



YANA HRYNO

Licenciada em Ciências de Engenharia Química e Bioquímica

ESTUDO TÉCNICO-ECONÓMICO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO  
DE METANOL A PARTIR DE CO<sub>2</sub>

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

Universidade NOVA de Lisboa

dezembro, 2021



## ESTUDO TÉCNICO-ECONÓMICO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE METANOL A PARTIR DE CO<sub>2</sub>

YANA HRYNO

Licenciada em Ciências de Engenharia Química e Bioquímica

**Orientador:** Professora Doutora Ana Nunes,  
Professora Auxiliar, NOVA University Lisbon

**Coorientadores:** Doutora Ana Filipa Almeida,  
Responsável de Investigação, Desenvolvimento e  
Inovação, Departamento I&D+i BGW

### Júri:

**Presidente:** Professor Mário Fernando José Eusébio  
Professor auxiliar, Departamento de Química, FCT-  
NOVA

**Arguentes:** Investigadora Inês Alexandra Morgado de Nasci-  
mento Matos  
Investigadora auxiliar, Departamento de Química,  
FCT-NOVA

**Vogais:** Professora Ana Vital Morgado Marques Nunes  
Investigadora auxiliar, Departamento de Química,

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

Universidade NOVA de Lisboa  
dezembro, 2021



**Estudo técnico-económico do processo de produção de metanol a partir de CO<sub>2</sub>**

Copyright © YANA HRYNO, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade NOVA de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade NOVA de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objetivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.



## Agradecimentos

Em primeiro lugar, um especial agradecimento à minha orientadora, a Professora Doutora Ana Nunes pela orientação dedicada, disponibilidade para discutir dúvidas, transmissão de conhecimentos e simpatia.

Agradeço também à minha coorientadora Doutora Ana Almeida por me ter proporcionado a realização deste trabalho e por toda a ajuda e disponibilidade ao longo destes meses.

Também quero agradecer ao Professor Mário Eusébio por toda a dedicação e apoio na simulação dos processos, que permitiram enfrentar este desafio.

Gostaria de agradecer também ao Professor Nuno Lapa e à Investigadora Ana Machado pela partilha dos seus conhecimentos e esclarecimento de dúvidas no decorrer deste trabalho.

Por último, um obrigada muito especial aos meus pais pelo apoio e motivação que sempre transmitiram ao longo da minha vida universitária.

Este trabalho foi suportado pela Fundação para a Ciência e Tecnologia FCT/MCTES (projeto PTDC/EQU-EPQ/31926/2017), através do Laboratório Associado para a Química Verde LAQV que é financiado pelos fundos da FCT/MCTES (UIDB/50006/2020 e UIDP/50006/2020).

A todos, um grande Obrigada!



*"What we do in the next ten years will profoundly impact the next few thousand."*

*- SIR DAVID ATTENBOROUGH*



## Resumo

A utilização de CO<sub>2</sub> como fonte de carbono em alternativa à utilização de combustíveis fósseis para obtenção de produtos com aplicação no sector químico e/ou energético está atualmente a atrair o interesse de diversos sectores da sociedade. Esta estratégia pretende valorizar economicamente o CO<sub>2</sub> indo diretamente ao encontro da desejada transição para uma economia circular.

Esta dissertação visa analisar a viabilidade técnico-económico da conversão direta de CO<sub>2</sub> em metanol, nomeadamente através da hidrogenação de CO<sub>2</sub>. Para tal, procedeu-se à realização da simulação do processo no programa Aspen Plus, obtendo-se balanços de massa e de energia para duas unidades de produção de metanol com capacidades distintas (8 kt/ano e 21 kt/ano). Estas instalações foram comparadas por meio de uma avaliação económica com a possibilidade de se comprar hidrogénio aos fornecedores ou produzir diretamente dentro da instalação de metanol com uma unidade de eletrólise alcalina incorporada. Adicionalmente, utilizou-se o programa Aspen Energy Analyzer, a fim de otimizar a rede de permutadores de calor. Por último, foi realizada a análise de sensibilidade das variáveis selecionadas com maior incerteza associada.

Os resultados obtidos, revelam uma elevada taxa de conversão de CO<sub>2</sub> e obteve-se o grau de pureza desejado para o metanol. O cenário selecionado para reaproveitamento energético propõe uma poupança de utilidades igual a 66 %. Já análise de sensibilidade revelou que a possibilidade de se vender o oxigénio produzido pelo eletrolisador é o parâmetro que influencia de forma mais significativa a redução do preço de metanol. Assim sendo, quando se compara a opção de comprar hidrogénio com a de incluir o eletrolisador na unidade fabril, concluiu-se que comprar hidrogénio não é viável atualmente, mesmo para as instalações de capacidade reduzida, evidenciando que para se aumentar o desempenho económico é imprescindível a venda de oxigénio.

**Palavras-chave:** Aspen Plus, Avaliação económica, Hidrogenação de CO<sub>2</sub>, Metanol.



## Abstract

The utilization of CO<sub>2</sub> as a carbon source replacement for fossil fuels in the chemical/energetic sector intends on increasing the economic value of CO<sub>2</sub> directly contributing to the transition to a circular economy. This strategy is currently drawing the attention of several other sectors.

This dissertation aims to evaluate the techno-economic potential of the direct conversion of carbon dioxide to methanol, namely through CO<sub>2</sub> hydrogenation. For this purpose, Aspen Plus has been used to carry out process simulation in order to obtain mass and energy balances. Two different plant capacities for methanol production (8 kt/year and 21 kt/year) were compared by means of economic analysis with the option of buying the hydrogen or producing it directly on alkaline electrolysis plant attached to the methanol plant. Additionally, several scenarios for energy integration were proposed by Aspen Energy Analyzer to optimize the heat integration of a process. Finally, a sensitivity analysis has been performed varying costs with greater uncertainty.

As a result, it was achieved a desired degree of methanol purity, with a high carbon dioxide conversion rate. The final integration proposal suggests a total of 66 % utility savings. Meanwhile, the sensitivity analysis revealed that the influence of the oxygen selling option produced by the electrolyzer had the most significant effect from the economic point of view in reducing the methanol price. So, when comparing owning an alkaline electrolysis plant with purchasing hydrogen, it was revealed that the purchasing option is not feasible even for smaller plants, since oxygen selling is mandatory, in order to increase the economic performance.

**Keywords:** Aspen Plus, CO<sub>2</sub> hydrogenation, Economic analysis, Methanol.



# Índice

<b>AGRADECIMENTOS .....</b>	<b>VII</b>
<b>RESUMO .....</b>	<b>XI</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>XIII</b>
<b>ÍNDICE .....</b>	<b>XV</b>
<b>ÍNDICE DE FIGURAS .....</b>	<b>XVII</b>
<b>ÍNDICE DE TABELAS.....</b>	<b>XIX</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS.....</b>	<b>XXIII</b>
<b>1 INTRODUÇÃO .....</b>	<b>1</b>
1.1 MOTIVAÇÃO.....	1
1.2 ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO E OBJETIVOS .....	5
<b>2 METANOL.....</b>	<b>7</b>
2.1 MERCADO E APLICAÇÕES.....	7
2.2 PRODUÇÃO DE METANOL ATRAVÉS DA HIDROGENAÇÃO DE CO <sub>2</sub> .....	10
2.3 PRINCIPAIS PROJETOS DE PRODUÇÃO DE METANOL .....	12
2.4 CONCLUSÕES DOS PRINCIPAIS ESTUDOS ECONÓMICOS - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	17
<b>3 ESTUDO TÉCNICO - ECONÓMICO .....</b>	<b>21</b>
3.1 O CASO DE ESTUDO - BIO GREEN WOODS .....	21
3.2 POSSÍVEIS CENÁRIOS PARA O METANOL PRODUZIDO NA BGW .....	21
3.3 SIMULAÇÃO DA UNIDADE DE PRODUÇÃO DE METANOL E MODELO CINÉTICO .....	22
3.3.1 <i>Condições operacionais para a simulação do reator.....</i>	<i>27</i>
3.3.2 <i>Condições operacionais para a simulação da unidade de destilação .....</i>	<i>28</i>
3.3.3 <i>Formação de vapor .....</i>	<i>28</i>
3.3.4 <i>Integração Energética .....</i>	<i>29</i>
3.4 PRESSUPOSTOS PARA A ANÁLISE ECONÓMICA E EQUAÇÕES UTILIZADAS .....	30
3.4.1 <i>Estimativa do Investimento .....</i>	<i>31</i>
3.4.2 <i>Estimativa Custos de Produção .....</i>	<i>34</i>
<b>4 RESULTADOS.....</b>	<b>37</b>
4.1 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA.....	37
4.2 RESULTADOS ECONÓMICOS.....	40
4.3 ANÁLISE DO PONTO CRÍTICO.....	43
4.4 ANÁLISE DE RENTABILIDADE.....	44
4.4.1 <i>Plano de exploração.....</i>	<i>44</i>
4.4.2 <i>Critérios de rentabilidade .....</i>	<i>45</i>
4.5 ANÁLISE DA VIABILIDADE ECONÓMICA - POSSIBILIDADE DE VENDER O OXIGÉNIO .....	46
4.6 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE.....	51
<b>5 CONCLUSÕES E TRABALHO FUTURO .....</b>	<b>55</b>
<b>6 BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>57</b>
<b>7 ANEXOS .....</b>	<b>65</b>
<b>ANEXO A CONDIÇÕES FIXAS DAS CORRENTES.....</b>	<b>65</b>

<b>ANEXO B CONDIÇÕES DOS PERMUTADORES DE CALOR DA INSTALAÇÃO DE METANOL PARA CAPACIDADE DE 8 KT/ANO .....</b>	<b>76</b>
<b>ANEXO C CURVA COMPOSTA E CURVA COMPOSTA GLOBAL .....</b>	<b>77</b>
<b>ANEXO D REDE DE PERMUTADORES DE CALOR DA INSTALAÇÃO DE PRODUÇÃO DE METANOL .....</b>	<b>79</b>
<b>ANEXO E CONDIÇÕES DOS PERMUTADORES DE CALOR DA RPC APÓS A INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA .....</b>	<b>81</b>
<b>ANEXO F AVALIAÇÃO ECONÓMICA .....</b>	<b>83</b>
F.1 PRESSUPOSTOS PARA AVALIAÇÃO ECONÓMICA .....	83
F.2 ESTIMATIVA CÁLCULO CAPITAL FIXO .....	84
F.3 CAPITAL CIRCULANTE.....	86
F.4 PLANO DE INVESTIMENTO .....	88
F.5 ESTIMATIVA DOS CUSTOS DE FABRICO .....	89
F.6 CÁLCULO PONTO CRITICO .....	93
F.7 PRESSUPOSTOS PLANO DE EXPLORAÇÃO .....	93
F.8 CASH FLOW PREVISIONAL .....	94
<b>ANEXO G ELETROLISADOR ALCALINO.....</b>	<b>97</b>
G.1 CONDIÇÕES DAS CORRENTES DA UNIDADE DE ELETRÓLISE DA ÁGUA.....	97
G.2 ANÁLISE ECONÓMICA - INCORPORAÇÃO DA UNIDADE DE ELETRÓLISE DA ÁGUA PARA A PRODUÇÃO DE METANOL .....	99

## Índice de figuras

<b>Figura 1.1</b> Consumo de energia global em 2019, BP revisão estatística (2020) .....	1
<b>Figura 1.2</b> Concentração atmosférica de dióxido de carbono, Fonte NOAA .....	2
<b>Figura 1.3</b> Variações registadas na temperatura desde 1880, Fonte NASA.....	2
<b>Figura 1.4</b> Emissões totais de CO <sub>2</sub> , por região, até 2019 .....	3
<b>Figura 1.5</b> Mapa de incentivos para taxar o carbono .....	3
<b>Figura 2.1</b> MMSA Balanço de Oferta e a Procura de Metanol (2016 - 2021E) .....	8
<b>Figura 2.2</b> Síntese das aplicações comerciais do metanol .....	9
<b>Figura 2.3</b> Esquema simplificado do processo de duas etapas de Lurgi .....	13
<b>Figura 2.4</b> Esquema do processo de produção de metanol, Mitsui Chemicals .....	14
<b>Figura 2.5</b> Esquema do processo de produção de metanol, CAMERE .....	15
<b>Figura 2.6</b> Diagrama de blocos do processo CRI .....	16
<b>Figura 2.7</b> Funcionamento da MefCO <sub>2</sub> .....	16
<b>Figura 2.8</b> Distribuição de custos de capital para instalações de capacidade 4000(a) 10 000 (b) e 50 000(c) de t/ano CH <sub>3</sub> OH .....	17
<b>Figura 2.9</b> Distribuição de custos totais e receitas para instalações de capacidade 4000(a) 10 000 (b) e 50 000(c) t/ano de CH <sub>3</sub> OH .....	18
<b>Figura 2.10</b> Oscilação do preço de metanol ao longo dos anos .....	20
<b>Figura 3.1</b> Diagrama de blocos da produção de metanol.....	22
<b>Figura 3.2</b> Representação do fluxograma correspondente a produção de metanol, realizado no simulador Aspen Plus .....	24
<b>Figura 3.3</b> Curvas compostas quente (superior) e fria (inferior) .....	29
<b>Figura 3.4</b> Curva Composta Global .....	30
<b>Figura 4.1</b> Peso relativo dos equipamentos da unidade fabril.....	40
<b>Figura 4.2</b> Análise do Ponto crítico para uma capacidade de 21 kt/ano metanol (550 €/t Metanol; 4000 €/t Hidrogénio).....	43
<b>Figura 4.3</b> Análise do Ponto crítico para uma capacidade de 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).....	43
<b>Figura 4.4</b> Representação da variação do resultado líquido ao longos dos anos de exploração para 21 kt/ano (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio) .....	44
<b>Figura 4.5</b> Representação do fluxograma correspondente a um eletrolisador alcalino, realizado no simulador Aspen Plus .....	49
<b>Figura 4.6</b> Análise do Ponto Crítico para uma capacidade de 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100€/t Oxigénio).....	50
<b>Figura 4.7</b> Representação da variação do resultado líquido ao longos dos anos de exploração para 21 kt/ano metanol .....	50
<b>Figura 4.8</b> Peso relativo dos equipamentos da unidade de produção de metanol e da unidade eletrolisadora alcalina .....	51
<b>Figura 4.9</b> Análise da influência de vender oxigénio da eletrólise.....	52

<b>Figura 4.10</b> Análise da influência de aplicar a taxa de carbono .....	53
<b>Figura 4.11</b> Influência do preço de compra de CO <sub>2</sub> no VAL e na TIR .....	53
<b>Figura 4.12</b> Análise de sensibilidade ao Investimento Fixo .....	54
<b>Figura C.1</b> CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) para uma capacidade de 21 kt/ano metanol...77	
<b>Figura C.2</b> CCG para uma capacidade instalada de 21 kt/ano metanol.....78	
<b>Figura D.1</b> RPC da Instalação de Produção de Metanol para 8 kt/ano.....79	
<b>Figura D.2</b> RPC da Instalação de Produção de Metanol para 21 kt/ano.....80	

## Índice de tabelas

<b>Tabela 2.1</b> Composição e desempenho de catalisadores comerciais para produção de metanol a partir de gás de síntese.....	11
<b>Tabela 2.2</b> Resultados experimentais retirados da literatura para catalisadores à base de cobre .....	12
<b>Tabela 2.3</b> Comparação de pressupostos económicos e preços de produção de metanol.....	19
<b>Tabela 3.1</b> Resumo das quatro secções do processo simulado, Figura 3.2 .....	23
<b>Tabela 3.2</b> Fatores cinéticos para as reações A, B, C.....	26
<b>Tabela 3.3</b> Constantes para a expressão da força motriz .....	27
<b>Tabela 3.4</b> Expoente para o termo de adsorção.....	27
<b>Tabela 3.5</b> Constantes do termo de adsorção .....	27
<b>Tabela 3.6</b> Parâmetros operatórios para reatores de diferentes capacidades de produção de metanol.....	28
<b>Tabela 3.7</b> Parâmetros operatórios para as colunas de destilação em Aspen Plus .....	28
<b>Tabela 3.8</b> Preços constantes dos reagentes, produtos e catalisador .....	31
<b>Tabela 3.9</b> Taxas de câmbio de referência pelo Banco Central Europeu e Índices retirados do Index Value Marshall & Swiff .....	33
<b>Tabela 4.1</b> Indicadores de desempenho e comparação de instalações de produção de metanol .....	37
<b>Tabela 4.2</b> Nível térmico, Calor e MCp das correntes da instalação com capacidade de 21 kt/ano (Fonte: Aspen Plus).....	38
<b>Tabela 4.3</b> Consumo atual e mínimo de utilidade quente e utilidade fria antes da otimização e respetivo potencial de redução .....	38
<b>Tabela 4.4</b> Resumo comparativo para as duas capacidades antes e após a integração energética.....	39
<b>Tabela 4.5</b> Custo de equipamento base .....	40
<b>Tabela 4.6</b> Custos e consumos de utilidades .....	41
<b>Tabela 4.7</b> Cálculo do Investimento Fixo com base no Método dos Fatores para uma capacidade instalada de 21 kt/ano de metanol .....	41
<b>Tabela 4.8</b> Resultados da estimativa do custo das diferentes parcelas do capital circulante para uma capacidade de 21 kt/ano.....	42
<b>Tabela 4.9</b> Valores estimados para o cálculo do investimento total.....	42
<b>Tabela 4.10</b> Resultados dos critérios de rentabilidade para 21 kt/ano (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).....	46
<b>Tabela 4.11</b> Constantes para o modelo eletroquímico considerado para AEC .....	47
<b>Tabela 4.12</b> Dados de operação utilizados na simulação do sistema .....	48
<b>Tabela 4.13</b> Indicadores de desempenho da unidade de eletrólise alcalina.....	48
<b>Tabela 4.14</b> Resultados dos critérios de rentabilidade para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100€/t Oxigénio).....	51

<b>Tabela 4.15</b> Os parâmetros utilizados para a análise de sensibilidade.....	52
<b>Tabela A.1</b> Condições operatórias das correntes para uma instalação de produção de metanol com capacidade de 8 kt/ano.....	65
<b>Tabela A.2</b> Condições operatórias das correntes para uma instalação de produção de metanol com capacidade de 21 kt/ano.....	71
<b>Tabela B.1</b> Nível térmico, Calor e MCp das correntes da instalação com capacidade de 8 kt/ano (Fonte: Aspen Plus).....	76
<b>Tabela E.1</b> Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor para uma capacidade de 8 kt/ano após a integração energética.....	81
<b>Tabela E.2</b> Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor para uma capacidade de 21 kt/ano após a integração energética.....	82
<b>Tabela F.1</b> Venda do produto metanol para os anos de exploração para as duas capacidades.....	83
<b>Tabela F.2</b> Gastos na Compra dos reagentes (CO <sub>2</sub> +H <sub>2</sub> ) para os anos de exploração das duas capacidades.....	83
<b>Tabela F.3</b> Tabela dos custos das Utilidades e da sua Distribuição .....	84
<b>Tabela F.4</b> Custo Total do Terreno.....	84
<b>Tabela F.5</b> Total do Custo de Construção dos Edifícios da Instalação.....	85
<b>Tabela F.6</b> Cálculo do Investimento Fixo com base no Método dos Fatores para uma capacidade instalada de 8 kt/ano de metanol.....	85
<b>Tabela F.7</b> Cálculo da Parcela de Reserva de Matérias-Primas para 21 kt/ano.....	86
<b>Tabela F.8</b> Cálculo da Parcela de produtos em via de fabrico para 21 kt/ano.....	86
<b>Tabela F.9</b> Cálculo da Parcela de Reserva de Produtos Fabricados para 21 kt/ano.....	86
<b>Tabela F.10</b> Cálculo da Parcela de Crédito Oferecido para 21 kt/ano.....	87
<b>Tabela F.11</b> Cálculo da Parcela de Crédito Obtido para 21 kt/ano.....	87
<b>Tabela F.12</b> Cálculo da Parcela de Fundo de Maneio para 21 kt/ano.....	87
<b>Tabela F.13</b> Resultados da estimativa do custo das diferentes parcelas do capital circulante para 8 kt/ano.....	87
<b>Tabela F.14</b> Plano de investimento para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol, 110 €/t Hidrogénio).....	88
<b>Tabela F.15</b> Número de funcionários e respetivo salário anual.....	90
<b>Tabela F.16</b> Cálculo do Custo de fabrico nos anos de exploração para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol, 110 €/t Hidrogénio).....	91
<b>Tabela F.17</b> Amortizações ao longo dos anos de exploração para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol, 110 €/t Hidrogénio).....	92
<b>Tabela F.18</b> Correspondência entre parcelas para o cálculo da EBITDA e parcelas do Custo de Produção.....	93
<b>Tabela F.19</b> Plano de exploração para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).....	95

<b>Tabela F.20</b> Cash Flow previsional para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).....	96
<b>Tabela G.1</b> Condições operatórias das correntes da produção de hidrogénio, Figura 4.5.....	97
<b>Tabela G.2</b> Valores estimados para o cálculo do investimento total 21 kt/ano metanol (840€/tCH <sub>3</sub> OH; 100€/tO <sub>2</sub> ; 120€/tCO <sub>2</sub> ).....	99
<b>Tabela G.3</b> Plano de investimento para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).....	99
<b>Tabela G.4</b> Cálculo do Custo de fabrico nos anos de exploração para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100 €/t Oxigénio).....	100
<b>Tabela G.5</b> Plano de exploração para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100 €/t Oxigénio).....	101
<b>Tabela G.6</b> Cash Flow previsional para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100 €/t Oxigénio).....	102



## Lista de Abreviaturas

AEC - Alkaline Electrolysis Cells  
AEL - Alkaline Water Electrolysis  
CAGR - Compound Annual Growth Rate  
CAPEX - Capital Expenditure  
CC - Curva Composta  
CCF – Curva Composta Fria  
CCG – Curva Composta Global  
CCQ – Curva Composta Quente  
CCS - Carbon Capture and Storage  
CCU - Carbon Capture and Utilization  
CRI - Carbon Recycling International  
EBITDA - Earnings Before Interest, Taxes, Depreciation and Amortization  
GEE - Gases com Efeito de Estufa  
GHSV - Gas Hourly Space Velocities  
LHHW - Hinshelwood-Hougen-Watson  
LP - Vapor de Baixa Pressão  
MCp - Potência Térmica Transferida por Variação de Temperatura (kW/ °C)  
MeOH - Metanol  
MefCO<sub>2</sub> - Methanol fuel from CO<sub>2</sub>  
NASA - National Aeronautics and Space Administration  
NITE - National Institute for Resources and Environment  
NOAA - National Oceanic & Atmospheric Administration  
NRTL - Non-Random-Two-Liquid  
OPEX - Operational Expenditure  
PE – Ponto de Estrangulamento (°C)  
PEM - Polymer Electrolyte Membrane  
ppm - Parte por milhão  
Q - Calor (kW)  
Q<sub>atual</sub> - Consumo Energético Atual (MW)  
Q<sub>min</sub> - Consumo Energético Mínimo (MW)  
Q<sub>Q,min</sub> - Calor Mínimo da Utilidade Quente (kW)  
RITE - Research Institute of Innovative Technology for the Earth  
RPC - Rede de Permutadores de Calor  
RWGS - Reverse Water Gas Shift

SOEC - Solid Oxide Electrolysis Cell

STY - Space Time Yields

$T_f$  - Temperatura Final (°C)

$T_i$  – Temperatura Inicial (°C)

$\Delta T_{min}$  - Temperatura mínima entre correntes de processo (°C)

VPSA - Vacuum Pressure Swing Adsorption

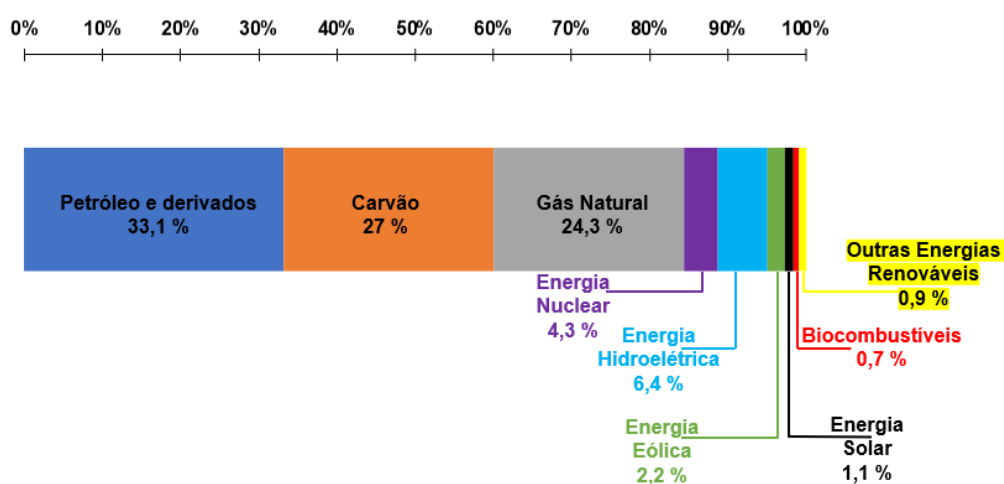
WGS - Water Gas Shift



# 1 Introdução

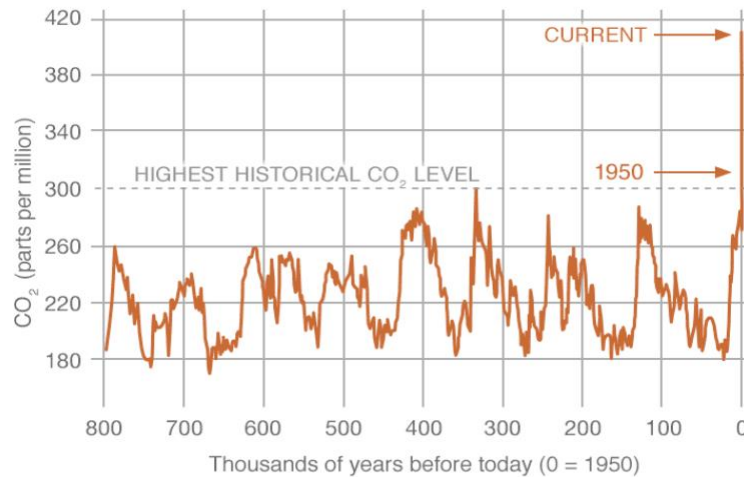
## 1.1 Motivação

Desde a descoberta de combustíveis fósseis, a sociedade experienciou um rápido desenvolvimento tecnológico dando início a uma nova era que, para além de revolucionar os meios de transporte, também impulsionou a invenção de centrais elétricas e equipamentos elétricos, contribuindo assim para o crescimento exponencial no consumo energético. Como se pode observar na Figura 1.1, a economia mundial atualmente depende de recursos fósseis para a maior parte de energia. Em 2019, a quota de energia proveniente de combustíveis fósseis representava 84 % e apenas cerca de 11 % da energia consumida correspondia a energia renovável, enquanto o uso de energia nuclear atingiu 4 % [1].



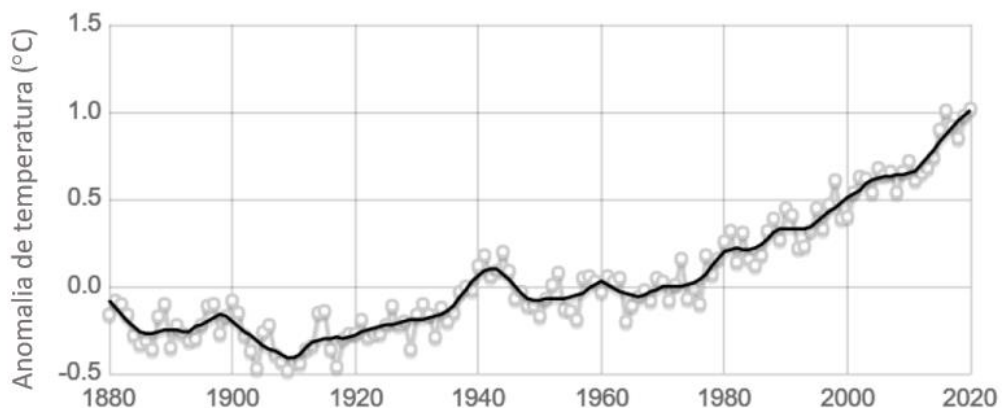
**Figura 1.1** Consumo de energia global em 2019, BP revisão estatística (2020) [Adaptado de [1]].

Na Figura 1.2, encontram-se ilustrados os níveis de CO<sub>2</sub> na atmosfera nos últimos 800 000 anos até aos dias de hoje. A título exemplificativo, a concentração de CO<sub>2</sub>, em agosto de 2021, na atmosfera foi de 416 ppm. Comparativamente ao período antes de 1950, uma quantidade de CO<sub>2</sub> de 100-150 ppm foi emitida para a atmosfera. Este processo é denominado de carbono positivo na medida em que aumenta a concentração de CO<sub>2</sub> na atmosfera [2].



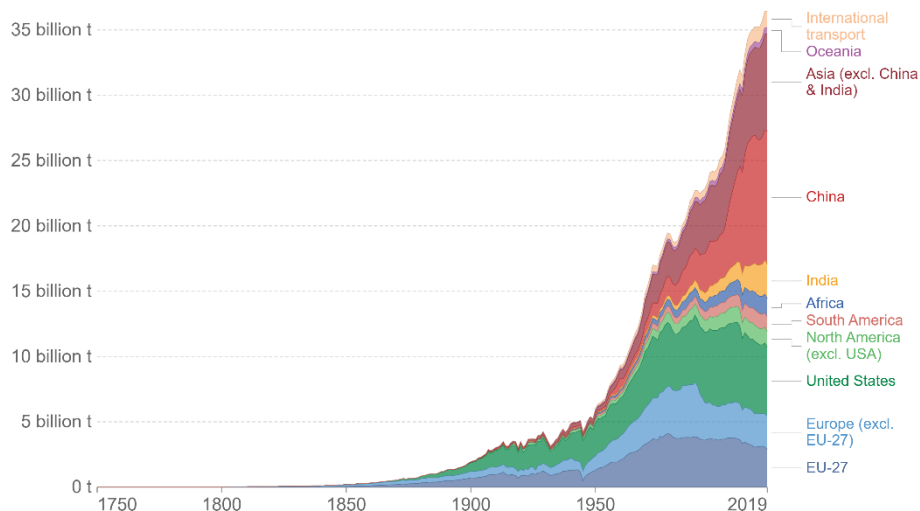
**Figura 1.2** Concentração atmosférica de dióxido de carbono, Fonte NOAA [2].

Pela Figura 1.3, pode-se verificar que até 2020 a temperatura média global aumentou mais de 1 °C e continua a subir a um ritmo em que os seres-humanos e os ecossistemas não têm tempo para se adaptarem. As ondas de calor estão cada vez mais fortes, frequentes e letais, provocando incêndios florestais que queimam áreas maiores, furacões que se intensificam mais depressa, secas, subida do nível do mar e outros cenários catastróficos [2].



**Figura 1.3** Variações registadas na temperatura desde 1880, Fonte NASA [2].

Devido a esta problemática da crescente exploração insustentável dos recursos, a estratégia orientada para um desenvolvimento sustentável tem sido apregoada entre os países desenvolvidos. Como é possível verificar na Figura 1.4, os três grandes emissores são a China, os Estados Unidos da América (E.U.A.) e a Europa. Também se pode observar o aumento da contribuição da Ásia, China e Índia responsáveis pelas alterações climáticas que não se devem às emissões anuais de CO<sub>2</sub>, mas às emissões antropogénicas globais cumulativas [3].



**Figura 1.4** Emissões totais de CO<sub>2</sub>, por região, até 2019 [3].

Com o objetivo de limitar as alterações climáticas, diversos acordos internacionais foram propostos, tendo sido o protocolo de Quioto um grande impulsionador, visto que estabeleceu metas quantificadas de mitigação de emissões de gases com efeito de estufa (GEE) em cerca de 5 % nos países desenvolvidos e mais de 40 países passaram a taxar o carbono para encarecer a queima de combustíveis fósseis. Em Portugal, esta taxa corresponde a 24,40 €/tCO<sub>2</sub> [4].



**Figura 1.5** Mapa de incentivos para taxar o carbono [4].

A consciência da necessidade de um esforço coletivo para investir no avanço tecnológico implica a realização de ações de fiscalização e a criação de incentivos, de modo a garantir que é possível alcançar os ambiciosos objetivos climáticos do acordo de Paris, assinado por 195 países que se comprometeram em atingir uma neutralidade climática até 2050 [5]. Apesar dos compromissos assumidos, as concentrações de gases com efeito de estufa atingiram níveis recorde em 2020, mesmo com a queda de emissões sem precedentes de 5,4 % de CO<sub>2</sub> de origem fóssil, despoletada pelo surto de coronavírus. Segundo a ONU, ao atual ritmo de emissões, o aquecimento global no final do século será de 2,7 °C [6].

