identificar a etapa de reforma a vapor como o principal hotspot ambiental do processo.

No contexto offshore, destaca-se ainda o reaproveitamento interno da água separada ao longo do processo, reduzindo a necessidade de reposição de água doce, bem como o benefício ambiental associado à redução da prática de flaring. Os cálculos, hipóteses adotadas e o detalhamento metodológico da estimativa de emissões encontram-se apresentados no Apêndice 9.16.

6. Conclusões e recomendações

O processo proposto para a produção de metanol a partir de metano em ambiente offshore demonstrou consistência técnica e alinhamento com dados reportados na literatura. A estrutura integrada do processo, contemplando as etapas de reforma a vapor do metano, condicionamento do gás de síntese, síntese de metanol e purificação do produto, mostrou-se coerente do ponto de vista termodinâmico e cinético, resultando em uma conversão global de 95,5% (m/m), produto com 99,86% de pureza e produção de 8,97 mil toneladas de metanol anuais, com eficiência energética de 50,2%.

A etapa do reator de reforma a vapor apresentou elevada conversão de metano (~95%) e operação em condições adequadas. A composição do gás de síntese mostrou-se apropriada para a etapa subsequente, sendo a razão vapor/carbono adotada - em torno de 2,78 - suficiente para favorecer a conversão e mitigar a formação de coque. O

condicionamento deste, com separação de água via *flash*, apresentou uma remoção aproximada de 61% da água presente na corrente de saída do reator, garantindo condições adequadas para a síntese de metanol. Na síntese de metanol, a configuração de reatores adiabáticos em série com resfriamento intermediário, associado ao reciclo com purga, contribuíram para o melhor aproveitamento dos reagentes, garantindo uma conversão de 75,5% de CO e CO₂. No downstream, a combinação de operações de separação por *flash* e destilação fracionada foi suficiente para atingir a especificação de pureza do metanol.

Do ponto de vista econômico, o caso base avaliado no CAPCOST não apresentou viabilidade financeira. O investimento fixo grass-roots de 7,57 MMUS\$ e o capital de giro de 3,61 MMUS\$ resultam em elevado desembolso inicial, enquanto a margem anual entre a receita de metanol e o custo de manufatura sem depreciação é reduzida. O NPV calculado foi de -6,60 MMUS\$, com payback e DCFROR não definidos. A análise de sensibilidade mostrou que o investimento fixo e o preço de venda do metanol são os parâmetros mais influentes. Para que o projeto se aproxime da viabilidade, recomenda-se revisar o dimensionamento do sistema de reforma e dos reatores de síntese, aumentar a recuperação energética, reduzir a demanda de vapor e avaliar cenários de maior escala ou maior valor agregado para o produto e as correntes de purga.

Sob a perspectiva ambiental, o processo apresenta como principal impacto o consumo associado às utilidades térmicas - em torno de 741 kg/h de vapor d'água - que se traduz em emissões indiretas de dióxido de carbono, devido à queima de combustíveis fósseis, estima-se uma emissão de 0,10 kg CO₂/kg de metanol produzido. Adicionalmente, a fornalha do reator de reforma e as correntes gasosas de purga, que contêm hidrogênio, monóxido de carbono e traços de metano, configuram fontes relevantes de impacto, dessa forma, recomenda-se a inclusão de um dispositivo de controle para garantir a conversão dessas espécies em produtos menos nocivos. Quanto aos efluentes líquidos, estes não indicam perigo, uma vez que a água após destilação apresenta alto grau de pureza, em torno de 99% (m/m).

Portanto, conclui-se que a rota proposta atende ao objetivo técnico de conversão de metano offshore em metanol de alta pureza, apresentando consistência nas etapas de reforma, síntese e purificação. Entretanto, sob as premissas econômicas adotadas, o projeto não se mostra financeiramente viável. As principais recomendações concentram-se na revisão estrutural do CAPEX - especialmente na seção de reforma a vapor e no dimensionamento do terceiro reator de síntese -, na intensificação da integração energética para mitigação do consumo de vapor d'água e no reaproveitamento das correntes de purga, seja por aproveitamento energético ou recuperação de valor. Adicionalmente, destaca-se a necessidade de reavaliação de escala e de cenários de maior valor agregado para o produto. Na ausência de tais ajustes, a rota permanece tecnicamente robusta, porém economicamente inviável e limitada para implantação.

7. Definições e nomenclatura

Abaixo constam as Definições e Nomenclaturas dos símbolos e termos abordados neste relatório.

Tabela 23: Definições e nomenclaturas de símbolos e parâmetros.

Símbolo / termo	Definição	Unidade
Aspen Plus	Software de simulação de processos	-
CAPEX	Despesas de capital (Custos de Investimento)	MMUS\$
CAPCOST	Software de avaliação econômica por módulo	-
CH ₄	Metano	-
CH ₃ OH	Metanol	-
CO	Monóxido de Carbono	-
CO ₂	Dióxido de Carbono / Gás Carbônico	-
COMd	Custo de Manufatura sem depreciação	MMUS\$/ano
D	Diâmetro dos tubos do reator	m
DCFRROR	Taxa de Retorno do Fluxo de Caixa Descontado	% a.a.
E _n	Energia de ativação	J/kmol
FCIL	Investimento Fixo Total (<i>Fixed Capital Investment, Grass-Roots</i>)	MMUS\$
flash	Unidade de separação vapor-líquido	-
H ₂	Hidrogênio	-
H ₂ O	Água	-
IRR	Taxa Interna de Retorno	% a.a.
L	Comprimento dos tubos do reator	m
$\dot{m}$	Vazão mássica	kg/h
MMUS\$	Milhões de Dólares Americanos	-
N	Número de tubos do reator	-
NPV	Valor Presente Líquido	MMUS\$
OPEX	Despesas Operacionais	MMUS\$/ano

Símbolo / termo	Definição	Unidade
P	Pressão	bar / atm
PCH ₄	Pressão parcial do metano	atm
PCO	Pressão parcial do monóxido de carbono	atm
PCO ₂	Pressão parcial do gás carbônico	atm
PFD	Diagrama de Fluxo de Processo	-
PH ₂	Pressão parcial do hidrogênio	atm
PH ₂ O	Pressão parcial da água	atm
P ^{sat}	Pressão de vapor	atm
Q	Taxa de transferência de calor	kW
R	Constante universal dos gases	J/molK
r _n	Taxa da reação n	kmol/m ³ cat/s
ROROI	Taxa de Retorno sobre o Investimento	% a.a.
RWGS	<i>reverse water-gas shift reaction</i>	-
syngas	Gás de síntese	-
T	Temperatura	°C
$\dot{W}$	Potência / Trabalho	kW
X	Conversão	%
y	Fração molar	-
η	Eficiência energética	%

8. Referências

BARTHOLOMEW, C. H. Mechanisms of catalyst deactivation. *Applied Catalysis A: General*, v. 212, n. 1–2, p. 17–60, 2001.

BOUDOUARD, O. L. Sur un équilibre d'oxydo-réduction intéressant la métallurgie du fer. *Annales de Chimie et de Physique*, Paris, v. 24, p. 5–85, 1905.

ESSMANN, C. et al. Coking in steam reforming of natural gas over rhodium: towards a microscopic picture. In: *International Symposium on Chemical Reaction Engineering (ISCRE 21)*, 2006.

GARCÍLASO, V. et al. Monitoring the influence of steam on highly-active rhodium catalyst during the combined reforming of biogas by operando spectroscopic studies. *Catalysis Science & Technology*, v. 14, p. 3892–3904, 2024.

GE, Z. et al. Structural evolution and coke deposition-driven deactivation mechanism of industrial-scale steam methane reforming catalysts. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 185, p. 152028, 2025.

GROSSMANN, K. et al. Coking behavior of nickel and a rhodium-based catalyst used in steam reforming. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 42, n. 16, p. 11150–11158, 2017.

HA, C. et al. Experimental study of the design and performance optimisation of a self-heating methanol on-board reforming reactor for hydrogen production. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 90, p. 431–446, 5 out. 2024.

INTEGRATED GLOBAL. Primary reformer efficiency. Disponível em: Primary reformer efficiency.

IPCC. Guidelines for National Greenhouse Gas Inventories. 2006.

LUYBEN, W. Design and Control of a Methanol Reactor/Column Process. Jun. 2010. Disponível em: Design and Control of a Methanol Reactor/Column Process.

MOTORMAC. Superaquecimento em compressores: entenda as causas e como evitar. Disponível em: Superaquecimento em compressores. Acesso em: 20 mar. 2026.

OSTROVSKII, N. M. Coking of catalysts: mechanisms, models, and influence. *Kinetics and Catalysis*, v. 63, p. 52–66, 2022.

ROSTRUP-NIELSEN, J. R. Catalytic steam reforming. In: ANDERSON, J. R.; BOUDART, M. (org.). *Catalysis*. Berlin: Springer, 1984.

ROSTRUP-NIELSEN, J. R. Steam reforming catalysts: an investigation of catalysts for tubular steam reforming of hydrocarbons. Copenhagen: Danish Technical Press, 1975.

SHISHKIN, A. V. Carbon formation during methane conversion under high-pressure conditions. *Thermophysics and Aeromechanics*, v. 32, p. 267–296, 2026.

SINGH, D.; SIRINI, P.; LOMBARDI, L. Review of Reforming Processes for the Production of Green Hydrogen from Landfill Gas. *Energies*, v. 18, n. 1, p. 15, dez. 2024. Disponível em: Review of Reforming Processes for the Production of Green Hydrogen from Landfill Gas.

STEWART, M. Surface production operations. Volume IV, Pumps and compressors. Cambridge, Ma, United States: Gulf Professional Publishing, 2019. Disponível em: Reciprocating compressors - ScienceDirect. Acesso em 14 abr. 2026.

TURTON, R. et al. Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes. 4th ed. 2012.

ULTIMATE CELL DISTRIBUTORS. Hydrogen production explained. Disponível em: Hydrogen production explained.

VAN BEURDEN, P. On the catalytic aspects of steam-methane reforming: a literature survey. Petten: ECN, 2004.

VANDEN BUSSCHE, K. M.; FROMENT, G. F. A Steady-State Kinetic Model for Methanol Synthesis and the Water Gas Shift Reaction on a Commercial Cu/ZnO/Al₂O₃ Catalyst. *Journal of Catalysis*, v. 161, n. 1, p. 1-10, 1996.

WALSPURGER S.; GEBERT S. New technology for producing efficient, low-emissions H₂ and syngas. 2022.

WEI, J. M., IGLESIA, E. Highly active and stable Rh/MgO–Al₂O₃ catalysts for methane steam reforming". Catalysis Today, 98(4), 575–581, 204.

9. Apêndices

9.1. Determinação da composição da corrente de entrada

Como abordado no enunciado do projeto, a corrente de metano entra a 40°C e apresenta vazão de 600 kg/h, incluindo 5% de CO₂ e saturação de vapor, dessa forma, inicialmente foi encontrado o percentual de água neste gás de metano.

Dado que o gás está saturado, a pressão parcial da água (P_{H₂O}) é igual à sua pressão de vapor (P_{sat}) na temperatura de 40°C. Aplicando a equação de Antoine (equação 10) temos que P_{sat}H₂O = 0,073 atm. Por fim, pela lei de Raoult para misturas gasosas ideais a fração molar (y_{H₂O}) é determinada pela razão entre a pressão de vapor e a pressão total do sistema, como apresentado na equação 11.

$$\text{equação de Antoine: } \log P^{sat} = A - \frac{B}{C+T} \quad (10)$$

$$\text{lei de Raoult: } y = \frac{P^{sat}_{H_2O}}{P_{total}} = \frac{0,073}{10} = 0,73\% \quad (11)$$

Portanto a composição da corrente de entrada pôde ser encontrada através da relação abaixo (equação 12). Formalizando y_{metano} = 0,9427, y_{H₂O} = 0,0073 e y_{CO₂} = 0,05.

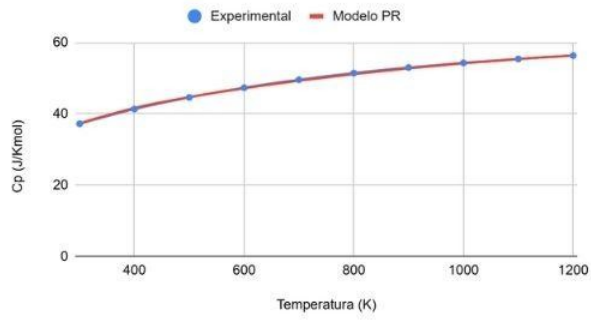
$$\% \text{metano} + \% \text{CO}_2 + \% \text{H}_2\text{O} = 1 \quad (12)$$

9.2. Validação do modelo termodinâmico

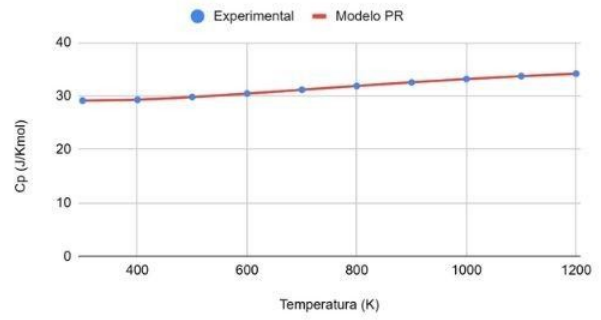
Considerando que ambas as reações ocorrem à pressões elevadas, acima de 10 bar, optou-se por realizar uma análise termodinâmica para o modelo Peng-Robinson (PR). A seguir constam comparações do modelo com dados experimentais e bancos de dados NIST, tanto para propriedades de componentes puros quanto para o sistema binário H₂O–CH₃OH que fundamentam a decisão, com auxílio do simulador Aspen Plus.

Para a validação das propriedades de componentes puros, foram analisadas o calor específico, a pressão de vapor e a densidade para cada componente envolvida no processo: CO₂, CO, H₂, CH₃OH, H₂O e CH₃. Tais resultados constam nas Figuras 7, 8 e 9.

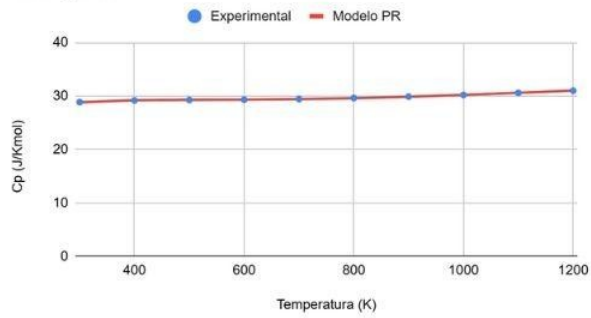
Dióxido de carbono



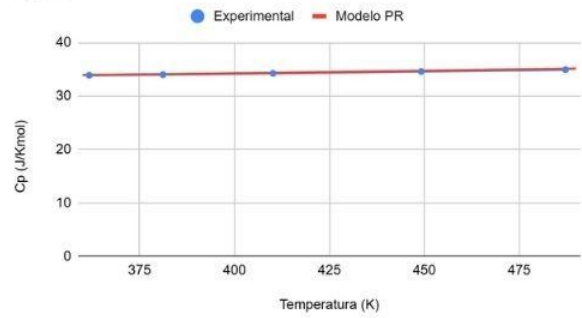
Monóxido de carbono



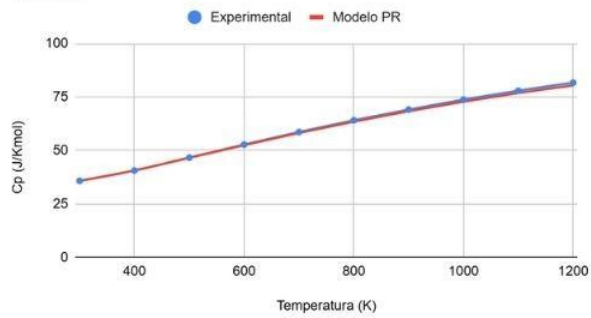
Hidrogênio



Água



Metano



Metanol

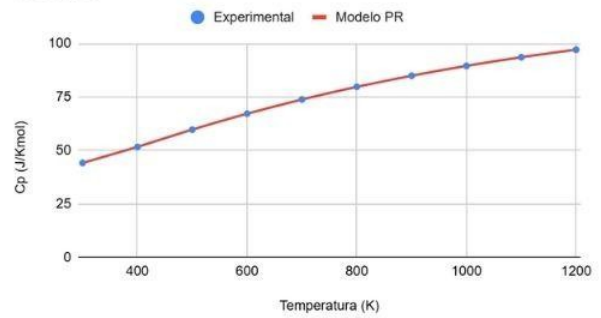
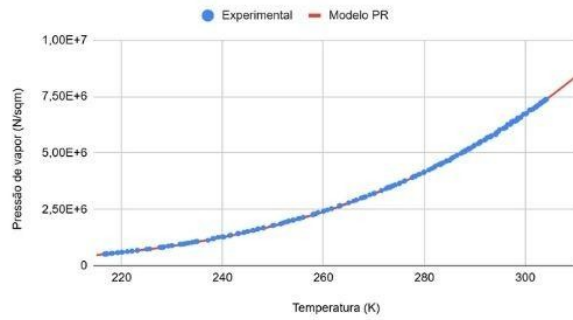
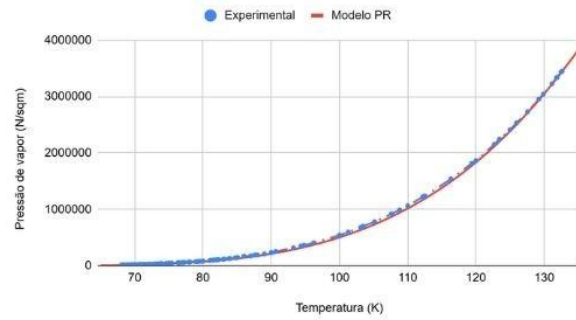


Figura 7: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson do calor específico para componentes puros.

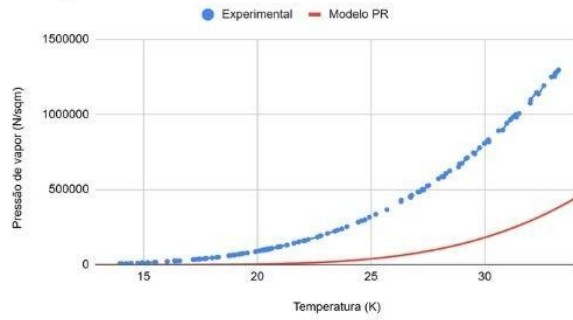
Dióxido de carbono



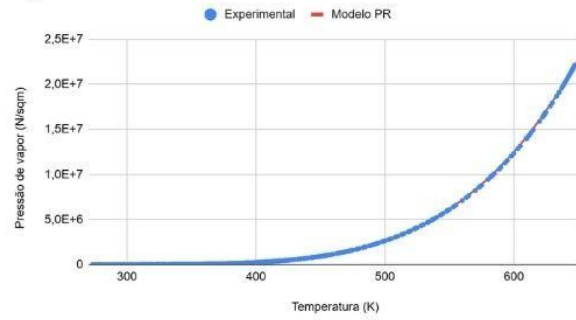
Monóxido de carbono



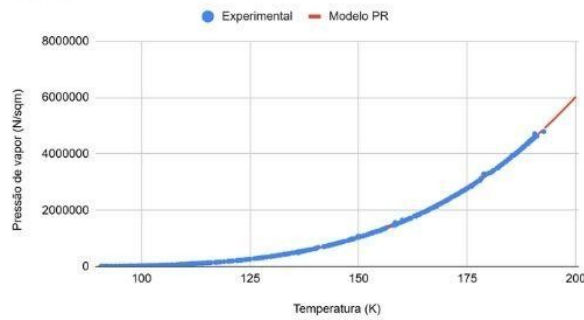
Hidrogênio



Água



Metano



Metanol

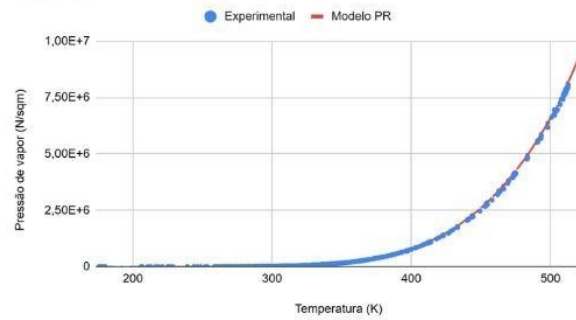


Figura 8: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson da pressão de vapor para componentes puros.

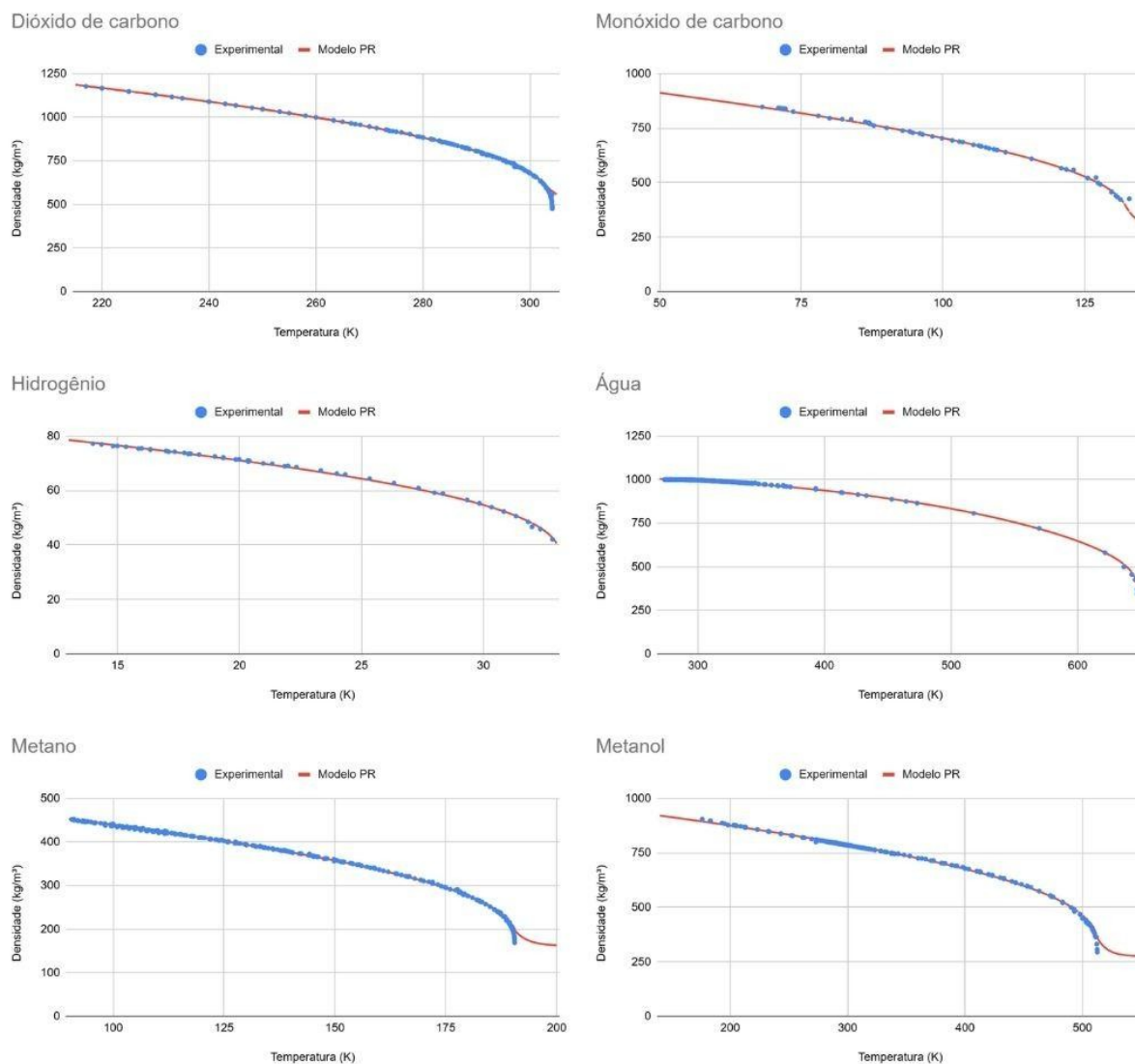


Figura 9: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson da densidade para componentes puros.

Observa-se que o modelo de Peng-Robinson apresenta boa concordância com os dados experimentais para as propriedades avaliadas, evidenciando a capacidade do modelo em descrever o comportamento de equilíbrio de fases. A única exceção é a pressão de vapor do hidrogênio, porém esse desvio não compromete o projeto, uma vez que o hidrogênio se encontra na fase gasosa nas condições operacionais do processo.

Quanto à avaliação de sistemas binários, esta se restringiu à interação entre H₂O–CH₃OH, uma vez que para a operação de separação a interação entre os compostos é de extrema relevância para a efetividade do processo. A curva obtida consta da Figura 10.

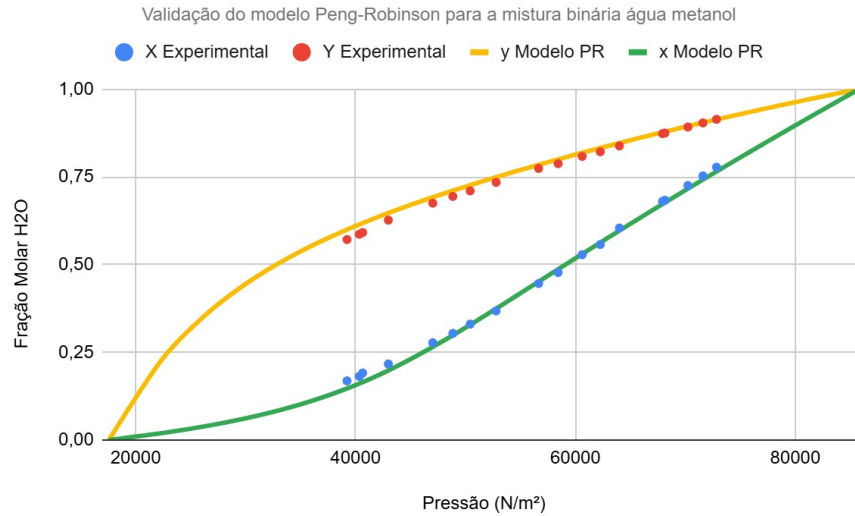


Figura 10: Validação do modelo termodinâmico Peng-Robinson a partir do conjunto de dados 160 do NIST.

Tendo em vista que o modelo PR também converge com os resultados experimentais para a mistura binária de água-metanol, este pôde ser considerado como adequado e confiável para descrever o sistema e o projeto em questão.

9.3. Cinética da reação de reforma

Para a reforma a vapor de metano, ambas as reações (descritas nas equações 1 e 2) podem ser limitadas pelo equilíbrio. Ademais, o catalisador utilizado no reator é de Rh/MgO suportado em Al₂O₃ com 2355,2 kg/m³ de densidade e 0,528 de porosidade do leito.