Presentemente, a redução das emissões antropogénicas de CO<sub>2</sub> é um processo complexo a longo prazo, uma vez que são necessárias muitas soluções e tecnologias que ainda não atingiram a maturidade tecnológica. Contudo, já existem algumas estratégias de modo a alcançar os objetivos referidos anteriormente, como é o caso do investimento nas energias renováveis, na eficiência energética e em tecnologias limpas. Como o setor dos transportes é responsável por uma grande parte das emissões de gases com efeito de estufa, investir na utilização de biocombustíveis para navios e aviões de longo curso parece ser uma solução plausível para combater as alterações climáticas.

Outro cenário concebível para reduzir as emissões de carbono é a captura e armazenamento de CO<sub>2</sub>, tecnologia CCS - *Carbon Capture and Storage*, que consiste em armazenar permanentemente em formações geológicas adequadas o CO<sub>2</sub> emitido por fontes industriais. Uma alternativa ao armazenamento é a sua utilização, CCU - *Carbon Capture and Utilization*. As tecnologias CCS e CCU fazem parte da estratégia de descarbonização, embora sejam ligeiramente distintas uma da outra. Enquanto CCS implica um armazenamento de CO<sub>2</sub> que pode ser dispendioso como por exemplo, devido a necessidade de CO<sub>2</sub> altamente puro, a tecnologia CCU destaca-se pelos seus benefícios relativamente à possibilidade de utilizar o CO<sub>2</sub> como matéria-prima em diversos processos, indo de encontro aos princípios da economia circular. Desta forma, a CCU pode ajudar a implementar a tecnologia de CCS, compensando nos seus custos através da valorização do CO<sub>2</sub> utilizando-o como matéria-prima.

Atualmente, ainda permanece um desafio tecnológico relativo a qualquer que seja o método de capturar e reutilizar o CO<sub>2</sub>, isto deve-se ao facto de a molécula de CO<sub>2</sub> ser a mais estável dos compostos carbónicos, e assim para quebrá-la ou ligá-la a qualquer outra substância vai ser sempre exigida uma grande quantidade de energia. Também a viabilidade económica de produção de produtos químicos e combustíveis via conversão de CO<sub>2</sub> tem sido alvo de inúmeros estudos com alguns resultados controversos [7]. No entanto, existem alguns produtos bem conhecidos que são industrialmente produzidos a partir do CO<sub>2</sub> como a ureia, o ácido acetilsalicílico e os carbonatos orgânicos. Mais recentemente, surgiu o interesse na produção de combustíveis a partir de CO<sub>2</sub>, nomeadamente a produção de metanol [7].

## 1.2 Estrutura da Dissertação e Objetivos

A presente tese é composta por cinco partes, nomeadamente:

- Secção 1 – Introdução;
- Secção 2 – Metanol;
- Secção 3 – Estudo Técnico - Económico;
- Secção 4 – Resultados;
- Secção 5 – Conclusões e Trabalho Futuro.

Na Secção 1 apresenta-se uma breve revisão da literatura relacionada com a importância de contemplar os vários cenários propostos de descarbonização, assim como uma descrição da motivação e dos objetivos da dissertação.

Na Secção 2 são introduzidos os conceitos e a fundamentação teórica associada ao metanol, inclusive são listadas as suas aplicações, bem como a sua procura nos mercados. Nesta secção é ainda feito um resumo dos principais métodos utilizados e catalisadores. Para finalizar a secção são retiradas conclusões dos estudos económicos que relatam produção direta de metanol a partir da hidrogenação de CO<sub>2</sub>.

Na Secção 3 faz-se uma apresentação e enquadramento da empresa, são descritos os métodos e pressupostos utilizados na simulação em *Aspen Plus* do processo, para a instalação de produção de metanol com duas possibilidades de capacidade, de modo a estudar o efeito do aumento de escala. Adicionalmente, realizou-se um estudo de integração energética às duas capacidades no *Aspen Energy Analyzer*. Ainda nesta secção, introduziram-se os pressupostos tomados para iniciar a avaliação económica.

Na secção 4 são expostos os resultados principais dos balanços mássicos, energéticos e económicos. Realizou-se também um estudo de viabilidade económica, baseado nos indicadores mais comuns e uma análise de sensibilidade, com o objetivo de comparar duas instalações de produção de metanol, sendo que uma delas vai incluir uma unidade de produção de hidrogénio e oxigénio, ou seja, no final da secção é apresentada a simulação da unidade eletrolisadora alcalina e a respetiva influência na rentabilidade do processo.

Na secção 5 são sintetizadas as conclusões principais sobre a dissertação realizada e apresentam-se sugestões de trabalho futuro.

Perante o atual panorama da crescente preocupação da sociedade com questões ambientais, para que uma empresa se mantenha competitiva é fundamental que a sua estratégia englobe iniciativas que promovam o desenvolvimento tecnológico sustentável e eficiente, de modo a alcançar a neutralidade do carbono até 2050.

Com o intuito de analisar a viabilidade técnica e económica do processo de produção de metanol a partir do CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>, recorre-se ao programa *Aspen Plus* e *Aspen Energy Analyzer*, esta análise é feita tendo em conta os interesses da empresa BGW que incidem em compromissos da redução das emissões de CO<sub>2</sub> nos seus processos.



## 2 Metanol

O metanol,  $\text{CH}_3\text{OH}$ , também conhecido como álcool metílico é o álcool mais simples e altamente versátil devido a algumas propriedades específicas como a biodegradabilidade, a solubilidade em água e o facto de ser líquido à temperatura ambiente. Este álcool é volátil, incolor e inflamável. Para além do perigo inerente à presença de material inflamável, com o conseqüente risco de incêndio/explosão, este solvente orgânico também apresenta o perigo associado a agente químico nocivo, altamente tóxico, irritante e corrosivo. Demonstrando uma toxicidade aguda para órgãos-alvo específicos, por via de contacto cutâneo, inalação ou ingestão. Desta forma, devem ser tomadas certas precauções para um manuseamento seguro, especialmente devido a muitas semelhanças com o etanol e a possibilidade de serem misturados [8].

Possui um ponto de fusão de  $-97,6\text{ }^\circ\text{C}$  e um ponto de ebulição de  $64,7\text{ }^\circ\text{C}$ . Estas características permitem que o mesmo seja mais fácil de armazenar e transportar do que o gás, pois não exige infraestruturas maiores como gasodutos, instalações de regaseificação e de liquefação [9].

Este composto químico é um intermediário na indústria química e petroquímica fazendo parte dos combustíveis e, principalmente, destaca-se como um vetor de energia alternativa ao hidrogénio, pois é um líquido que apresenta na sua constituição alto conteúdo de hidrogénio [9].

### 2.1 Mercado e Aplicações

O metanol pode ser produzido a partir do carvão, da biomassa e do gás natural, sendo este último o mais utilizado para a sua produção.

Este composto químico apresenta uma grande versatilidade e flexibilidade no que respeita às suas aplicações industriais evidenciando uma crescente utilização que lhe garante uma forte distribuição global no mercado. Em parte, uma das principais causas que proporciona este crescimento é o esgotamento dos combustíveis fósseis [10]. O MMSA (*Methanol Market Services Asia*) membro do Instituto de Metanol forneceu a mais recente avaliação do mercado de metanol. Na Figura 2.1, encontram-se ilustradas a oferta e a procura de metanol, mais especificamente dos seus produtos derivados nos últimos anos [11].

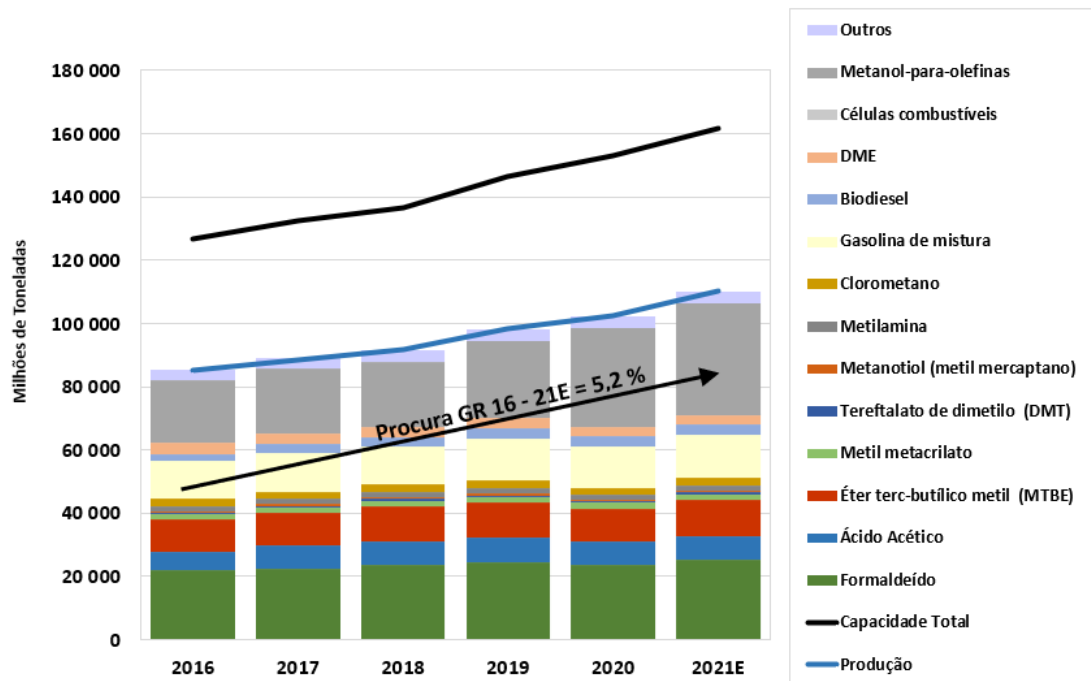


Figura 2.1 MMSA Balanço de Oferta e a Procura de Metanol (2016 - 2021E) [Adaptado [11]].

Da análise do gráfico, Figura 2.1 é possível constatar que, o metanol é fabricado em grandes quantidades e que o mercado global de metanol cresceu cerca de 5,2 % desde 2016, sendo que os resultados correspondentes ao ano 2021 são estimados. Igualmente, é importante realçar que as aplicações energéticas representam o segmento da procura de metanol com crescimento mais acentuado e que atualmente correspondem a 40 % do consumo global de metanol [11].

O metanol pode ser ponto de partida para a conversão de variados produtos de valor acrescentado, como é o caso dos combustíveis sintéticos, por exemplo o OME (éter oximetileno) ou o DME (éter dimetílico). Existe ainda a possibilidade de o metanol ser misturado diretamente com a gasolina, utilizado para produzir dimetil carbonato (DMC) e biodiesel. Outra função relevante do metanol é a possibilidade de servir como fonte de armazenamento de energia convencional para células de combustíveis. Todas estas aplicações mencionadas são mais apelativas comparativamente com os restantes combustíveis derivados de fontes fósseis devido essencialmente às suas emissões mais limpas [12].

Na indústria química, as aplicações comerciais de metanol incluem a produção de formaldeído, aromáticos, etileno, metil terció-butílico (MTBE), ácido acético, plásticos PET (politereftalato de etileno) e outros compostos químicos [12].

Assim sendo, face às suas excepcionais qualidades químicas e físicas acima referidas, o metanol é empregue em diversas indústrias, desempenhando diferentes funções. Na Figura 2.2 sinteticamente se ilustra um diagrama sobre os usos do metanol.

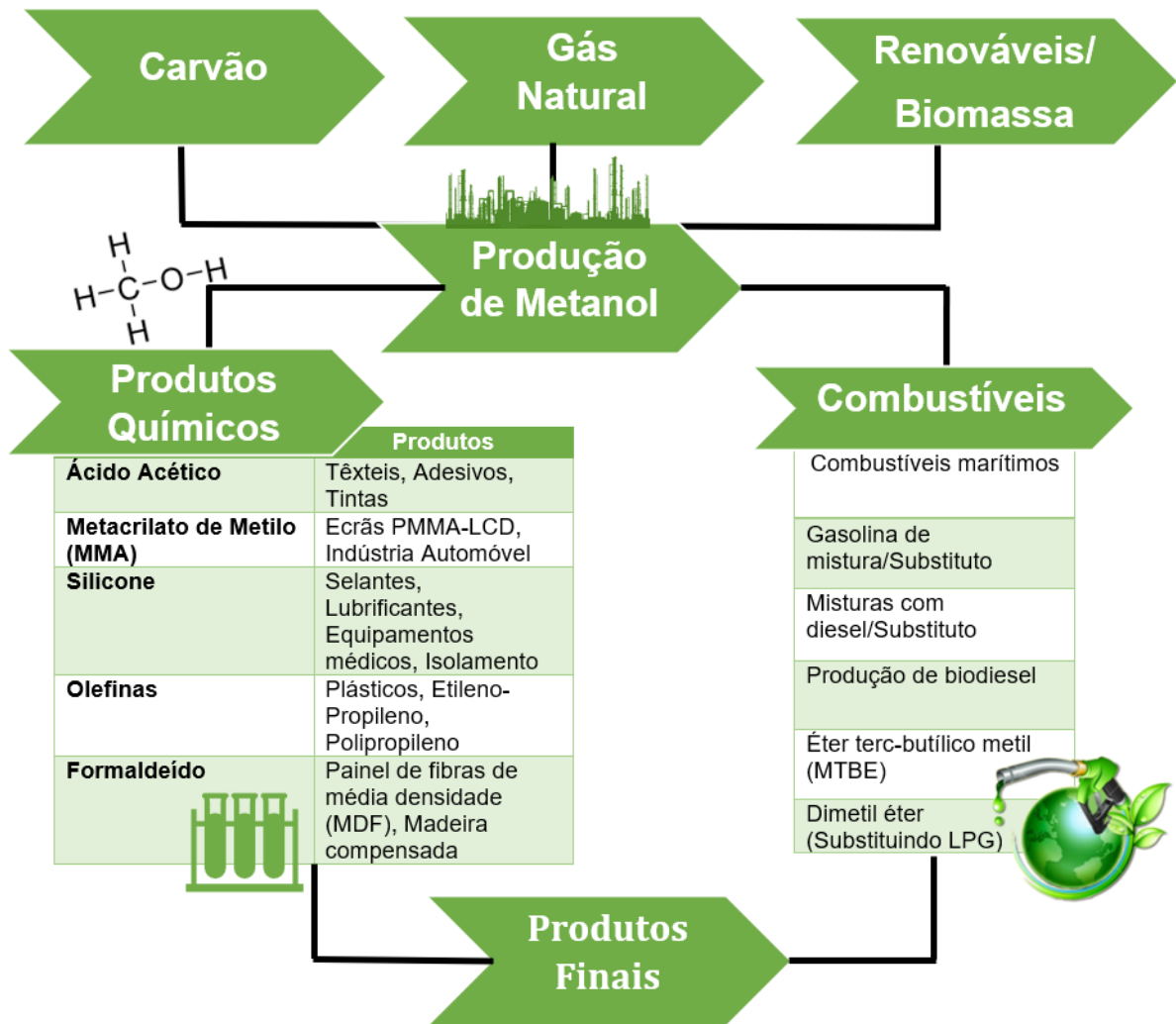


Figura 2.2 Síntese das aplicações comerciais do metanol [Adaptado de [10]].

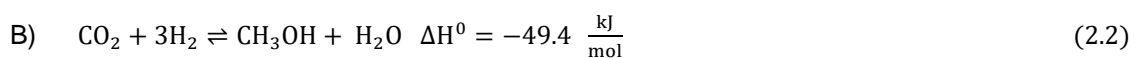
Atualmente, quase toda a produção de metanol resulta da conversão catalítica do gás de síntese, uma mistura gasosa principalmente constituída por  $\text{H}_2$  e  $\text{CO}$ , de acordo com as reações das equações (2.1) e (2.2). Geralmente, a temperatura operacional varia entre 200 - 300°C e a pressão entre 50 - 100 bar, para o efeito de conversão o catalisador aplicado é à base de cobre e óxido de zinco [13].

As reações seguintes são as reações que ocorrem durante o processo de produção de metanol [14]:

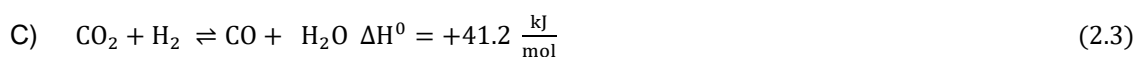
Hidrogenação de  $\text{CO}$ :



Hidrogenação de  $\text{CO}_2$ :



Reação reversa de deslocamento gás-água (RWGS):



As reações das equações (2.1) e (2.2) são exotérmicas, enquanto a reação RWGS, equação (2.3) é endotérmica [13]. Como a produção do gás de síntese resulta de fontes fósseis, tipicamente através do *reforming* do gás natural, surge a necessidade de propor alternativas que envolvam matérias-primas renováveis e que possibilitem o desenvolvimento sustentável, como é o caso de CO<sub>2</sub>. Desta forma, nas últimas décadas o principal foco dos investigadores reside no potencial da hidrogenação de CO<sub>2</sub> para produzir metanol.

## 2.2 Produção de metanol através da hidrogenação de CO<sub>2</sub>

O processo de hidrogenação de CO<sub>2</sub> é bastante semelhante à produção convencional de metanol a partir de gás de síntese. Segue as mesmas três reações de equilíbrio, mas com composições dos reagentes diferente. Devido a estas parecenças é possível usar catalisadores idênticos tanto para uma alimentação mais concentrada em CO<sub>2</sub> como para uma cuja concentração seja mais abundante em CO. No entanto, produtividades maiores atingem-se quando são aplicados catalisadores especialmente formulados para uma alimentação em que prevalece CO<sub>2</sub>. Quanto aos rendimentos obtidos em metanol no final da hidrogenação de CO<sub>2</sub>, estes ainda são inferiores aos obtidos através de gás de síntese, que se deve principalmente a limitações mais rigorosas de equilíbrio termodinâmico para a hidrogenação de CO<sub>2</sub> [16].

Outra consequência menos favorável da hidrogenação de CO<sub>2</sub> é a produção de água como subproduto indesejado, isto é, produz-se muito mais água do que durante a produção convencional de metanol a partir de gás de síntese. Desta forma, é importante que o catalisador sofra poucas alterações de atividade na presença deste subproduto. A reação de hidrogenação de CO<sub>2</sub> (2.2) é também 40 kJ/mol menos exotérmica do que a reação de hidrogenação de CO (2.1), o que faz com que aumente a necessidade de arrefecimento [17]. Para resolver os problemas mencionados, diferentes soluções e projetos têm sido desenvolvidos, que serão discutidos mais adiante.

Os catalisadores utilizados na síntese de metanol a baixas pressões são compostos por óxido de cobre (CuO) e óxido de zinco (ZnO), aplicados num suporte de óxido de alumínio (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). As razões dos componentes variam de acordo com o fabricante, mas regra geral a proporção de CuO varia entre 40 e 80 % p/p, ZnO entre 10 e 30 % p/p e a de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> desde 5 até 10 % p/p. Aditivos como o MgO podem também estar presentes. As principais empresas responsáveis pela produção destes catalisadores são a Syntex (ICI Katalco), Süd Chemie, Haldor Topsoe e Mitsubishi Gas Chemical [18].

Apesar de vários catalisadores constituídos por metais terem sido testados para a produção de metanol, o cobre apresenta o melhor desempenho como principal componente ativo com a adição de modificadores de Zn, Zr, Ce, Al, Ga e Ce. Outra característica favorável comparativamente com outros catalisadores de hidrogenação, é a sua capacidade de impedir a quebra da ligação C - O [19].

Como foi referido anteriormente, a produção de água durante a hidrogenação de CO<sub>2</sub> e RWGS inibem os catalisadores e aceleram a sua desativação. Sendo assim, os catalisadores formulados para a hidrogenação de CO<sub>2</sub> devem ter uma elevada resistência à formação de água [19].

As propriedades que são desejáveis para que um catalisador seja adequado no processo de hidrogenação de CO<sub>2</sub> incluem uma elevada seletividade e atividade, com o propósito de minimizar a formação de subprodutos e aumentar o tempo de vida útil [20].

Para aplicações industriais o tempo de vida útil dos catalisadores varia entre 3 e 6 anos, podendo chegar até aos 8 anos [22-23]. Este tempo de vida útil é limitado pela desativação do catalisador que se deve a fenómenos como o envenenamento, deposição de carbono ou sinterização. Os compostos de enxofre são os principais responsáveis pelo envenenamento dos catalisadores de cobre, bloqueando a área superficial ativa do catalisador. Por outro lado, os compostos que contém cloro aceleram o processo de sinterização. O componente ZnO de um catalisador Cu/ZnO tem a função de eliminar o enxofre, oferecendo assim uma maior resistência a este composto [24].

A Tabela 2.1, apresenta um resumo das condições de operação, composições e desempenho de alguns catalisadores comerciais para produção de metanol a partir de gás de síntese [25].

O rendimento espaço-tempo presente na tabela (STY - *Space Time Yield*) quantifica a atividade de formação de metanol, definida pela divisão entre quantidade de metanol (massa, moles ou volume) e pela massa de catalisador (ou volume) e tempo.

**Tabela 2.1** Composição e desempenho de catalisadores comerciais para produção de metanol a partir de gás de síntese [25].

Licenciador	Composição CuO/ZnO/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (%p/p)	T (°C)	p (bar)	GHSV <sup>b</sup> (x10 <sup>3</sup> h <sup>-1</sup> )	STY (kg Lcat <sup>-1</sup> h <sup>-1</sup> )	Sub- prod. <sup>c</sup> (%m/m)	Ref.
Süd Chemie	n.d.	250	80	10,5	0,6	0,04	[26]
NIRE/RITE <sup>a</sup>	x/x/x/ZrO <sub>2</sub> /Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	250	50	18	0,75 <sup>b</sup>	0,04	[27]
NIRE/RITE <sup>a</sup>	x/x/x/ZrO <sub>2</sub> /SiO <sub>2</sub>	250	30-70	10	0,4-0,8	0,05	[28]
NIRE/RITE <sup>a</sup>	45/27/5/23(ZrO <sub>2</sub> )/0,6 (SiO <sub>2</sub> )	250	50	10	0,76 <sup>b</sup>	n.d.	[29]
JM Katalco 51-8	x/x/x	240	69-97	3,3-8,3	0,06-0,24	<0,05 <sup>d</sup>	[30]
Süd Chemie (C79-05-GL)	x/x/x	260	80	8,1	0,66	n.d.	[31]
Comercial <sup>a</sup>	60/30/10	250	30	7,9 <sup>e</sup>	0,6	n.d.	[32]

<sup>a</sup>H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> de 3:1 (H<sub>2</sub> = 75%, CO<sub>2</sub> = 25%) com 22% CO<sub>2</sub> e 3% CO, H<sub>2</sub>/ (CO + CO<sub>2</sub>) = 2,4 e CO<sub>2</sub>/ (CO + CO<sub>2</sub>) = 2,4 depois do reator RWGS (H<sub>2</sub> = 70,6%, CO = 17,6%, CO<sub>2</sub> = 11,8%). <sup>b</sup>Atividade no início, decresce até 0,63 kg L<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup> passado 1000 h. <sup>c</sup>Atividade no início, decresce até 0,70 kg L<sup>-1</sup> h<sup>-1</sup> passado 1000h. <sup>e</sup>Calculado com base no volume de catalisador e caudal de entrada do reator.

O método adotado para a preparação dos catalisadores e a sua composição afetam significativamente a estrutura da área de superfície do mesmo, que por sua vez também vai refletir-se nos seus parâmetros de desempenho, como a atividade e a seletividade [33]. Os métodos de preparação que afetam os resultados são a co-precipitação, impregnação e deposição-precipitação. Sendo o método mais comum o de co-precipitação.

O processo de desenvolvimento de catalisadores mais eficazes é limitado pelas técnicas de preparação de catalisadores que são frequentemente baseadas em conhecimentos empíricos [21].

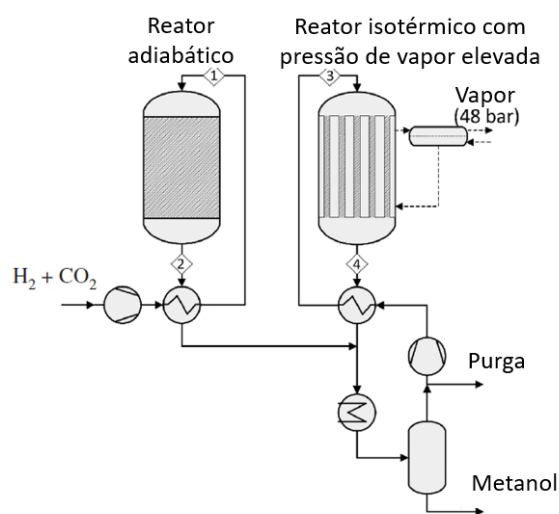
Na tabela 2.2, estão sumarizados os resultados de recentes estudos de hidrogenação de CO<sub>2</sub>, com valores de conversão de CO<sub>2</sub>, seletividade em metanol e atividades [17].

**Tabela 2.2** Resultados experimentais retirados da literatura para catalisadores à base de cobre [17].

Catalisador	Método de preparação	P (bar)	T (°C)	X <sub>CO2</sub> (%)	S <sub>MeOH</sub> (%)	STY <sub>MeOH</sub> $\frac{mmol}{g \cdot h}$	Ref.
Cu/ZrO <sub>2</sub>	Deposição - precipitação	20	240	6,3	48,8	11,2	[34]
Cu/Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /ZrO <sub>2</sub>	Deposição - precipitação	20	250	13,7	75,5	1,9	[35]
Cu/B <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /ZrO <sub>2</sub>	Deposição - precipitação	20	250	15,8	67,2	1,8	[35]
Cu/ZnO/Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /SiO <sub>2</sub>	Co-impregnação	20	270	5,6	99,5	10,9	[36]
Cu/Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub> /ZnO	Co-impregnação	20	270	6	88	11,8	[37]
Cu/ZnO/ZrO <sub>2</sub>	Combustão glicina-nitrato	30	220	12	71,1	-	[38]
Cu/ ZnO/ZrO <sub>2</sub>	Combustão ureia -nitrato	30	240	17	56,2	-	[39]
Cu/ ZnO/ZrO <sub>2</sub>	Reação estado - sólido	30	240	15,7	58	-	[40]
Cu/ ZnO/ZrO <sub>2</sub>	Co-precipitação	30	250	19,4	29,3	-	[41]
Cu/ ZnO/Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Impregnação a seco	30	270	6,01	28,2	1,4	[42]
Cu/ ZnO/Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Precipitação assistida por micro-ondas	30	270	15,9	29,7	4,2	[42]
Cu/ ZnO/ZrO <sub>2</sub>	Co-precipitação	40	240	-	-	9,2	[43]
Fibroso Cu/ ZnO/Al/ZrO <sub>2</sub>	Co-precipitação	50	250	25,8	69,4	-	[44]
Cu/ ZnO/Al/Y	Co-precipitação	80	250	26,9	47,1	16,2	[45]
Cu/ ZnO/ZrO <sub>2</sub>	Ácido cítrico complexação	80	220	21	68	5,6	[46]
Cu/ZnO/ZrO <sub>2</sub> /Ga <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Co-precipitação	80	240	17	71	6,6	[47]

### 2.3 Principais projetos de produção de metanol

A primeira instalação piloto de metanol à base de CO<sub>2</sub> foi desenvolvida por Lurgi (agora Air Liquide Engineering & Construction) em 1994. Em colaboração com Süd-Chemie (agora Clariant) as empresas desenvolveram um novo catalisador de óxido de cobre-zinco (C79-05-GL, Cu/ZnO) com vida útil económica semelhante aos catalisadores comerciais utilizados nas instalações convencionais de produção de metanol [48]. A temperatura de operação é cerca de 260 °C, ligeiramente mais alta em relação à temperatura que é utilizada com catalisadores convencionais. Com a intenção de apresentar uma solução para o facto de a taxa de conversão de equilíbrio ser menor para a síntese de metanol a partir do CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>, Lurgi sugeriu dividir o sistema reacional em duas unidades de reação, WGS “Water-Gas Shift” e produção de metanol. Na Figura 2.3, apresenta-se o esquema deste processo [49 - 50].



**Figura 2.3** Esquema simplificado do processo de duas etapas de Lurgi [Adaptado de [50]].

Em ambos os reatores, o catalisador utilizado apresentava uma composição aproximada de 67,4 %p/p CuO, 21,4 %p/p ZnO e 11,1 %p/p Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> [48]. A água e o metanol formados no reator adiabático são separados, para promover a formação de metanol no segundo reator. A conversão global de carbono em metanol é de 58-61% [50].

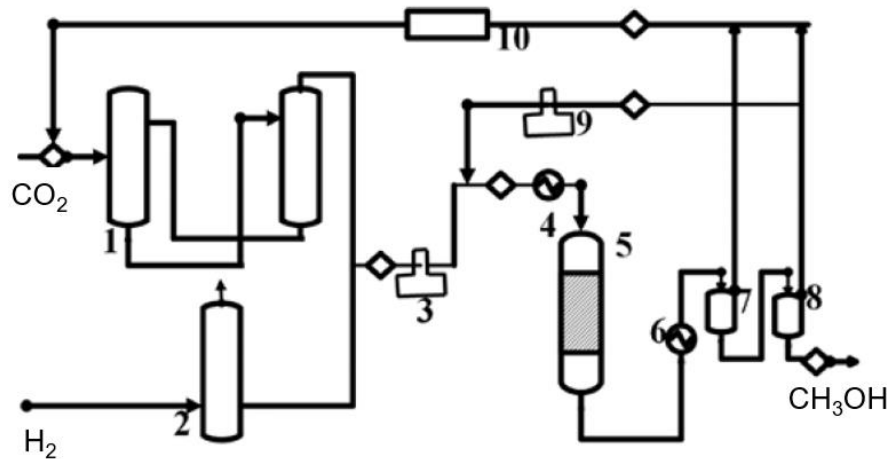
Esta nova tecnologia despertou um interesse especial dos produtores que têm acesso a CO<sub>2</sub> puro e excesso de H<sub>2</sub>, tornando o processo economicamente competitivo relativamente aos métodos convencionais. É de salientar que esta abordagem é ainda mais atrativa quando a obtenção de H<sub>2</sub> é feita através de eletrólise da água, especialmente quando a fonte de energia é renovável [48].

No entanto, os investigadores ainda reportam uma desativação significativa do catalisador, causada pela produção de água durante a etapa da hidrogenação de CO<sub>2</sub> que afeta a cristalização do ZnO e reduz a taxa de formação de metanol. Assim, o processo torna-se inviável a longo prazo [51].

Para resolver este problema, diferentes soluções e tecnologias foram propostas. Um grupo de investigadores da RITE “*Research Institute of Innovative Technology for the Earth*” e NITE “*National Institute for Resources and Environment*” desenvolveram catalisadores com atividade elevada à base de cobre que foram testados na primeira instalação piloto em 1996, cuja capacidade de produção é de 50 kg/dia de metanol a partir de uma alimentação de CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>. O H<sub>2</sub> necessário provém de gases residuais de produção de etileno de uma instalação localizada nas redondezas. O catalisador produzido revelou uma elevada seletividade para a produção de metanol com uma pureza acima de 99%, isto sem ter em consideração a formação da água [52].

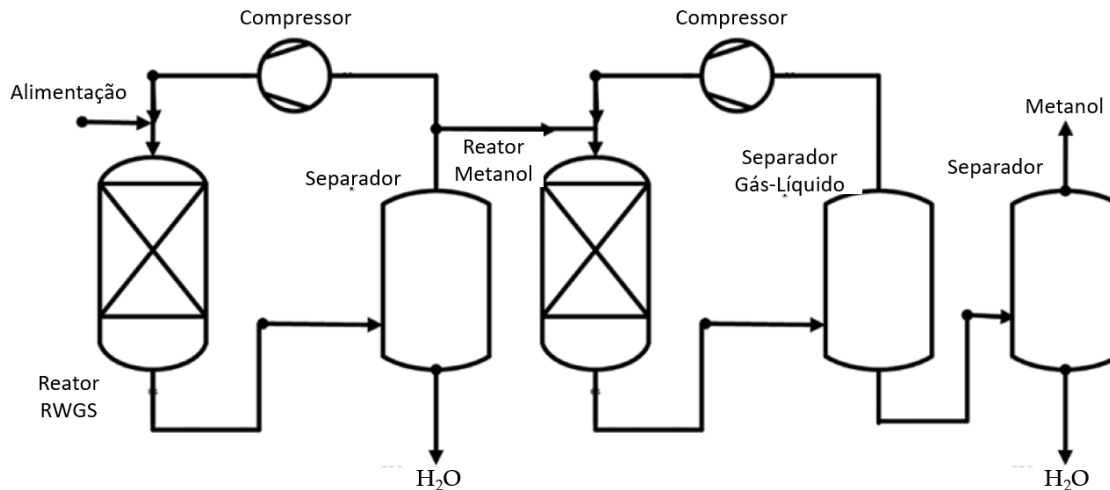
Outro projeto em escala piloto foi implementado em 2009, pela Mitsui Chemicals com uma capacidade de 100 t/ano de metanol a partir de CO<sub>2</sub> residual da presente instalação em Osaka. O catalisador utilizado no processo é o de oxidação baseado em cobre, zinco, alumínio, zircônio e silício desenvolvido pela RITE. Neste processo, Figura 2.4, o H<sub>2</sub> e o CO<sub>2</sub> passam primeiro por etapas de purificação em 1 e 2. De seguida, são misturados e comprimidos até a pressão desejada na etapa 3.