Abaixo também constam suas respectivas expressões cinéticas, em kmol/m³s.

$$r_1 = k_1 \left(P_{CH_4} P_{H_2O} - \frac{P_{CO} P_{H_2}^3}{K_1} \right) \quad (13)$$

$$r_1 = k_2 \left(P_{CO} P_{H_2O} - \frac{P_{H_2} P_{CO_2}}{K_2} \right) \quad (14)$$

Tabela 24: Parâmetros cinéticos utilizados para as reações de reforma.

Parâmetro		Valor	Formação de reforma a metano
k_1 (kmol/m ³ .s.bar ²)		$1,275 \cdot 10^8 \exp\left(\frac{-1,605 \cdot 10^8}{RT}\right)$	
K_1 (bar ²)		$\exp\left(\frac{-26830}{T} + 30,114\right)$	
k_2 (kmol/m ³ .s.bar ²)		$1,466 \cdot 10^3 \exp\left(\frac{-6,713 \cdot 10^7}{RT}\right)$	
K_2 (bar ²)		$\exp\left(\frac{4400}{T} + 4,036\right)$	Formação de
9.4. coque na vapor do			metano
A			formação de
carbono sólido			(coque) é um dos
principais			fenômenos

indesejáveis associados à operação de reatores de reforma a vapor de metano, pois impacta diretamente a atividade catalítica, a hidrodinâmica do leito e a integridade mecânica do equipamento. A deposição de coque resulta na desativação catalítica por bloqueio de sítios ativos e encapsulamento das partículas metálicas, além de reduzir a porosidade efetiva do leito, ocasionando aumento da perda de carga e redução da vida útil do reator (ROSTRUP-NIELSEN, 1975; BARTHOLOMEW, 2001).

Do ponto de vista da catálise heterogênea, o coque atua como um agente de fouling, cobrindo os sítios metálicos ativos responsáveis pela adsorção e ativação das moléculas de metano e vapor d'água. Esse processo pode evoluir para a formação de camadas carbonáceas contínuas, que encapsulam as partículas catalíticas e dificultam a regeneração do catalisador, levando à perda progressiva e muitas vezes irreversível de atividade (OSTROVSKII, 2022; ESSMANN et al., 2006). Além disso, a deposição de carbono nos poros e espaços interpartículas compromete o escoamento do fluido ao longo do leito, elevando a perda de carga e podendo gerar gradientes térmicos indesejáveis (hotspots), os quais aceleram a degradação estrutural do sistema (ROSTRUP-NIELSEN, 1984; GE et al., 2025).

Quimicamente, a formação de coque durante a reforma a vapor do metano pode ocorrer por diferentes mecanismos. Um dos principais é a decomposição térmica do metano ($\text{CH}_4 \rightarrow \text{C(s)} + 2\text{H}_2$), reação endotérmica cujo equilíbrio é favorecido em altas temperaturas. De acordo com o princípio de Le Chatelier, condições de baixa pressão parcial de hidrogênio deslocam o equilíbrio dessa reação no sentido da formação de carbono sólido, aumentando o risco de coque (VAN BEURDEN, 2004; SHISHKIN, 2026). Assim, elevadas razões H_2/CH_4 atuam como fator inibidor da deposição de carbono.

Outro mecanismo relevante é a reação de Boudouard ($2\text{CO} \rightarrow \text{C(s)} + \text{CO}_2$), que é exotérmica e, portanto, termodinamicamente favorecida em temperaturas mais baixas. Em misturas ricas em monóxido de carbono, a elevação da pressão parcial de CO aumenta a atividade termodinâmica do carbono, favorecendo sua deposição sólida. Entretanto, em temperaturas típicas da reforma a vapor industrial, acima de

aproximadamente 750–800 °C, a constante de equilíbrio da reação passa a favorecer fortemente a formação de CO, reduzindo a relevância desse mecanismo (BOUDOUARD, 1905).

A presença de vapor d'água desempenha papel fundamental na mitigação da formação de coque. Além de atuar como reagente na reforma do metano, o vapor promove a oxidação do carbono superficial, por meio da reação $C(s) + H_2O \rightarrow CO + H_2$, reduzindo a taxa líquida de acúmulo de depósitos carbonáceos. Adicionalmente, o vapor modifica a cobertura superficial do catalisador, competindo por sítios ativos e dificultando a polimerização de espécies carbonáceas intermediárias. Por essas razões, razões vapor/carbono (S/C) superiores a 2,5 são amplamente recomendadas como critério de operação livre de coque em reatores de reforma a vapor (ROSTRUP-NIELSEN, 1975; VAN BEURDEN, 2004).

A escolha do catalisador também é determinante para o controle da formação de coque. Catalisadores à base de ródio suportado em óxidos estáveis, como MgO/Al_2O_3 , apresentam elevada resistência à deposição de carbono quando comparados a catalisadores convencionais à base de níquel. A química de superfície do ródio favorece a rápida oxidação e remoção de espécies intermediárias parcialmente desidrogenadas (CH_x^*), reduzindo a probabilidade de nucleação e crescimento de carbono sólido. Estudos experimentais mostram que catalisadores de ródio podem apresentar tempos de vida até duas ordens de grandeza superiores aos de catalisadores de níquel sob condições severas de reforma (GROSSMANN et al., 2017; GARCILASO et al., 2024).

Dessa forma, no presente projeto, a combinação de altas temperaturas de operação, razão vapor/carbono adequada e uso de catalisador $Rh/MgO/Al_2O_3$ foi deliberadamente adotada com base em fundamentos químicos, termodinâmicos e cinéticos amplamente consolidados na literatura, visando minimizar o risco de formação de coque e garantir a estabilidade operacional e a confiabilidade do processo de reforma a vapor.

9.5. Aplicação da reação de reforma no reator de Gibbs

Inicialmente a reação foi simulada no reator de Gibbs para estudarmos a influência da pressão, temperatura e vazão de água aplicadas ao sistema na conversão do reagente e seletividade dos produtos, além da estabilidade do catalisador.

A partir da análise de sensibilidade conduzida para avaliar os efeitos da temperatura e da pressão sobre o desempenho do processo, foram obtidos perfis de conversão de metano e seletividade apresentados nas Figuras 11 e 12, respectivamente.

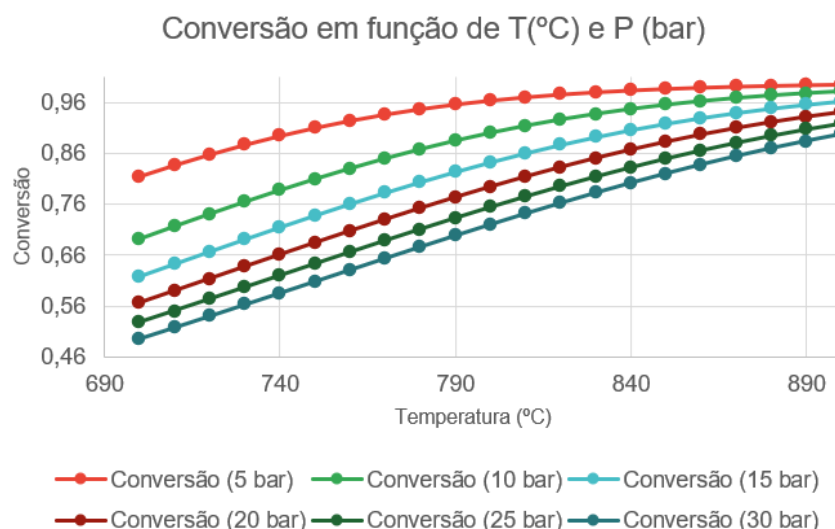


Figura 11: Análise de sensibilidade variação da conversão com pressão e temperatura.

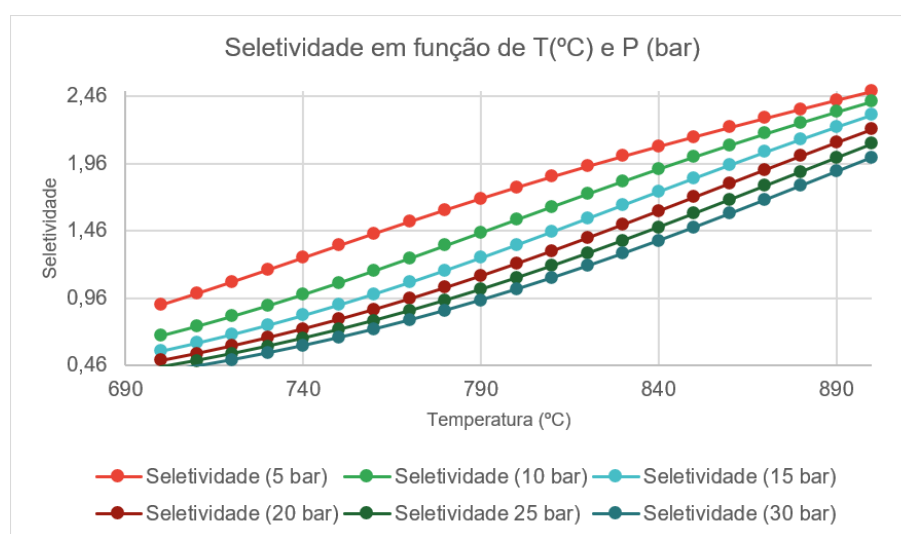


Figura 12: Análise de sensibilidade variação da seletividade com pressão e temperatura.

Com base nesses resultados, definiu-se como condição de operação a temperatura de 850 °C e pressão de 10 bar. Nessas condições, o processo atinge uma conversão de 95,5%, associada a uma seletividade de 2, indicando uma elevada formação do produto desejado em relação aos subprodutos.

Além do desempenho reacional favorável, a escolha da pressão de 10 bar também se justifica por sua compatibilidade com as demais etapas do processo, que já operam nessa faixa de pressão. Isso reduz a necessidade de etapas adicionais de compressão ou expansão, contribuindo para uma maior eficiência energética global do sistema.

Dessa forma, a condição selecionada representa um compromisso adequado entre alta conversão, elevada seletividade e integração energética do processo.

Posteriormente realizou-se uma análise de sensibilidade para definir a vazão de água na entrada do projeto. Sabe-se que a razão *S/C* - *steam-to-carbon* - é definida pela razão entre a vazão molar de vapor d'água e a vazão molar de carbono na alimentação do reator, esse parâmetro é significativo à análise do processo pois um excesso de vapor d'água auxilia na minimização da formação de coque, assim, o aumento da razão *S/C* tende a melhorar a conversão de metano e de hidrogênio. De acordo com *SINGH et.al (2025)*, é preferencial que a relação esteja entre 2,5 e 3,5 para garantir o consumo completo do CO_2 . Inicialmente avalia-se a variação da conversão de metano em função da vazão de água, nota-se na Figura 13 que a partir de 1600 kg/h já é possível atingir uma conversão de 95%, com isso analisando a Tabela 25 avalia-se a relação entre a vazão de água e a relação *S/C* e opta-se por operar com uma vazão de entrada de água de 1940 kg/h, obtendo-se uma conversão de 96% e uma razão de $\text{H}_2\text{O}/\text{C}$ de 3,2.

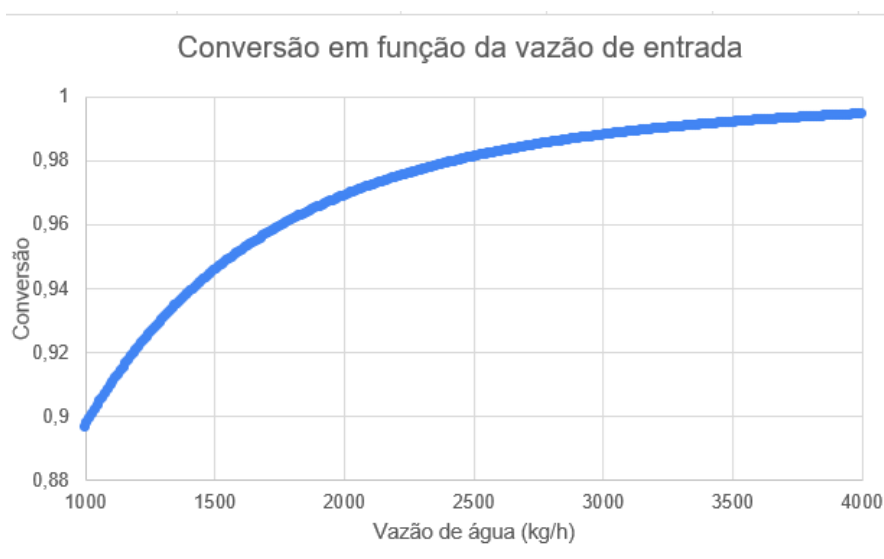


Figura 13: Análise de sensibilidade variação da conversão com mudança na vazão de água em kg/h.

Tabela 25: Vazão de água vs. $\text{H}_2\text{O}/\text{C}$.

Vazão de água (kg/h)	Conversão	H ₂ O/C
1900	0,965	3,19
1910	0,966	3,21
1920	0,966	3,22
1930	0,966	3,24
1940	0,967	3,26
1950	0,967	3,27
1960	0,967	3,29
1970	0,968	3,31

9.6.

Dimensionamento do reator de reforma

O reator de reforma a vapor do metano consiste em um conjunto de tubos preenchidos com catalisador, inseridos em uma espécie de fornalha. A mistura de alimentação, composta por metano, 5% de CO₂ e vapor d'água, escoam por dentro dos tubos (WALSPURGER S., & GEBERT S., 2022). Tendo em vista que o simulador Aspen Plus não possui um bloco que corresponde completamente ao reator de reforma, optou-se por aplicar um RPlug com perfil de fluxo de calor externo, apresentado na Tabela 26.

Tabela 26: Perfil de fluxo de calor.

Posição *Em relação ao comprimento do tubo	Fluxo de Calor (kW/sqm)
0	80
0,25	40
0,5	15
0,75	10
1	2

Para aplicar este fluxo de calor na vida real, empregaria-se a ideia de que os queimadores são distribuídos de forma mais concentrada no início do reator, e menos concentrada no fim do reator (HA, 2024).

Em busca das dimensões do reator foi pesquisado o comprimento e diâmetro comercializado no mercado portanto determinou-se tubos de 6 m de comprimento e 0,1016 m de diâmetro, quanto ao número de tubos foi realizada uma análise de sensibilidade para avaliar a variação da conversão e da sensibilidade com o aumento dos tubos. Nota-se que a partir de, aproximadamente, 45 tubos estabiliza-se a conversão próximo de 95% e por isso escolheu-se utilizar 48 tubos que representam 94% de conversão.

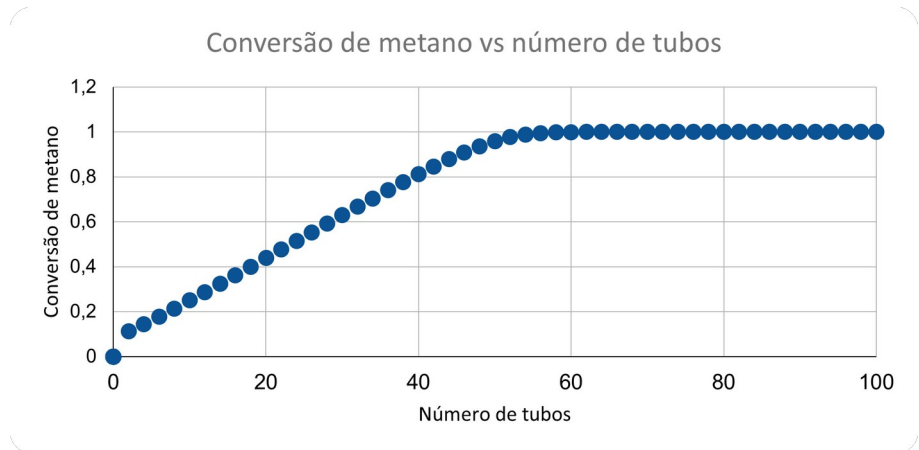


Figura 14: Análise de sensibilidade da conversão em função do número de tubos do reator.

Tendo em vista que o reator opera com um fluxo de calor, sua temperatura é variável ao longo de seu comprimento, por isso, realizaram-se duas análises adicionais. Uma para avaliar a temperatura ao longo do reator e outra para avaliar se em cada uma das temperaturas a operação está respeitando o limite termodinâmico e a conversão no equilíbrio é menor do que a conversão real (Figura 15). Nota-se pela Figura 16 que essa condição é respeitada.

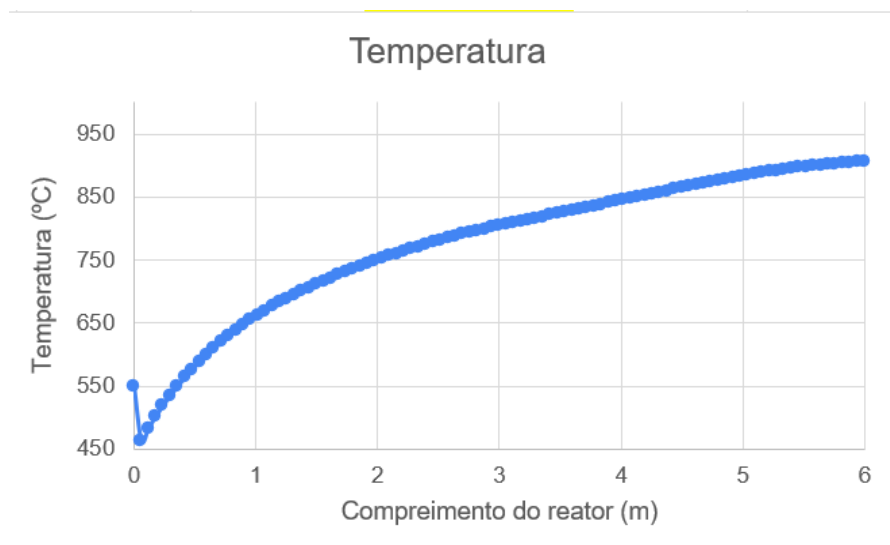


Figura 15: Temperatura (°C) em função do comprimento do tubo no reator de reforma.

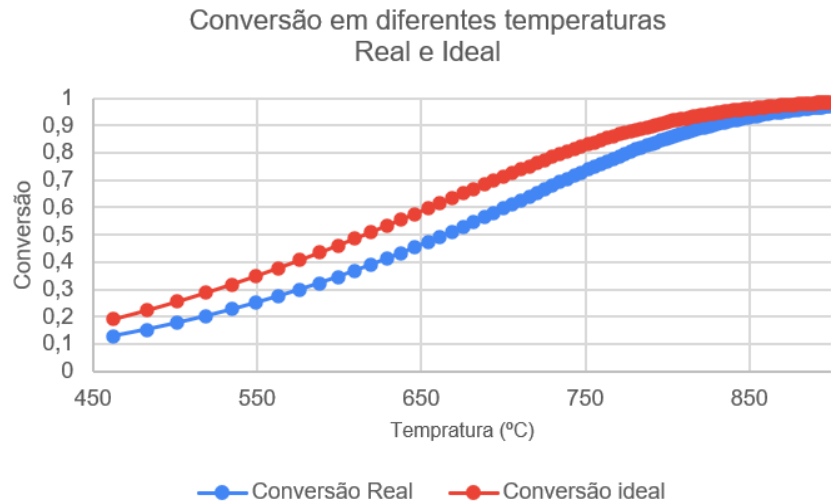


Figura 16: Conversão real vs. conversão ideal para cada temperatura (°C).

Cabe destacar que o decaimento inicial de temperatura ocorre por causa do método numérico utilizado pelo Aspen Plus, a temperatura do começo da reação (438 °C) não é a mesma da corrente de entrada (500 °C) uma vez que já havia catalisador, além disso, a queda de temperatura está relacionada ao caráter endotérmico da reação.

9.7. Condições de operação do separador dos subprodutos do reator de reforma

Para a próxima reação, de síntese de metanol, faz-se necessária a remoção da água da corrente de syngas a fim de evitar o deslocamento do equilíbrio da reação e diminuir a eficiência do processo. Essa aplicação é relativamente simples com um separador *flash*, uma vez que, se trata de uma separação por condensação da água já que os demais produtos apresentam baixa solubilidade em água.

Tendo em vista que à 10 atm a água condensa à temperaturas próximas de 180°C, foi realizada uma análise de sensibilidade para determinar a temperatura ideal de operação do *flash*, como apresentado pela Figura 17, em temperaturas inferiores a 125°C em uma pressão de 10 bar a corrente líquida sai com um grau de pureza acima de 0,99995.

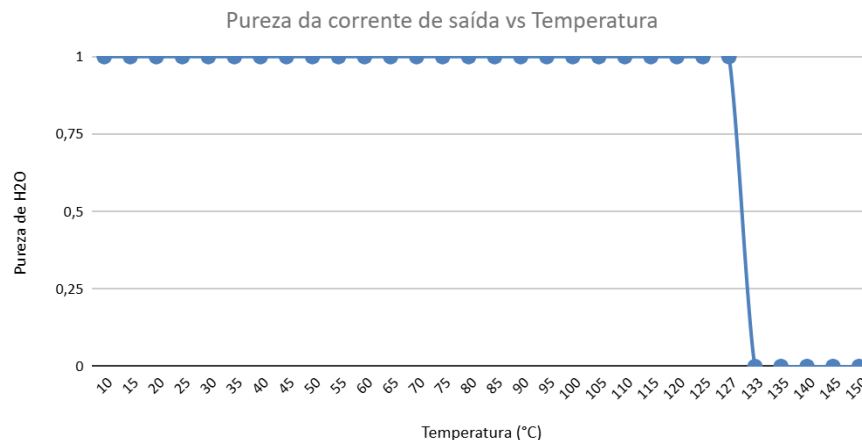


Figura 17: Pureza em função da temperatura de operação do separador.

Em seguida foi conduzida uma segunda análise de sensibilidade da fração molar de água removida em função da temperatura de operação, apresentada na Figura 18. Os dados mostram queda da quantidade de água removida com o aumento da temperatura, e que em temperaturas inferiores a 60 °C obtém-se uma remoção de 95%, com isso, escolhe-se realizar a operação a 45 °C.

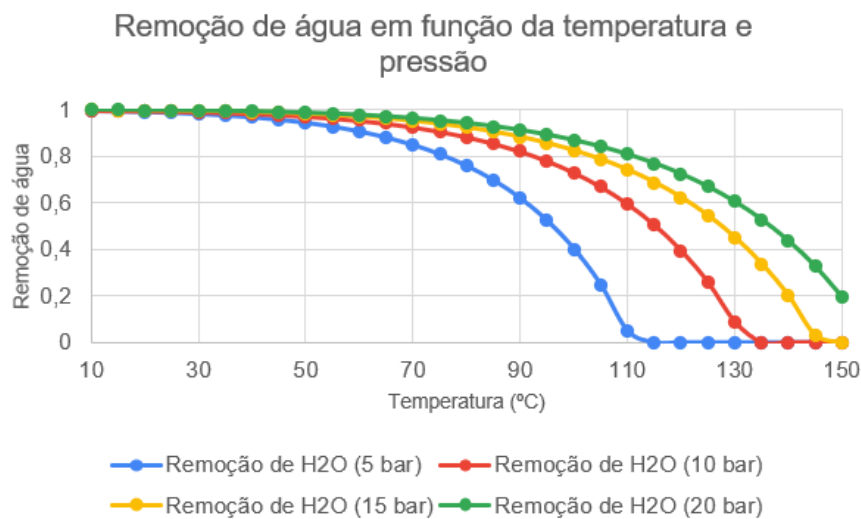


Figura 18: Fração de água removida no *flash* em função da temperatura (°C) e pressão (bar).

9.8. Compressão do gás para a reação de síntese de metanol

Conforme detalhado no Fluxograma de Processo (PFD) do item 4.1, a elevação da pressão do syngas para a síntese catalítica de metanol é executada por um sistema de compressão composto por quatro estágios em série. O objetivo primordial deste arranjo é atingir a pressão nominal de operação de 40 bar, garantindo que as limitações térmicas dos equipamentos não sejam excedidas.

A compressão de gases é um processo exotérmico. No caso de compressores, a integridade operacional depende da manutenção de gradientes térmicos controlados. De acordo com a literatura técnica (STEWART, 2019), o limite de segurança para compressores industriais de hidreto metálico é estabelecido em temperaturas inferiores a 110°C. Uma compressão direta de 10 bar para 40 bar resultaria em um aumento de temperatura superior à resistência térmica dos componentes internos e do meio reacional, portanto, implementou-se a estratégia de compressão multiestágio com resfriamento intermediário. Este design permite que o gás seja resfriado entre cada estágio de compressão, o que mantém o sistema dentro da zona de segurança operacional.

9.9. Cinética e condições de operação da reação de síntese do metanol

Para a síntese do metanol estão envolvidas três reações químicas principais, (equações 3, 4 e 5), o metanol é formado por hidrogenação tendo o “formiato” como espécie intermediária e a terceira reação é conhecida como *reverse water-gas shift reaction* (RWGS), além disso o modelo cinético é baseado em um mecanismo de Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson.

As expressões das taxas cinéticas, expressas em mol/kg_{cat}S, para catalisador à base de Cu/Zn/Al₂O₃ de densidade de 1190 kg/m³ e porosidade do leito de 0,285, são:

$$r_{MeOH} = \frac{k_1 P_{CO_2} P_{H_2} \left(1 - \frac{P_{MeOH} P_{H_2O}}{P_{H_2}^3 P_{CO_2} K_{1,eq}} \right)}{\left(1 + K_1 \left(\frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} \right) + \sqrt{\square} \right)^2} \quad (15)$$

$$r_{RWGS} = \frac{k_2 P_{CO_2} \left(1 - \frac{P_{CO} P_{H_2O}}{P_{H_2} P_{CO_2} K_{2,eq}} \right)}{\left(1 + K_1 \left(\frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} \right) + \sqrt{\square} \right)} \quad (16)$$

Tabela 27: Parâmetros para as reações de

cinéticos utilizados síntese.