Posteriormente, a mistura é aquecida no permutador de calor 4 e entra para o sistema reacional de produção de metanol representado pelo reator 5. A mistura reacional gasosa é arrefecida no condensador 6, onde essencialmente o metanol e a água formados são liquefeitos, esta mistura segue para os separadores gás-líquido em 7 e 8. A maior parte da mistura gasosa é recirculada até ao reator 5 através do compressor de recirculação 9 [52].



**Figura 2.4** Esquema do processo de produção de metanol, Mitsui Chemicals [Adaptado de [52]].

O processo de CAMERE (hidrogenação de CO<sub>2</sub> para produzir metanol via reação reversa de deslocamento gás-água) é outra tecnologia de duas fases, desenvolvida no Instituto de Ciência e Tecnologia da Coreia KIST "*Korean Institute of Science and Technology*". Proposto em 1999, atingiu o estatuto de instalação piloto em 2003 [53-54]. Este processo requer essencialmente dois reatores, o primeiro tem como função converter CO<sub>2</sub> em CO via RWGS. Após a remoção de água do produto gasoso, o gás de síntese formado entra no segundo reator, onde ocorre a produção de metanol a partir de CO<sub>2</sub> [53]. A capacidade de produção desta instalação é de 100 kg /dia de metanol. Devido ao aumento da concentração em CO e a remoção de água antes do ciclo de síntese de metanol, o rendimento obtido é duas vezes superior ao rendimento de produção de metanol via hidrogenação direta de CO<sub>2</sub> sem reação RGW [54]. A Figura 2.3 ilustra um esquema do processo CAMERE.



**Figura 2.5** Esquema do processo de produção de metanol, CAMERE [55].

A principal limitação deste processo tal como dos outros mencionados anteriormente é a disponibilidade de hidrogénio barato e produzido com recurso a energia eléctrica renovável.

O maior produtor atual de metanol a partir da hidrogenação catalítica de  $CO_2$  é a empresa CRI (Carbon Recycling International) com uma capacidade de produção igual a 1300 t/ano de metanol em 2012 que, entretanto, expandiu a sua capacidade até 4000 t/ano em 2014 [56]. Com localização em Svartsengi, Islândia. Toda a energia necessária para o funcionamento da unidade industrial é gerada a partir de fontes de energia renováveis produzidas internamente, como é o caso da energia geotérmica e a energia hidroelétrica. Outro aspeto a favor da sua localização é a oportunidade de reciclar 5600 t/ano de  $CO_2$  emitido para a atmosfera, pela central geotérmica localizada nas redondezas.

A instalação utiliza a tecnologia proposta por Lurgi com algumas modificações. O catalisador aplicado é à base de  $Cu/ZnO$  [57]. Para a produção de hidrogénio é utilizado um eletrolisador alcalino com uma capacidade de  $1220 N m^3 h^{-1}$  ( $6 MW_{el}$ ). Algumas das vantagens particulares da instalação CRI refletem-se na presença de um reator com condições reacionais mais brandas que resultam num menor perfil de calor do que as reações convencionais para a síntese de metanol. Por outro lado, a projeção eficiente das colunas de destilação permite que a instalação consuma menos energia e o metanol produzido apresente custos comparáveis com os de processos convencionais, mesmo que a concentração em água seja superior [59]. De acordo com a Diretiva das Energias Renováveis (UE) o metanol produzido na instalação comercial de CRI permite reduzir em 90% as suas emissões de  $CO_2$  em comparação com os combustíveis fósseis.

A patente mais recente da CRI é de 2012, nesta patente é indicado que a mistura atinge o equilíbrio a 20-25 % de conversão e que a pressão de operação é a volta dos 50 bar e a temperatura do reator cerca de  $225\text{ }^\circ C$  [60].

No entanto, os dados técnicos exatos deste processo ainda não foram relevados. O esquema simplificado do processo está disponível na Figura 2.6 [58].

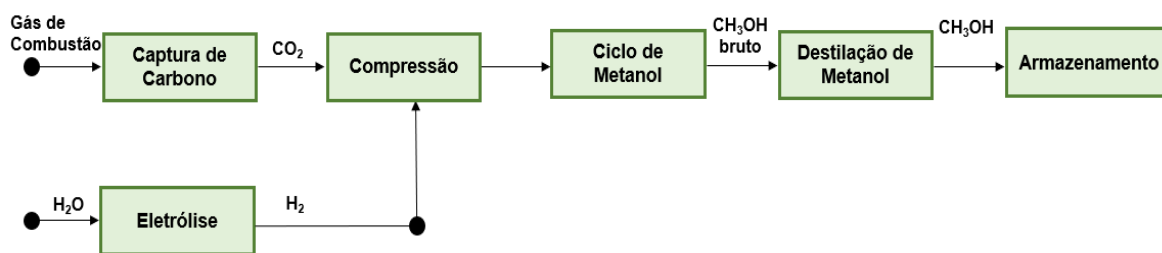


Figura 2.6 Diagrama de blocos do processo CRI [Adaptado [58]].

O projeto MefCO<sub>2</sub> (methanol fuel from CO<sub>2</sub>) do programa Horizonte 2020 financiado pela Comissão Europeia conta com um apoio orçamental de 11 milhões de euros e também 9 parceiros com diferentes especializações. Um dos parceiros envolvidos é a CRI que pretende com este projeto demonstrar a viabilidade técnico-económica de CCU. A fonte de CO<sub>2</sub> é a central termoelétrica a carvão de RWE localizada em Niederaussem, Alemanha. A instalação piloto está projetada para produzir 1,0 t/dia metanol, esta inclui uma unidade de captura de 1,5 t/dia de CO<sub>2</sub>, um eletrolisador PEM (600 kWel) e um catalisador novo patenteado [61 - 62]. A MefCO<sub>2</sub> desenvolveu e testou quatro catalisadores diferentes Zn<sub>3</sub>O<sub>3</sub>/Cu, Cr<sub>3</sub>O<sub>3</sub>/Cu, Fe<sub>3</sub>O<sub>3</sub>/Cu e Mg<sub>3</sub>O<sub>3</sub>/Cu para a síntese de metanol a partir de CO<sub>2</sub> [63].

O desempenho dos catalisadores foi avaliado com base na conversão de carbono e seletividade para o metanol. A combinação de zinco e cobre demonstrou melhores resultados para a estabilidade, atividade e seletividade. O esquema geral do funcionamento do projeto-piloto está disponível na Figura 2.7.

Após 4 anos e meio, o projeto MefCO<sub>2</sub> finalizou com sucesso em junho de 2019 e a sua instalação piloto é atualmente uma das maiores instalações de produção de metanol a partir de gases de combustão CO<sub>2</sub> da União Europeia [64].

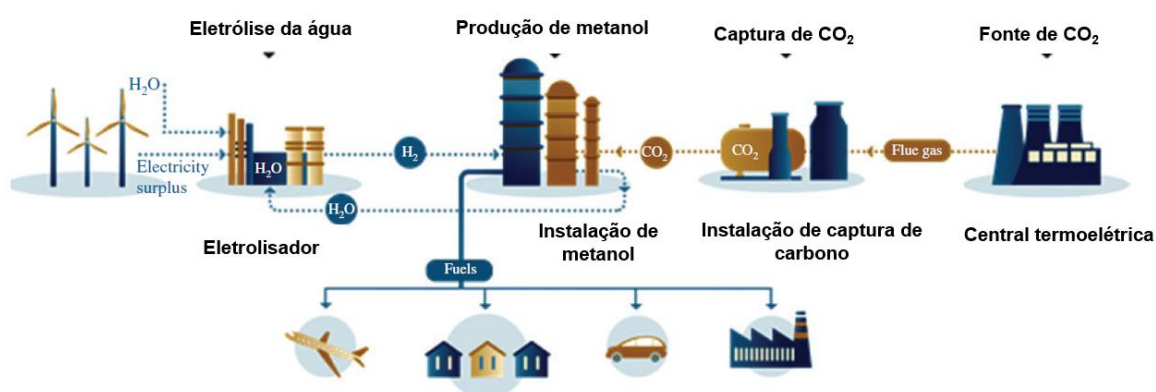


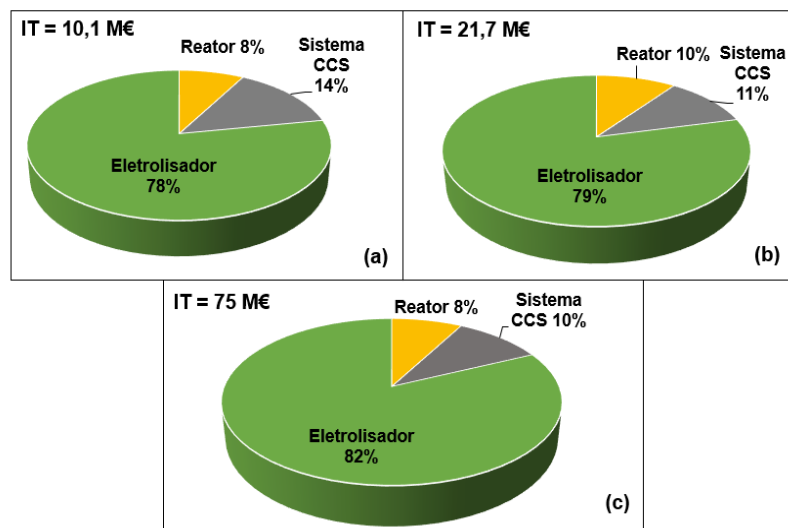
Figura 2.7 Funcionamento da MefCO<sub>2</sub> [Adaptado [64]].

## 2.4 Conclusões dos principais estudos económicos - revisão bibliográfica

De acordo com a revisão bibliográfica efetuada, o modelo de desenvolvimento económico para a produção de metanol foi proposto em diversas publicações científicas, que se encontram descritas seguidamente.

Kiss *et al.* em 2016 apresentou um processo inovador de produção de metanol a partir de  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2$  húmido (saturado com água) que é um subproduto de cloro-álcali produzido pelo processo de eletrólise. Neste processo, a água é removida do hidrogénio húmido ao mesmo tempo em que se remove  $\text{CO}_x$  da mistura metanol-água por meio de uma unidade de stripping, esta permite reciclar na totalidade o  $\text{CO}_2$ , evitando assim a presença do mesmo no produto. A vantagem deste processo consiste no consumo mínimo de utilidades e matérias-primas [65].

Em 2017 Bellotti *et al.* realizou uma análise termoeconómica para três capacidades de produção de metanol (4000, 10000 e 50000 t/ano) no âmbito do projeto MefCO<sub>2</sub> H2020 EU baseado nos custos reais do mercado alemão. As principais conclusões retiradas deste estudo revelaram que para o projeto ser economicamente viável, a venda de oxigénio formado no eletrolisador é essencial, pois o custo do investimento é bastante elevado, principalmente devido ao eletrolisador PEM (Polymer electrolyte membrane) que corresponde a cerca de 80 % dos custos. Os resultados presentes na Figura 2.8 relatam a distribuição do investimento total entre os diferentes equipamentos da instalação [66].



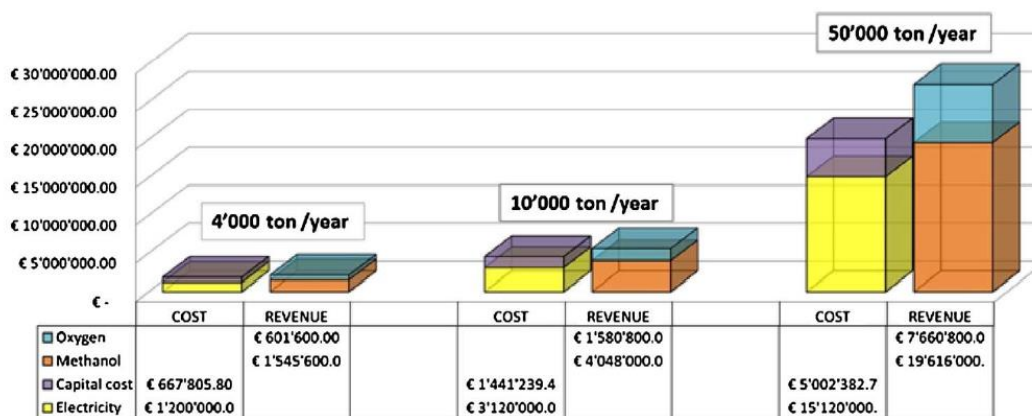
**Figura 2.8** Distribuição de custos de capital para instalações de capacidade 4000(a) 10 000 (b) e 50 000(c) t/ano  $\text{CH}_3\text{OH}$  [Adaptado [66]].

Contudo, ainda neste estudo, prevê-se que haja uma redução do custo de capital do eletrolisador no futuro, uma vez que existem incentivos à conversão de  $\text{CO}_2$  e produção de  $\text{H}_2$ . Em relação

ao seu preço atual no mercado a instalação só passaria a ser viável se o preço de venda do metanol aumentar para mais de 600 €/t [66].

Para instalações de capacidade 50 000 t/ano de CH<sub>3</sub>OH apesar de o investimento ser mais elevado, o tempo necessário para a recuperação do mesmo é menor. As instalações com capacidades de produção menores demonstraram que não são economicamente viáveis mesmo com a venda de O<sub>2</sub> para um preço do mercado de metanol igual a 500 €/ t. Outro aspeto a destacar para as instalações de maiores dimensões, é a quantidade considerável de CO<sub>2</sub> cerca de 71 600 t/ano capturado pelas instalações que é depois utilizado para a produção de metanol. Possibilitado desta forma reduzir os custos operacionais das instalações em termos da taxação de emissões de CO<sub>2</sub> [66].

Na Figura 2.9, encontram-se os custos totais e as receitas para diferentes capacidades da instalação. Tendo em conta, o preço médio de metanol no mercado europeu em 2014 e 2015, igual a 400 €/t. As receitas são geradas pela venda de metanol e oxigénio, enquanto os custos devem-se aos custos anuais fixos como a amortização das instalações e aos custos variáveis associados à energia elétrica necessária para o funcionamento da instalação [66].



**Figura 2.9** Distribuição de custos totais e receitas para instalações de capacidade 4000(a) 10 000 (b) e 50 000(c) t/ano de CH<sub>3</sub>OH [66].

Resumindo, os resultados obtidos deste estudo sugerem a importância da venda de O<sub>2</sub> e do investimento em instalações de maiores dimensões.

Outras análises tecno-económicas de síntese de metanol para promover a tecnologia CCU foram realizadas por autores como Tremel et al. e Pérez-Fortes *et al.* Os conceitos de conversão de CO<sub>2</sub> e hidrogénio formado a partir de fontes de energia renováveis integrados na gaseificação de biomassa foram estudados por Specht *et al.* para a eletrólise alcalina e por Lebak *et al.* para SOEC (Solid Oxide Electrolysis Cell). Mignard *et al.* relatou que altas eficiências de 52–58 % devem-se a elevada eficiência dos eletrolisadores de 72 % e a operação em cargas parciais [67].

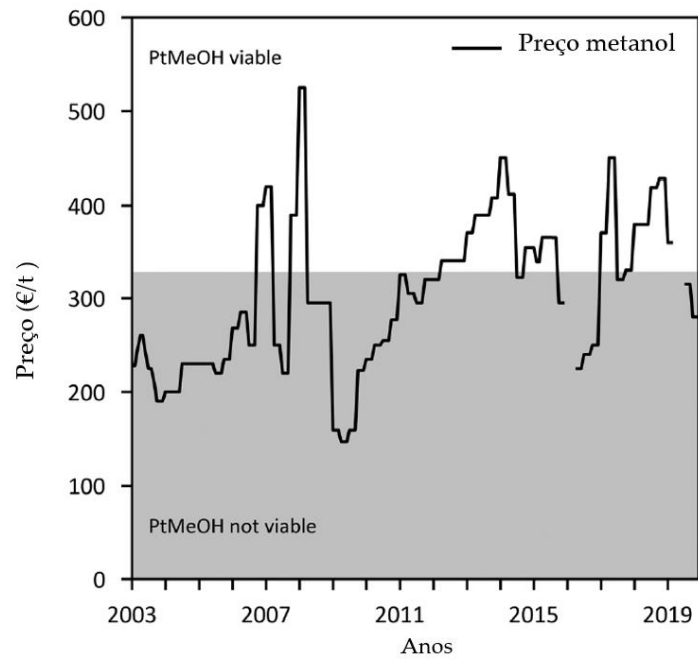
Os principais pressupostos tomados e custos de produção determinados por alguns dos estudos mencionados encontram-se apresentados na Tabela 2.3.

**Tabela 2.3** Comparação de pressupostos económicos e preços de produção de metanol [67].

Descrição	Capacidade (t <sub>MeOH</sub> d <sup>-1</sup> )	CAPEX <sup>a</sup> (10 <sup>3</sup> € /t <sub>MeOH</sub> d)	Fator de Capacidade	Preço da eletricidade (€/MWh)	Preço de CO <sub>2</sub> (€/t)	Preço de Metanol (€/t)	Ref.
LTEL+BM	900	210-290 <sup>a1</sup>	91	40	15	252-316	68
LTEL+CO <sub>2</sub>	900	380 <sup>a2</sup>	91	40	15	555	68
SOEC+BM	1053	325 <sup>a1</sup>	91	61	– <sup>b</sup>	325-375	69
LTEL+CO <sub>2</sub> (gás de combustão)	2400	393 <sup>a2</sup>	88	n.d.	35	294	70
LTEL+CO <sub>2</sub> (gás de combustão)	178	410 <sup>a2</sup>	91	25	– <sup>b</sup>	515	71
Instalação CCU	1300	181 <sup>a3</sup>	91	95.1	0	724	72
SOEC (20 MW) + CO <sub>2</sub>	50 <sup>c</sup>	2350 <sup>a2</sup>	91	20-50	3-10	700 <sup>d</sup> -5460	73
PEM (24 MW) + CO <sub>2</sub>	50 <sup>c</sup>	390 <sup>a2</sup>	92	20-50	3-10	404 <sup>d</sup> -890	73
LTEL+CO <sub>2</sub>	140	330 <sup>a2</sup>	68	93	50	980	74
LTEL+CO <sub>2</sub>	1485	n.d.	92	10-50	n.d.	400-820	75
LTEL+CO <sub>2</sub>	1486	n.d.	46	10-50	n.d.	700-1100	75
LTEL (140 MW) + CO <sub>2</sub>	n.d.	n.d.	85	50	– <sup>b</sup>	913	76

LTEL, low temperature electrolysis, BM Biomass gasification. <sup>a</sup>Baseado no custo total de investimento e capacidade. <sup>(a1)</sup> Incluindo a separação de CO<sub>2</sub>; <sup>(a2)</sup> CO<sub>2</sub> fornecido; <sup>(a3)</sup> CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub> fornecidos. <sup>b</sup>Fornecimento de CO<sub>2</sub> incluído em CAPEX e OPEX. <sup>c</sup>Estimado com base na eficiência fornecida. <sup>d</sup>Inclui uma redução de custo de 50 % do eletrolisador (2940 €/kW SOEC, 300 €/kW PEM).

Um importante pressuposto relativo ao preço de produção de metanol é a capacidade escolhida. Com base num fator de capacidade de mais de 85% (>7450 h por ano) na maioria dos casos, um preço específico na faixa entre 300 e 900 € por tMeOH é determinado e é principalmente afetado pelo preço da eletricidade. O preço de mercado do metanol oscilava bastante no passado, variando entre 150 €/t e 525 €/t, como se observa na Figura 2.8, com preços de cerca de 260 €/t no início de 2020 [67].



**Figura 2.10** Oscilação do preço de metanol ao longo dos anos [67].

### 3 Estudo Técnico - Económico

Esta secção introduz a parte experimental, os pressupostos tomados, assim como a interpretação do processo simulado, análise de resultados e os cálculos efetuados para o modelo cinético selecionado. Com este estudo pretende-se avaliar viabilidade económica e técnica de produção de metanol como parte integrante de uma biorrefinaria.

#### 3.1 O caso de estudo - Bio Green Woods

A BGW, SA, é uma empresa portuguesa fundada em 2005 cuja atividade económica incidia na exportação de bens e serviços, sobretudo produtos alimentares, de higiene e limpeza. Contudo, na última década, os responsáveis da empresa identificaram uma oportunidade de mercado com elevado potencial, assente na construção de biorrefinarias avançadas na proximidade da matéria-prima.

A transição na estratégia empresarial passou por uma forte aposta em atividades de I&D, as quais culminaram recentemente na edificação de uma unidade de demonstração à escala industrial de valorização da biomassa, por pirólise lenta. Esta unidade apresenta um conceito inovador, de integração de correntes de energia e de matéria, a qual permite quer a validação conceptual da tecnologia desenvolvida internamente, quer a continuidade de atividades de investigação e desenvolvimento (I&D). A contínua aposta em I&D por parte da BGW, SA, e em recursos humanos altamente qualificados, constitui uma realidade pouco comum no panorama nacional, o que se tem traduzido na participação em diversos projetos nacionais, parcerias internacionais e pedidos de registo de patentes.

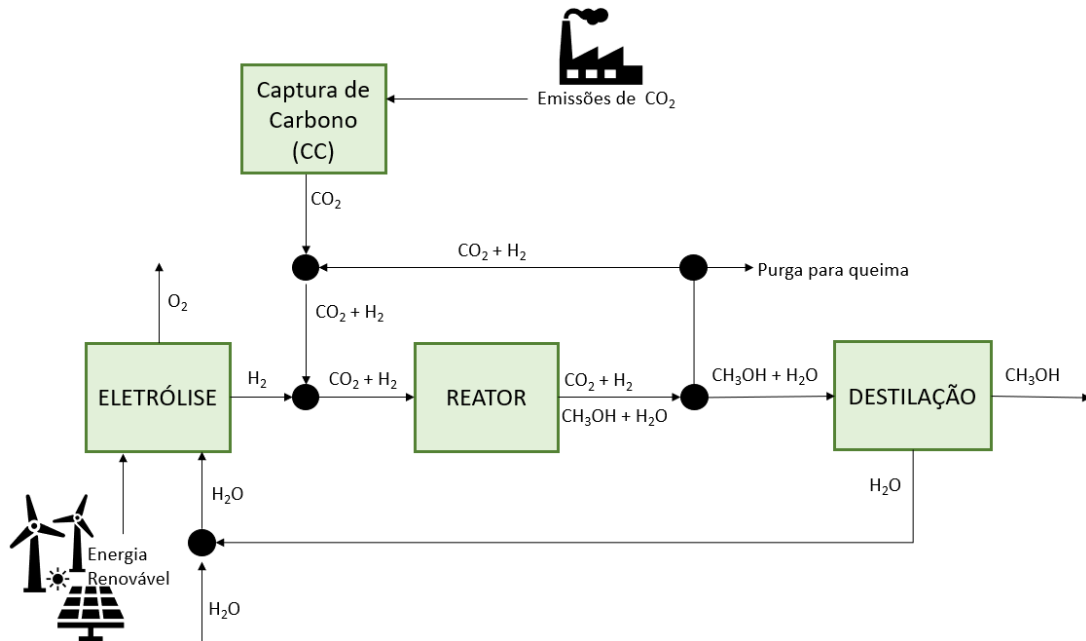
Sinteticamente, a BGW possui, à presente data, duas unidades produtivas, sendo que a sua unidade de desenvolvimento tecnológico possui uma capacidade de processamento de 1 t/batch e a sua unidade industrial tem uma capacidade de processamento de 40000 t/ano. O início de atividade desta unidade está previsto que ocorra no início de 2022, onde a BGW se propõe a lançar no mercado produtos 100 % sustentáveis, desde carvão vegetal, biochar, carvão ativado e óleos essenciais até produtos químicos de elevado grau de pureza como metanol, ácido acético e furfural.

#### 3.2 Possíveis cenários para o metanol produzido na BGW

Para a produção de metanol verde são necessárias duas matérias-primas. Considerou-se que o CO<sub>2</sub> utilizado como matéria-prima provinha de um sistema de captura e purificação VPSA da Sysadvance orçamentado pela BGW. Neste estudo, serão analisadas duas possibilidades de capacidade de produção de metanol, nomeadamente para uma composição em CO<sub>2</sub> cerca de 12000 t/ano e de aproximadamente 30000 t/ano.

O H<sub>2</sub> é a outra matéria-prima utilizada para produzir metanol. Dado que as instalações da BGW não possuem acesso à rede de energias renováveis, existem dois possíveis cenários para a sua obtenção, via investimento numa unidade de eletrólise da água ou comprar diretamente aos fornecedores. É necessário comparar os prós e contras destas duas alternativas antes de tomar a decisão. O esquema apresentado na Figura 3.1 ilustra, de uma forma bastante simplificada, o processo de produção aqui sugerido.

Com o objetivo de realizar o balanço mássico e energético ao processo, realizou-se a simulação do processo de produção de metanol e de produção de hidrogénio no simulador de processos *Aspen Plus® V9*. A simulação detalhada pretende assegurar a viabilidade técnica do processo considerado. A razão estequiométrica da mistura de  $H_2:CO_2$  utilizada é de 3:1 produzindo 8,10 kt/ano e 20,80 kt/ano de metanol. A instalação de metanol de capacidade 20,80 kt/ano sem a unidade de captura de  $CO_2$  é considerada como cenário base para esta dissertação.



**Figura 3.1** Diagrama de blocos da produção de metanol.

### 3.3 Simulação da unidade de produção de metanol e modelo cinético

O esquema do processo selecionado é da Judit Nyári [77], que confirmou em 2018 a viabilidade técnica do processo de síntese de metanol a partir de  $CO_2$  e  $H_2$  para as mesmas condições de operação, equipamentos e catalisador relativos à produção convencional de metanol. Este esquema está disponível na Figura 3.2.

De uma maneira simplificada, o  $CO_2$  entra no sistema e é misturado com o  $H_2$  e o gás de reciclo. De seguida, a mistura entra no reator cuja conversão é de 25 %. Ocorre o reciclo da corrente de gases que não reagiram, sendo que os restantes compostos no estado líquido seguem para a destilação e a última etapa compreende a separação e purificação do metanol. O processo encontra-se descrito na Tabela 3.1.

**Tabela 3.1** Resumo das quatro secções do processo simulado, Figura 3.2.

1ª Secção	<p>O processo tem três correntes de entrada. A corrente de entrada de CO<sub>2</sub> a 20 °C e 2 bar proveniente da unidade de CC é comprimida até 50 bar por uma série de compressores (COMPR1-4). A corrente tem que ser arrefecida durante estas quatro etapas sequenciais de compressão, para se obter no final a temperatura de 120 °C. Para tal, são usados três permutadores de calor (HX1-3), com água de refrigeração, que arrefecem até aos 38 °C. De seguida, a corrente CO<sub>2</sub> é misturada com o H<sub>2</sub> e o gás reciclado no misturador.</p>
2ª Secção	<p>A corrente de CO<sub>2</sub> a 50 bar e 120 °C junta-se ao hidrogénio proveniente do eletrolisador alcalino a 50°C e 50 bar. Os gases são misturados com o gás de reciclo no misturador (MIXER1). A corrente resultante é aquecida até 250 °C no permutador de calor (HX4) para que o reator isotérmico (REACTOR) opere nas condições de 250 °C e 50 bar.</p> <p>A mistura gasosa que sai do reator é arrefecida até 30 °C (HX5) para ser depois sujeita a uma separação flash, no separador (SEP1). Obteve-se uma corrente de gases que não reagiram, saturada em CO<sub>2</sub>, e uma corrente líquida, rica em CH<sub>3</sub>OH e H<sub>2</sub>O.</p>
3ª Secção	<p>O produto gasoso resultante da primeira separação flash (SEP1) contém na sua composição certos subprodutos e gases inertes pelo que antes desta corrente ser sujeita a uma recirculação até ao reator considerou-se uma purga 0,5 % (SPLITTER), para que estes compostos não acumulem no sistema.</p> <p>A corrente líquida "RAWMEOH" é expandida até 1 bar durante a segunda separação flash (SEP2) para posteriormente ocorrer a remoção de gases que não reagiram, especialmente o CO<sub>2</sub> e subprodutos remanescentes com o objetivo de simplificar o processo de destilação.</p> <p>A corrente líquida que sai na base do separador (SEP2) segue para a primeira coluna do sistema de destilação (DISTL), sendo previamente aquecida (HX6) até 87 °C. A função desta coluna passa por separar o CH<sub>3</sub>OH de H<sub>2</sub>O. Assim, o metanol que sai no topo da coluna segue para a segunda coluna de destilação (RECT), enquanto a água sai na base da coluna "BOTTOM". Como a corrente que sai na base da coluna (RECT) ainda contém uma quantidade significativa de metanol misturado com água, esta é recirculada à coluna de destilação (DISTL). Já o metanol condensado sai no topo da coluna (RECT) a 60 °C e a 1 bar, é arrefecido até 30 °C pelo permutador (HX7) para posterior armazenamento.</p>
4ª Secção	<p>Os gases que não reagiram e uma certa quantidade de metanol sofrem combustão (BOILER) juntamente com a corrente purgada e a corrente de vapor do separador flash (SEP2) formando o vapor que depois de arrefecido (HX8) até 120 °C pode ser usado no processo ou vendido.</p>

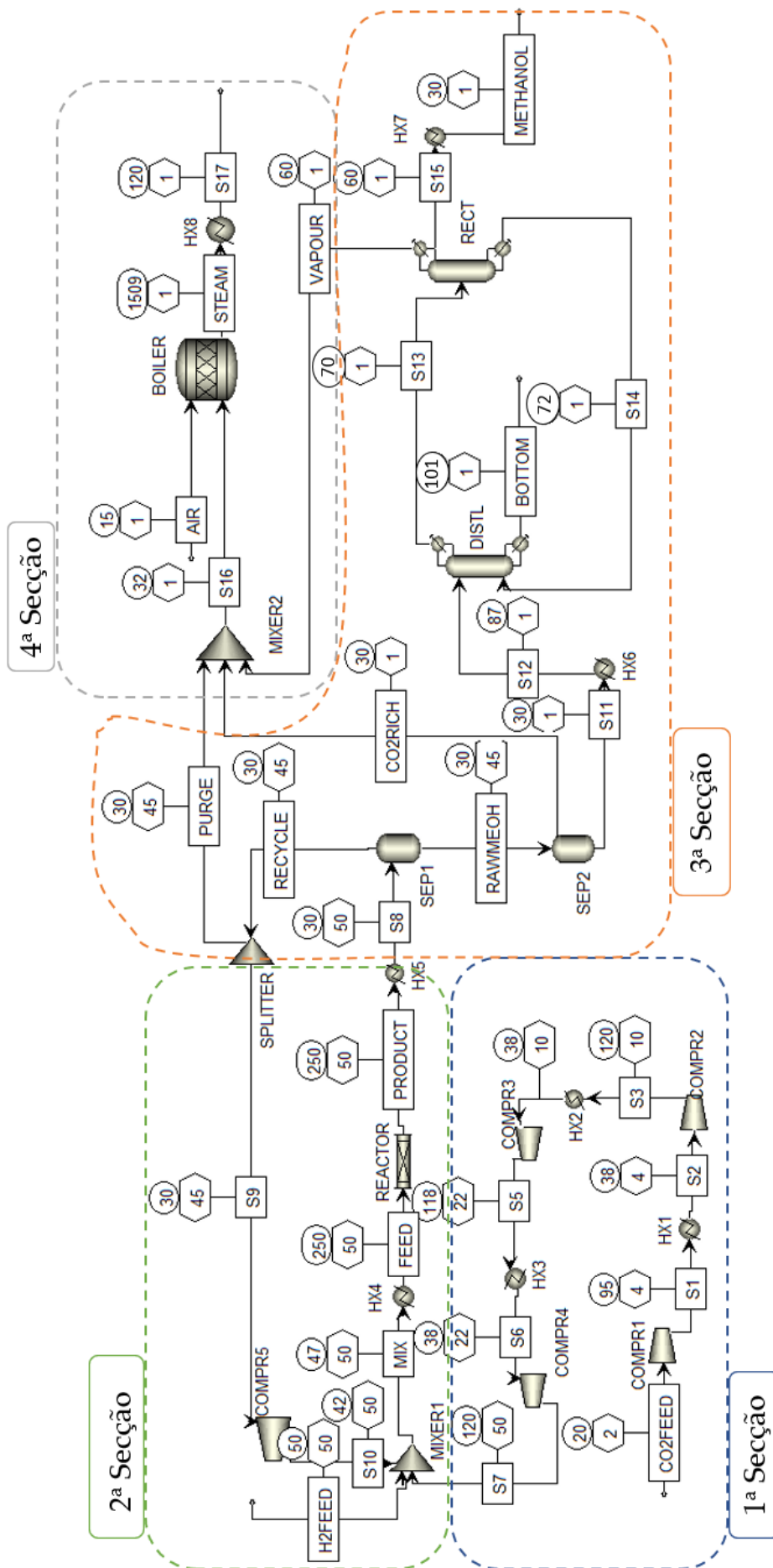


Figura 3.2 Representação do fluxograma correspondente a produção de metanol, realizado no simulador Aspen Plus [Adaptado [77]].