Parâmetro	Valor
k_1 (mol/kg _{cat} .s.bar ²)	$1,07 * 10^1 \exp\left(\frac{36696}{RT}\right)$
K_1	$3,45 * 10^3$
k_2 (mol/kg _{cat} .s.bar ²)	$1,22 * 10^{10} \exp\left(\frac{-94765}{RT}\right)$
$\sqrt{\square}$ (bar ^{-1/2})	$4,99 * 10^{-1} \exp\left(\frac{-17197}{RT}\right)$
K_3 (bar ⁻¹)	$6,62 * 10^{-11} \exp\left(\frac{-124119}{RT}\right)$
$K_{1,eq}$ (bar ⁻²)	$10^{\left(\frac{3066}{T} - 10,592\right)}$
$K_{2,eq}$ (bar ⁻²)	$10^{\left(\frac{-2073}{T} - 2,029\right)}$

Para influência das pressões e reações foram reator de equilíbrio conduzida uma sensibilidade molar de metanol na da pressão para temperaturas dentro limitam a aplicação isto é, de 15 a 51 bar para a pressão e de 180 a 280°C para a temperatura. A curva da análise se apresenta na Figura 19.

interpretação da condições de temperatura, as aplicada em um (REquil) e foi análise de variando a vazão saída em função diferentes das faixas que do catalisador,

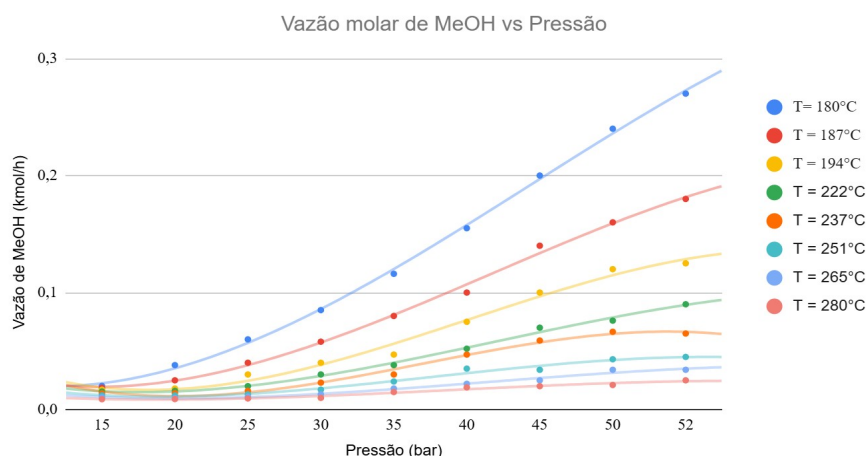


Figura 19: Análise de sensibilidade de vazão molar do metanol em função da pressão para diferentes temperaturas, para o reator de síntese do metanol.

Através desse estudo compreende-se que no ponto de operação de maior pressão e mínima temperatura, dos limites das faixas enunciadas, apresenta a melhor condição de produção de metanol.

Ademais, foi elaborada uma segunda análise de sensibilidade a fim de averiguar as conversões de gás e líquido e respectivos fluxos molares na saída para a faixa de temperatura fornecida. Os resultados apresentados na Tabela 28, confirmam o ponto de operação indicado anteriormente - limite inferior da faixa de temperatura apresenta maior conversão -, além disso, para evitar a formação de coque, tem-se o metanol sendo formado apenas no estado gasoso.

Tabela 28: Análise de sensibilidade da conversão e fluxo molar em função da temperatura.

Temperatura (°C)	Conversão de gás	Conversão de líquido	Fluxo molar de gás na saída (kmol/h)	Fluxo molar de líquido na saída (kmol/h)
182	48%	1	24	0
188	47%	1	23	0
193	46%	1	23	0
199	45%	1	22	0
205	43%	1	22	0
211	42%	1	21	0
217	40%	1	20	0
223	39%	1	19	0
229	37%	1	19	0
235	34%	1	17	0
241	32%	1	16	0
247	30%	1	15	0
253	27%	1	14	0
259	24%	1	12	0
264	22%	1	11	0
270	19%	1	10	0
276	17%	1	9	0

9.10.

Dimensionamento dos reatores de síntese de metanol

Para um estudo base do números de reatores necessários para o projeto do reator adiabático, foi utilizado o estudo de *LUYBEN, W. (2010)* pois se aproxima ao projeto em alguns pontos:

- (i) Similaridade na faixa de temperatura e pressão de operação (~50 bar, 180 a 280 °C);
- (ii) Mesmo modelo cinético e o mesmo catalisador (Cu/ZnO/Al₂O₃).

No design de Luyben, foi utilizado um arranjo de 4 leitos para o reator tipo quench em série num único vaso de pressão, onde foi utilizada uma injeção de gás frio para arrefecimento intermédio. Para o diâmetro, segundo o mesmo, costuma situar-se entre 3 a 4 metros, vasos com diâmetros muito superiores a este tornam-se inviáveis à altas pressões (~50 bar) devido à alta espessura que a parede de aço teria que apresentar. No entanto, como a vazão desta operação é significativamente menor que a vazão apresentada no artigo, optou-se por empregar tubos com diâmetro menores que 3 m.

A partir da pesquisa base, foram realizados testes de simulação em um reator RPlug, adiabático e de tubo único, alterando as condições de entrada do gás, o comprimento e o diâmetro do reator de forma a maximizar a conversão de metanol.

Ao aplicar um único reator, o CO₂ foi devidamente convertido em Metanol, porém a conversão estava baixa e restou bastante H₂, portanto, foram inseridos 3 reatores em série

com resfriadores intermediários e, após o separador de metanol, foi colocada uma purga de 4% e um reciclo, para que o syngas remanescente fosse inserido novamente ao sistema buscando uma maior conversão dos reagentes, como representado no PFD do item 4.1. deste relatório. Cabe destacar que o número de reatores em série foi decidido a partir do momento que a inserção de um novo reator em série não influenciou significativamente a conversão.

A condição de entrada da corrente de syngas foi determinada com base na análise de sensibilidade do reator de equilíbrio, disponível no apêndice 9.9, e ajustadas de acordo com os testes de performance do reator PFR. Optou-se por utilizar uma pressão de 40 bar em vez de 50 bar para diminuir os custos com compressores, e a temperatura de entrada nos dois primeiros reatores foi fixada em 200°C para aumentar a velocidade da reação. Já no último reator, em que havia pouco reagente, a temperatura foi diminuída para 180°C para favorecer a conversão. De forma similar, nos dois primeiros reatores, optou-se por um diâmetro de 1 m, pois a reação ocorre rapidamente, ao passo que no terceiro reator empregou-se um diâmetro maior, de 3 m para aumentar o tempo de residência e aumentar a conversão.

A decisão dos comprimentos dos reatores foi feita com base em análises da variação da temperatura do reator em função do comprimento: quando a temperatura para de subir, a reação para, logo, o reator deve ter o comprimento necessário para a temperatura estabilizar. As Figuras 20, 21 e 22 apresentam a variação da temperatura em função do comprimento de cada reator:

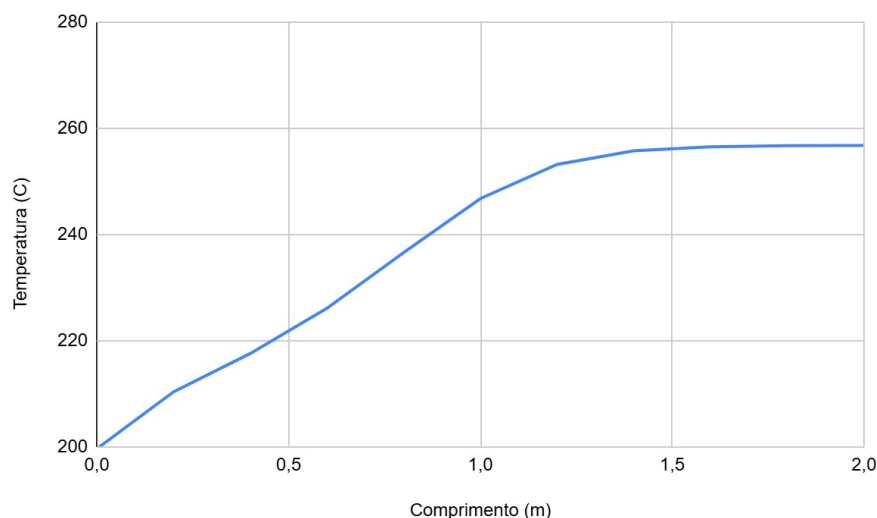


Figura 20: variação da temperatura em função do comprimento do reator R-201.

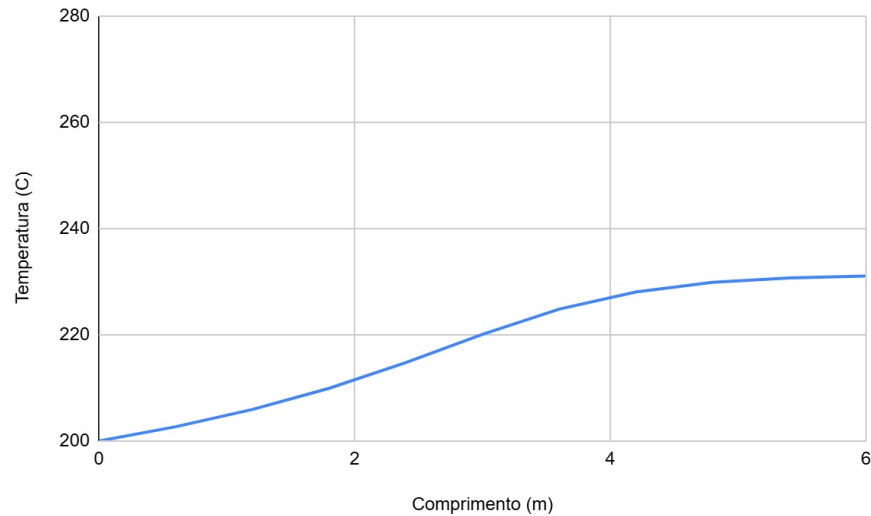


Figura 21: variação da temperatura em função do comprimento do reator R-202.

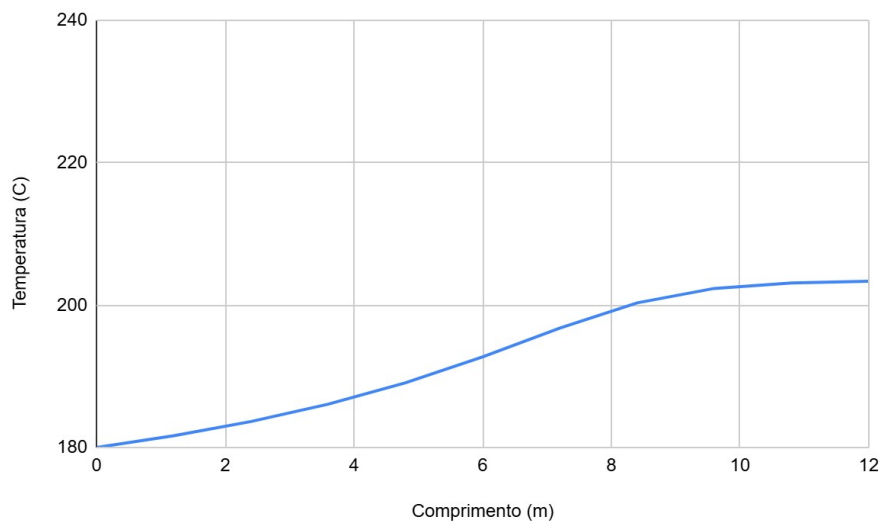


Figura 22: variação da temperatura em função do comprimento do reator R-203.

Assim, consolidou-se:

- Primeiro reator (R-201): 1 m de diâmetro por 2 m de comprimento, com alimentação a 200°C e 40 bar;
- Segundo reator (R-202): 1 m de diâmetro por 6 m de comprimento, com alimentação a 200°C e aproximadamente 40 bar;
- Terceiro reator (R-203): 3 m de diâmetro por 12 m de comprimento, com alimentação a 180°C e aproximadamente 40 bar.

As pressões de entrada do segundo e terceiro reatores não são exatamente 40 bar em função da perda de carga que ocorre nos reatores. Na simulação, a perda de carga foi modelada de acordo com a Equação de Ergun.

Ao tentar inserir um quarto reator, percebeu-se que a produção de metanol era mínima, e não compensava os custos adicionais, portanto, a decisão foi de utilizar apenas 3 reatores.

9.11. Reciclo e purga no Reator de síntese do metanol

A operação em regime estacionário com reciclo exige a presença de uma purga para evitar o acúmulo de componentes não reativos ou em excesso estequiométrico no loop de síntese, ou seja, no contexto deste projeto, a ausência de purga leva a um acúmulo progressivo de H₂ na corrente de reciclo. Este acúmulo reduz a pressão parcial dos reagentes limitantes, deslocando o equilíbrio químico e reduzindo a conversão por passagem.

Na escolha da fração de purga, buscou-se equilibrar o trade-off entre a minimização da perda de matéria-prima e a manutenção da força motriz da reação. Uma purga elevada resultaria em desperdício de reagentes, no entanto, uma purga muito pequena impossibilita alcançar elevados níveis de conversão. Para esta operação, definiu-se uma fração de purga de 4%. Este valor representa o limite inferior de operabilidade que garante que o acúmulo de H₂ não comprometa a conversão alvo, assegurando a viabilidade técnica e a estabilidade do processo sob as condições de contorno estabelecidas.

9.12. Downstream do metanol

No processo de downstream, isto é, na purificação do metanol gerado no reator de síntese, foram empregados dois separadores *flash* e um destilador do tipo Radfrac.

O primeiro separador visa recuperar parte dos gases que não reagiram na síntese de metanol e reciclá-los, como indicado pela unidade V-201 no fluxograma, item 4.1., do presente relatório. A corrente de fundo apresenta a composição indicada na Tabela 29.

Tabela 29: Composição da corrente de fundo do primeiro separador.

	Fração mássica (m/m)
Dióxido de carbono (CO ₂)	0,214%
Água (H ₂ O)	18,061%
Metano (CH ₄)	0,033%
Hidrogênio (H ₂)	0,006%
Monóxido de carbono (CO)	0,001%
Metanol (CH ₃ OH)	81,686%

Ao avaliar a composição acima, nota-se uma fração considerável de dióxido de carbono, que comprometeria a pureza do produto final, portanto, foi inserido um segundo separador *flash*, indicado pela unidade V-202 no item 4.1. deste relatório. As composições da corrente de fundo são descritas na Tabela 30.