O modelo de propriedades empregue para a simulação do processo em Aspen Plus corresponde à equação de estado de “Soave-Redlich-Kwong”, no sentido de se obterem resultados com um substancial grau de precisão, esta equação é a mais apropriada para os componentes presentes (H<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O e CH<sub>3</sub>OH) e as condições de operação (pressão até 50 bar e temperatura máxima de 250 °C). Outro modelo termodinâmico NRTL “Non-Random-Two-Liquid” foi escolhido para modelar a parte da destilação que opera a pressões reduzidas [65].

Para esta simulação as constantes de equilíbrio escolhidas são de Lim *et al.* [78], o modelo cinético de Graaf *et al.* [79], e dados cinéticos experimentais de An *et al.* [80] todos estes valores foram interpretados e implementados por Kiss *et al.* [65] em *Aspen Plus*. No modelo considerou-se como fonte de carbono o CO<sub>2</sub> e o CO para a produção de metanol.

O modelo que melhor se ajusta segundo o Graaf *et al.* para a produção de metanol no reator segue para cada uma das três principais reações de equilíbrio (A, B e C), acima referidas etapas de controle cinético. As correspondentes equações que descrevem a cinética de reação para o modelo selecionado são:

$$r_A = r_{\text{CH}_3\text{OH,CO}} = k_A \frac{K_{\text{CO}}[f_{\text{CO}}f_{\text{H}_2}^{3/2} - f_{\text{CH}_3\text{OH}}/(K_A\sqrt{f_{\text{H}_2}})]}{(1 + K_{\text{CO}}f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2}f_{\text{CO}_2})[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + (K_{\text{H}_2\text{O}}/\sqrt{K_H})f_{\text{H}_2\text{O}}]} \quad (3.1)$$

$$r_B = r_{\text{CH}_3\text{OH,CO}_2} = k_B \frac{K_{\text{CO}_2}[f_{\text{CO}}f_{\text{H}_2}^{3/2} - f_{\text{H}_2\text{O}}f_{\text{CH}_3\text{OH}}/(f_{\text{H}_2}^{3/2}K_B)]}{(1 + K_{\text{CO}}f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2}f_{\text{CO}_2})[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + (K_{\text{H}_2\text{O}}/\sqrt{K_H})f_{\text{H}_2\text{O}}]} \quad (3.2)$$

$$r_C = r_{\text{CO}} = r_{\text{H}_2\text{O}} = k_C \frac{K_{\text{CO}_2}[f_{\text{CO}_2}f_{\text{H}_2} - f_{\text{H}_2\text{O}}f_{\text{CO}}/K_C]}{(1 + K_{\text{CO}}f_{\text{CO}} + K_{\text{CO}_2}f_{\text{CO}_2})[\sqrt{f_{\text{H}_2}} + (K_{\text{H}_2\text{O}}/\sqrt{K_H})f_{\text{H}_2\text{O}}]} \quad (3.3)$$

Onde,

$k_A$ ;  $k_B$ ;  $k_C$  – Constantes de equilíbrio

$f_{\text{CO}}$ ;  $f_{\text{H}_2}$ ;  $f_{\text{CH}_3\text{OH}}$ ;  $f_{\text{CO}_2}$ ;  $f_{\text{H}_2\text{O}}$  – Fator cinético

$K_{\text{CO}}$ ;  $K_{\text{CO}_2}$ ;  $K_{\text{H}_2\text{O}}$  – Constantes de adsorção

$K_H$  – Constante de adsorção de Langmuir

De seguida, é feito um resumo da abordagem realizada pelo autor Kiss *et al.* e como devem ser introduzidos os dados no programa *Aspen Plus*.

É de salientar que a função do modelo cinético é aproximar e simular o funcionamento do catalisador dentro do reator. O modelo cinético disponível é o de LHHW “Langmuir-Hinshelwood-Hougen-Watson”. A seguinte expressão generalizada deve ser introduzida no programa para o modelo LHHW.

$$r = \frac{(\text{fator cinético})(\text{expressão da força motriz})}{(\text{termo de adsorção})} \quad (3.4)$$

Assim, as equações cinéticas para cada reação (A - C) que ocorrem no reator são inseridas no programa tendo por base o fator cinético, a expressão da força motriz e o termo de adsorção separadamente. Considerou-se para a cinética de reação que o peso do catalisador é igual para todas as reações e a fase de reação selecionada é a fase gasosa.

O fator cinético, quando  $T_0$  não é especificado, pode ser calculado pela expressão de fator pré-exponencial e um termo da equação de Arrhenius.

$$\text{fator cinético} = kT^n e^{-E_a/RT} \quad (3.5)$$

Todos os dados necessários para calcular o fator cinético encontram-se na Tabela 3.2.

**Tabela 3.2** Fatores cinéticos para as reações A, B, C [65].

Reação	k	n	$E_a$ [J/kmol]
A	$4,0638 \times 10^{-6}$ [kmol/kg <sub>cat</sub> s Pa]	0	$1,1695 \times 10^7$
B	$1,5188 \times 10^{-33}$ [kmol/kg <sub>cat</sub> s Pa]	0	$2,6601 \times 10^8$
C	$9,0421 \times 10^8$ [kmol/kg <sub>cat</sub> s Pa <sup>1/2</sup> ]	0	$1,1286 \times 10^8$

A expressão da força motriz é o numerador da correspondente equação cinética de reação. Desta forma, podem ser escritas da seguinte maneira:

$$\text{Reação A: } K_{CO} f_{CO} f_{H_2}^{3/2} - \frac{K_{CO}}{K_A} f_{CH_3OH} f_{H_2}^{-1/2} [\text{Pa}^{3/2}] \quad (3.6)$$

$$\text{Reação B: } K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2}^{3/2} - \frac{K_{CO_2}}{K_B} f_{H_2O} f_{CH_3OH} f_{H_2}^{-3/2} [\text{Pa}^{3/2}] \quad (3.7)$$

$$\text{Reação C: } K_{CO_2} f_{CO_2} f_{H_2} - \frac{K_{CO_2}}{K_C} f_{H_2O} f_{CO} [\text{Pa}] \quad (3.8)$$

De modo a introduzir os valores da força motriz no programa, primeiro a concentração (f) expoente de cada componente deve ser introduzida, seguida pelos coeficientes para as constantes da força motriz (K) (Tabela 3.3.). O primeiro termo da força motriz descreve a quebra de ligações químicas nos reagentes, enquanto o segundo termo representa a formação dos produtos.

No programa Aspen Plus, as constantes K encontram-se na forma logarítmica, (eq. 3.9). O software também disponibiliza os coeficientes C e D, que neste caso consideram-se iguais a zero.

$$\ln(K) = A + \frac{B}{T} \quad (3.9)$$

**Tabela 3.3** Constantes para a expressão da força motriz [65].

Reação	Termo 1		Termo 2	
	A	B	A	B
A	-23.20	14225	28.895	2385
B	-22.48	9777	23.974	3222
C	-22.48	9777	-28.12	15062

O termo de adsorção é o denominador das equações cinéticas de reação, portanto é o mesmo para as três reações, (eq. 3.10).

$$\sqrt{f_{H_2} + \frac{K_{H_2O}}{\sqrt{K_H}} f_{H_2O} + K_{CO} f_{CO} \sqrt{f_{H_2}} + \frac{K_{CO} K_{H_2O}}{\sqrt{K_H}} f_{CO} f_{H_2O} + K_{CO_2} f_{CO_2} \sqrt{f_{H_2}} + \frac{K_{CO_2} K_{H_2O}}{\sqrt{K_H}} f_{CO_2} f_{H_2O}} \quad (3.10)$$

Introduziu-se este termo no programa num formato de duas tabelas. Na primeira tabela (Tabela 3.4) a concentração (f) expoente é inserida.

**Tabela 3.4** Expoente para o termo de adsorção [65].

Componente	1 termo	2 termo	3 termo	4 termo	5 termo	6 termo
H <sub>2</sub>	½	0	½	0	½	0
H <sub>2</sub> O	0	1	0	1	0	1
CO	0	0	1	1	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	1	1

Posteriormente, foram introduzidos no programa os coeficientes das constantes de adsorção (Tabela 3.5), o valor de K é novamente expresso na forma logarítmica, (eq. 3.9).

**Tabela 3.5** Constantes do termo de adsorção [65].

Termo	1	2	3	4	5	6
Coeficiente A	0	-26,1568	-23,2006	-49,3574	-22,4827	-48,6395
Coeficiente B	0	13842	14225	28067	9777	23619
Coeficiente C	0	0	0	0	0	0
Coeficiente D	0	0	0	0	0	0

### 3.3.1 Condições operacionais para a simulação do reator

O simulador de processos químicos utilizado permite optar por uma das três diferentes configurações de reatores para a presente cinética das reações. Neste caso, o reator tubular de fluxo pistão (PFR - *Plug-flow Reactor*) foi selecionado, por se aproximar mais dos reatores de casos reais de produção de metanol. Para o efeito de determinar a queda de pressão no reator, considerou-se a equação de Ergun, como sugerido pelo autor Van-Dal *et al.* [81]. Os dados referentes ao catalisador baseiam-se no catalisador comercial da Haldor Topsoe (MK-151 Fence) [82]. A Tabela 3.6 apresenta os parâmetros operatórios para dois reatores de capacidades de produção diferentes.

**Tabela 3.6** Parâmetros operatórios para reatores de diferentes capacidades de produção de metanol [77].

	8 kt/ano	21 kt/ano
Número de tubos	78	145
Comprimento (m)	12	12
Diâmetro (m)	0,06	0,06
Carga de catalisador (kg)	80,5	172
Fração de vazios	0,98	0,98

### 3.3.2 Condições operacionais para a simulação da unidade de destilação

A unidade de destilação tem como objetivo separar o metanol da água, gases que não reagiram e subprodutos. As colunas de destilação são projetadas para alcançar um grau de pureza do produto final de aproximadamente 99,86 %p/p.

O método rigoroso selecionado é o modelo *RadFrac* do programa para simular a unidade de destilação, dado que os resultados obtidos sugerem um maior grau de confiança relativamente às outras opções. A etapa de destilação é um sistema de duas colunas, em que a primeira coluna é responsável pela remoção da água e a segunda elimina os gases que não reagiram. Nesta simulação, a formação de subprodutos e a respetiva eliminação não foram considerados. Em casos reais, os subprodutos devem ser removidos também na segunda coluna.

No modelo *RadFrac* é necessário escolher o número de estágios, o tipo de condensador e o revaporizador. O número de estágios selecionado foi com base na unidade de destilação proposta por Kiss *et al.* [65]. Para cada coluna de destilação, os parâmetros considerados para a simulação encontram-se na Tabela 3.7.

**Tabela 3.7** Parâmetros operatórios para as colunas de destilação em Aspen Plus [77].

	1ª Coluna (DISTL)	2ª Coluna (RECT)
Número de estágios	30	30
Andar de alimentação	15	15
Andar de reciclo	1	-
Tipo de condensador	Parcial-Vapor	Parcial-Vapor-Líquido
Tipo de revaporizador	Kettle	Kettle
Razão de refluxo (moles)	1,4	1,1
Taxa de vaporização (moles)	1,2	1,4
Pressão (bar)	1	1
Distillate vapour fraction (mass based)	-	0,01

### 3.3.3 Formação de vapor

O vapor gerado durante o processo de produção de metanol pode ser vendido ou utilizado na própria instalação. As correntes "PURGE", "CO2RICH" e "VAPOUR" são misturadas no (MIXER2), a corrente resultante (S16, Anexo A1) é composta maioritariamente por CO<sub>2</sub>, CH<sub>3</sub>OH, H<sub>2</sub> e CO. De modo, a promover a combustão das correntes anteriores introduz-se ar na simulação que fornece o oxigénio necessário para o efeito. O reator selecionado no Aspen Plus é o reator estequiométrico

(RStoic). O reator assume a combustão completa de todos os componentes que contenham átomos de hidrogénio, carbono, enxofre e nitrogénio. Para o produto de combustão selecionou-se o óxido nítrico, mantendo-se a pressão constante e não se fornece energia.

### 3.3.4 Integração Energética

Para completar a simulação, realizou-se a integração energética do processo recorrendo ao programa *Aspen Energy Analyzer V9*. Por forma a otimizar a rede de permutadores e selecionar o melhor cenário para reaproveitamento energético.

O software *Aspen Energy Analyzer* disponibiliza diversas opções de utilidades quentes e frias que podem ser utilizadas, sendo algumas mais convenientes que outras para criar a (RPC - rede de permutadores de calor). As utilidades frias mais utilizadas são o fluido de arrefecimento, ar atmosférico e a água de refrigeração. Quanto às utilidades quentes, as mais comuns são gases de combustão, vapor de água e fluidos quentes. Neste caso, optou-se por usar água de refrigeração e vapor de baixa pressão (LP - *Low Pressure*). A temperatura inicial da água de refrigeração de 20 °C foi alterada para 18 °C.

A integração energética de um processo industrial implica a determinação da temperatura mínima admissível ( $\Delta T_{min}$ ), também conhecida como a temperatura Pinch. Quanto menor for o ( $\Delta T_{min}$ ), menor será o gasto energético por parte de utilidades exteriores. Não obstante, a área necessária para o permutador de calor aumenta. Para a presente simulação, optou-se por um ( $\Delta T_{min}=10$  °C), já que para indústrias petroquímicas e químicas o valor aconselhado varia entre 10 e 20 °C [83].

Para identificar esta temperatura recorre-se às CC (Curvas Compostas), que correspondem à uma representação do balanço de energia do processo. Na Figura 3.3, verifica-se que a temperatura Pinch é a temperatura correspondente ao ( $\Delta T_{min}$ ) imposto para as curvas compostas frias e quentes. Através destas curvas obtém-se o  $Q_{recuperado}$  (calor recuperado durante o processo) e o consumo mínimo das utilidades quentes  $Q_{Q,min}$  (Calor Mínimo da Utilidade Quente) e frias  $Q_{F,min}$  (Calor Mínimo da Utilidade Fria).

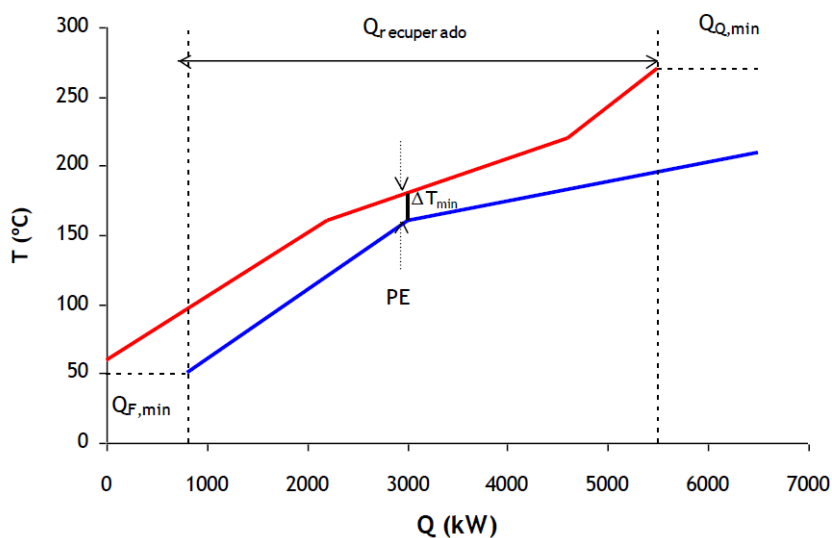


Figura 3.3 Curvas compostas quente (superior) e fria (inferior) [83].

A CCG (Curva Composta Global) é outra ferramenta útil para a validação do método e que permite uma melhor visualização das oportunidades de melhoria da rede. A construção da CCG inicia-se com o ajustamento das temperaturas das curvas compostas em função da entalpia.

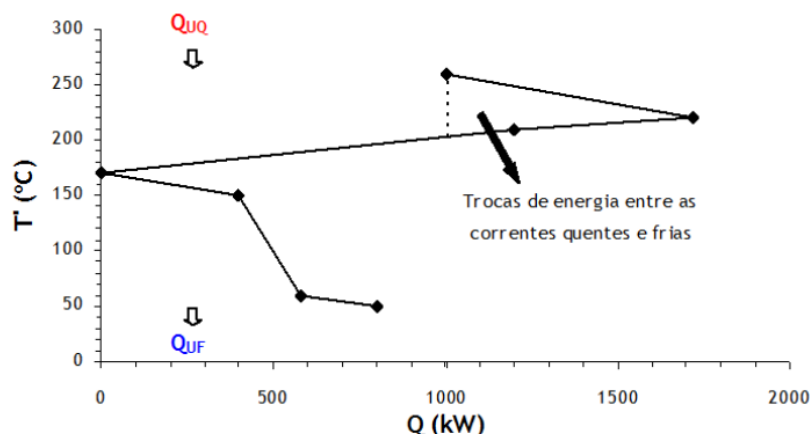


Figura 3.4 Curva Composta Global [83].

Após a introdução no programa de todos os dados necessários, este é capaz de propor diversos cenários e o mais apropriado é escolhido. No diagrama da rede de permutadores de calor, os permutadores de calor são representados por dois círculos unidos por uma reta vertical, enquanto as utilidades quentes e frias por dois círculos vermelhos e azuis, respetivamente. Estes diagramas encontram-se disponíveis no Anexo D.

### 3.4 Pressupostos para a análise económica e equações utilizadas

A avaliação económica de um processo é uma etapa fundamental e indispensável, uma vez que visa avaliar a viabilidade do mesmo. É cada vez mais crucial avaliar a melhor forma de utilizar os recursos disponíveis. Nesta análise é realizada uma estimativa do investimento, um plano de investimento, uma análise de viabilidade económico-financeira e por fim uma análise de sensibilidade.

Para a realização da avaliação económica deste processo foram tidos em conta certos pressupostos, nomeadamente:

- Assumiu-se que a capacidade da instalação era constante ao longo dos anos operacionais, estando em funcionamento 7236 horas num ano;
- Um período de estudo de 12 anos, com um investimento em 2021 e 2022 e com exploração de 2023 a 2032;
- A instalação de produção de metanol irá começar com uma taxa de operação de 70 % para o primeiro ano de exploração, de 80 % no segundo e finalmente 90% no terceiro,

sendo este considerado o ano cruzeiro. Nunca é considerada uma taxa de operação de 100 % porque num cenário real é quase impossível isso acontecer;

- Os preços dos reagentes, produtos e catalisador foram mantidos a preços constantes ao longo dos anos de exploração (Tabela 3.8). A partir destes preços é possível estimar as vendas dos produtos e os gastos com a matéria-prima ao longo dos anos de exploração tendo sempre em conta a taxa de operação correspondente a cada ano. No Anexo F.1, Tabelas F.1 e F.2 estão disponíveis os valores das vendas dos produtos e os gastos com a matéria-prima;
- Relativamente ao preço de compra de hidrogénio verde estima-se que este seja de 4 €/kg a partir de energia solar fotovoltaica [84];
- Escolheu-se o preço de venda do metanol verde correspondente ao valor de 550 €/t [85];
- O preço de compra de CO<sub>2</sub> é de 120 €/t e o preço de venda de O<sub>2</sub> é cerca de 100 €/t [66];
- O preço de compra do catalisador é igual a 8,87 €/kg segundo o autor Wiesberg *et al.* [86];

**Tabela 3.8** Preços constantes dos reagentes, produtos e catalisador.

<b>Preço (€/t)</b>	
<b>Matérias-Primas</b>	
Hidrogénio	4000
CO <sub>2</sub>	120
<b>Catalisador</b>	
Catalisador	8770
<b>Produtos</b>	
Metanol	550
Oxigénio	100

### 3.4.1 Estimativa do Investimento

A estimativa do investimento é importante na medida em que indica o investimento necessário para construir a fábrica e qual o capital que é preciso ter para a fábrica estar em operação, ou seja, o investimento total calcula-se com base em três parcelas sendo estas o investimento fixo, o capital circulante e os juros intercalares. Neste caso, os juros intercalares não foram considerados, devido ao facto de o investimento ser efetuado apenas com capital próprio.

Assim, o investimento total é calculado com base na seguinte expressão:

$$\text{Investimento total} = \text{Investimento fixo} + \text{Capital Circulante} \quad (3.11)$$

### 3.4.1.1 Investimento Fixo

O investimento fixo engloba duas grandes parcelas, os custos diretos, também denominados por capital fixo corpóreo e os custos indiretos também conhecidos por capital fixo incorpóreo. Os custos diretos incluem o custo do equipamento base e respectiva montagem, terreno e edifícios. Já os custos indiretos compreendem as despesas relacionadas com o processo, a sua fiscalização, provisões para imprevistos e despesas de empreitada.

#### Capital fixo corpóreo

A parcela mais importante do capital fixo corpóreo é a parcela do custo de equipamento base. De forma a estimar o preço de cada equipamento foram utilizados dados da literatura e o programa *Aspen Plus*.

O preço do reator e do boiler para a instalação de produção de metanol foram calculados com base nos estudos publicados por Amirkhas *et al.* [87], que considerou um reator tubular semelhante. Considerou-se que o parâmetro responsável pelo tamanho do reator é a produção anual de metanol, enquanto para o boiler é a sua potência térmica. Segundo estudos realizados por Bejan *et al.* [88] o expoente de escala para ambos os equipamentos deve ser de 0,6, utilizaram-se as seguintes equações:

$$C_{CH_3OH} = 16,39 \times 10^6 \text{ USD} \times \left( \frac{CH_3OH_{out}}{1,71 \times 10^6} \right)^{0,6} \quad (3.12)$$

$$C_{Boiler} = 4,64 \times 10^6 \text{ USD} \times \left( \frac{\text{Potência térmica}}{1,71 \times 10^6} \right)^{0,6} \quad (3.13)$$

É necessário ter em conta o efeito da inflação no preço dos equipamentos e, para isso, utiliza-se o índice *Marshall and Swift Process Industry*. Outro índice muito utilizado é o CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*), no entanto, esse permite apenas atualizar os preços de instalações completas. Para fazer esta atualização para o ano correspondente, foi utilizada a equação (3.14).

$$\frac{C_a}{C_p} = \left( \frac{I_a}{I_p} \right) \quad (3.14)$$

Em que,

$C_a$  – custo do equipamento para o ano atual, €

$C_p$  – custo para o ano do preço do equipamento no passado, €

$I_a$  – índice para o ano atualizado

$I_p$  – índice para o ano no passado

Como os preços encontrados para os equipamentos correspondiam aos anos de 2016 e de 2006, os índices retirados do *Marshall and Swift Process Industry Index*, foram correspondentes a esses mesmos anos, como representado na Tabela 3.9.

**Tabela 3.9** Taxas de câmbio de referência pelo Banco Central Europeu e Índices retirados do Index Value Marshall & Swiff [89].

Taxas de câmbio do EUR para USD		Índices de custo		
2006	2016	2006	2016	2021
1,27	1,11	1275	1582	1773

O custo dos misturadores não se encontra disponível, por conseguinte este equipamento não foi considerado para os cálculos. Os preços de todos os outros equipamentos foram retirados do Aspen Plus. Primeiramente, converteram-se os preços de USD para EUR para depois atualizá-los através do índice correspondente aos anos 2016 e 2021, dado que os preços do *Aspen Plus V9* são relativos ao ano 2016 e em USD.

### Capital Fixo Incorpóreo

Os custos indiretos englobam o projeto e fiscalização, despesas de empreitada e por fim, provisão para imprevistos. Estas parcelas foram estimadas de acordo com o Anexo F.2.

De seguida procedeu-se ao cálculo do investimento fixo. Existem vários métodos para calcular este valor, no entanto considerou-se exclusivamente o método dos fatores pois este tem em conta o maior número de parcelas, sendo assim o mais realista.

### Método dos Fatores

O método dos fatores estima as várias parcelas do investimento fixo com base em percentagens do custo do equipamento base. É calculado a partir da equação (3.15), somando os custos diretos com os custos indiretos [90].

$$I_f = [C_{EB}(1 + f_2 + \dots + f_9) + C_D(f'_1 + f'_2)](1 + f'') \quad (3.15)$$

Simplificando:

$$I_f = [C_D + C_I](1 + f'')$$

Em que,

$f_2 \dots f_9$  – percentagem sobre o equipamento base

$f'_1$  – percentagem sobre o custo do projeto e respetiva fiscalização

$f'_2$  – percentagem sobre as despesas de empreitada

$f''$  – percentagens sobre os custos diretos e indiretos

$C_{EB}$  – custo do equipamento base, €

$C_D$  – custos diretos, €

$C_I$  – custos indiretos, €

#### 3.4.1.2 Capital Circulante

Outra parcela importante para o cálculo do investimento total é o capital circulante. Esta porção do investimento destina-se ao capital necessário para o arranque da fábrica e fundos de provisões para imprevistos. O capital circulante pode ser calculado de três formas: percentagem sobre o volume anual de vendas, percentagem sobre o investimento fixo e estimativa detalhada por parcela.

Sendo este último o mais utilizado, uma vez que é o que tem em conta um maior número de parcelas. Esta quantia foi estimada de acordo com o Anexo F.3.

### **3.4.1.3 Juros Intercalares**

A última parcela do cálculo do investimento total, consiste no cálculo dos juros intercalares. Esta parcela é importante quando se tenciona investir muito dinheiro, como por exemplo, na abertura de uma nova instalação fabril é de esperar que haja a necessidade de pedir um empréstimo bancário.

Foi proposto um plano de investimento com a duração de dois anos (2021 e 2022) por trimestres. Geralmente o plano de investimento permite saber quando vai ser necessário o uso dos capitais alheios e como vai ser financiado o projeto. A análise é feita tendo em conta o investimento fixo, no entanto, os juros serão apenas deduzidos a partir do momento em que serão aplicados os capitais alheios.

Admitindo financiamento com capitais próprios, não se consideraram custos associados ao pagamento de juros durante a fase de investimento.

O plano de investimento foi realizado para estimar as datas de injeção de capital necessário para este processo. O plano de investimento foi executado de acordo com o método descrito no Anexo F.4.

### **3.4.2 Estimativa Custos de Produção**

Os custos de produção estão relacionados com os bens e serviços necessários para a produção da fábrica. Estes são determinados pelo somatório dos custos de fabrico, relativos a todos os encargos diretamente ligados à atividade de produção, com despesas gerais que se referem aos gastos com a atividade de apoio a produção, como a parte administrativa.

$$C_{\text{produção}} = C_{\text{Fabrico}} + \text{Despesas Gerais} \quad (3.16)$$

Os custos de fabrico consistem no soma de todos os encargos que são necessários para a boa atividade operacional da fábrica. Enquanto as a despesas gerais estão associadas a todos os encargos da empresa que ajudam indiretamente o processo produtivo. No Anexo F.5, estão descritos os custos associados a todas estas parcelas, para todos os anos de produção.

#### **3.4.2.1 Custos de Fabrico**

Nos custos de fabrico estão incluídas três parcelas: os custos diretos, indiretos e fixos.

Os custos diretos têm em conta matérias-primas, mão-de-obra, utilidades e serviços, manutenção, patentes e royalties, catalisadores e fornecimentos diversos. Estas parcelas foram estimadas de acordo com o Anexo F.5.

Na composição dos custos indiretos incluem-se os encargos sociais e os gastos em serviços. Também no Anexo F.5 estão discriminados os custos indiretos para cada ano de atividade fabril.

Os custos fixos de fabrico permanecem constantes de ano para ano e não variam com o volume de produção. Na parcela de custos fixos contabilizam-se as depreciações e amortizações, os seguros a pagar, os impostos locais e a renda associada ao terreno. Os custos fixos foram estimados de acordo com o Anexo F.5.

#### **3.4.2.2 Despesas Gerais**

As despesas gerais englobam a soma dos encargos necessários às atividades da empresa de apoio à produção. Portanto, englobam os custos relativos à administração, serviços de marketing venda e distribuição, investigação e desenvolvimento e por fim, encargos financeiros. Estas parcelas foram também estimadas de acordo com o Anexo F.5.



## 4 Resultados

### 4.1 Balanços de massa e energia

Os principais indicadores de desempenho do processo que facilitam a análise dos resultados estão disponíveis na Tabela 4.1. As duas capacidades consideradas para produção de metanol operam nas mesmas condições, uma vez que apenas o tamanho do reator e catalyst loading sofrem alterações (de acordo com o aumento de produção). Foi possível verificar que o consumo das matérias-primas está próximo dos valores estequiométricos, excedendo apenas em 4 e 6% p/p para CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>, respectivamente.

Os resultados mássicos obtidos e as condições operatórias das correntes para as duas capacidades de produção de metanol podem ser consultados no Anexo A.

**Tabela 4.1** Indicadores de desempenho e comparação de instalações de produção de metanol.

Escala	Cenário 1	Cenário 2	Unidades
Metanol produzido	8153,62	20921,11	t/ano
CO <sub>2</sub> consumido	1,4	1,4	t/t CH <sub>3</sub> OH
H <sub>2</sub> consumido	0,2	0,2	t/t CH <sub>3</sub> OH
H <sub>2</sub> : CO <sub>2</sub> entrada do reator	5,8	5,8	mol/mol
Conversão de CO <sub>2</sub>	96,19	96,19	mol %
Pureza do metanol	99,86	99,86	% p/p
Água de refrigeração (após a integração)	190,38	197,66	t/t CH <sub>3</sub> OH
Vapor utilizado (após a integração)	1,13	1,25	t/t CH <sub>3</sub> OH
Eletricidade	227	199	kWh/t CH <sub>3</sub> OH

De modo a iniciar a integração energética desta instalação, retirou-se do *Aspen Plus* as informações relativas à variação de entalpia e o nível térmico das correntes, para introduzir estes valores no *Aspen Energy Analyzer*, em que o nome das correntes está associado aos permutadores utilizados na simulação. Além das correntes de processo, o calor do reator é também introduzido, uma vez que necessita de arrefecimento. Na Tabela 4.2 encontram-se listadas as correntes quentes e as

correntes frias deste processo. Como referido anteriormente, a instalação cuja capacidade de produção de metanol é de 21 kt/ano vai servir como caso de estudo. No Anexo B, Tabela B.1, está disponível um resumo das condições de operação das correntes do processo para uma capacidade de 8 kt/ano.

**Tabela 4.2** Nível térmico, Calor e MCp das correntes da instalação com capacidade de 21 kt/ano (Fonte: Aspen Plus).

Corrente	Tipo de corrente	Ti [°C]	Tf [°C]	Q [kW]	MCp [kW/°C]
HX1	Quente	95,31	38,00	59,98	1,05
HX2	Quente	119,66	38,00	88,52	1,08
HX3	Quente	118,20	38,00	92,22	1,15
HX4	Fria	46,52	250,00	3970,92	19,51
HX5	Quente	250,00	30,00	4100,93	105,58
HX6	Fria	30,28	86,80	2317,47	193,56
HX7	Quente	60,20	30,00	91,71	3,03
REBOILER at DISTL	Fria	96,24	101,39	1332,38	1490,43
REBOILER at RECT	Fria	69,00	72,05	655,28	880,19
CONDENSER at DISTL	Quente	75,5	70,08	2011,72	1561,12
CONDENSER at RECT	Quente	64,41	60,24	2055,01	4207,14
REACTOR HEAT	Quente	250,00	249,50	1522,17	3044,34
HX8	Quente	1509,32	120,00	694,96	1,50

A instalação de 21 kt/ano de metanol requer 10.02 MW de utilidade fria e 8.28 MW de utilidade quente. Como a corrente HX8 não faz parte da instalação de metanol, esta não é incluída nos cálculos sendo o seu único propósito gerar vapor que se for possível é aproveitado durante o processo. Desta forma, no processo existem quatro correntes frias e oito correntes quentes.

Como referido anteriormente, para determinar a quantidade mínima de utilidades externas são usadas as curvas CCG e CC. Assim, através do *Aspen Energy Analyzer* obteve-se as CC e CCG apresentadas no Anexo C nas Figura C.1 e Figura C.2, respetivamente.

Por análise destas curvas constatou-se que, a necessidade de utilidade quente é inferior à de utilidade fria e que antes de se efetuar a otimização, o consumo de ambas é superior à necessidade mínima, como demonstrado na Tabela 4.3. Ainda nesta tabela, verifica-se que a possibilidade de reduzir a utilidade quente é superior a de utilidade fria.

**Tabela 4.3** Consumo atual e mínimo de utilidade quente e utilidade fria antes da otimização e respetivo potencial de redução.

	Q <sub>atual</sub> (MW)	Q <sub>min</sub> (MW)	Redução (%)
Utilidade Quente	8,28	2,21	73,31
Utilidade Fria	10,02	4,65	53,59

Com o propósito de diminuir o consumo das utilidades, o passo seguinte foi analisar a RPC para os diversos cenários de integração energética que o software propôs. As soluções sugeridas aproveitam maioritariamente o calor sensível das correntes. No entanto, para satisfazer o nível térmico foi também necessário introduzir as utilidades quente e fria. Analisando a RPC, disponível no Anexo D, Figura D.2 verifica-se que existem dez permutadores de calor entre correntes de processo, dois para LP e nove para a água de arrefecimento. O consumo de utilidade fria é de 10,02 MW e de utilidade quente é de 8,28 MW, resulta no total de 18,3 MW de consumo de utilidades. Após a realização da integração energética do processo o melhor cenário que permite atingir a poupança energética de 66,01 % em termos de consumo de utilidades comparativamente ao processo original, apenas exige 1,89 MW de utilidade quente e 4,33 MW de utilidade fria, ou seja, no total são 6,22 MW.

Na Tabela 4.4. encontra-se um resumo comparativo das utilidades consumidas para as duas capacidades de produção de metanol antes e após a integração energética.

**Tabela 4.4** Resumo comparativo de consumo de utilidades para as duas capacidades antes e após a integração energética.

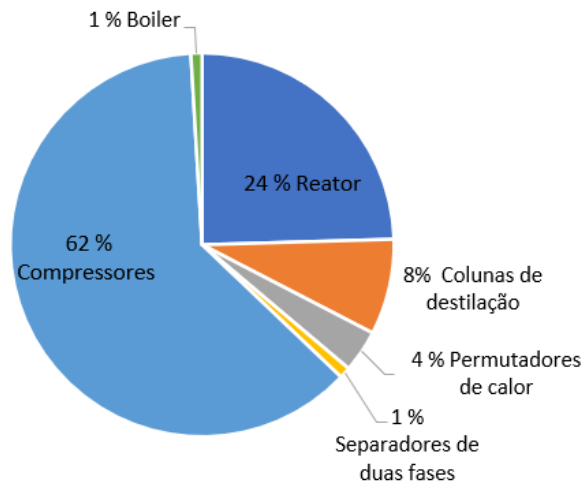
	Cenário 1 (8 kt/ano)	Cenário 2 (21 kt/ano)
Utilidade quente atual (MW)	3,2	8,3
Utilidade fria atual (MW)	3,9	10,0
Total de utilidades atuais (MW)	7,1	18,3
Utilidade quente integrada (MW)	0,5	1,9
Utilidade fria integrada (MW)	1,5	4,3
Total de utilidades integradas (MW)	2,0	6,2
Redução utilidade fria (%)	61,5	56,8
Redução utilidade quente (%)	84,4	77,2
Redução total (%)	71,8	66,0
Consumo de água de refrigeração (t/h)	214,5	571,5
Consumo de vapor de baixa pressão (t/h)	1,3	3,6

## 4.2 Resultados Económicos

Antes de calcular o investimento total foi necessário estimar o preço dos equipamentos constituintes da unidade fabril. As estimativas para o preço dos equipamentos e a sua quantidade encontram-se apresentados na Tabela 4.5, de acordo com o tipo de equipamento.

**Tabela 4.5** Custo de equipamento base

Equipamento	Quantidade	Preço	
		8 kt/a	21 kt/a
Reator	1	780 335 €	1 365 264 €
Colunas de destilação	2	364 609 €	448 691 €
Permutadores de calor	8	111 984 €	198 430 €
Separadores de duas fases	2	43 885 €	52 587 €
Compressores	5	3 127 691 €	3 447 091 €
Boiler	1	30 746 €	52 162 €
<b>Total</b>	<b>19</b>	<b>4 459 250 €</b>	<b>5 564 225 €</b>



**Figura 4.1** Peso relativo dos equipamentos da unidade fabril para 21kt/ano.

Foi necessário também fazer uma estimativa do custo de terreno e das utilidades. Está previsto que o terreno tenha uma área de 33 305 m<sup>2</sup> e considerando que se pratica um preço médio, por metro quadrado do terreno de 127 €/m<sup>2</sup> estimou-se que o custo total da compra do terreno seja de 4 229 735 €.

Seguidamente apresenta-se uma tabela remissiva das utilidades e respetivos consumos e custos anuais para a unidade fabril projetada.

**Tabela 4.6** Custos e consumos de utilidades.

Utilidades	Unidades	Preço (€)	Consumo Anual		Preço Total (€)	
			8 kt	21 kt	8 kt	21 kt
Eletricidade	€/Kwhr	0,03	1 854 774,94	4 166 510,51	60 221,88	135 280,61
Água de Refrigeração	€/t	0,09	1 552 299,90	4 135 297,29	139 007,82	370 314,17
Vapor de Baixa	€/t	12,64	9 224,25	26 175,26	116 580,64	330 815,87
				<b>Total</b>	315 810,33	836 410,65

A estimativa do cálculo do investimento fixo, como foi referido anteriormente, foi baseada no método dos fatores. Os resultados obtidos encontram-se na Tabela 4.7.

**Tabela 4.7** Cálculo do Investimento Fixo com base no Método dos Fatores para uma capacidade instalada de 21 kt/ano de metanol [90].

Custos Diretos	Fator	% sobre o Equipamento Base	% Escolhida	Total (€)
Equipamento Base	-	-	-	5 564 225 €
Montagem do Equipamento Base	f2	35 % a 45 %	35 %	1 947 479 €
Tubagens	f3	65%	65 %	3 616 746 €
Utilidades e Serviços	f4	30 % a 80 %	Estimativa	6 414 412 €
Controlo	f5	5 % a 30 %	10 %	556 423 €
Edifícios	f6	5% a 70%	Estimativa	12 001 250 €
Terrenos e a sua preparação	f7	Custo dos Terrenos mais 10 % do seu valor para preparação	Estimativa	4 652 709 €
Instalações Elétricas	f8	10 % a 15 %	10 %	556 423 €
Isolamentos Térmicos	f9	8 % a 10 %	8 %	445 138 €
<b>Sub-Total</b>				<b>35 754 804 €</b>
Custos Indiretos	Fator	% sobre o Equipamento Base	% Escolhida	Total (€)
Custo Projeto e a sua Fiscalização	f1'	15 % dos Custos Diretos	15 %	5 363 221 €
		30 % dos Custos de EB		
Despesas de Empreitada	f2'	15 % dos Custos Diretos	15 %	5 363 221 €
		30 % do Custo do EB		
Provisão para imprevistos	f''	10 % a 20 % da soma dos Custos Diretos e Indiretos	15 %	6 972 187 €
<b>Sub-Total</b>				<b>17 698 628 €</b>
<b>Investimento Fixo</b>				<b>53 453 432 €</b>

Para o cálculo do capital circulante, o método mais fidedigno a aplicar é o de estimativa detalhada por parcela que contabiliza, como o próprio nome indica, diversas parcelas nomeadamente, os custos relativos à reserva de matérias-primas, o quantitativo de produtos em vias de fabrico, a reserva de produtos fabricados, as condições de crédito oferecidas, as condições de crédito obtidas e o fundo de maneiio. Os resultados desta estimativa podem ser consultados na Tabela 4.8.

**Tabela 4.8** Resultados da estimativa do custo das diferentes parcelas do capital circulante para uma capacidade de 21 kt/ano.

Estimativa detalhada por parcela	
Reserva de matérias-primas	5 920 685,34 €
Produto em vias de fabrico	2 581,62 €
Reserva de produtos fabricados	1 819 172, 68 €
Condições de crédito oferecidas	72 016,99 €
Condições de crédito obtidas	77 092,26 €
Fundo de maneio	1 819 172,68 €
<b>Capital Circulante</b>	<b>9 710 721,58 €</b>

O valor total a investir em capital circulante foi estimado como sendo igual a **9 710 721,58 €** para uma capacidade de produção de metanol de 21 kt/ano e de **4 480 062,86 €** para 8 kt/ano.

Um planeamento rigoroso de um investimento permite saber quando vai ser necessário o uso dos capitais alheios e como vai ser financiado o projeto. O plano de investimento trimestral, ao longo dos anos de construção da fábrica pode ser consultado na Tabela F.14 do Anexo F.4

O valor do investimento total resulta do somatório das parcelas de capital fixo, capital circulante e do valor dos juros durante a fase de investimento.

**Tabela 4.9** Valores estimados para o cálculo do investimento total.

	Cenário 1 (8 kt/ano)	Cenário 2 (21 kt/ano)
Investimento fixo	48 863 596,77 €	53 453 431,54 €
Capital circulante	4 480 062,86 €	9 710 721,58 €
Juros durante a fase de investimento	0 €	0 €
<b>Investimento fixo total</b>	<b>53 343 659, 63 €</b>	<b>63 164 153, 12 €</b>

### 4.3 Análise do Ponto Crítico

O Cálculo do ponto crítico (*break-even point*) tem como objetivo determinar o momento a partir do qual uma instalação apresenta lucro, quando o volume de receitas iguala os custos totais de produção. Para o cálculo deste indicador admitem-se vários pressupostos descritos no Anexo F.6.

Na Figura 4.2 encontra-se representado graficamente os custos em função do volume de vendas.

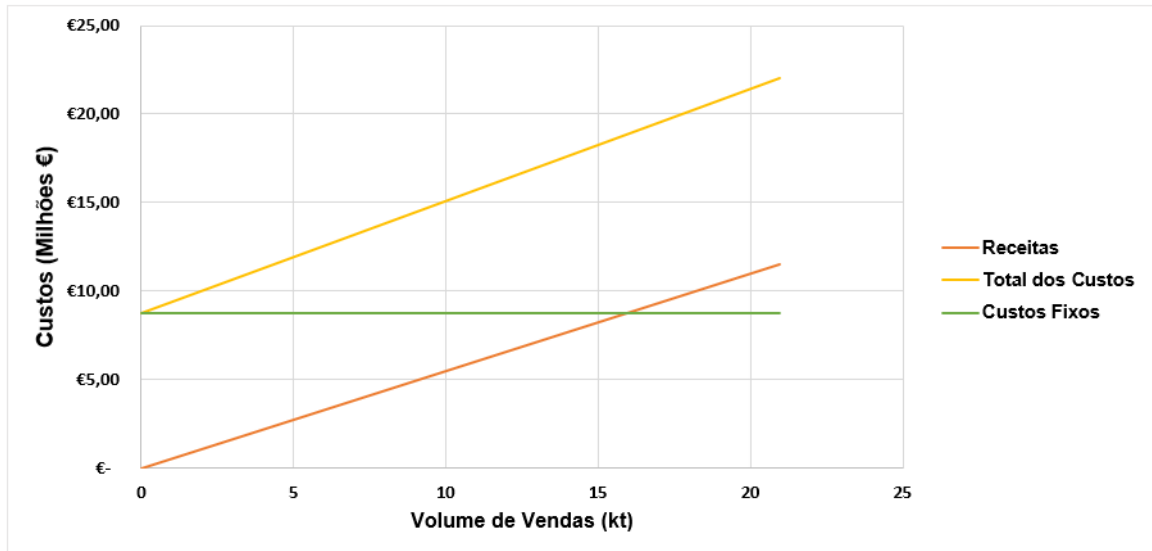


Figura 4.2 Análise do Ponto crítico para uma capacidade de 21 kt/ano metanol (550 €/t Metanol; 4000 €/t Hidrogénio).

Analisando a Figura 4.2, verifica-se que o ponto crítico não é atingido. Isto deve-se ao facto de que no caso em estudo, as receitas de venda de metanol são sempre mais baixas do que os custos totais de produção. É de salientar que o processo não é economicamente viável devido ao elevado preço de compra de hidrogénio, nomeadamente de 4000 €/t. Por conseguinte, optou-se pelo método de tentativa e erro, variando o preço de hidrogénio e metanol até se chegar aos valores que tornem o processo rentável. Conclui-se, que para se obter o ponto crítico, o preço de metanol terá de aumentar muito e o preço de hidrogénio deverá descer consideravelmente.

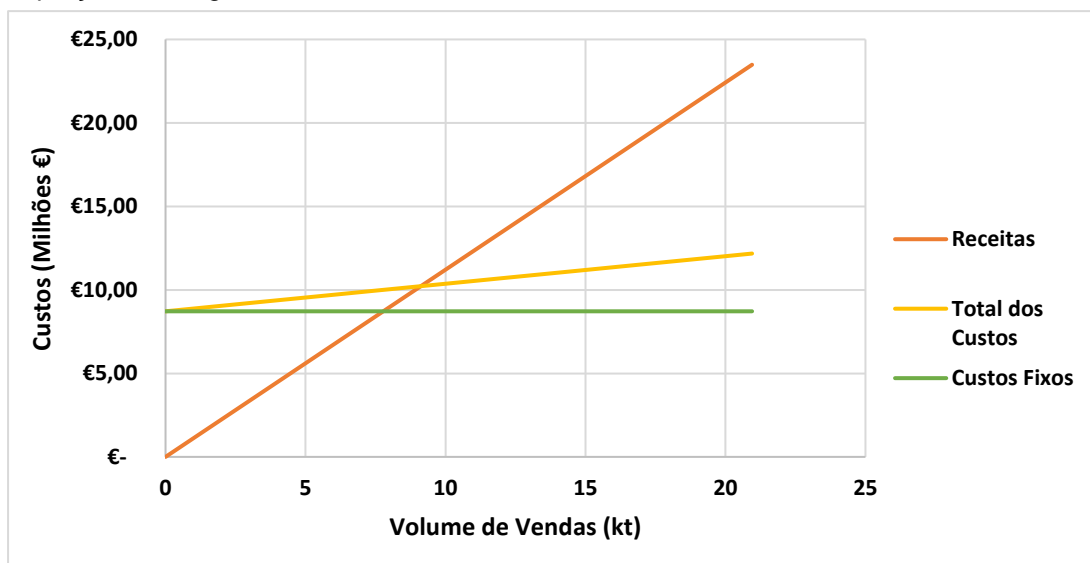


Figura 4.3 Análise do Ponto crítico para uma capacidade de 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

Através da análise da Figura 4.3, é possível constatar que o ponto de equilíbrio se situa, em quantidade nas 10 kt, e em relação aos custos totais, o ponto crítico é de cerca de 10 milhões de euros.

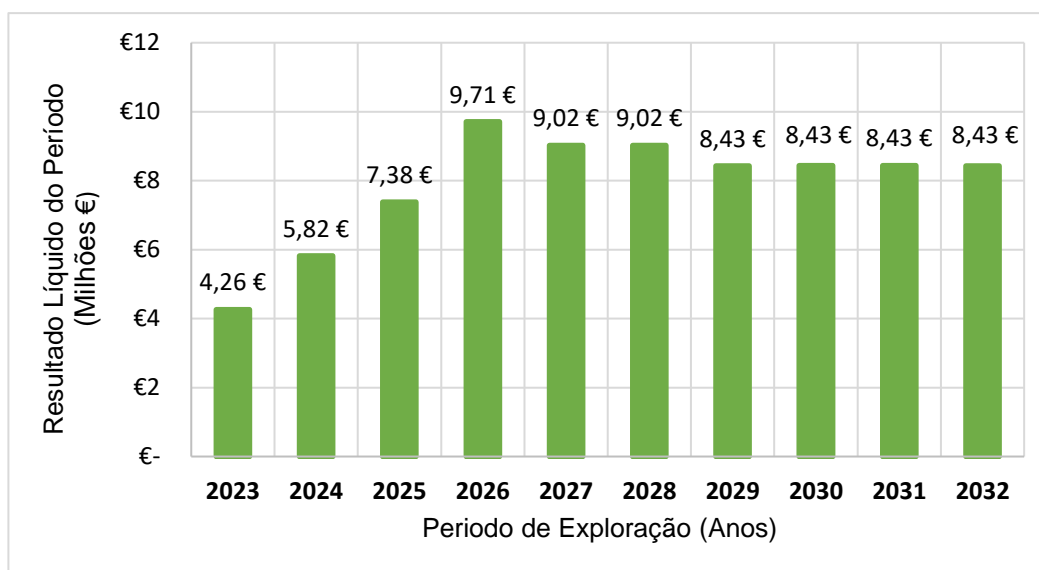
#### 4.4 Análise de Rentabilidade

A análise de rentabilidade permite concluir se o processo em estudo é viável ou não, ou seja, se existe retorno do capital investido. Para uma melhor análise da rentabilidade, utilizam-se os cash flows, que representam o saldo entre as entradas e saídas de capital da empresa num determinado período temporal. Utilizando os valores de cash flows é possível calcular indicadores de desempenho, sendo os mais utilizados, o Valor Atual Líquido (VAL), o Prazo de Recuperação do Capital (Payback) e a Taxa Interna de Rentabilidade (TIR).

##### 4.4.1 Plano de exploração

O plano de exploração é uma maneira simplificada de, com base num conjunto de pressupostos, demonstrar os resultados obtidos anualmente, durante o tempo de vida útil do projeto, 10 anos de exploração. Esta informação está disponível de forma detalhada no Anexo F.7. Utilizam-se valores de taxa normal de IRC de 21 %. A tabela para o plano de exploração encontra-se exemplificada no Anexo F.7, Tabela F.19.

De forma a ser mais visível a variação do resultado líquido ao longo dos anos de exploração apresenta-se o gráfico da Figura 4.4.



**Figura 4.4** Representação da variação do resultado líquido ao longo dos anos de exploração para 21 kt/ano (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

É possível verificar através da análise do gráfico, que os resultados líquidos anuais são sempre positivos, devido à total venda do produto em stock que permitem obter margens brutas bastante positivas.

#### 4.4.2 Critérios de rentabilidade

Na avaliação de projetos recorre-se ao cálculo de indicadores de rentabilidade. O Cash Flow é uma das maneiras de medir a rentabilidade de um processo. Este pode ser calculado na ótica do investidor ou na ótica do projeto, tendo sido escolhido para esta análise a ótica do projeto. O cash Flow foi calculado durante os anos de exploração do projeto, e atualizou-se para o ano de investimento.

Os indicadores de rentabilidade calculados com base nos cash flows atualizados são os seguintes: o valor atual líquido (VAL), a taxa interna de rentabilidade (TIR) e o pay-back (PB).

O VAL é o somatório dos cash flows de exploração e de investimento, atualizados a uma determinada taxa ao longo do período de exploração. Quanto maior for o valor do VAL, maior será o montante de retorno do investimento. É necessário que este indicador seja maior que 0 para que o projeto seja viável. Se for igual a 0, o projeto não tem lucro. O VAL foi calculado a partir da equação (4.1), com a taxa de atualização igual a 8,52 % [91].

$$VAL = \sum_0^n \frac{CF_k}{(1+i)^k} \quad (4.1)$$

Onde,

- CF<sub>k</sub> – Valor do cash flow no fim do período k
- i – Taxa de atualização
- k – Índice do período
- n – Períodos no horizonte de previsão

A TIR representa a taxa máxima de rentabilidade do projeto, ou seja, será a taxa de atualização para a qual o VAL se anula. Para que um projeto seja considerado rentável segundo este critério, a TIR tem de ser obrigatoriamente maior que a taxa de atualização, isso implica que o VAL > 0. Quanto maior for o valor da TIR, mais atrativo o investimento. Se a TIR for inferior à taxa de atualização, e por sua vez o VAL < 0, observa-se o cenário oposto. Este indicador pode ser calculado a partir da equação (4.2).

$$TIR = \sum_{k=1}^n \frac{CF_k}{(1+i)^k} = 0 \quad (4.2)$$

O PB, ou payback, mede o período de tempo que o somatório dos cash flows leva a recuperar o investimento inicial. Este indicador deve ser assumido como uma medida de risco do processo, pois quanto mais distantes no tempo e maiores forem os cash-flow maior será o risco que as previsões não se venham a realizar. Portanto maior será o risco do processo. Para o cálculo do Pay-back foi utilizada a equação (4.3) [90].

$$PB = \sum_{i=0}^{PB} \frac{CF_i}{(1+r)^i} = 0 \quad (4.3)$$

Onde,

- CF<sub>i</sub> – Valor do cash flow do período i
- i – Número de anos do projeto de investimento
- r – Taxa de atualização

Na tabela seguinte, encontram-se apresentados os resultados obtidos para cada critério mencionado, tendo em conta a ótica do projeto.

**Tabela 4.10** Indicadores de rentabilidade calculados para a produção de 21 kt/ano (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

Indicadores de rentabilidade	
VAL (Milhares €)	28 503 357,29
TIR (%)	8,53
PB	6 anos, 9 meses e 9 dias

O VAL é positivo e toma o valor de 28,50 milhões de euros, o que evidencia a viabilidade do processo. O valor da TIR é superior à taxa de atualização, assegurando assim uma taxa de rentabilidade superior ao custo de oportunidade do capital. O PB apresenta um cenário bastante otimista, podendo-se concluir que o projeto é de risco moderado.

#### 4.5 Análise da viabilidade económica - Possibilidade de vender o oxigénio

Devido à imprevisibilidade e a intermitência das fontes de energia renovável, a estratégia de investir na produção de hidrogénio verde é um fator de extrema relevância para a sustentabilidade dos sistemas energéticos, pois permite armazenar energia por longos períodos de tempo e também assegura o transporte de energias renováveis a longas distâncias. Para o efeito é utilizado o processo de eletrólise da água em que a eletricidade que alimenta o eletrolisador é 100% de origem renovável. Atualmente, a eletrólise alcalina da água (AEL - alkaline water electrolysis) é a tecnologia mais aplicada no mercado e está presente comercialmente para produção em larga escala de hidrogénio.

Geralmente o eletrolisador alcalino é constituído por dois elétrodos de níquel, uma membrana microporosa e um eletrólito alcalino, tipicamente hidróxido de potássio (KOH). As condições operacionais para a temperatura variam entre os 60 e 90 °C e a pressão é usualmente inferior a 30 bar [92].

Para analisar a viabilidade económica do processo quando se incorpora uma unidade de produção de hidrogénio foi primeiramente necessário simular o sistema de eletrólise mais especificamente um eletrolisador alcalino, tendo por base a quantidade de hidrogénio necessário para a instalação de produção de metanol cuja capacidade é de 21 kt/ano, simulou-se no programa *Aspen Plus*. Recorreu-se ao modelo personalizado para a pilha elaborado pela Sánchez *et al* [93] que no seu estudo propôs uma série de equações semi-empíricas para o cálculo da tensão real de operação, a eficiência de Faraday e a pureza do gás em função da corrente. Sendo que, os restantes componentes da instalação de uma unidade de eletrólise são modelados com condições de operação presentes no *Aspen Plus*.

Para a simulação do processo de eletrólise alcalina, considerou-se o reator estequiométrico *Rstoic* para modelar a pilha de combustível alcalina ou "STACK". A energia necessária para o funcionamento da pilha é a principal causa do aumento do custo de produção de H<sub>2</sub>, pois os eletrolisadores exigem muita energia. A equação seguinte permite calcular a quantidade de energia que é necessário introduzir no sistema.

$$E(\text{Stack}) = V_{\text{Célula}} \cdot N \cdot I \quad (4.4)$$

Onde,

$V_{\text{Célula}}$ : tensão real de operação (V)

N: número de células da pilha

I: Corrente (A)

De modo que a reação ocorra, a voltagem mínima é fornecida, também conhecida como voltagem reversível ( $V_{\text{rev}}$ ) é de aproximadamente 1,23 V a operar nas condições padrão de 25 °C e 1 atm. Contudo, na realidade a tensão real de operação ( $V_{\text{célula}}$ ) é sempre mais elevada do que a sua tensão na teoria devido às perdas por ativação, perdas ôhmicas e perdas por transferência de massa.

Para o cálculo da tensão real de operação aplicou-se o modelo de Ulleberg que descreve a resposta eletroquímica do eletrolisador. Considerando processos a temperatura constante, a tensão real de operação da célula é dada pela seguinte equação

$$V_{\text{Célula}} = V_{\text{rev}} + (r_1 + r_2 \cdot T)i + s \cdot \log \left[ \left( t_1 + \frac{t_2}{T} + \frac{t_3}{T^2} \right) i + 1 \right] \quad (4.5)$$

Onde,

$V_{\text{rev}}$ : voltagem reversível (V)

T: Temperatura (°C)

i: Densidade da corrente (A/m<sup>2</sup>)

$r_1, r_2, s, t_1, t_2, t_3$ : Constantes determinadas experimentalmente

**Tabela 4.11** Constantes para o modelo eletroquímico considerado para AEC [93].

$r_1$	$4,45153 \times 10^{-5}$	$\Omega \text{ m}^2$
$r_2$	$6,88874 \times 10^{-9}$	$\Omega \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$
s	0,33824	V
$t_1$	- 0,01539	$\text{m}^2 \text{ A}^{-1}$
$t_2$	2,00181	$\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ A}^{-1}$
$t_3$	15,24178	$\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}^2 \text{ A}^{-1}$

A produção de hidrogénio no cátodo depende do comportamento eletroquímico da célula e é dada pela equação (4.6).

$$\dot{n}(\text{H}_2) = \frac{E(\text{stack})}{V_{\text{Célula}} \cdot z \cdot F} \quad (4.6)$$

Onde,

z: eletrões transferidos por molécula de hidrogénio

F: Constante de Faraday, 96485 (coulombs por mole de eletrões)

**Tabela 4.12** Dados de operação utilizados na simulação do sistema [93].

Temperatura da pilha, $T_{stack}$	70	°C
Pressão de operação, $p_{stack}$	7	bar
Concentração eletrólito	35	% p/p KOH
Área ativa elétrodo, $A_{cell}$	1000	cm <sup>2</sup>
Número de células, N	12	células
Energia fornecida, $E_{stack}$	16	MW

Na tabela que se segue encontram-se os resultados principais da simulação desta unidade e no Anexo G estão as informações mais detalhadas sobre as condições operatórias das correntes.

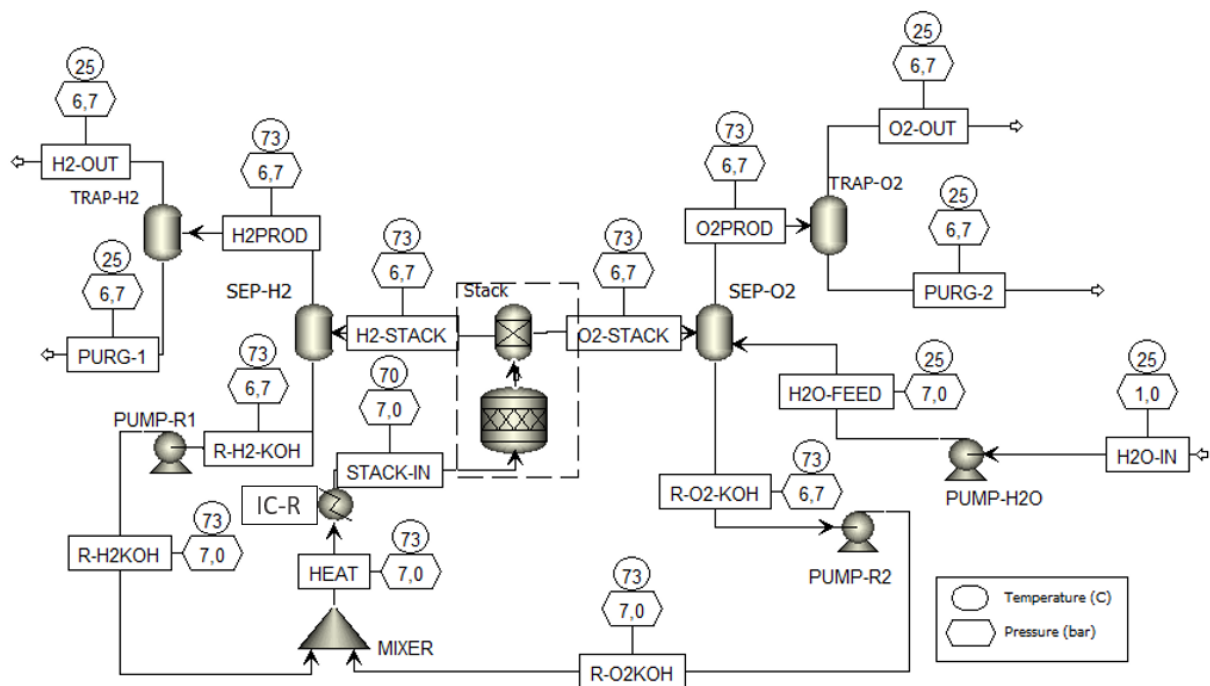
**Tabela 4.13** Indicadores de desempenho da unidade de eletrólise alcalina.

H <sub>2</sub> produzido (kg/h)	569,91
O <sub>2</sub> produzido (kg/h)	4514,11
H <sub>2</sub> O consumida (kg/h)	5082,60
Energia consumida (MW)	14

Quanto ao esquema empregado para o eletrólizador alcalino, teve-se em conta o modelo proposto pela Mónica Sánchez *et al.* em 2019. O diagrama de simulação de uma instalação AEL encontra-se ilustrado na Figura 4.5.

A pilha de combustível ou “STACK” representa a parte principal do sistema. Para que a eletrólise aconteça é necessário fornecer muita energia, de forma a assegurar a reação eletroquímica responsável pela decomposição da água pura, que não é boa condutora elétrica em hidrogénio e oxigénio

O hidrogénio (H<sub>2</sub>-STACK) e o oxigénio (O<sub>2</sub>-STACK) produzidos na pilha de combustível são através da adição do eletrólito (KOH, 35% p/p) transportados até aos separadores gás-líquido (SEP-H<sub>2</sub> e SEP-O<sub>2</sub>, respetivamente), onde ocorre a separação do eletrólito da mistura gasosa que retorna para a pilha por meio de bombas de recirculação, a bomba PUMP-R1 representa o circuito para o cátodo e a PUMP-R2 para o ânodo. Tanto o reciclo de KOH de hidrogénio (ReH<sub>2</sub>-KOH) como o de oxigénio (ReO<sub>2</sub>-KOH) tem de passar primeiro pelo permutador de calor (IC-R) com o objetivo de arrefecer o eletrólito antes de entrar na pilha (STACK-IN). Após a separação do hidrogénio e oxigénio nos separadores bifásicos estes passam por colunas responsáveis de remover a água (TRAP-H<sub>2</sub> e TRAP-O<sub>2</sub>, respetivamente). Por último, a água desionizada entra no separador de oxigénio (SEP-O<sub>2</sub>) passando antes pela bomba (PUMP-H<sub>2</sub>O) para fornecer água ao processo de eletrólise (H<sub>2</sub>O-FEED).



**Figura 4.5** Representação do fluxograma correspondente a um eletrolisador alcalino, realizado no simulador Aspen Plus.

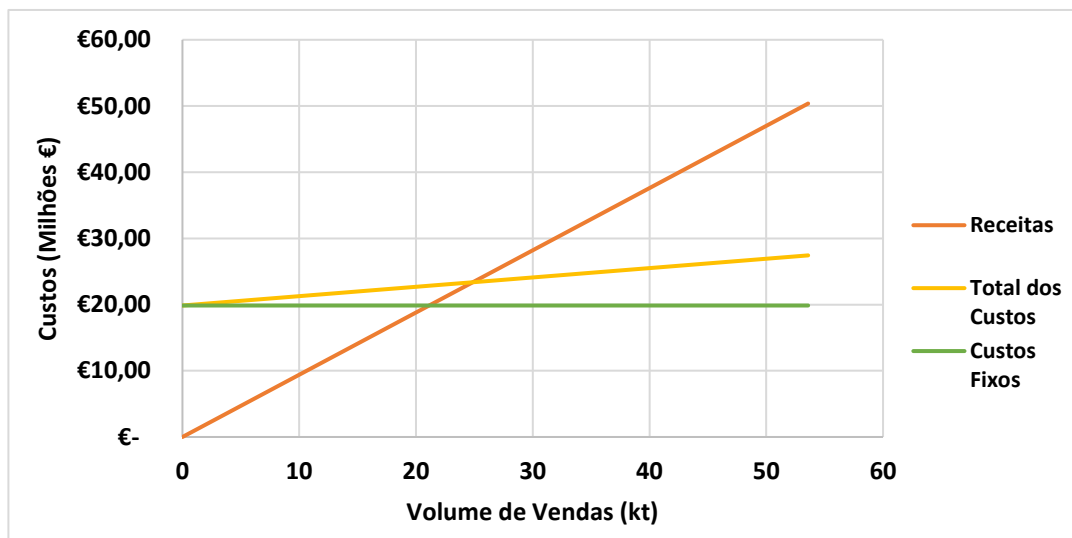
Depois de se determinar a quantidade de  $O_2$  produzido pelo eletrolisador, este produto foi considerado para refazer a avaliação económica anterior de produção de metanol, não se considerando desta vez os gastos com a compra da matéria-prima hidrogénio.

Primeiramente incluiu-se o preço do eletrolisador alcalino, que segundo os dados encontrados na literatura varia entre 1000-2000 €/kW [92] e optou-se por um preço de venda de  $O_2$  igual a 100 €/t. Os passos seguintes serão idênticos aos usados quando somente a unidade de metanol existia, portanto apenas os resultados principais serão discutidos e no Anexo H podem ser consultados todos os resultados obtidos da avaliação económica desta unidade.