Tabela 30: Composição da corrente de fundo do segundo separador.

	Fração mássica no fundo (m/m)
Dióxido de carbono (CO ₂)	0,134%
Água (H ₂ O)	18,087%
Metano (CH ₄)	0,005%
Hidrogênio (H ₂)	0%
Monóxido de carbono (CO)	0%
Metanol (CH ₃ OH)	81,775%

Em seguida, foi iniciado o dimensionamento da coluna de destilação com a finalidade de purificar o metanol. Para um dimensionamento primário foi aplicado um destilado do tipo DSTWU, os resultados deste são apresentados na Tabela 31.

Tabela 31: Dimensionamento da coluna de destilação no DSTWU.

Parâmetro	Dimensionamento
Razão de refluxo mínima	0,30
Razão de refluxo real	0,36
Número mínimo de estágios	8,54
Número de estágios reais	26,98
Estágio de alimentação	19,50
Número de estágios reais acima da alimentação	18,50
Calor requerido no refeedor (cal/s)	120031
Calor removido no condensador (cal/s)	109696
Temperatura do destilado (°C)	57,39
Temperatura do fundo (°C)	98,30
Razão destilado/alimentação	0,71

Logo após, o DSTWU foi substituído por uma coluna Radfrac e seus resultados foram aplicados no novo bloco. Por fim, foram desenvolvidas as especificações da coluna, através da ferramenta *Design Specification* do *Aspen Plus*, de forma que a razão de refluxo e a razão destilado/alimentação pudessem ser dimensionadas para atender as exigências de pureza - 99,86% (m/m) - e uma boa recuperação - 0,997 -. Os resultados seguem abaixo, para este foram estimados com erros de -4,8E-08 e -8,54E-8 para a pureza e recuperação, respectivamente.

Tabela 32: Resultados

Design Specification.

Parâmetro	Valor Calculado
Razão de Refluxo Molar	1,03829
Razão Destilado/Alimentação	0,716562

Cabe destacar que, durante o desenvolvimento do projeto levantou-se o questionamento quanto à necessidade do segundo separador *flash*. Contudo, ao simular a coluna de destilação imediatamente após o primeiro separador, verificou-se que a pureza não foi atingida, mesmo com a redução da recuperação, conforme indicado nos dados da Tabela 33.

Tabela 33:

Design
ausência do
separador.

Descrição	Valor Alvo	Valor Calculado	Erro
Pureza	0,9986	0,998156	-4,44E-04
Recuperação	0,95	0,950002	-2,34E-06

Resultados do
Specification na
segundo

9.13. Reaproveitamento de água

Dada a criticidade logística e o alto custo associado à dessalinização e ao armazenamento de água doce em plataformas offshore, a otimização do uso de água doce é um pilar estratégico do projeto. Identificou-se a viabilidade técnica de implementar um reciclo para a fase aquosa recuperada no separador *flash* a jusante do reator de reforma.

A água recuperada apresenta um elevado grau de pureza (fração mássica superior a 99,99%), o que minimiza riscos de contaminação por subprodutos ou envenenamento de catalisadores no reciclo para a alimentação. As condições termodinâmicas de saída do *flash* são temperatura (T) de 45°C e pressão (P) de 10 bar. A compatibilidade de pressão apresenta uma vantagem operacional relevante: como a seção de reforma opera a 10 bar, a corrente de reciclo dispensa sistemas de bombeamento adicionais, exigindo apenas reaquecimento para atingir as condições de entrada do reator. A reinserção desta corrente no processo resulta em uma economia nominal de 118 kg/h de água.

9.14. Utilidades e Integração Energética

Visando diminuir o gasto energético do projeto realizou-se uma análise de integração energética através do Aspen Plus possibilitando a mudança do projeto do cenário base da Figura 23 para o cenário de sugestão da Figura 24.

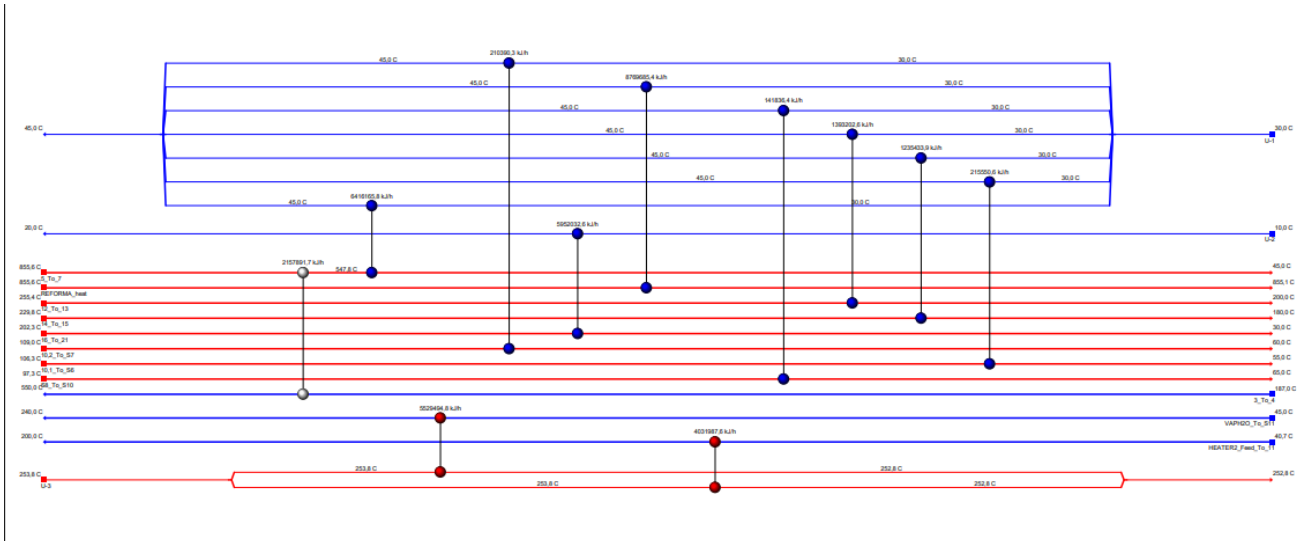


Figura 23: Análise energética no cenário base.

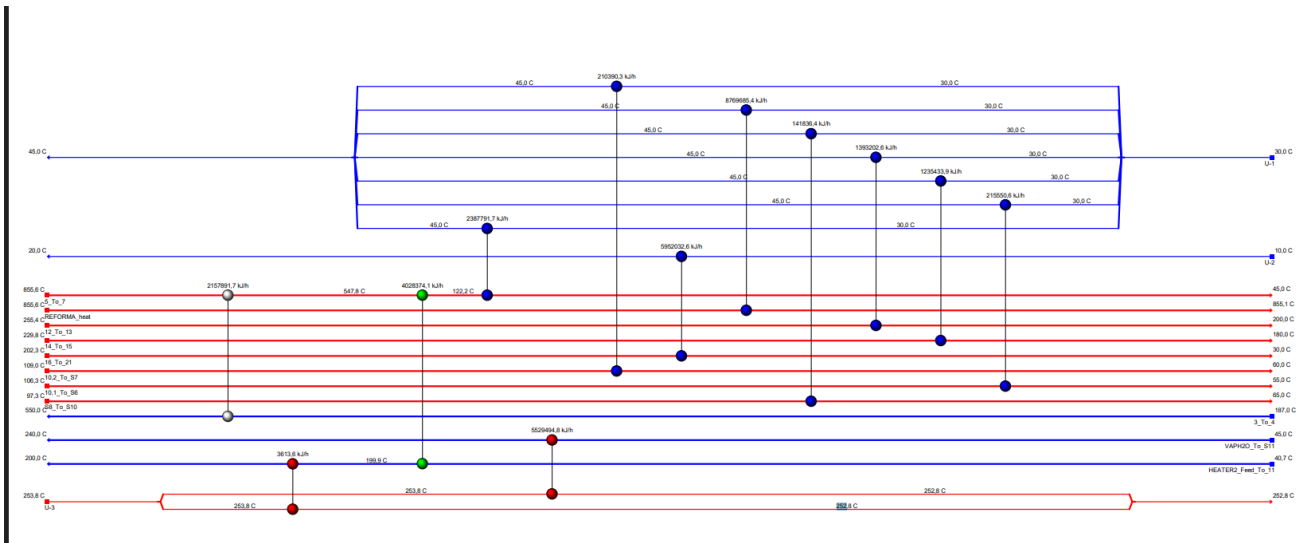


Figura 24: Análise energética no cenário com a inclusão de um trocador de calor.

9.15. Memória de cálculo da análise econômica e da simulação de Monte Carlo

Tabela 34: Tabela completa de equipamentos do CAPCOST.

Compressores

Compressor	Compressor Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Module Cost	PFD
C-101	Rotary	71.2	0	Carbon Steel	\$ 46,500	\$ 112,000	\$ 46,500	\$ 112,000	C-101
C-102	Rotary	62.9	0	Carbon Steel	\$ 40,000	\$ 96,500	\$ 40,000	\$ 96,500	C-102
C-103	Rotary	44.6	0	Carbon Steel	\$ 27,900	\$ 67,300	\$ 27,900	\$ 67,300	C-103
C-104	Rotary	34.8	0	Carbon Steel	\$ 22,800	\$ 54,800	\$ 22,800	\$ 54,800	C-104

Trocadores de calor

Exchanger	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Module Cost	PFD
E-101	Floating Head	9.06	9.12	Stainless Steel Carbon Steel	44.3	\$ 49,300	\$ 126,000	\$ 26,800	\$ 88,300	E-101

Exchanger	Exchanger Type	Shell Pressure (barg)	Tube Pressure (barg)	MOC	Area (square meters)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	PFD
E-102	Floating Head	8.99	4.15	Stainless Steel / Carbon Steel	62.5	\$ 53,600	\$ 137,000	\$ 29,200	\$ 96,100	E-102
E-103	Floating Head	15	4.15	Carbon Steel / Carbon Steel	12.3	\$ 27,300	\$ 87,900	\$ 26,100	\$ 85,900	E-103
E-104	Floating Head	23	4.15	Carbon Steel / Carbon Steel	10.9	\$ 29,100	\$ 91,800	\$ 26,700	\$ 87,800	E-104
E-105	Floating Head	31	4.15	Carbon Steel / Carbon Steel	10	\$ 30,600	\$ 95,100	\$ 27,100	\$ 89,300	E-105
E-106	Floating Head	41.4	8.99	Carbon Steel / Carbon Steel	18.1	\$ 29,500	\$ 89,900	\$ 25,100	\$ 82,600	E-106
E-107	Floating Head	41.4	39	Carbon Steel / Carbon Steel	64.9	\$ 34,800	\$ 106,000	\$ 29,500	\$ 97,200	E-201
E-108	Floating Head	38.9	4.15	Carbon Steel / Carbon Steel	17	\$ 29,400	\$ 89,800	\$ 25,200	\$ 82,900	E-202
E-109	Floating Head	38.6	4.15	Carbon Steel / Carbon Steel	17.1	\$ 29,300	\$ 89,700	\$ 25,200	\$ 82,900	E-203
E-110	Double Pipe		38.6	Carbon Steel / Carbon Steel	3.8	\$ 4,200	\$ 13,800	\$ 4,200	\$ 13,800	E-204
E-111	Floating Head	38.6	4.59	Carbon Steel / Carbon Steel	32.6	\$ 29,800	\$ 91,100	\$ 25,600	\$ 84,200	E-205
E-112	Kettle Reboiler	4	0	Carbon Steel / Carbon Steel	20.5	\$ 38,700	\$ 127,000	\$ 38,700	\$ 127,000	Reboiler da T-301
E-113	Floating Head	0	4.15	Carbon Steel / Carbon Steel	62.9	\$ 29,300	\$ 96,300	\$ 29,300	\$ 96,300	Condensador de topo da T-301

Forno / aquecedor

Heater	Type	Heat (MJ/h)	Duty	Steam Superheat (°C)	MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	PFD
H-101	Reformer Furnace	10800			Alloy Steel		\$ 635,000	\$ 1,350,000	\$ 539,000	\$ 1,150,000	R-101

Bomba

Pump	Type	Power (kilowatts)	# Spares	MOC	Discharge Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	PFD
P-101	Centrifugal	1	0	Carbon Steel	9	\$ 5,190	\$ 13,300	\$ 3,350	\$ 10,800	P-101

Torre

Tower	Tower Description	Height (meters)	Diameter (meters)	Tower MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	PFD
T-101	25 Carbon Steel Sieve Trays	20	0.75	Carbon Steel		0	\$ 40,500	\$ 84,200	\$ 40,500	\$ 84,200	T-301

Vasos

Vessel	Orientation	Length/Height (meters)	Diameter (meters)	MOC	Demister MOC	Pressure (barg)	Purchased Equipment Cost	Bare Module Cost	Base Equipment Cost	Base Bare Module Cost	PFD
V-101	Vertical	2	1	Carbon Steel		38.9	\$ 22,500	\$ 52,800	\$ 5,300	\$ 21,600	R-201
V-102	Vertical	6	1	Carbon Steel		38.9	\$ 40,700	\$ 95,800	\$ 9,620	\$ 39,100	R-202
V-103	Vertical	12	3	Carbon Steel		38.6	\$ 917,000	\$ 1,850,000	\$ 78,800	\$ 321,000	R-203

V-104	Vertical	2	0.75	Carbon Steel		8.99	\$ 4,610	\$ 17,500	\$ 4,060	\$ 16,500	V-101
V-105	Vertical	3	0.75	Carbon Steel	Stainless Steel	38.6	\$ 17,800	\$ 41,900	\$ 6,630	\$ 21,600	V-201
V-106	Vertical	1.5	0.6	Carbon Steel		0.09	\$ 3,020	\$ 12,300	\$ 3,020	\$ 12,300	V-202

Equipamentos adicionados pelo usuário

User Equipment	Added	Description	BMF0	Actual BMF	Purchased Equipment Cost	Bare Cost	Module	Base Equipment Cost	Base Module Cost	Bare	PFD
Z-101		Custom Electric Driver	1	1	\$ 1	\$ 1					Driver do C-101
Z-102		Custom Electric Driver	1	1	\$ 1	\$ 1					Driver do C-102
Z-103		Custom Electric Driver	1	1	\$ 1	\$ 1					Driver do C-103
Z-104		Custom Electric Driver	1	1	\$ 1	\$ 1					Driver do C-104

Tabela 35: Tabela completa de utilidades do CAPCOST.