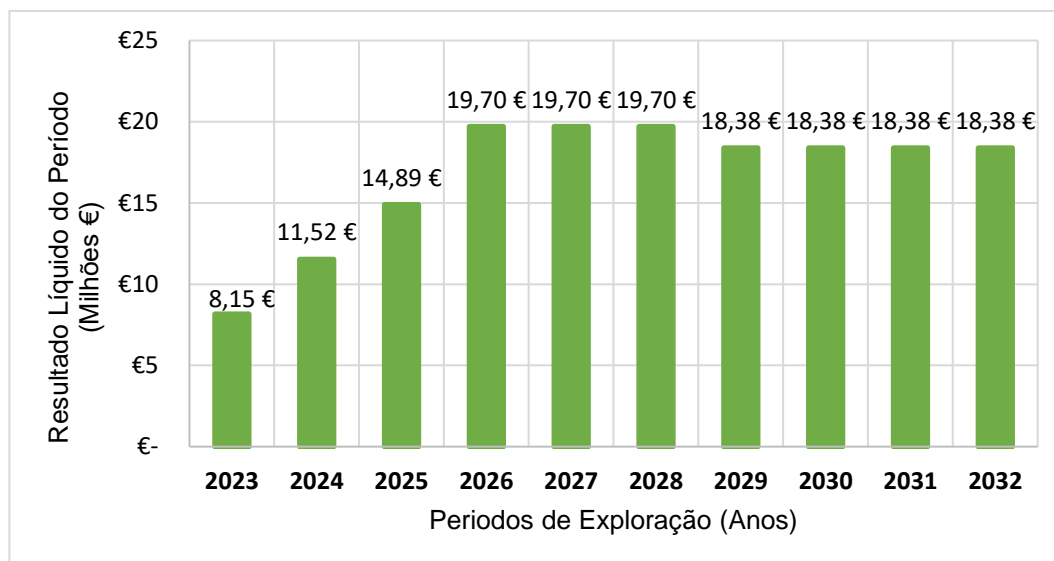
Começando com a análise do ponto crítico obtido, através da Figura 4.6 verifica-se que o mesmo é atingido a um volume de vendas igual a 27 kt e em termos de valores se situa nos 23 Milhões

de euros. Quanto mais baixo for este ponto crítico de vendas melhor, e mais facilmente o processo consegue ser lucrativo, diminuindo o risco económico.

De seguida para analisar a rentabilidade do processo efetuou-se um plano de exploração. Pela Figura 4.7, é possível verificar que os resultados líquidos anuais são sempre positivos.



**Figura 4.6** Análise do Ponto Crítico para uma capacidade de 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100€/t Oxigénio).



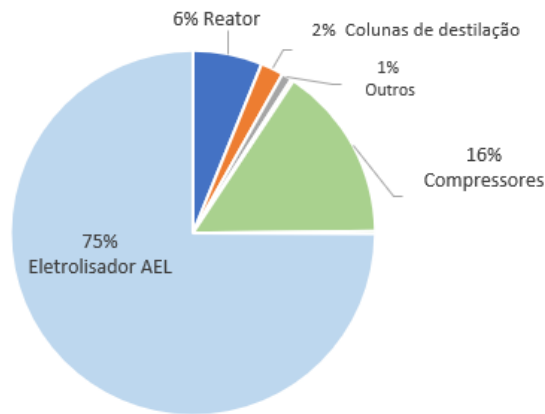
**Figura 4.7** Representação da variação do resultado líquido ao longo dos anos de exploração para 21 kt/ano metanol.

Por último, calcularam-se os critérios de rentabilidade: o VAL, a TIR e o PB.

**Tabela 4.14** Resultados dos critérios de rentabilidade para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100€/t Oxigénio).

Resultados Obtidos	
VAL (Milhares €)	61 060 268,86
TIR (%)	8,55
PB	6 anos, 9 meses e 9 dias

Apesar do cenário bastante otimista observado no plano de exploração e dos critérios indicarem para um projeto economicamente viável, este ainda é um processo bastante dispendioso principalmente, devido ao preço do eletrolisador igual a 17 milhões de euros.



**Figura 4.8** Peso relativo dos equipamentos da unidade de produção de metanol e da unidade eletrolisadora alcalina.

Assim sendo, o processo continua a não ser viável para o atual custo total de fabricação do eletrolisador alcalino e seus constituintes e também para o efetivo preço de mercado do metanol de (550 €/t). No entanto, prevê-se uma redução do preço associado ao eletrolisador no futuro, na medida em que se intensificam os incentivos à promoção da eficiência energética, bem como a revitalização da taxa de carbono. A título de exemplo, destaca-se o recente pedido de financiamento da Repsol juntamente com outras 14 entidades ao *European Green Deal* para desenvolver a primeira unidade de eletrolisadores alcalinos de 100 MW na Europa. Este tipo de iniciativa tornou-se muito comum entre as empresas focadas em alcançar a neutralidade do carbono até 2050, que apostam na promoção de energias limpas, como por exemplo, a energia solar fotovoltaica na liderança da transição energética [94].

## 4.6 Análise de Sensibilidade

Tendo em conta que na avaliação económica efetuada são utilizados valores previsionais, estes valores têm, portanto, um grau de incerteza associado. Desta forma, é bastante importante veri-

ficar o impacto na viabilidade do processo provocado por alterações em variáveis consideradas críticas, visto que uma alteração ligeira no seu valor pode causar um efeito de dimensões elevadas nos critérios de seleção, seja no caso do VAL ou da TIR.

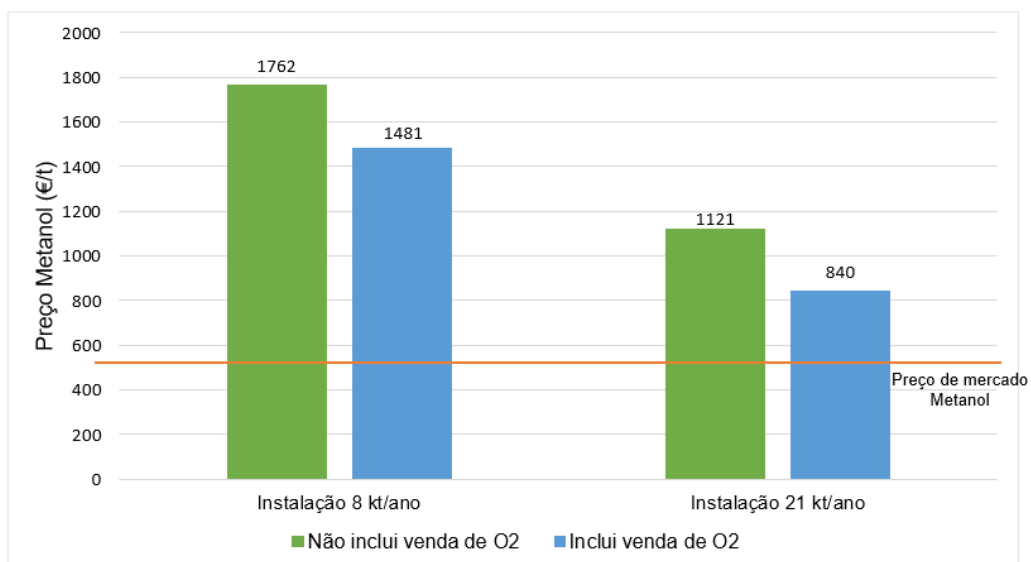
Assim, foram selecionados dois cenários para analisar a sensibilidade económica do projeto: i) possibilidade de se vender o O<sub>2</sub> produzido pelo eletrolisador, e ii) analisar o efeito do aumento da taxa de carbono. Esta análise de cenários permite estudar o efeito da interação de diversos pressupostos considerados críticos para avaliar como será influenciado o preço final do metanol.

Na Tabela 4.15, indicam-se os valores originais e alterados dos parâmetros estudados

**Tabela 4.15** Os parâmetros utilizados para a análise de sensibilidade.

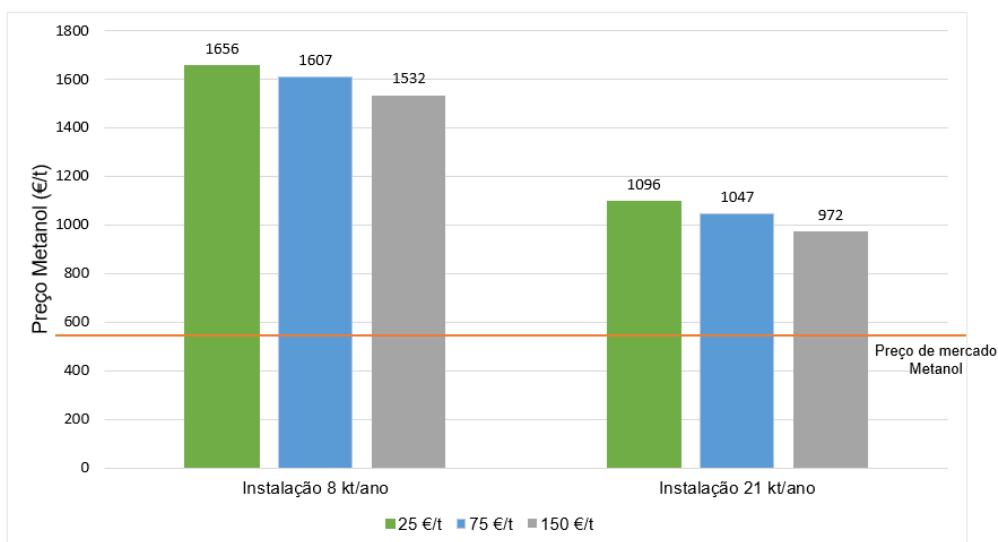
Cenário i) - Venda de O <sub>2</sub>		Cenário ii) - Taxa de carbono		
Opção A	Opção B	Opção A	Opção B	Opção C
O O <sub>2</sub> é vendido a 100 €/t	O O <sub>2</sub> não é vendido	25 €/t	75 €/t	150 €/t

Os dados presentes na Figura 4.9, demonstram como varia o preço de venda de metanol de acordo com a possibilidade de se vender oxigénio, um subproduto da unidade de eletrólise alcalina. Fez-se esta análise para as duas capacidades estudadas de produção de metanol. É de notar, que quando não se inclui a venda deste subproduto consideram-se os custos relativos à compra de hidrogénio. Como se pode observar na Figura 4.9, para as duas capacidades estudadas verifica-se uma redução significativa no preço do metanol, cerca de 281 €/t, quando é considerada a venda do O<sub>2</sub>. Sendo assim, este fator apresenta-se como um fator crítico atrativo para se atingirem resultados mais promissores.



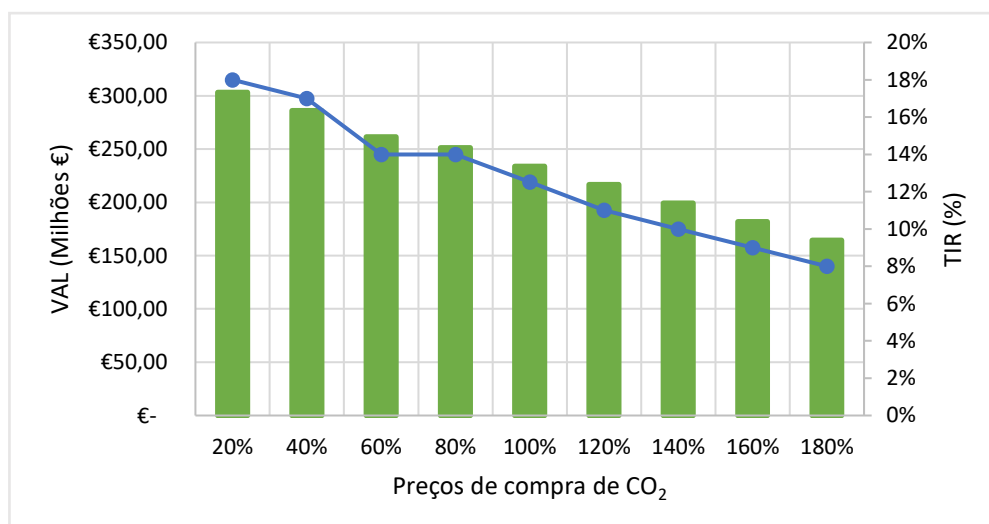
**Figura 4.9** Análise da influência de comercialização do O<sub>2</sub> resultante do processo de eletrólise.

Na seguinte análise, estudou-se o impacto do aumento da taxa de carbono no valor final do metanol. Neste caso, a unidade de eletrólise da água não foi considerada. É possível concluir pela Figura 4.10 que quando ao preço de compra de CO<sub>2</sub> se subtrai a taxa de carbono, este cenário não apresenta um impacto significativo no preço de metanol, que no máximo varia cerca de 75 €/t. Este resultado era expectável e deve-se, à diferença de preços existente entre as matéria-prima CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>.



**Figura 4.10** Análise da influência de aplicar a taxa de carbono.

De modo a analisar se os valores do CO<sub>2</sub> apresentam uma grande variação dos estimados anteriormente, é relevante verificar se este parâmetro influencia a rentabilidade do processo. Esta análise foi feita com base no processo de produção de metanol de capacidade 21 kt/ano (840 €/t CH<sub>3</sub>OH; 100 €/t O<sub>2</sub>; 120 €/t CO<sub>2</sub>) com eletrolisador alcalino integrado no conjunto fabril e foram apenas estudadas as variações do VAL e da TIR.

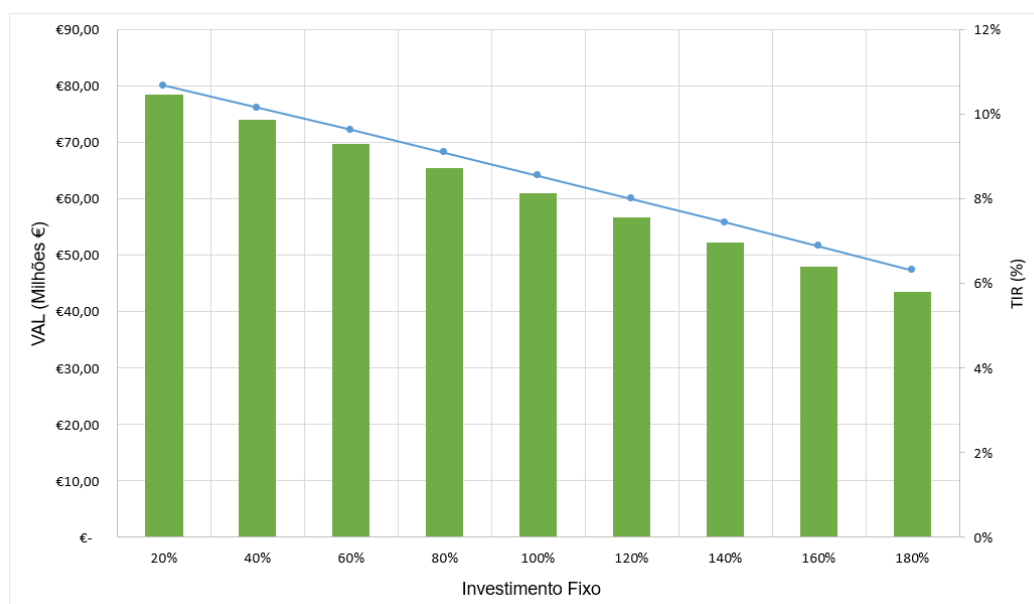


**Figura 4.11** Influência do preço de compra de CO<sub>2</sub> no VAL e na TIR.

Como se pode verificar na Figura 4.11, as oscilações do VAL e da TIR em função do preço de compra de CO<sub>2</sub> não são acentuadas. Uma diminuição de 20 % do preço de compra, provoca um aumento do VAL de 9,8%, sendo que a TIR praticamente não varia, passando de 8,6 % para 9,4 %.

Desta forma, reforça-se a conclusão anterior de que o preço de compra de CO<sub>2</sub> não é um parâmetro crítico para a rentabilidade.

Outro aspeto que pode influenciar a rentabilidade do processo é o investimento fixo. Este é o valor de todos os custos de equipamentos, terreno e outros custos associados a construção da unidade fabril. Fez-se esta análise para o mesmo cenário base de produção de metanol com capacidade de 21 kt/ano.



**Figura 4.12** Análise de sensibilidade ao Investimento Fixo.

Através da análise do gráfico da Figura 4.12, é possível observar que quando se aumenta o investimento fixo, a atratividade do investimento diminui e apesar, de os valores da TIR baixarem também, não chegam a ser ultrapassados pelo valor da taxa de atualização, o que implicaria que a VAL fosse inferior a zero. Desta forma, os resultados obtidos são sempre de um processo rentável.

## 5 Conclusões e Trabalho Futuro

O estudo desenvolvido na presente dissertação de mestrado consistiu em analisar a viabilidade técnica e económica do processo de produção de metanol a partir da hidrogenação de CO<sub>2</sub>, na unidade industrial da BGW.

A nível do esquema processual foi utilizada a ferramenta *Aspen Plus®* para simular tanto a unidade de produção de metanol como o eletrolisador alcalino. Estas simulações foram baseadas na mais recente produção científica.

Começou-se por efetuar os balanços mássicos e entálpicos aos diversos equipamentos integrantes do processo. Considerando 7236 horas de produção por ano, a instalação que serviu como base de estudo irá ter uma capacidade de produção a rondar as 20950 t/ano de metanol, o que equivale a necessidade de alimentar ao processo 4122 t/ano de H<sub>2</sub> e 30000 t/ano de CO<sub>2</sub>.

Ponderou-se a possibilidade de implementar integração energética, a fim de otimizar a rede de permutadores e selecionar o melhor cenário para reaproveitamento energético recorrendo ao programa *Aspen Energy Analyzer*, tendo-se conseguido uma poupança de utilidade quente igual a 77 % e de utilidade fria 57 % para a capacidade de 21 kt/ano de metanol.

Com estas informações, foi possível começar a análise económica do processo. Em primeiro lugar, estimou-se que o investimento total necessário é de cerca de 53,45 milhões de euros. Posteriormente, determinaram-se os custos totais de produção ao longo do tempo de vida útil da instalação, espera-se que estes variem entre 18,37 e 21,84 milhões de euros. Partindo do plano de exploração e das projeções dos cash flows, estudou-se a viabilidade do processo. A rentabilidade foi analisada através de critérios de rentabilidade como o VAL, a TIR e o PB. Todos os parâmetros reforçaram a ideia que é viável a implementação do processo para o período em estudo, ou seja, é recuperável o investimento na sua totalidade ao fim de 6 anos. Isto pressupondo dois extremos que, o preço de metanol terá de aumentar consideravelmente até 1121 €/t e o preço de hidrogénio descer drasticamente até 110 €/t.

Por fim, fez-se uma análise de sensibilidade ao preço de metanol que varia entre 840 e 1762 €/t valores estes bastante superiores em relação preço atual de mercado do metanol de 550 €/t. A possibilidade de se vender oxigénio resultante como subproduto da eletrólise da água demonstrou ser um elemento-chave para promover a redução do preço de metanol.

Em suma, os valores resultantes da análise económica asseguram a rentabilidade e atratividade do processo, embora seja importante mencionar que para este estudo foi necessário fazer várias aproximações e que todos os resultados apresentados são previsionais, havendo a possibilidade

de os valores que venham a ocorrer sejam significativamente diferentes dos estimados. No entanto, devido ao consumo desmesurado de fontes não renováveis, têm vindo a ser enveredados, cada vez mais, esforços para o desenvolvimento de tecnologias alternativas que permitam substituir as principais fontes de energia atuais, de modo a diminuir o impacto negativo no ambiente e que simultaneamente sejam viáveis em termos económicos. Uma dessas alternativas sustentáveis é o processo de hidrogenação de CO<sub>2</sub> para produzir metanol proposto na presente dissertação.

Como trabalho a realizar no futuro sugere-se efetuar uma análise da viabilidade ambiental do processo, com o auxílio do software *OpenLCA* que permite avaliar a sustentabilidade de produtos. Propõe-se ainda uma análise mais detalhada de vários cenários de integração energética, dado que apesar de uma diminuição de consumo total de utilidades de 66 %, ainda existe potencial para uma maior recuperação de calor em cada uma das utilidades utilizadas.

## 6 Bibliografia

- [1] Our World in Data, "Overview of Global Energy", [Online]. Disponível: <https://ourworldindata.org/energy-overview> (acedido a 28 de outubro de 2021).
- [2] GLOBAL CLIMATE CHANGE, "Facts", [Online]. Disponível: <https://climate.nasa.gov/vital-signs/carbon-dioxide/> (acedido a 26 de maio de 2021).
- [3] Our World in Data, "Annual CO<sub>2</sub> emissions from fossil fuels", [Online]. Disponível: <https://ourworldindata.org/grapher/annual-co-emissions-by-region> (acedido a 26 de maio de 2021).
- [4] THE WORLD BANK, "Carbon Pricing Dashboard", [Online]. Disponível: [https://carbonpricingdashboard.worldbank.org/map\\_data](https://carbonpricingdashboard.worldbank.org/map_data) (acedido a 26 de maio de 2021).
- [5] NOCTULA Consultores em Ambiente, "Cimeira do G20: Porque é o Acordo de Paris tão importante no combate às alterações climáticas?", [Online]. Disponível: <https://noctula.pt/porque-e-o-acordo-de-paris-tao-importante-para-o-combate-as-alteracoes-climaticas/> (acedido a 14 de setembro de 2021).
- [6] UNO environment programme, "Emissions Gap Report 2021", [Online]. Disponível: <https://www.unep.org/resources/emissions-gap-report-2021> (acedido a 15 de novembro de 2021)
- [7] SINTETICA, "Captura, armazenamento e reutilização de CO<sub>2</sub>", [Online]. Disponível: <https://www.sintetica.enilubes.com/pt/noticias/captura-armazenamento-e-reutilizacao-de-co2> (acedido a 27 de maio de 2021).
- [8] N. Cas, "Ficha de Dados de Segurança SECÇÃO 1 : Identificação da substância / mistura e da sociedade / empresa SECÇÃO 2 : Identificação dos perigos," vol. 2006, pp. 1–19, 2021.
- [9] I. L. Wiesberg, "PRODUÇÃO DE METANOL VIA HIDROGENAÇÃO DE CO<sub>2</sub> OU BI-REFORMA DE GÁS NATURAL : ANÁLISE TÉCNICA , EXERGÉTICA , ECONÔMICA E," 2016.
- [10] METHANOL INSTITUTE, "APPLICATIONS", [Online]. Disponível: <https://www.methanol.org/applications/> (acedido a 27 de maio de 2021).
- [11] METHANOL INSTITUTE, "METHANOL PRICE AND SUPPLY/DEMAND" [Online]. Disponível: <https://www.methanol.org/methanol-price-supply-demand/> (acedido a 7 de outubro de 2021).
- [12] K. A. Ali, A. Z. Abdullah, and A. R. Mohamed, "Recent development in catalytic technologies for methanol synthesis from renewable sources: A critical review," *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 44, pp. 508–518, 2015.
- [13] Syngas: Production Methods, Post Treatment and Economics, ed. I. B. A. Kurucz, Nova Science

- Publishers, New York, 2009.
- [14] J. Lange, "Methanol synthesis: a short review of technology improvements," *Catal. Today*, vol. 64, no. 1–2, pp. 3–8, 2001.
- [15] H. Nieminen, A. Laari, and T. Koiranen, "CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol by a liquid-phase process with alcoholic solvents: A techno-economic analysis," *Processes*, vol. 7, no. 7, pp. 1–24, 2019.
- [16] Y. Park, S. Baek, and S. Ihm, "CO<sub>2</sub> hydrogenation over copper-based hybrid catalysts," 2002.
- [17] M. S. Tech, F. De Sáles, and V. Vázquez, "20. CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol," *Transformations*, pp. 385–412, 2016.
- [18] P. J. A. Tijm, F. J. Qaller and D. M. Brown, Methanol technology developments for the new millennium, *Appl. Catal., A*, 2001, 221, 275–282.
- [19] F. Arena, G. Mezzatesta, L. Spadaro, and G. Trunfio, "Latest advances in the catalytic hydrogenation of carbon dioxide to methanol/dimethylether," in *Transformation and Utilization of Carbon Dioxide*, Springer, 2014, pp. 103–130.
- [20] Debajyoti Bose, "(PDF) Design Parameters for a Hydro desulfurization (HDS) Unit for Petroleum Naphtha at 3500 Barrels per Day," *World Sci. News*, vol. 9, no. May, pp. 88–100, 2015.
- [21] G. A. Olah, "Towards oil independence through renewable methanol chemistry," *Angew. Chemie - Int. Ed.* vol. 52, no. 1, pp. 104–107, 2013, doi: 10.1002/anie.201204995.
- [22] H. Zhang, L. Wang, J. van Herle, F. Maréchal, and U. Desideri, "Techno-economic optimization of CO<sub>2</sub>-to-methanol with solid-oxide electrolyzer," *Energies*, vol. 12, no. 19, 2019.
- [26] F. Pontzen, W. Liebner, V. Gronemann, M. Rothaemel and B. Ahlers, CO<sub>2</sub>-based methanol and DME – Efficient technologies for industrial scale production, *Catal. Today*, 2011, 171, 242–250.
- [27] M. Saito, M. Takeuchi, T. Watanabe, J. Toyir, S. Luo and J. Wu, Methanol Synthesis from CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub> over a Cu/ZnO-Based Multicomponent Catalyst, *Energy Convers. Manage.*, 1997, 38, 403–408.
- [28] M. Saito, M. Takeuchi, T. Fujitani, J. Toyir, S. Luo, J. Wu, H. Mabuse, K. Ushikoshi, K. Mori and T. Watanabe, Advances in joint research between NIRE and RITE for developing a novel technology for methanol synthesis from CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>, *Appl. Organomet. Chem.*, 2000, 14, 763–772.
- [29] M. Takeuchi, H. Mabuse, T. Watanabe, M. Umeno, T. Matsuda, K. Mori, K. Ushikoshi, J. Toyir, S. Luo, J. Wu and M. Saito, US Pat., 6048820, 2000.

- [30] B. Doss, C. Ramos and S. Atkins, Optimization of Methanol Synthesis from Carbon Dioxide and Hydrogen, *Energy Fuels*, 2009, 23, 4647–4650.
- [31] M. Specht, A. Bandi, M. Elser and F. Staiss, Comparison CO<sub>2</sub> sources for the synthesis of renewable methanol, *Stud. Surf. Sci. Catal.*, 1998, 114, 363–366.
- [32] O.-S. Joo, K.-D. Jung, I. Moon, A. Y. Rozovskii, G. I. Lin, S.-H. Han and S.-J. Uhm, Carbon Dioxide Hydrogenation To Form Methanol via a Reverse-Water-Gas-Shift Reaction (the CAMERE Process), *Ind. Eng. Chem. Res.*, 1999, 38, 1808–1812.
- [33] S. G. Jadhav, P. D. Vaidya, B. M. Bhanage, and J. B. Joshi, “Catalytic carbon dioxide hydrogenation to methanol: A review of recent studies,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 92, no. 11, pp. 2557–2567, 2014.
- [34] J. Liu, J. Shi, D. He, Q. Zhang, X. Wu, Y. Liang, and Q. Zhu, “Surface active structure of ultra-fine Cu / ZrO<sub>2</sub> catalysts used for the CO<sub>2</sub> + H<sub>2</sub> to methanol reaction,” *Appl. Catal. A Gen.*, vol. 218, pp. 113–119, 2001.
- [35] X. M. Liu, G. Q. Lu, and Z. F. Yan, “Nanocrystalline zirconia as catalyst support in methanol synthesis,” *Appl. Catal. A Gen.*, vol. 279, no. 1–2, pp. 241–245, 2005.
- [36] J. Toyir, P. Ramírez De La Piscina, J. L. G. Fierro, and N. Homs, “Highly effective conversion of CO<sub>2</sub> to methanol over supported and promoted copper-based catalysts: Influence of support and promoter,” *Appl. Catal. B Environ.*, vol. 29, no. 3, pp. 207–215, 2001.
- [37] J. Toyir, P. Ramírez de la Piscina, J. L. G. Fierro, and N. Homs, “Catalytic performance for CO<sub>2</sub> conversion to methanol of gallium-promoted copper-based catalysts: Influence of metallic precursors,” *Appl. Catal. B Environ.*, vol. 34, no. 4, pp. 255–266, 2001.
- [38] X. Guo, D. Mao, G. Lu, S. Wang, and G. Wu, “Glycine-nitrate combustion synthesis of CuO-ZnO-ZrO<sub>2</sub> catalysts for methanol synthesis from CO<sub>2</sub> hydrogenation,” *J. Catal.*, vol. 271, no. 2, pp. 178–185, 2010.
- [39] X. Guo, D. Mao, S. Wang, G. Wu, and G. Lu, “Combustion synthesis of CuO-ZnO-ZrO<sub>2</sub> catalysts for the hydrogenation of carbon dioxide to methanol,” *Catal. Commun.*, vol. 10, no. 13, pp. 1661–1664, 2009.
- [40] X. Guo, D. Mao, G. Lu, S. Wang, and G. Wu, “CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol over Cu/ZnO/ZrO<sub>2</sub> catalysts prepared via a route of solid-state reaction,” *Catal. Commun.*, vol. 12, no. 12, pp. 1095–1098, 2011.
- [41] R. Raudaskoski, M. V. Niemela, and R. L. Keiski, “The effect of ageing time on co-precipitated Cu/ZnO/ZrO<sub>2</sub> catalysts used in methanol synthesis from CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>,” *Top. Catal.*, vol. 45, no. 1–4, pp. 57–60, 2007.
- [42] W. Cai, P. R. de la Piscina, J. Toyir, and N. Homs, “CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol over CuZnGa catalysts prepared using microwave-assisted methods,” *Catal. Today*, vol. 242, pp. 193–199,

- 2014.
- [43] E. Frei, A. Schaadt, T. Ludwig, H. Hillebrecht, and I. Krossing, "The influence of the precipitation/ageing temperature on a Cu/ZnO/ZrO<sub>2</sub> catalyst for methanol synthesis from H<sub>2</sub> and CO<sub>2</sub>," *ChemCatChem*, vol. 6, no. 6, pp. 1721–1730, 2014.
- [44] X. An, Y. Zuo, Q. Zhang, and J. Wang, "Methanol Synthesis from CO<sub>2</sub> Hydrogenation with a Cu/Zn/Al/Zr Fibrous Catalyst," *Chinese J. Chem. Eng.*, vol. 17, no. 1, pp. 88–94, 2009.
- [45] P. Gao, F. Li, N. Zhao, F. Xiao, W. Wei, L. Zhong, and Y. Sun, "Influence of modifier (Mn, La, Ce, Zr and Y) on the performance of Cu/Zn/Al catalysts via hydrotalcite-like precursors for CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol," *Appl. Catal. A Gen.*, vol. 468, no. August, pp. 442–452, 2013.
- [46] J. Słoczyński, R. Grabowski, a. Kozłowska, P. Olszewski, J. Stoch, J. Skrzypek, and M. Lachowska, "Catalytic activity of the M/(3ZnO·ZrO<sub>2</sub>) system (M = Cu, Ag, Au) in the hydrogenation of CO<sub>2</sub> to methanol," *Appl. Catal. A Gen.*, vol. 278, no. 1, pp. 11–23, 2004.
- [47] M. Madej-Lachowska, A. Kasprzyk-Mrzyk, H. Moroz, a I. Lachowski, and H. Wyzgol, "Methanol Synthesis from Carbon Dioxide and Hydrogen over CuO / ZnO / ZrO<sub>2</sub> promoted catalysts," *Chemik*, vol. 68, no. 1, pp. 61–68, 2014.
- [48] Bertau M, Offermanns H, Plass L, Schmidt F, Wernicke HJ. Methanol generation. In: *Methanol: the basic chemical and energy feedstock of the future*. Berlin, Heidelberg: Springer, 2014.
- [49] Konig P, Gohna H. Process of producing methanol, US5827901A, GEA Group AG, 1997.
- [50] P. König and H. Gohna, US Pat., 5631302, 1995.
- [51] Saito M, Fujitani T, Takeuchi M, Watanabe T. Development of copper/ zinc oxide-based multicomponent catalysts for methanol synthesis from carbon dioxide and hydrogen. *Appl Catal A Gen* 1996; 138: 311–318.
- [52] Matsushita T, Haganuma T, Fujita D. Process for producing methanol, US20130237618, Mitsui Chemicals Inc, 2011.
- [53] O.-S. Joo, K. Jung, I. Moon, A. Y. Rozovskii, G. I. Lin, S. Han, S. Uhm, *Ind. Eng. Chem. Res.* 1999, 38, 1808–1812.
- [54] O.-S. Joo, K.-D. Jung, Y. Jung, in *Carbon Dioxide Utilization for Global Sustainability* (Eds.: J.-S.C. Sang-Eon Park, L. Kyu-Wan), *Studies in Surface Science and Catalysis Series*, Vol. 153, Elsevier, Amsterdam 2004, 67.
- [55] Joo OS, Jung KD, Jung Y. Carbon dioxide utilization for global sustainability. *Proceedings of the 7th International Conference on Carbon Dioxide Utilization*, Amsterdam: Elsevier, 2007.

- [56] B. Stefansson, *Methanol fuel from power and CO<sub>2</sub> emissions Opportunities and Challenges*, Brussels, 2015.
- [57] P. Grauer and R. Meyer-Pittroff, EP Pat., 2647596, 2013.
- [58] D. S. Marlin, E. Sarron, and Ó. Sigurbjörnsson, "Process Advantages of Direct CO<sub>2</sub> to Methanol Synthesis," *Front. Chem.*, vol. 6, no. September, pp. 1–8, 2018, doi: 10.3389/fchem.2018.00446
- [59] L. Samiee and S. Gandzha, "Power to methanol technologies via CO<sub>2</sub> recovery: CO<sub>2</sub> hydrogenation and electrocatalytic routes," *Rev. Chem. Eng.*, 2019.
- [60] P. Gordon and A. Bosick, US Pat., 8198338, 2012.
- [61] FReSMe, FReSMe - From Residual Steel gases to Methanol, in 2017 EU PROCESS INDUSTRY CONFERENCE: A LOOK TO THE FUTURE. 2017, SPIRE: Brussels, Belgium.
- [62] Hus, M., et al., Unravelling the mechanisms of CO<sub>2</sub> hydrogenation to methanol on Cu-based catalysts using first-principles multiscale modelling and experiments. *Catalysis Science & Technology*, 2017. 7(24): p. 5900-5913.
- [63] R. Pacios and C. David, "Synthesis of methanol from captured carbon dioxide using surplus electricity," 2020.
- [64] MefCO<sub>2</sub>, "Project progress", [Online]. *Disponível*: [http://www.mefco2.eu/project\\_progress.php](http://www.mefco2.eu/project_progress.php) (acedido a 23 de setembro de 2021).
- [65] A. A. Kiss, J. J. Pragt, H. J. Vos, G. Bargeman, and M. T. de Groot, "Novel efficient process for methanol synthesis by CO<sub>2</sub> hydrogenation," *Chem. Eng. J.*, vol. 284, pp. 260–269, 2016.
- [66] D. Bellotti, M. Rivarolo, L. Magistri, and A. F. Massardo, "Feasibility study of methanol production plant from hydrogen and captured carbon dioxide," *J. CO<sub>2</sub> Util.*, vol. 21, no. July, pp. 132–138, 2017.
- [67] V. Dieterich, A. Buttler, A. Hanel, H. Spliethoff, and S. Fendt, "Power-to-liquid via synthesis of methanol, DME or Fischer–Tropsch-fuels: a review," *Energy Environ. Sci.*, vol. 13, no. 10, pp. 3207–3252, 2020.
- [68] L. R. Clausen, N. Houbak and B. Elmegaard, Technoeconomic analysis of a methanol plant based on gasification of biomass and electrolysis of water, *Energy*, 2010, 35, 2338–2347.
- [69] J. Lebak, H. O. Hansen, A. Mortensgaard, J. B. Hansen, A. S. Petersen, I. Loncarevic and C. Torbensen, Green-SynFuels Report. Final Project Report, Danish Technological Institute, 2011.
- [70] L. Barbato, G. Iaquaniello and A. Mangiapane, CO<sub>2</sub>: A Valuable Source of Carbon, ed. M. D. Falco, G. Iaquaniello and G. Centi, Springer London, London, 2013, pp. 67–79.

- [71] D. Mignard, M. Sahibzada, J. M. Duthie and H. W. Whittington, Methanol synthesis from flue-gas CO<sub>2</sub> and renewable electricity: a feasibility study, *Int. J. Hydrogen Energy*, 2003,.
- [72] M. Pérez-Fortes, J. C. Schöneberger, A. Boulamanti, and E. Tzimas, "Methanol synthesis using captured CO<sub>2</sub> as raw material: Techno-economic and environmental assessment," *Appl. Energy*, vol. 161, pp. 718–732, 2016.
- [73] R. Rivera-Tinoco *et al.*, "Investigation of power-to-methanol processes coupling electrolytic hydrogen production and catalytic CO<sub>2</sub> reduction," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 41, no. 8, pp. 4546–4559, 2016.
- [74] A. Tremel, P. Wasserscheid, M. Baldauf, and T. Hammer, "Techno-economic analysis for the synthesis of liquid and gaseous fuels based on hydrogen production via electrolysis," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 40, no. 35, pp. 11457–11464, 2015.
- [75] M. Bertau, H. Offermanns, L. Plass, F. Schmidt, and H. J. Wernicke, "Methanol: The basic chemical and energy feedstock of the future: Asinger's vision today," *Methanol Basic Chem. Energy Feed. Futur. Asinger's Vis.* 2014.
- [76] K. Atsonios, K. D. Panopoulos, and E. Kakaras, "Investigation of technical and economic aspects for methanol production through CO<sub>2</sub> hydrogenation," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 41, no. 4, pp. 2202–2214, 2016.
- [77] J. Nyári, "Techno-economic feasibility study of a methanol plant using carbon dioxide and hydrogen," 2018.
- [78] Lim, H.-W., et al., *Modeling of the Kinetics for Methanol Synthesis using Cu/ZnO/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/ZrO<sub>2</sub> Catalyst: Influence of Carbon Dioxide during Hydrogenation*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2009. 48(23): p. 10448-10455.
- [79] Graaf, G.H., E.J. Stamhuis, and A.A.C.M. Beenackers, *Kinetics of low-pressure methanol synthesis*. Chemical Engineering Science, 1988. 43(12): p. 3185-3195.
- [80] An, X., et al., *Methanol Synthesis from CO<sub>2</sub> Hydrogenation with a Cu/Zn/Al/Zr Fibrous Catalyst*. Chinese Journal of Chemical Engineering, 2009. 17(1): p. 88-94.
- [81] Van-Dal, É.S. and C. Bouallou, *Design and simulation of a methanol production plant from CO<sub>2</sub> hydrogenation*. Journal of Cleaner Production, 2013. 57: p. 38-45.
- [82] M. Sadath, US Pat., 0208529, 2018.
- [83] A. Portela, "Análise Pinch das Fábricas de 1, 3 – Butadieno e ETBE do Complexo Petroquímico de Sines " 2016.

- [84] J. Vicker, D. Peterson, and K. Randolph, "Cost of Electrolytic Hydrogen Production with Existing Technology," *Am. Department Energy United States Am.*, p. 5, 2020, [Online]. Disponível: <https://www.hydrogen.energy.gov/pdfs/20004-cost-electrolytic-hydrogen-production.pdf>. (acedido a 7 de setembro de 2021)
- [85] M. K. Centre and M. K. Centre, "Public final report – Methanol as an alternative fuel for vessels," no. February, pp. 1–24, 2018.
- [86] Wiesberg, I.L., et al., *Carbon dioxide management by chemical conversion to methanol: HYDROGENATION and BI-REFORMING*. Energy Conversion and Management, 2016. 125: p. 320-335.
- [87] Amirkhas, E., et al., *METHANOL PRODUCTION IN TRINIDAD & TOBAGO Final Report: Phase II*. 2006, University of California, Davis.
- [88] Bejan, A., G. Tsatsaroi, and M. Moran, *Thermal design and optimization*. 1996: John Wiley & Sons, INC.
- [89] Marshall Swift Valuation Services, "Report - Inventory Index Factors," pp. 1–9, 2021.
- [90] J. M. Reis, "Estimativa do Investimento e Avaliação Económico- - Financeira do Projecto de uma Nova Fábrica," pp. 1–48, 2017
- [91] "O que é o Valor Actualizado Líquido (VAL)? - Portal Gestão." [Online]. Disponível: <https://www.portal-gestao.com/artigos/6505-o-que-é-o-valor-actualizado-líquido-val.html>. (acedido a 10 de novembro de 2021)
- [92] O. Schmidt, A. Gambhir, I. Staffell, A. Hawkes, J. Nelson, and S. Few, "Future cost and performance of water electrolysis: An expert elicitation study," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 42, no. 52, pp. 30470–30492, 2017.
- [93] M. Sánchez, E. Amores, D. Abad, L. Rodríguez, and C. Clemente-Jul, "Aspen Plus model of an alkaline electrolysis system for hydrogen production," *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 45, no. 7, pp. 3916–3929, 2020.
- [94] E. G. Deal, "REPSOL INTEGRA CONSÓRCIO," pp. 24–26, 2021.
- [95] GAIURB, "ESTIMATIVA ORÇAMENTAL - PREÇO MÉDIO DE REFERENCIA POR M2 DE CONSTRUÇÃO ANO 2020", [Online]. Disponível: [https://www.gaiurb.pt/pages/651?news\\_id=365](https://www.gaiurb.pt/pages/651?news_id=365) (acedido a 28 de outubro de 2021).



## 7 Anexos

### Anexo A Condições fixas das correntes

**Tabela A. 1** Condições operatórias das correntes para uma instalação de produção de metanol com capacidade de 8 kt/ano.

	CO2FEED	H2FEED	MIX	FEED	PRODUCT	RECYCLE	RAWMEOH	PURGE
<b>Temperatura (°C)</b>	20,00	50,00	46,52	250,00	250,00	29,73	29,73	29,73
<b>Pressão (bar)</b>	2,00	50,00	50,00	50,00	50,00	45,00	45,00	45,00
<b>Fração de vapor</b>	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	36,70	110,11	853,34	853,34	782,01	710,07	71,94	3,55
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	1615,36	221,98	7353,69	7353,69	7353,69	5544,07	1809,62	27,72
<b>Caudal volumétrico (L/min)</b>	7376,89	1013,86	7737,50	7737,50	11551,48	6767,21	35,66	33,84
<b>Entalpia (Gcal/h)</b>	-3,45	0,02	-11,95	-10,64	-11,15	-8,65	-4,56	-0,04
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00	0,00	6,72	6,72	650,64	6,75	643,89	0,03
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	0,00	0,00	65,10	65,10	1207,84	65,43	1142,41	0,33
<b>H<sub>2</sub></b>	0,00	221,98	1436,15	1436,15	1220,31	1220,28	0,04	6,10
<b>CO<sub>2</sub></b>	1615,36	0,00	5407,34	5407,34	3834,30	3811,04	23,27	19,06
<b>CO</b>	0,00	0,00	438,37	438,37	440,60	440,57	0,02	2,20
<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0009	0,0009	0,0885	0,0012	0,3558	0,0012
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,0089	0,0089	0,1642	0,0118	0,6313	0,0118
<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0000	1,0000	0,1953	0,1953	0,1659	0,2201	0,0000	0,2201
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	1,0000	0,0000	0,7353	0,7353	0,5214	0,6874	0,0129	0,6874

<b>Fração mássica CO</b>	0,0000	0,0000	0,0596	0,0596	0,0599	0,0795	0,0000	0,0795
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0004	0,0004	0,0462	0,0005	0,4968	0,0005
<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,0024	0,0024	0,0482	0,0029	0,4956	0,0029
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0000	1,0000	0,8349	0,8349	0,7741	0,8525	0,0002	0,8525
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	1,0000	0,0000	0,1440	0,1440	0,1114	0,1220	0,0073	0,1220
<b>Fração molar CO</b>	0,0000	0,0000	0,0183	0,0183	0,0201	0,0222	0,0000	0,0222
	<b>CO2RICH</b>	<b>BOTTOM</b>	<b>METHANOL</b>	<b>S1</b>	<b>S2</b>	<b>S3</b>	<b>S4</b>	<b>S5</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	30,28	101,39	30,00	95,31	38,00	119,66	38,00	118,20
<b>Pressão (bar)</b>	1,00	1,00	1,00	4,40	4,40	10,00	10,00	22,30
<b>Fração de vapor</b>	1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	0,53	35,86	35,21	36,70	36,70	36,70	36,70	36,70
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	21,73	648,11	1128,39	1615,36	1615,36	1615,36	1615,36	1615,36
<b>Caudal volumétrico (L/min)</b>	223,43	11,81	23,89	4215,24	3528,20	1961,58	1512,96	855,86
<b>Entalpia (Gcal/h)</b>	-0,05	-2,42	-2,03	-3,43	-3,45	-3,42	-3,45	-3,42
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,21	643,48	0,19	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	1,95	4,63	1126,8136	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>H<sub>2</sub></b>	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>CO<sub>2</sub></b>	19,52	0,00	1,39	1615,36	1615,36	1615,36	1615,36	1615,36
<b>CO</b>	0,0241	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,0095	0,9929	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0896	0,0071	0,9986	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0017	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	0,8981	0,0000	0,0012	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
<b>Fração mássica CO</b>	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,0214	0,9960	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,1137	0,0040	0,9988	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0335	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	0,8297	0,0000	0,0009	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
<b>Fração molar CO</b>	0,0016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	<b>S6</b>	<b>S7</b>	<b>S8</b>	<b>S9</b>	<b>S10</b>	<b>S11</b>	<b>S12</b>	<b>S13</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	38,00	119,56	30,00	29,73	42,21	30,28	86,80	70,08
<b>Pressão (bar)</b>	22,30	50,00	49,99	45,00	50,00	1,00	1,00	1,00
<b>Fração de vapor</b>	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	36,70	36,70	782,01	706,52	706,52	71,41	71,41	50,20
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	1615,36	1615,36	7353,69	5516,35	5516,35	1787,88	1787,88	1522,66
<b>Caudal volumétrico (l/min)</b>	637,44	363,42	6609,31	6733,38	6327,18	35,33	35038,95	23491,61
<b>Entalpia (gcal/h)</b>	-3,45	-3,43	-12,51	-8,61	-8,54	-4,52	-3,74	-2,45
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00	0,00	650,64	6,72	6,72	643,68	643,68	111,38
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	0,00	0,00	1207,84	65,10	65,10	1140,46	1140,46	1407,52
<b>H<sub>2</sub></b>	0,00	0,00	1220,31	1214,18	1214,18	0,00	0,00	0,00
<b>CO<sub>2</sub></b>	1615,36	1615,36	3834,30	3791,98	3791,98	3,75	3,75	3,75
<b>CO</b>	0,0000	0,0000	440,5971	438,3703	438,3703	0,0000	0,0000	0,0000

<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0885	0,0012	0,0012	0,3600	0,3600	0,0732
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,1642	0,0118	0,0118	0,6379	0,6379	0,9244
<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,1659	0,2201	0,2201	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	1,0000	1,0000	0,5214	0,6874	0,6874	0,0021	0,0021	0,0025
<b>Fração mássica CO</b>	0,0000	0,0000	0,0599	0,0795	0,0795	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0462	0,0005	0,0005	0,5004	0,5004	0,1232
<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,0482	0,0029	0,0029	0,4984	0,4984	0,8751
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,7741	0,8525	0,8525	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	1,0000	1,0000	0,1114	0,1220	0,1220	0,0012	0,0012	0,0017
<b>Fração molar CO</b>	0,0000	0,0000	0,0201	0,0222	0,0222	0,0000	0,0000	0,0000
	<b>S14</b>	<b>S15</b>	<b>S16</b>	<b>VAPOUR</b>		<b>AIR</b>	<b>STEAM</b>	<b>S17</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	72,04	60,24	32,06	60,24		15,00	1509,32	120,00
<b>Pressão (bar)</b>	1,00	1,00	1,00	1,00		1,00	1,00	1,00
<b>Fração de vapor</b>	0,00	0,00	1,00	1,00		1,00	1,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	14,65	35,21	4,42	0,34		17,20	21,63	21,62
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	382,88	1128,39	60,85	11,40		498,00	558,85	558,85
<b>Caudal volumétrico (L/min)</b>	8,17	25,08	1869,13	152,77		6866,01	53415,14	11782,36
<b>Entalpia (Gcal/h)</b>	-0,90	-2,00	-0,11	-0,02		0,00	0,15	-0,09
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	111,19	0,19	0,24	0,00		-	-	-
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	271,69	1126,81	11,31	9,04		-	-	-

<b>H<sub>2</sub></b>	0,00	0,00	6,14	0,00		-	-	-
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,00	1,39	40,93	2,36		-	-	-
<b>CO</b>	0,00	0,00	2,23	0,00		-	-	-
<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,2904	0,0002	0,0040	0,0000		-	-	-
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,7096	0,9986	0,1859	0,7930		-	-	-
<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,1009	0,0000		-	-	-
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0012	0,6727	0,2070		-	-	-
<b>Fração mássica CO</b>	0,0000	0,0000	0,0366	0,0000		-	-	-
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,4213	0,0003	0,0030	0,0001		-	-	-
<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,5787	0,9988	0,0799	0,8402		-	-	-
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,6887	0,0000		-	-	-
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0009	0,2104	0,1597		-	-	-
<b>Fração molar CO</b>	0,0000	0,0000	0,0180	0,0000		-	-	-



**Tabela A.2** Condições operatórias das correntes para uma instalação de produção de metanol com capacidade de 21 kt/ano.

	CO2FEED	H2FEED	MIX	FEED	PRODUCT	RECYCLE	RAWMEOH	PURGE
<b>Temperatura (°C)</b>	20,00	50,00	46,52	250,00	250,00	29,73	29,73	29,73
<b>Pressão (bar)</b>	2,00	50,00	50,00	50,00	50,00	45,00	45,00	45,00
<b>Fração de vapor</b>	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	94,20	282,61	2221,84	2221,84	2038,82	1854,29	184,59	9,27
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	4145,90	569,71	19077,52	19077,52	19077,52	14434,07	4643,21	72,17
<b>Caudal volumétrico (L/min)</b>	18933,15	2602,13	20142,94	32864,02	30117,61	17671,42	91,51	88,36
<b>Entalpia (Gcal/h)</b>	-8,86	0,05	-30,99	-27,58	-28,89	-22,53	-11,71	-0,11
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00	0,00	17,54	17,54	1669,79	17,63	1652,16	0,09
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	0,00	0,00	169,95	169,95	3102,13	170,80	2931,33	0,85
<b>H<sub>2</sub></b>	0,00	569,71	3743,17	3743,17	3189,34	3189,40	0,09	15,95
<b>CO<sub>2</sub></b>	4145,90	0,00	14025,94	14025,94	9989,65	9929,69	59,57	49,65
<b>CO</b>	0,00	0,00	1120,91	1120,91	1126,62	1126,55	0,06	5,63
<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0009	0,0009	0,0875	0,0012	0,3558	0,0012
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,0089	0,0089	0,1626	0,0118	0,6313	0,0118
<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0000	1,0000	0,1962	0,1962	0,1672	0,2210	0,0000	0,2210
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	1,0000	0,0000	0,7352	0,7352	0,5236	0,6879	0,0128	0,6879
<b>Fração mássica CO</b>	0,0000	0,0000	0,0588	0,0588	0,0591	0,0780	0,0000	0,0780
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0004	0,0004	0,0455	0,0005	0,4968	0,0005

<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,0024	0,0024	0,0475	0,0029	0,4956	0,0029
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0000	1,0000	0,8357	0,8357	0,7760	0,8532	0,0002	0,8532
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	1,0000	0,0000	0,1434	0,1434	0,1113	0,1217	0,0073	0,1217
<b>Fração molar CO</b>	0,0000	0,0000	0,0180	0,0180	0,0197	0,0217	0,0000	0,0217
	<b>CO2RICH</b>	<b>BOTTOM</b>	<b>METHANOL</b>	<b>S1</b>	<b>S2</b>	<b>S3</b>	<b>S4</b>	<b>S5</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	30,28	101,39	30,00	95,31	38,00	119,66	38,00	118,20
<b>Pressão (bar)</b>	1,00	1,00	1,00	4,40	4,40	10,00	10,00	22,30
<b>Fração de vapor</b>	1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	1,37	92,02	90,34	94,20	94,20	94,20	94,20	94,20
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	55,63	1662,98	2895,30	4145,90	4145,90	4145,90	4145,90	4145,90
<b>Caudal volumétrico (L/min)</b>	571,93	30,30	61,30	10818,63	9055,29	5034,49	3883,08	2196,62
<b>Entalpia (Gcal/h)</b>	-0,12	-6,20	-5,22	-8,80	-8,85	-8,78	-8,85	-8,78
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,53	1651,12	0,48	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	4,99	11,86	2891,2533	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>H<sub>2</sub></b>	0,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>CO<sub>2</sub></b>	49,96	0,00	3,56	4145,90	4145,90	4145,90	4145,90	4145,90
<b>CO</b>	0,06	0,00	0,00	0,00	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,0095	0,9929	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0897	0,0071	0,9986	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0017	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	0,8981	0,0000	0,0012	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

<b>Fração mássica CO</b>	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,0214	0,9960	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,1137	0,0040	0,9988	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0336	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	0,8296	0,0000	0,0009	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
<b>Fração molar CO</b>	0,0016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	<b>S6</b>	<b>S7</b>	<b>S8</b>	<b>S9</b>	<b>S10</b>	<b>S11</b>	<b>S12</b>	<b>S13</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	38,00	119,56	30,00	29,73	42,21	30,28	86,80	70,08
<b>Pressão (bar)</b>	22,30	50,00	49,99	45,00	50,00	1,00	1,00	1,00
<b>Fração de vapor</b>	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	94,20	94,20	2038,82	1845,02	1845,02	183,23	183,23	128,79
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	4145,90	4145,90	19077,52	14361,90	14361,90	4587,59	4587,59	3906,72
<b>Caudal volumétrico (L/min)</b>	1636,02	932,74	17239,21	17583,06	16523,23	90,66	89907,71	60276,63
<b>Entalpia (Gcal/h)</b>	-8,86	-8,80	-32,42	-22,42	-22,25	-11,60	-9,60	-6,29
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,00	0,00	1669,79	17,54	17,54	1651,63	1651,63	286,02
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	0,00	0,00	3102,13	169,95	169,95	2926,34	2926,34	3611,08
<b>H<sub>2</sub></b>	0,00	0,00	3189,34	3173,45	3173,45	0,00	0,00	0,00
<b>CO<sub>2</sub></b>	4145,90	4145,90	9989,65	9880,04	9880,04	9,62	9,62	9,62
<b>CO</b>	0,00	0,00	1126,62	1120,91	1120,91	0,00	0,00	0,00
<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0875	0,0012	0,0012	0,3600	0,3600	0,0732
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,1626	0,0118	0,0118	0,6379	0,6379	0,9243

<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,1672	0,2210	0,2210	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	1,0000	1,0000	0,5236	0,6879	0,6879	0,0021	0,0021	0,0025
<b>Fração mássica CO</b>	0,0000	0,0000	0,0591	0,0780	0,0780	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,0000	0,0000	0,0455	0,0005	0,0005	0,5004	0,5004	0,1233
<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,0000	0,0000	0,0475	0,0029	0,0029	0,4984	0,4984	0,8750
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,7760	0,8532	0,8532	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	1,0000	1,0000	0,1113	0,1217	0,1217	0,0012	0,0012	0,0017
<b>Fração molar CO</b>	0,0000	0,0000	0,0197	0,0217	0,0217	0,0000	0,0000	0,0000
	<b>S14</b>	<b>S15</b>	<b>S16</b>	<b>VAPOUR</b>		<b>AIR</b>	<b>STEAM</b>	<b>S17</b>
<b>Temperatura (°C)</b>	72,04	60,24	32,06	60,24		15,00	1509,32	120,00
<b>Pressão (bar)</b>	1,00	1,00	1,00	1,00		1,00	1,00	1,00
<b>Fração de vapor</b>	0,00	0,00	1,00	1,00		1,00	1,00	1,00
<b>Caudal molar (kmol/h)</b>	37,59	90,34	11,50	0,86		40,58	52,08	52,08
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>	982,11	2895,30	157,04	29,25		1174,83	1331,87	1331,87
<b>Caudal volumétrico (L/min)</b>	20,95	64,36	4862,44	391,98		16197,59	128660,81	28380,17
<b>Entalpia (Gcal/h)</b>	-2,30	-5,14	-0,28	-0,05		0,00	0,36	-0,24
<b>Caudal mássico (kg/h)</b>								
<b>H<sub>2</sub>O</b>	285,51	0,48	0,62	0,00		-	-	-
<b>CH<sub>3</sub>OH</b>	696,60	2891,25	29,03	23,19		-	-	-
<b>H<sub>2</sub></b>	0,00	0,00	16,04	0,00		-	-	-
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,00	3,56	105,66	6,05		-	-	-
<b>CO</b>	0,00	0,00	5,69	0,00		-	-	-

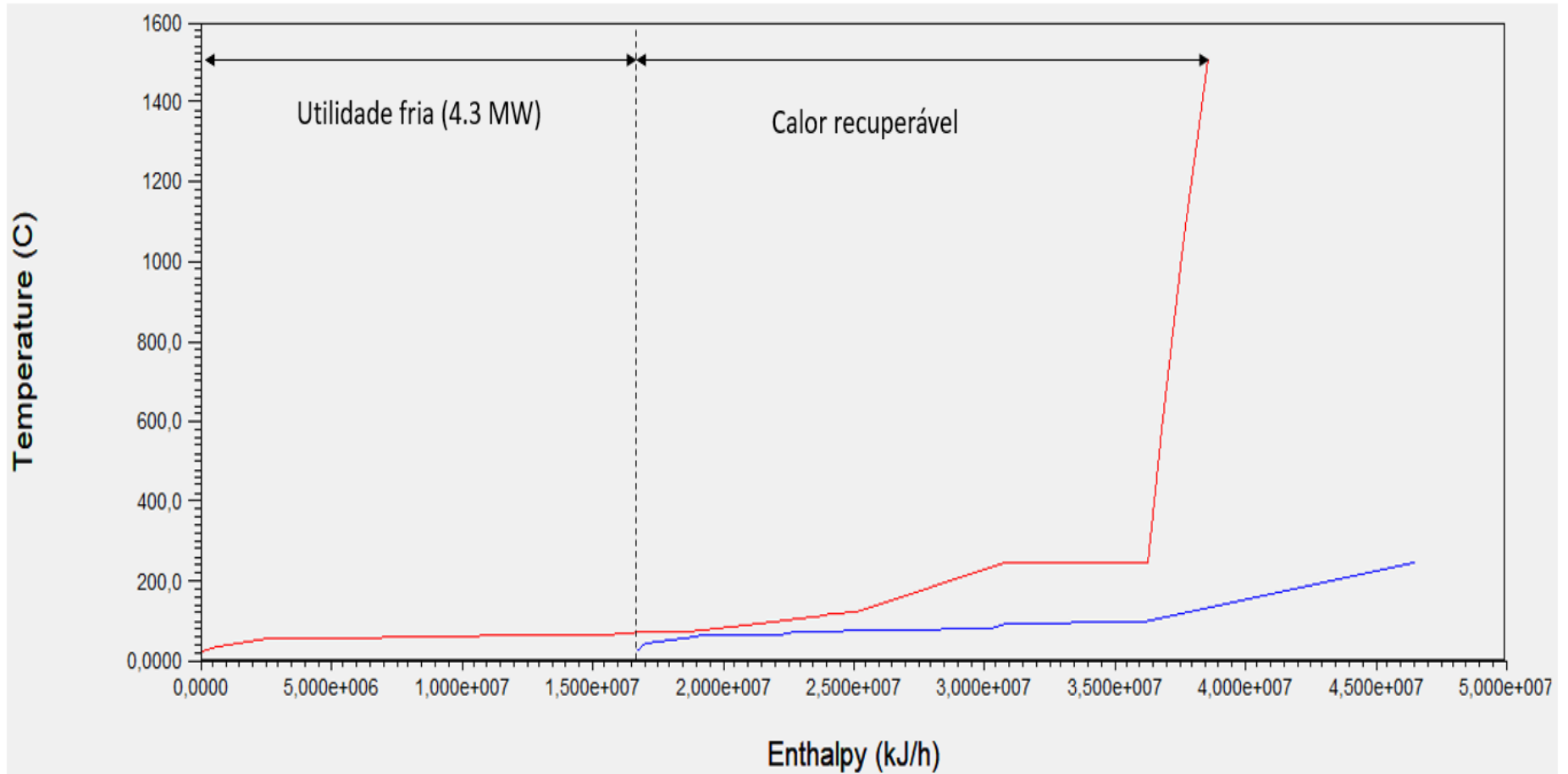
<b>Fração mássica H<sub>2</sub>O</b>	0,2907	0,0002	0,0039	0,0000		-	-	-
<b>Fração mássica CH<sub>3</sub>OH</b>	0,7093	0,9986	0,1849	0,7930		-	-	-
<b>Fração mássica H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,1021	0,0000		-	-	-
<b>Fração mássica CO<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0012	0,6728	0,2070		-	-	-
<b>Fração mássica CO</b>	0,0000	0,0000	0,0363	0,0000		-	-	-
<b>Fração molar H<sub>2</sub>O</b>	0,4216	0,0003	0,0030	0,0001		-	-	-
<b>Fração molar CH<sub>3</sub>OH</b>	0,5784	0,9988	0,0788	0,8402		-	-	-
<b>Fração molar H<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0000	0,6918	0,0000		-	-	-
<b>Fração molar CO<sub>2</sub></b>	0,0000	0,0009	0,2087	0,1597		-	-	-
<b>Fração molar CO</b>	0,0000	0,0000	0,0177	0,0000		-	-	-

## Anexo B Condições dos Permutadores de Calor da Instalação de Metanol para Capacidade de 8 kt/ano

**Tabela B.1** Nível térmico, Calor e MCp das correntes da instalação com capacidade de 8 kt/ano (Fonte: Aspen Plus).

Corrente	Tipo de corrente	Ti[°C]	Tf[°C]	Q [kW]	MCp [kW/°C]
HX1	Quente	95,31	38,00	23,37	0,41
HX2	Quente	119,66	38,00	34,49	0,42
HX3	Quente	118,20	38,00	35,93	0,45
HX4	Fria	46,52	250,00	1525,09	7,49
HX5	Quente	250,00	30,00	1574,57	40,52
HX6	Fria	30,28	86,80	903,17	127,85
HX7	Quente	60,20	30,00	35,74	1,18
REBOILER at DISTL	Fria	96,24	101,39	519,27	580,26
REBOILER at RECT	Fria	69,00	72,00	255,39	343,36
CONDENSER at DISTL	Quente	75,44	70,08	784,01	608,83
CONDENSER at RECT	Quente	64,41	60,24	800,90	1639,57
REACTOR HEAT	Quente	250,00	249,50	593,31	1186,62
HX8	Quente	1509,32	120,00	287,70	0,62

## Anexo C Curva Composta e Curva Composta Global



**Figura C.1** CCQ (a vermelho) e CCF (a azul) para uma capacidade de 21 kt/ano metanol (Fonte: Aspen Energy Analyzer).

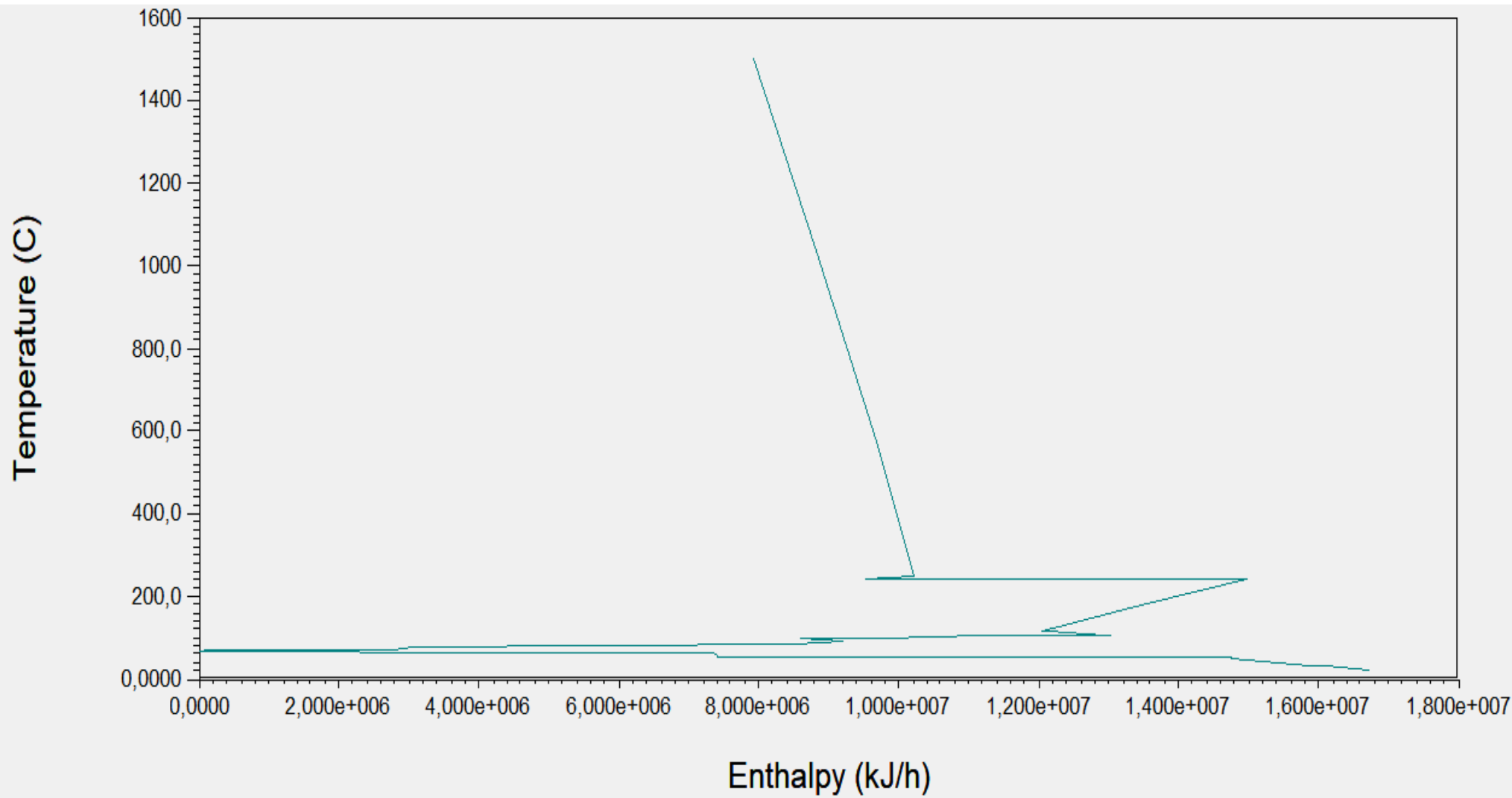


Figura C.2 CCG para uma capacidade instalada de 21 kt/ano metanol (Fonte: Aspen Energy Analyzer).