Name	Total Module Cost	Grass Roots Cost	Utility Used	Efficiency	Actual Usage	Annual Cost	Utility	PFD
C-101	\$ 132,000	\$ 188,000	NA					C-101
C-102	\$ 114,000	\$ 162,000	NA					C-102
C-103	\$ 79,500	\$ 113,000	NA					C-103
C-104	\$ 64,700	\$ 92,100	NA					C-104
E-101	\$ 148,110	\$ 192,000	Custom		0 MJ/h	\$ -		E-101
E-102	\$ 161,000	\$ 209,000	Cooling Water		6410 MJ/h	\$ 20,700		E-102
E-103	\$ 104,000	\$ 147,000	Cooling Water		215 MJ/h	\$ 690		E-103
E-104	\$ 108,000	\$ 152,000	Cooling Water		210 MJ/h	\$ 680		E-104
E-105	\$ 112,000	\$ 157,000	Cooling Water		142 MJ/h	\$ 460		E-105
E-106	\$ 106,000	\$ 147,000	High-Pressure Steam		291 MJ/h	\$ 36,530		E-106
E-107	\$ 124,891	\$ 173,000	High-Pressure Steam		4030 MJ/h	\$ 505,800		E-201
E-108	\$ 106,000	\$ 147,000	Cooling Water		1390 MJ/h	\$ 4,500		E-202
E-109	\$ 106,000	\$ 147,000	Cooling Water		1240 MJ/h	\$ 3,990		E-203
E-110	\$ 16,000	\$ 23,200	Custom		0 MJ/h	\$ -		E-204
E-111	\$ 107,500	\$ 150,000	Refrigerated Water		713 MJ/h	\$ 28,120		E-205
E-112	\$ 150,000	\$ 214,000	Low-Pressure Steam		2650 MJ/h	\$ 265,100		Reboiler da T-301
E-113	\$ 114,000	\$ 162,000	Cooling Water		2490 MJ/h	\$ 8,100		Condensador de topo da T-301
H-101	\$ 1,600,000	\$ 2,170,000	Natural Gas	0.9	9740 MJ/h	\$ -		R-101
P-101	\$ 15,700	\$ 21,100	Electricity	0.86	1.16 kilowatts	\$ 1,400		P-101
T-101	\$ 99,000	\$ 141,000	NA					T-301
V-101	\$ 62,300	\$ 73,100	NA					R-201
V-102	\$ 113,000	\$ 133,000	NA					R-202
V-103	\$ 2,180,000	\$ 2,340,000	NA					R-203
V-104	\$ 20,700	\$ 28,900	NA					V-101
V-105	\$ 49,500	\$ 60,300	NA					V-201
V-106	\$ 14,500	\$ 20,700	NA					V-202
Z-101	\$ 1	\$ 2	Custom		256 MJ/h	\$ 85,440		Driver do C-101
Z-102	\$ 1	\$ 2	Custom		226 MJ/h	\$ 75,480		Driver do C-102
Z-103	\$ 1	\$ 2	Custom		160 MJ/h	\$ 53,460		Driver do C-103
Z-104	\$ 1	\$ 2	Custom		125 MJ/h	\$ 41,780		Driver do C-104
Totals	\$ 6,010,000	\$ 7,560,000				\$ 1,130,000		

Tabela 36: Tabela completa de COM do CAPCOST.

Material Name	Classification	Price (\$/kg)	Flowrate (kg/h)	Annual Cost
Metano fresco	Raw Material	\$ -	600.00	\$ -
Água de alimentação	Raw Material	\$ 0.00	756.64	\$ 15,738

Metanol bruto	Product	\$ (0.40)	1023.93	\$ (3,276,586)
Água de fundo	Non-Hazardous Waste	\$ -	229.16	\$ -

Tabela 37: Tabela completa de fluxo de caixa do CAPCOST.

Critérios de rentabilidade descontados

Indicador	Resultado
Net Present Value (millions)	(6.60)
Discounted Cash Flow Rate of Return	NA
Discounted Payback Period (years)	Undefined

Critérios de rentabilidade não descontados

Indicador	Resultado
Cumulative Cash Position (millions)	(4.02)
Rate of Return on Investment	-5.31%
Payback Period (years)	Undefined

Fluxo de caixa anual

Year	Investment	d_k	FCI_L-Sd_k	R	COM_d	(R-COM_d-d_k)*(1-t)+d_k	Cash Flow (Non-discounted)	Cash Flow (discounted)	Cumulative Cash Flow (discounted)	Cumulative Cash Flow (Non-discounted)
0	0.15		7.57				(0.15)	(0.15)	(0.15)	(0.15)
1	2.27		7.57				(2.27)	(1.96)	(2.11)	(2.42)
2	3.03		7.57				(3.03)	(2.25)	(4.36)	(5.45)
3	5.88		7.57				(5.88)	(3.76)	(8.12)	(11.33)
4		0.68	6.13	3.28	3.21	0.28	0.28	0.15	(7.97)	(11.05)
5		0.68	5.45	3.28	3.21	0.28	0.28	0.13	(7.84)	(10.77)
6		0.68	4.77	3.28	3.21	0.28	0.28	0.11	(7.72)	(10.49)
7		0.68	4.09	3.28	3.21	0.28	0.28	0.10	(7.62)	(10.21)
8		0.68	3.41	3.28	3.21	0.28	0.28	0.09	(7.54)	(9.93)
9		0.68	2.73	3.28	3.21	0.28	0.28	0.07	(7.46)	(9.65)
10		0.68	2.04	3.28	3.21	0.28	0.28	0.06	(7.40)	(9.37)
11		0.68	1.36	3.28	3.21	0.28	0.28	0.05	(7.35)	(9.09)
12		0.68	0.68	3.28	3.21	0.28	0.28	0.05	(7.30)	(8.81)
13		0.68	-	3.28	3.21	0.28	4.79	0.70	(6.60)	(4.02)

Tabela 38: Tabela resumo dos valores usados no CAPCOST.

Critérios gerais

Critério	Valor	Unidade	Base	Observação
Metano de alimentação	40 °C; 10 atm; saturado com H2O; 5% v/v CO2	-	Projeto	corrente de alimentação do enunciado
Pureza especificada do metanol	99,86	wt%	Projeto	produto final
Horas de operação	8000	h/ano	PDF econômico	
Taxa de desconto / atratividade	0.16	-	PDF econômico	após impostos
Imposto	0.35	-	PDF econômico	taxa marginal
Vida útil	10	anos	PDF econômico	
Valor residual	0.1	fração do FCIL	PDF econômico	10%
Construção	3	anos	PDF econômico	

Resultado principal de dimensionamento

Resultado principal de dimensionamento	Valor recomendado	Unidade	Base	Observação
V-101	D = 0,75 ; H = 2,0	m	Sizing_Flashes_Coluna	flash de água
V-201	D = 0,75 ; H = 3,0	m	Sizing_Flashes_Coluna	flash do laço
V-202	D = 0,60 ; H = 1,5	m	Sizing_Flashes_Coluna	flash pós-válvula
T-301	D = 0,75 ; H = 20 ; 25 bandejas	m / -	Sizing_Flashes_Coluna	27 estágios Aspen -> 25 bandejas reais

Indicadores anuais (sem FCIL)

Indicador anual (sem FCIL)	Valor	Unidade	Base	Observação
Receita anual de metanol	3276584.525	USD/ano	Utilities_COM	baseada na vazão de CH3OH
CRM anual	15529.61303	USD/ano	Utilities_COM	água; metano fresco com custo zero
CUT anual	1130665.411	USD/ano	Utilities_COM	inclui eletricidade, CW, água fria, vapor HP e LP
CWT anual	140.171744	USD/ano	Utilities_COM	efluente líquido
COL anual	993613.5	USD/ano	Utilities_COM	14.85 operadores contratados
Inventário inicial de catalisadores	2848159.395	USD	Utilities_COM	lançar em capital de giro
COMd		USD/ano	Utilities_COM	fórmula pronta

Tabela 38: Tabela dos equipamentos usados no CAPCOST (consolidada a partir das imagens pt. 1 e pt. 2).

Seção CAPCOST	Tag	Aspen/descrição	Tipo/descrição	P shell/disc harge (barg)	P tube (barg)	Potência (kW)	Q (MJ/h)	Altura (m)	Diâmetro (m)	Área (m²)	MOC	Demister	# spares	Evidência	Observação
Compressores	C-101	COMPRESS1	Rotary			71.15					Carbon Steel		0	direto	usar compressor rotativo
Compressores	C-102	COMPRESS2	Rotary			62.88					Carbon Steel		0	direto	usar compressor rotativo
Compressores	C-103	COMPRESS3	Rotary			44.55					Carbon Steel		0	direto	usar compressor rotativo
Compressores	C-104	COMPRESS4	Rotary			34.82					Carbon Steel		0	direto	usar compressor rotativo
Drives	D-101	C-101	Electric - Totally Enclosed			71.15							0	calculado	motor elétrico
Drives	D-102	C-102	Electric - Totally Enclosed			62.88							0	calculado	motor elétrico
Drives	D-103	C-103	Electric - Totally Enclosed			44.55							0	calculado	motor elétrico
Drives	D-104	C-104	Electric - Totally Enclosed			34.82							0	calculado	motor elétrico
Exchanges	E-101	TROCA1	Floating Head	9.06	9.12					44.3045045	Stainless Steel / Carbon Steel			direto	área exportada pelo Aspen
Exchanges	E-102	CONDENS1	Floating Head	8.99	4.15					62.52	Stainless Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMTD), U=200 W/m².K, CW 30-40°C, serviço gás+condensação em ampla faixa
Exchanges	E-103	CONDENS2	Floating Head	14.99	4.15					12.32	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMTD), U=120 W/m².K, CW 30-45°C
Exchanges	E-104	CONDENS3	Floating Head	22.99	4.15					10.85	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMTD), U=120 W/m².K, CW 30-45°C
Exchanges	E-105	CONDENS4	Double Pipe	30.99	4.15					7.62	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMTD), U=120 W/m².K, CW 30-45°C; abaixo de 10 m²
Exchanges	E-106	HEATER1	Floating Head	41.36	8.99					18.09	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMTD), U=100 W/m².K, vapor aquecido por condensação de

Seção CAPCOST	Tag	Aspen/ descrição	Tipo/ descrição	P shell/disc harge (barg)	P tube (barg)	Potênci a (kW)	Q (MJ/h)	Altura (m)	Diâmetr o (m)	Área (m²)	MOC	Demiste r	# spares	Evidênci a	Observaç ão
Exchange rs	E-201	HEATER2	Floating Head	41.36	38.99					69.39	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	vapor HP A = Q/(U-LMT D), U=150 W/m2.K, gás aquecido por condensaç ão de vapor HP
Exchange rs	E-202	CONDENS 5	Floating Head	38.89	4.15					17.01	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMT D), U=120 W/m2.K, CW 30- >45°C
Exchange rs	E-203	CONDENS 6	Floating Head	38.63	4.15					17.13	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMT D), U=120 W/m2.K, CW 30- >45°C
Exchange rs	E-204	TROCA2	Double Pipe	38.62	8.99					3.798285 52	Carbon Steel / Carbon Steel			direto	área exportada pelo Aspen; abaixo de 10 m2
Exchange rs	E-205	CONDENS 7	Floating Head	38.62	4.59					32.55	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMT D), U=250 W/m2.K, água fria 10->20°C
Exchange rs	E-301- RB	RADFRAC reboiler	Kettle Reboiler	4	0					20.49	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMT D), U=600 W/m2.K, vapor LP condensa a -160°C
Exchange rs	E-301- CD	RADFRAC condenser	Floating Head	0	4.15					62.89	Carbon Steel / Carbon Steel			hipótese	A = Q/(U-LMT D), U=500 W/m2.K, condensaç ão parcial a 57,4°C com CW 30->40°C
Heater	R-101/ FURN	REFORMA	Reformer Furnace	9.06			10800				Alloy Steel			hipótese	duty real 8762 MJ/h; CAPCOST min 10800 MJ/h
Towers	T-301	RADFRAC	25 Carbon Steel Sieve Trays	0				20	0.75		Carbon Steel	NA		conserva dora calculado	27 estágios Aspen -> 25 bandejas reais; 0,6 m de espaçame nto; D calculado ~0,60 m e arredonda do
Vessels	R-201		Vertical	38.99				2	1		Carbon Steel	NA		direto	dimensão do Aspen
Vessels	R-202		Vertical	38.89				6	1		Carbon Steel	NA		direto	dimensão do Aspen
Vessels	R-203		Vertical	38.63				12	3		Carbon Steel	NA		direto	dimensão do Aspen
Vessels	V-101		Vertical	8.99				2	0.75		Carbon Steel	Stainles s Steel		calculado	dimension amento preliminar por velocidade terminal + 10 min de holdup (KO drum)
Vessels	V-201		Vertical	38.62				3	0.75		Carbon Steel	Stainles s Steel		calculado	dimension amento preliminar por velocidade terminal + 5 min de holdup (flash drum)
Vessels	V-202		Vertical	0.09				1.5	0.6		Carbon Steel	NA		calculado	liquid- dominated flash; dimension ado por holdup de 5 min com H/D=2.5

Tabela 39: Tabela dos dimensionamentos de *flash*/coluna/catalisador usados no CAPCOST.Dimensionamento de *flash* e coluna

Equipamento	Serviço	Modelo preliminar	Crítérios usados	D calculado	H/L calculado	D recomendado	H recomendado	Unidade	Fonte / base
V-101	Flash de água	Flash vertical V-L	Gás 6114 L/min; líquido 20,33 L/min; 10 min de hold-up; KO drum de compressor	0.7	1.75	0.75	2	m	Turton cap. 23 + correntes 9-SYNGAS e 8-H2O
V-201	Flash do laço de síntese	Flash vertical V-L	Gás 7843 L/min; líquido 25,83 L/min; 5 min de hold-up; alta pressão (~39,6 bar)	0.7	2.81	0.75	3	m	Turton cap. 23 + correntes 15.0 e 18.0
V-202	Flash pós-válvula	Flash vertical V-L	Flash LP dominado por hold-up líquido; pressão ~1,1 bar; 5 min de hold-up	0.56	1.4	0.6	1.5	m	Turton cap. 23 + correntes 20-GASES/21/22-GASES/24-H2O
T-301	Coluna de destilação	Torre de bandejas + condensador parcial + kettle reboiler	27 estágios Aspen -> 25 bandejas reais; espaçamento 0,6 m; D calculado ~0,60 m e arredondado	0.6	20	0.75	20	m	RadFrac + Turton cap. 21

Catalisadores

Catalisador	Base de cálculo	Volume geométrico	Massa calculada	Preço unitário	Custo	Unidade
Reforma (R-101)	48 tubos; L=6 m; D=0,1016 m; $\epsilon=0,528$; $\rho=2355,2$	2,3349	2595,61	500	1297805.41	m ³ / kg / USD
Síntese (R-201 a R-203)	R-201: 1×2 m; R-202: 1×6 m; R-203: 3×12 m; $\epsilon=0,285$; $\rho=1190$	91,1062	77517,70	20	1550353.98	m ³ / kg / USD
Total					\$ 2,848,159.39	

Tabela 40: Tabela resumo dos valores usados no CAPCOST.

Parâmetro	Valor	Unidade	Base / fórmula	Observação
Receita anual	3,276,584.52	USD/ano	vazão de CH3OH × preço	usar CH3OH puro na receita
CRM anual	15,529.61	USD/ano	água de alimentação	metano fresco = 0
CUT anual	1,130,665.41	USD/ano	eletricidade + deveres térmicos	inclui condensador e reboiler da coluna
CWT anual	140.17	USD/ano	efluente líquido	
COL anual	993,613.50	USD/ano	Turton: $Nnp=20$; $NOL=\sqrt[4]{(6,29+0,23Nnp)}$; 4,5 NOL	14.85 operadores/ano
Inventário inicial de catalisadores	2,848,159.39	USD	lançar em capital de giro	reforma + síntese
COMd base (sem 0,18-FCIL)	4,152,365.55	USD/ano	2,76·COL + 1,23·(CRM+CWT+CUT)	
COMd final	#NAME?	USD/ano	fórmula para o CAPCOST	FCIL = Total Grass Roots Cost

Tabela 41: Tabela de hipóteses e fontes dos valores usados no CAPCOST.

Tipo	Item	Descrição	Base / fonte
Conversão de pressão	Aspen para CAPCOST	As pressões do Aspen foram interpretadas como bar absolutos e convertidas para barg antes do preenchimento.	CAPCOST usa barg
Compressores	Tipo CAPCOST	C-101 a C-104 foram modelados como Rotary, não Centrifugal, porque a faixa do CAPCOST para Rotary cobre 18–950 kW.	Equipment Cost Data do CAPCOST

TROCA2	Faixa de regressão	Como a área é 3,80 m ² , foi adotado Double Pipe (<10 m ²).	04.22 EQUIPAMENTOS.xlsx + CAPCOST/Turton
Forno R-101	Faixa de regressão	O dever real do reformador é inferior ao mínimo do CAPCOST; foi usado o limite mínimo de 10.800 MJ/h como hipótese conservadora.	04.22 EQUIPAMENTOS.xlsx + CAPCOST
Catalisadores	Lançamento econômico	O inventário inicial dos catalisadores foi lançado em capital de giro/working capital, não em CRM anual.	Turton cap. 9 + lógica econômica do projeto
Coluna T-301	Bandejas reais	RadFrac com 27 estágios -> 25 bandejas reais, pois condensador parcial e reboiler não contam como bandejas físicas.	RadFrac + Turton
Condenser/Reboiler de T-301	Custeio separado	O reboiler e o condensador parcial foram desagregados do bloco RadFrac para permitir custo de utilidade e custo de equipamento compatíveis com o CAPCOST.	adaptação necessária para CAPCOST
Mão de obra	Custo por operador	US\$ 10.000 por operador.ano dado pelo Prof galo	User Options template

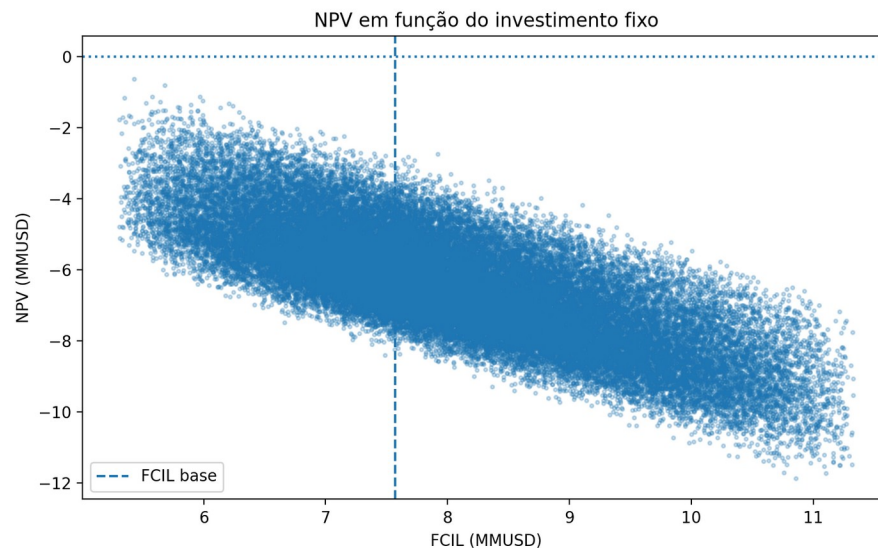


Figura 25: Resultado da Simulação Monte Carlo: NPV em função do investimento fixo FCIL.

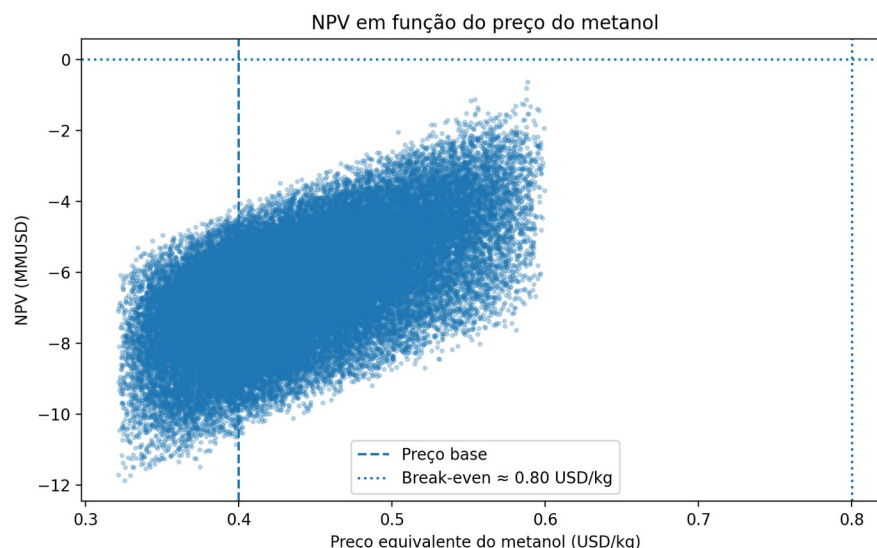


Figura 26: Resultado da Simulação Monte Carlo: NPV em função do preço do metanol.

9.16. Detalhamento da análise ambiental

Este apêndice apresenta o detalhamento das hipóteses, do racional adotado e dos cálculos utilizados para a estimativa dos impactos ambientais discutidos na Seção 5.6. A metodologia empregada é compatível com o nível de um projeto conceitual, conforme recomendado na literatura de síntese e projeto de processos (*TURTON et al., 2012*), e tem como objetivo fornecer estimativas de ordem de grandeza para o consumo energético e para as emissões associadas ao processo de produção de metanol.

9.16.1. Hipóteses e parâmetros adotados

As estimativas ambientais foram realizadas assumindo regime de operação contínuo de 8.000 h/ano, utilização de gás natural (metano) como combustível para suprimento energético e fatores de emissão típicos reportados na literatura. Adotou-se como fator de emissão do gás natural o valor de 56 kg CO₂/GJ, amplamente empregado em inventários de gases de efeito estufa (*IPCC, 2006*).

Para a análise da fornalha do reator de reforma, considerou-se uma eficiência térmica efetiva na faixa de 80–85%, avaliada em base de poder calorífico inferior (PCI), valor representativo de reformadores industriais que contam com recuperação de calor na seção convectiva (*ULTIMATE CELL DISTRIBUTORS, s.d.; INTEGRATED GLOBAL, s.d.*). Essas hipóteses são consistentes com práticas industriais e adequadas para avaliações ambientais preliminares.

9.16.2. Estimativa das emissões associadas às utilidades térmicas

A simulação do processo no Aspen Plus indicou um consumo aproximado de 741 kg/h de vapor de alta pressão, configurando a principal utilidade térmica da planta. Para estimar a energia requerida para a geração desse vapor, adotou-se um valor típico de entalpia específica de 2,8 MJ/kg, prática comum em análises preliminares.

A demanda energética associada à geração de vapor foi estimada por:

$$E_{\text{vapor}} = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot h_{\text{vapor}} \quad (17)$$

resultando em:

$$E_{\text{vapor}} \approx 741 \times 2,8 \approx 2,08 \text{ GJ/h} \quad (18)$$

As emissões indiretas de CO₂ associadas à geração de vapor foram então estimadas a partir do fator de emissão do gás natural:

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{vapor}} = E_{\text{vapor}} \cdot F E_{\text{GN}} \quad (19)$$

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{vapor}} \approx 2,08 \times 56 \approx 116 \text{ kg CO}_2/\text{h} \quad (20)$$

Considerando operação contínua, obtém-se uma emissão anual aproximada de:

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{vapor}, \text{anual}} \approx 116 \times 8000 \approx 9,3 \cdot 10^5 \text{ kg CO}_2/\text{ano} \quad (21)$$

Esse valor representa a ordem de grandeza das emissões indiretas associadas às utilidades térmicas do processo (IPCC, 2006; TURTON et al., 2012).

9.16.3. Estimativa das emissões diretas da fornalha do reator de reforma

A reação de reforma a vapor do metano é fortemente endotérmica, exigindo fornecimento contínuo de calor por meio de uma fornalha associada ao reator de reforma. A demanda térmica dessa etapa foi obtida diretamente da simulação do processo, que indicou um *duty* térmico aproximado de 581,8 kW, correspondente a 2,09 GJ/h.

Considerando uma eficiência térmica efetiva de 85% em base PCI, a energia fornecida pelo combustível é dada por:

$$Q_{\text{comb}} = \frac{Q_{\text{reforma}}}{\eta} \approx \frac{2,09}{0,85} \approx 2,46 \text{ GJ/h} \quad (22)$$

As emissões diretas de CO₂ associadas à combustão do gás natural na fornalha foram estimadas como:

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{fornalha}} = Q_{\text{comb}} \cdot F E_{\text{GN}} \quad (23)$$

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{fornalha}} \approx 2,46 \times 56 \approx 138 \text{ kg CO}_2/\text{h} \quad (24)$$

Em base anual, esse valor corresponde a aproximadamente:

$$\dot{m}_{\text{CO}_2, \text{fornalha}, \text{anual}} \approx 138 \times 8000 \approx 1,1 \cdot 10^6 \text{ kg CO}_2/\text{ano} \quad (24)$$

Essas emissões caracterizam-se como emissões diretas do processo, associadas à etapa de reforma a vapor.

9.16.4. Normalização e interpretação ambiental

Para permitir a comparação do desempenho ambiental do processo independentemente da escala, as emissões estimadas foram normalizadas pela vazão de produção de metanol obtida na simulação, aproximadamente 1.155 kg/h. A emissão indireta associada às utilidades térmicas resulta, assim, em uma ordem de grandeza de 0,10 kg CO₂/kg de metanol produzido, valor típico de rotas baseadas em reforma a vapor quando avaliadas em nível conceitual.

Os resultados apresentados neste apêndice evidenciam que as emissões do processo estão fortemente concentradas na etapa de reforma a vapor, tanto na forma de emissões diretas da fornalha quanto de emissões indiretas associadas às utilidades térmicas, corroborando a identificação dessa etapa como o principal hotspot ambiental do processo.