## Anexo E Condições dos Permutadores de Calor da RPC após a integração energética

**Tabela E.1** Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor para uma capacidade de 8 kt/ano após a integração energética.

HX	Q [kW]	Área [m <sup>2</sup> ]	Shells	Corrente Quente	Ti[°C]	Tf[°C]	Corrente Fria	Ti[°C]	Tf[°C]
E-101	265,98	40,61	3	HX8	1509,32	234,05	HX4	214,51	250,00
E-102	593,31	74,04	1	REACTOR HEAT	250,00	249,50	HX4	135,35	214,51
E-103	301,94	8,44	1	HX5	250,00	186,24	HX6	80,69	86,80
E-104	5,00	0,11	1	HX5	186,24	185,17	Água de Refrigeração	25,00	25,00
E-105	113,68	4,43	1	HX5	185,17	160,97	HX6	78,38	80,69
E-106	436,50	135,55	2	HX5	160,97	107,36	HX4	74,21	135,29
E-107	515,14	4,66	1	Vapor de Baixa Pressão	125,00	124,00	REBOILER at DISTL	96,38	101,39
E-108	13,59	0,47	1	CONDENSER at DISTL	75,44	75,27	Água de Refrigeração	21,13	24,98
E-109	4,13	0,43	1	HX5	107,36	107,02	REBOILER at DISTL	96,24	96,38
E-110	15,56	0,70	1	HX5	107,36	95,80	REBOILER at RECT	71,59	71,97
E-111	11,23	6,19	1	CONDENSER at DISTL	75,44	74,94	REBOILER at RECT	71,59	72,20
E-112	21,72	17,65	2	HX8	234,05	120,00	HX4	74,21	136,72
E-113	331,75	42,11	2	HX5	107,02	74,72	HX6	71,03	78,38
E-114	800,90	7,66	1	CONDENSER at RECT	64,41	60,24	Água de Refrigeração	21,13	24,98
E-115	103,25	14,22	2	CONDENSER at DISTL	75,19	72,37	HX6	44,02	71,03
E-116	228,60	83,08	1	CONDENSER at DISTL	75,19	72,30	REBOILER at RECT	69,00	71,59
E-117	35,74	1,31	1	HX7	60,24	30,00	Água de Refrigeração	20,58	21,13
E-118	56,59	1,55	1	HX5	76,80	50,43	Água de Refrigeração	20,58	21,13
E-119	16,55	9,59	1	HX3	118,20	81,26	HX4	72,01	74,21
E-120	161,85	168,98	7	HX5	76,80	50,36	HX4	46,52	72,27
E-121	23,37	14,43	1	HX1	95,31	38,00	Água de Refrigeração	20,58	21,13
E-122	7,14	8,21	2	HX3	81,26	65,31	HX4	46,52	71,99
E-123	374,80	4,02	1	CONDENSER at DISTL	72,33	70,02	Água de Refrigeração	18,00	20,58
E-124	147,57	9,17	1	HX5	50,38	30,00	Água de Refrigeração	18,00	20,58
E-125	12,24	3,78	1	HX3	65,31	38,00	Água de Refrigeração	18,00	20,58

E-126	22,04	14,57	2	HX2	119,66	67,48	HX4	46,52	70,25
E-127	12,45	6,00	1	HX2	67,48	38,00	Água de Refrigeração	18,00	20,58
E-128	52,54	1,10	1	CONDENSER at DISTL	72,33	70,43	HX6	30,28	44,02

**Tabela E.2** Resumo das condições operacionais dos permutadores de calor para uma capacidade de 21 kt/ano após a integração energética.

HX	Q [kW]	Área [m <sup>2</sup> ]	Shells	Corrente Quente	Ti[°C]	Tf[°C]	Corrente Fria	Ti[°C]	Tf[°C]
E-101	427,67	10,98	1	CONDENSER at DISTL	75,45	72,28	Água de Refrigeração	20,99	26,45
E-102	633,94	83,59	2	HX8	1509,32	252,67	HX4	217,51	250,00
E-103	2055,01	19,58	1	CONDENSER at RECT	64,41	60,24	Água de Refrigeração	20,99	24,79
E-104	1522,17	201,10	1	REACTOR HEAT	250,00	249,50	HX4	138,12	218,03
E-105	393,59	178,49	1	CONDENSER at DISTL	75,45	72,86	REBOILER at RECT	69,01	72,51
E-106	26,46	25,85	2	HX8	252,67	195,14	HX4	138,12	195,66
E-107	1423,06	59,55	2	HX5	250,00	90,35	HX6	71,03	87,13
E-108	560,67	5,63	1	Vapor de Baixa Pressão	125,00	124,06	HX6	71,03	86,03
E-109	1144,01	378,79	4	HX5	250,00	82,30	HX4	79,48	138,12
E-110	91,71	3,19	1	HX7	60,24	30,00	Água de Refrigeração	19,07	20,66
E-111	88,52	27,72	1	HX2	119,66	38,00	Água de Refrigeração	19,07	20,66
E-112	333,74	41,38	2	CONDENSER at DISTL	72,56	70,60	HX6	30,28	71,03
E-113	59,98	35,96	2	HX1	95,31	38,00	Água de Refrigeração	19,07	20,66
E-114	261,69	7,77	1	HX5	250,00	101,59	REBOILER at RECT	69,01	71,50
E-115	856,34	9,39	2	CONDENSER at DISTL	72,56	69,78	Água de Refrigeração	19,07	21,90
E-116	92,22	18,22	1	HX3	118,20	38,00	Água de Refrigeração	19,07	20,66
E-117	609,78	284,63	3	HX5	88,73	57,13	HX4	46,46	78,49
E-118	34,56	25,64	1	HX8	195,14	120,00	HX4	46,46	119,71
E-119	0,37	0,00	1	CONDENSER at DISTL	70,09	70,08	Água de Refrigeração	18,00	18,00
E-120	662,40	32,57	1	HX5	65,04	30,00	Água de Refrigeração	18,00	20,46
E-121	1332,38	12,05	1	Vapor de Baixa Pressão	125,00	123,97	REBOILER at DISTL	96,25	101,39

## Anexo F Avaliação Económica

### F.1 Pressupostos para avaliação económica

Para uma melhor e mais correta análise ao processo, foram tidos em conta alguns pressupostos. Considerou-se que os preços dos reagentes, produtos e catalisador são constantes e a partir destes preços é possível calcular as vendas dos produtos e os gastos com a matéria-prima ao longo dos anos de exploração tendo sempre em conta a taxa de operação correspondente a cada ano. Nas Tabelas F.1 e F.2 encontram-se, os valores da venda do produto e os gastos com a matéria-prima para as duas capacidades analisadas.

**Tabela F. 1** Venda do produto metanol para os anos de exploração para as duas capacidades.

TOC (%)	Ano	Vendas (€)	
		8 kt/ano	21 kt/ano
70%	2023	3 143 539,29	8 065 902,94
80%	2024	3 592 616,33	9 218 174,789
90%	2025	4 041 693,37	10 370 446,64
90%	2026	4 041 693,37	10 370 446,64
90%	2027	4 041 693,37	10 370 446,64
90%	2028	4 041 693,37	10 370 446,64
90%	2029	4 041 693,37	10 370 446,64
90%	2030	4 041 693,37	10 370 446,64
90%	2031	4 041 693,37	10 370 446,64
90%	2032	4 041 693,37	10 370 446,64

**Tabela F. 2** Gastos na Compra dos reagentes (CO<sub>2</sub>+H<sub>2</sub>) para os anos de exploração das duas capacidades.

TOC (%)	Ano	Compras Combinadas (€)	
		8 kt/ano	21 kt/ano
70%	2023	3 365 062,92	8 634 332,79
80%	2024	3 845 786,19	9 867 808,90
90%	2025	4 326 509,47	11 101 285,01
90%	2026	4 326 509,47	11 101 285,01
90%	2027	4 326 509,47	11 101 285,01
90%	2028	4 326 509,47	11 101 285,01
90%	2029	4 326 509,47	11 101 285,01
90%	2030	4 326 509,47	11 101 285,01
90%	2031	4 326 509,47	11 101 285,01
90%	2032	4 326 509,47	11 101 285,01

## F.2 Estimativa Cálculo Capital Fixo

A estimativa do cálculo do capital fixo foi baseada no método dos fatores.

Neste método os equipamentos que produzem e distribuem as utilidades da fábrica são calculados com base em percentagens recomendadas no Peters & Timmerhau [90] para as centrais e redes de utilidades, representadas na Tabela F.3, sobre o investimento fixo total.

**Tabela F. 3** Tabela dos custos das Utilidades e da sua Distribuição [90].

Serviços	Instalações	Valor Típico sobre o Investimento Fixo (%)
Vapor	Produção	3,00%
Vapor	Distribuição	1,00%
Água	Fornecimento e bombeamento	1,80%
Água	Tratamento	1,30%
Água	Distribuição	0,80%
Eletricidade	Estação	1,30%
Eletricidade	Distribuição	1,00%
Proteção de Fogo	Sistema	0,50%
Segurança	Instalações	0,40%
Ar Comprimido de Instrumentos	Compressão e Distribuição	1,00%
<b>Total:</b>		<b>12,10%</b>

Com o objetivo de estimar as parcelas correspondentes ao terreno e sua preparação foram considerados os preços de construção de Portugal e o preço médio a que os terrenos são vendidos [95]. Para o cálculo desta primeira parcela foram utilizados os valores presentes na Tabela F.4.

**Tabela F. 4** Custo Total do Terreno.

Custo do Terreno (€/m <sup>2</sup> )	Área do Terreno	Custo Total:
127,00 €	33305	4 229 735 €

Para a parcela do Terreno e sua construção foi utilizado o custo representado na Tabela F.5 e somaram-se mais 10% a este valor de modo a contabilizar o custo da preparação do terreno.

**Tabela F. 5** Total do Custo de Construção dos Edifícios da Instalação.

Edifícios	Área (m <sup>2</sup> )	Custo de Construção (€/m <sup>2</sup> )	Custo Total (€)
Cantina	500	525	262 500
Sala de Controlo	350	525	183 750
Laboratório de Controlo de Qualidade	400	525	210 000
Balneários	100	525	52 500
Portaria	50	525	26 250
Báscula	30	525	15 750
Serviços Administrativos	1050	378	396 375
Estradas e Passeios	11000	215	2 365 000
Posto Médico	200	378	75 500
Parque de Estacionamento de Ligeiros	2000	215	430 000
Parque de Estacionamento de Pesados	4000	215	860 000
Armazém	200	378	75 500
Zona de Expansão	5000	525	2 625 000
Área de Armazenamento Produtos	2625	525	1 378 125
Área de Matéria-Prima	1800	525	945 000
Área de produção	1600	525	840 000
Oficina	900	525	472 500
Utilidades	1500	525	787 500
<b>Total:</b>			<b>12 001 250</b>

As outras parcelas do investimento fixo foram estimadas com base em percentagens do custo do equipamento base. Todos os custos diretos e indiretos considerados para o cálculo do investimento fixo, bem como os fatores assumidos apresentam-se na Tabela F.6 para uma capacidade de produção igual a 8 kt/ano CH<sub>3</sub>OH.

**Tabela F. 6** Cálculo do Investimento Fixo com base no Método dos Fatores para uma capacidade instalada de 8 kt/ano de metanol.

Custos Diretos	Fator	% sobre o Equipamento Base	% Escolhida	Total (€)
Equipamento Base	-	-	-	4 459 250 €
Montagem do Equipamento Base	f2	35% a 45%	35%	1 560 738 €
Tubagens	f3	65%	65%	2 898 513 €
Utilidades e Serviços	f4	30% a 80%	Estimativa	5 863 632 €
Controlo	f5	5% a 30%	10%	445 925 €
Edifícios	f6	5% a 70%	Estimativa	12 001 250 €
Terrenos e a sua preparação	f7	Custo dos Terrenos mais 10% do seu valor para preparação	Estimativa	4 652 709 €
Instalações Elétricas	f8	10% a 15%	10%	445 925 €
Isolamentos Térmicos	f9	8% a 10%	8%	356 740 €
<b>Sub-Total</b>				<b>32 684 680 €</b>
Custos Indiretos	Fator	% sobre o Equipamento Base	% Escolhida	Total (€)
Custo Projeto e a sua Fiscalização	f1'	15% dos Custos Diretos	15%	4 902 702 €
		30% dos Custos de EB		
Despesas de Empreitada	f2'	15% dos Custos Diretos	15%	4 902 702 €
		30% do Custo do EB		
Provisão para imprevistos	f''	10% a 20% da soma dos Custos Diretos e Indiretos	15%	6 373 513 €
<b>Sub-Total</b>				<b>16 178 917 €</b>
<b>Investimento Fixo</b>				<b>48 863 597 €</b>

### F.3 Capital Circulante

A primeira parcela a ser calculada é a de reserva de matérias-primas. Esta parcela contabiliza o valor monetário da necessidade de armazenar matéria-prima na instalação para que a produção não seja interrompida por falta de matéria-prima. Para o dado processo considerou-se 7 dias de tempo de consumo, uma vez que o complexo industrial se encontra dentro de uma biorefinaria e é assumido que o stock é consumido quase imediatamente. O seu cálculo resulta da multiplicação do preço da matéria-prima, pela sua capacidade e pelo seu tempo de consumo. Os resultados obtidos encontram-se na Tabela F.7.

**Tabela F. 7** Cálculo da Parcela de Reserva de Matérias-Primas para 21 kt/ano.

<b>Reserva de matérias-primas</b>	
Preço CO <sub>2</sub> (€/t)	105,50
Preço H <sub>2</sub> (€/t)	483,26
Capacidade (t/hr)	20 950,40
Tempo de Consumo (horas)	168,00
<b>Total:</b>	<b>5 920 685,34 €</b>

Para a segunda parcela o que se tem que ter em conta é o ciclo de fabrico, isto é, a soma dos tempos de residência de todos os equipamentos presente no processo, o caudal de entrada e metade do custo de fabrico unitário. A Tabela F.8 apresenta os dados e os resultados referentes aos produtos em vias de fabrico.

**Tabela F. 8** Cálculo da Parcela de produtos em via de fabrico para 21 kt/ano.

<b>Produtos em vias de fabrico</b>	
Caudal de Entrada (t/hr)	4,72
Ciclo de fabrico (hr)	1,20
Custo de Fabrico (€/t)	912,44
<b>Total:</b>	<b>2 581,62 €</b>

A terceira parcela consiste na reserva de produtos fabricados, e tem-se em conta o custo de fabrico num mês de operação. Os resultados desta parcela estão representados na Tabela F.9.

**Tabela F. 9** Cálculo da Parcela de Reserva de Produtos Fabricados para 21 kt/ano.

<b>Reserva de Produtos Fabricados</b>	
Custo de Fabrico (€)	21 830 072,22 €
<b>Total:</b>	<b>1 819 172,68 €</b>

Relativamente às condições de crédito oferecidas, estas servem para financiar o intervalo de tempo entre a entrega do produto e o recebimento da respetiva fatura, considerou-se um mês de produção ao preço de venda.

**Tabela F. 10** Cálculo da Parcela de Crédito Oferecido para 21 kt/ano.

<b>Condições de Crédito Oferecidas</b>	
Vendas ano Cruzeiro (€)	864 203,89 €
Total:	72 016,99 €

As condições de crédito obtidas envolvem maioritariamente os valores relativos às matérias-primas. Considerou-se também um período de compras de um mês ao preço de compra.

**Tabela F. 11** Cálculo da Parcela de Crédito Obtido para 21 kt/ano.

<b>Condições de Crédito Obtidas</b>	
Vendas ano Cruzeiro (€)	925 107,08 €
Total:	77 092,26 €

Para a última parcela, teve-se em conta o custo de fabrico para um mês de produção. Este valor serve principalmente para precaver possíveis atrasos nos recebimentos dos clientes ou quedas nas vendas.

**Tabela F. 12** Cálculo da Parcela de Fundo de Maneio para 21 kt/ano.

<b>Fundo de Maneio</b>	
Custo de Fabrico (€)	21 830 072,22 €
Total:	1 819 172,68 €

Concluindo, o cálculo do capital circulante resulta da soma de todas as parcelas obtidas anteriormente.

**Tabela F.13** Resultados da estimativa do custo das diferentes parcelas do capital circulante para 8 kt/ano

<b>Estimativa detalhada por parcela</b>	
Reserva de matérias-primas	2 307 471, 72 €
Produto em via de fabrico	1 569,13 €
Reserva de produtos fabricados	1 056 454,75 €
Condições de crédito oferecidas	28 067,32 €
Condições de crédito obtidas	30 045,20 €
Fundo de maneo	1 056 454,75 €
Capital Circulante	4 480 062,86 €

## F.4 Plano de investimento

Considera-se que a fase de investimento irá ter 24 meses, a terminar no último mês do ano de 2021. Para realizar o plano de investimento, é necessário assumir alguns pressupostos:

- Estima-se que o equipamento base irá ser igualmente pago durante 6 meses, a partir do segundo trimestre de 2020.
- Estima-se que este custo irá ser pago durante 9 meses, a partir do segundo trimestre de 2020.
- Estima-se que este custo irá ser repartido durante 12 meses, a partir do segundo trimestre de 2020.
- Estima-se que este custo irá ter uma duração aproximada de 6 meses a partir do segundo trimestre de 2021.
- Estima-se que este custo irá ser repartido em partes iguais durante 9 meses, a partir do segundo trimestre de 2021.
- Estima-se que este custo irá ser pago em partes iguais durante 21 meses, a partir do segundo trimestre de 2021.
- Assume-se que o custo de preparação de terreno será repartido durante 3 meses, com início no primeiro trimestre de 2020.
- Estima-se que esta instalação tenha uma duração de 6 meses, a partir do quarto trimestre de 2020.
- A parcela relativa ao custo do projeto a sua fiscalização irá ser contabilizada ao longo de toda a fase de investimento. Estima-se que irá custar cerca de 70% do seu total ao longo dos primeiros 6 meses de investimento, sendo que os restantes 30% destas despesas serão divididos pelos restantes 8 meses de investimento;
- Estima-se que o custo associado às despesas de empreitada irá ser repartido durante 9 meses, a partir do segundo trimestre de 2020.
- O pagamento da provisão de imprevistos é igualmente distribuído pelos 24 meses
- Estima-se que a parcela do capital circulante irá ser paga nos últimos 3 meses de investimento.
- O Capital Próprio corresponde a 100 % do investimento e é utilizado desde o primeiro mês de investimento até ao último.
- O Capital Alheio corresponde a 0 % do investimento total.
- Não existe custo com juros intercalares devido ao facto de o investimento ser efetuado apenas com capital próprio.

**Tabela F. 14** Plano de investimento para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

	Valor Total	2020				2021			
		1º Trimestre	2º Trimestre	3º Trimestre	4º Trimestre	1º Trimestre	2º Trimestre	3º Trimestre	4º Trimestre
<b>Equipamento Base</b>	5 564 225,20 €	- €	2 782 112,60 €	2 782 112,60 €	- €	- €	- €	- €	- €
<b>Montagem do Equipamento Base</b>	1 947 478,82 €	- €	649 159,61 €	649 159,61 €	649 159,61 €	- €	- €	- €	- €
<b>Tubagens</b>	3 616 746,38 €	- €	904 186,59 €	904 186,59 €	904 186,59 €	904 186,59 €	- €	- €	- €
<b>Utilidades e Serviços</b>	6 414 411,79 €	- €	- €	- €	- €	3 207 205,90 €	3 207 205,90 €	- €	- €
<b>Controlo</b>	556 422,52 €	- €	- €	- €	- €	- €	185 474,17 €	185 474,17 €	185 474,17 €
<b>Edifícios</b>	12 001 250,00 €	- €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €
<b>Terrenos e a sua preparação</b>	4 652 708,50 €	4 652 708,50 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €
<b>Instalações Eléctricas</b>	556 422,52 €	- €	- €	- €	278 211,26 €	278 211,26 €	- €	- €	- €
<b>Isolamentos Térmicos</b>	445 138,02 €	- €	111 284,50 €	111 284,50 €	111 284,50 €	111 284,50 €	- €	- €	- €
<b>Custo Projecto e a sua Fiscalização</b>	5 363 220,56 €	1 877 127,20 €	1 877 127,20 €	268 161,03 €	268 161,03 €	268 161,03 €	268 161,03 €	268 161,03 €	268 161,03 €
<b>Despesas de Empreitada</b>	5 363 220,56 €	- €	1 787 740,19 €	1 787 740,19 €	1 787 740,19 €	- €	- €	- €	- €
<b>Provisão para imprevistos</b>	6 972 186,73 €	871 523,34 €	871 523,34 €	871 523,34 €	871 523,34 €	871 523,34 €	871 523,34 €	871 523,34 €	871 523,34 €
<b>Capital Circulante</b>	3 329 786,90 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	3 329 786,90 €
<b>Juros Intercalares</b>	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €
<b>Total por Trimestre</b>	<b>56 783 218,50 €</b>	<b>7 401 359,04 €</b>	<b>10 697 598,31 €</b>	<b>9 088 632,15 €</b>	<b>6 584 730,81 €</b>	<b>7 355 036,91 €</b>	<b>6 246 828,72 €</b>	<b>3 039 622,83 €</b>	<b>6 369 409,73 €</b>

## **F.5 Estimativa dos Custos de Fabrico**

### **Custos diretos**

A primeira parcela dos custos diretos são as matérias-primas, isto é o custo que se tem ao ano na compra da matéria-prima. Calculadas a partir dos preços considerados e os consumos anuais que variam com a taxa de ocupação.

A parcela correspondente à mão-de-obra, tem associados os custos relativos ao corpo de funcionários e operadores que garantem o funcionamento adequado da fábrica. A mão-de-obra de fabrico consiste nos trabalhadores que estão diretamente a trabalhar com os equipamentos, como os operadores.

A mão-de-obra de controlo foi considerada constante ao longo do tempo de vida útil da instalação e refere-se aos trabalhadores que são chefes de turno ou supervisores. Para o ordenado destes trabalhadores considerou-se 14 meses de remuneração, e acrescenta-se os encargos sociais correspondentes. Na tabela F.15 encontram-se os resultados para a parcela da mão-de-obra de fabrico e controlo.

O custo em utilidades e serviços é calculado de acordo com caudais necessários e os preços atualizados das utilidades para 2021. Nesta parcela estão contabilizados os gastos em água de refrigeração, vapor de baixa e eletricidade.

Para a manutenção foi considerada uma percentagem sobre o investimento fixo. Esta parcela corresponde às despesas necessárias para que a fábrica esteja em perfeitas condições de funcionamento. Foi escolhida uma percentagem de 1% para os primeiros 3 anos de exploração, de 3% para os três seguintes e 5% para os 3 últimos. Esta percentagem aumenta com o tempo porque os custos de manutenção aumentam com a idade da instalação.

Os custos para esta parcela foram estimados como sendo 3% do custo total de fabrico. Esta parcela existe pela necessidade de utilizar processos patenteados.

Na parcela dos catalisadores não se estimou uma percentagem deste valor sobre o custo de fabrico, uma vez que este varia de processo para processo. O catalisador utilizado necessita de ser comprado de três em três anos.

Na última parcela dos custos diretos contabilizam-se os fornecimentos diversos, que consiste nas matérias que são consumidas regularmente na fábrica, esta parcela é calculada a partir de uma estimativa sobre o valor da manutenção. Foi escolhida uma percentagem de 15% sobre o valor da manutenção.

**Tabela F. 15** Número de funcionários e respetivo salário anual.

Setor	Descrição da profissão	Número de Funcionários	Salário Anual (€)	Salário Mensal (€)	Salário Base Anual (€)	Salário Base Anual (€) + Encargos Sociais
Produção	Chefe de Produção	3	17 838,51 €	1 274,18 €	53 515,53 €	72 112,18 €
	Engenheiro de Processos	2	15 038,51 €	1 074,18 €	30 077,02 €	40 528,79 €
	Operador	10	12 238,51 €	874,18 €	122 385,12 €	164 913,94 €

### **Custos indiretos**

Os custos indiretos estão relacionados com a mão de obra e manutenção, sendo que se estimou esta parcela como 50% do total de custos de mão-de-obra e manutenção.

### **Custos Fixos**

Tal como referido anteriormente, estes custos independentemente da produção que a instalação estiver a ter são sempre constantes ao longo do tempo.

A primeira parcela destes custos são as amortizações, que consistem num valor fictício que é contabilizado como despesa, porém é um valor que nunca é gasto. E corresponde à perda de valor que os equipamentos têm pela sua utilização, ao longo dos anos. As amortizações são lineares e consideram-se 25 anos para os edifícios, 10 anos para os equipamentos e 3 anos para o projeto. A Tabela F.17 é referente às amortizações. Nesta tabela também é possível observar o valor residual.

Os seguros dependem dos riscos que a fábrica tem e da indústria em que está inserida, sendo estimado com uma percentagem sobre o investimento fixo. Foi considerada uma percentagem de 1%.

Os impostos locais divergem muito do local onde a fábrica se encontra inserida. Considerou-se uma percentagem de 1% sobre o investimento fixo, uma vez que a fabrica se situa numa zona industrial, longe dá urbanização.

### **Despesas Gerais**

As parcelas de custos administrativos, custos comerciais, despesas de investigação e desenvolvimento e encargos financeiros incluem-se todas nas Despesas Gerais.

**Tabela F. 16** Cálculo do Custo de fabrico nos anos de exploração para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032
<b>Custos de Fabrico</b>										
<b>Custos Diretos</b>										
Matérias-Primas	1 742 115,59 €	1 990 989,24 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €
Mão-de-obra de fabrico	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €
Mão-de-obra de controlo	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €
Utilidades e Serviços	585 487,45 €	669 128,52 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €
Manutenção	267 267,16 €	267 267,16 €	267 267,16 €	1 336 335,79 €	1 336 335,79 €	1 336 335,79 €	2 405 404,42 €	2 405 404,42 €	2 405 404,42 €	2 405 404,42 €
Patentes e Royalties	334 321,74 €	344 559,04 €	354 843,00 €	298 709,09 €	324 657,00 €	324 657,00 €	379 093,90 €	379 047,25 €	379 047,25 €	379 093,90 €
Catalisador	1 508,44 €			1 508,44 €			1 508,44 €			1 508,44 €
Fornecimentos diversos	38 753,74 €	38 753,74 €	38 753,74 €	193 768,69 €	193 768,69 €	193 768,69 €	348 783,64 €	348 783,64 €	348 783,64 €	348 783,64 €
Sub-Total	3 247 009,03 €	3 588 252,61 €	3 931 051,29 €	5 100 509,41 €	5 124 948,87 €	5 124 948,87 €	6 404 977,80 €	6 403 422,70 €	6 403 422,70 €	6 404 977,80 €
Sub-Total	3 247 009,03 €	3 588 252,61 €	3 931 051,29 €	5 100 509,41 €	5 124 948,87 €	5 124 948,87 €	6 404 977,80 €	6 403 422,70 €	6 403 422,70 €	6 404 977,80 €
<b>Custos Indiretos</b>										
Sub-Total	272 411,04 €	272 411,04 €	272 411,04 €	806 945,35 €	806 945,35 €	806 945,35 €	1 341 479,67 €	1 341 479,67 €	1 341 479,67 €	1 341 479,67 €
<b>Custos Fixos</b>										
Amortizações	6 662 476,02 €	6 662 476,02 €	6 662 476,02 €	3 087 353,20 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €
Seguros	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €	534 534,32 €
Impostos Locais	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €	427 627,45 €
Sub-Total	7 624 637,79 €	7 624 637,79 €	7 624 637,79 €	4 049 514,97 €	4 890 005,80 €	4 890 005,80 €	4 890 005,80 €	4 890 005,80 €	4 890 005,80 €	4 890 005,80 €
<b>Total dos Custos de Fabrico</b>	<b>11 144 057,86 €</b>	<b>11 485 301,44 €</b>	<b>11 828 100,12 €</b>	<b>9 956 969,73 €</b>	<b>10 821 900,03 €</b>	<b>10 821 900,03 €</b>	<b>12 636 463,27 €</b>	<b>12 634 908,17 €</b>	<b>12 634 908,17 €</b>	<b>12 636 463,27 €</b>
<b>Despesas Gerais</b>										
Administração	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €
Serviços de Marketing, Vendas e Dist	16 839,06 €	17 351,69 €	17 866,66 €	15 055,75 €	16 355,09 €	16 355,09 €	19 081,03 €	19 078,69 €	19 078,69 €	19 081,03 €
Encargos Financeiros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total dos Despesas Gerais</b>	<b>81 980,06 €</b>	<b>82 492,70 €</b>	<b>83 007,67 €</b>	<b>80 196,76 €</b>	<b>81 496,10 €</b>	<b>81 496,10 €</b>	<b>84 222,04 €</b>	<b>84 219,70 €</b>	<b>84 219,70 €</b>	<b>84 222,04 €</b>
<b>Total Custo de Produção</b>	<b>11 226 037,92 €</b>	<b>11 567 794,14 €</b>	<b>11 911 107,79 €</b>	<b>10 037 166,49 €</b>	<b>10 903 396,13 €</b>	<b>10 903 396,13 €</b>	<b>12 720 685,30 €</b>	<b>12 719 127,87 €</b>	<b>12 719 127,87 €</b>	<b>12 720 685,30 €</b>

**Tabela F. 17** Amortizações ao longo dos anos de exploração para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

	Valor Inicial	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	Valor Residual
<b>Equipamento Base</b>	5 564 225,20 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	556 422,52 €	- €
<b>Montagem do Equipamento Base</b>	1 947 478,82 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	194 747,88 €	- €
<b>Tubagens</b>	3 616 746,38 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	361 674,64 €	- €
<b>Utilidades e Serviços</b>	6 414 411,79 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	641 441,18 €	- €
<b>Controlo</b>	556 422,52 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	- €
<b>Edifícios</b>	12 001 250,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	480 050,00 €	7 200 750,00 €
<b>Terrenos e a sua preparação</b>	4 652 708,50 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	4 652 708,50 €
<b>Instalações Eléctricas</b>	556 422,52 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	55 642,25 €	- €
<b>Isolamentos Térmicos</b>	445 138,02 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	44 513,80 €	- €
<b>Custo Projeto e a sua Fiscalização</b>	5 363 220,56 €	1 787 561,41 €	1 787 561,41 €	1 787 561,41 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	536,32 €
<b>Despesas de Empreitada</b>	5 363 220,56 €	1 787 561,41 €	1 787 561,41 €	1 787 561,41 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	536,32 €
<b>Provisão para imprevistos</b>	6 972 186,73 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	697 218,67 €	- €
<b>Capital Circulante</b>	3 329 786,90 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	3 329 786,90 €
<b>Total</b>	<b>56 783 218,50 €</b>	<b>6 662 476,02 €</b>	<b>6 662 476,02 €</b>	<b>6 662 476,02 €</b>	<b>3 087 353,20 €</b>	<b>3 087 353,20 €</b>	<b>3 087 353,20 €</b>	<b>3 087 353,20 €</b>	<b>3 087 353,20 €</b>	<b>3 087 353,20 €</b>	<b>3 087 353,20 €</b>	<b>15 184 318,05 €</b>

## F.6 Cálculo Ponto Crítico

De modo a calcular o ponto crítico foi necessário ter em conta dois tipos de custos, os custos variáveis e os custos fixos, que não variam com a taxa de ocupação. Nos custos variáveis contabilizou-se os gastos associados às matérias-primas, às utilidades, aos fornecimentos diversos e à 30% da manutenção. Já nos custos fixos, contabilizou-se com os gastos na mão de obra, com os custos indiretos e fixos, com as despesas gerais e com 70% do custo da manutenção.

Assumiram-se alguns pressupostos, como as receitas e os custos variarem linearmente com o volume de produção, a desvalorização do dinheiro ao longo do tempo não é considerada, o ano considerado para os cálculos foi o ano cruzeiro, tendo-se escolhido o ano 2025, no qual a fábrica atinge a taxa de ocupação máxima (90%).

O ponto crítico é dado pela intersecção da linha das receitas com a linha dos custos totais

## F.7 Pressupostos Plano de Exploração

De modo a chegar ao valor do resultado líquido em cada ano, parte-se da margem bruta, do EBITDA, do EBIT e do resultado antes de impostos.

A margem bruta é feita através da subtração do CMVMC, correspondente ao custo das matérias-primas, ao valor das vendas de metanol. De seguida, ao resultado obtido, subtraiu-se o fornecimento e serviços externos, o gasto com o pessoal e outros gastos e perdas, dando origem à EBITDA, que corresponde ao resultado antes depreciações. Na tabela F.18 encontra-se a correspondência entre estas parcelas e as do custo de produção.

**Tabela F. 18** Correspondência entre parcelas para o cálculo da EBITDA e parcelas do Custo de Produção.

FSE (Fornecimento e Serviços Externos)	Utilidades e Serviços
	50% Manutenção
	Fornecimentos diversos
	50% Custos Indiretos
	50% Serviços de Marketing, Vendas e Distribuição
Gastos com o pessoal	Mão-de-obra
	50% Manutenção
	50% Custos Indiretos
	Administração
	50% Serviços de Marketing, Vendas e Distribuição
Outro gastos e perdas	Patentes e Royalties
	Seguros
	Impostos locais

O próximo passo é retirar a este resultado as reversões de depreciação e amortização, chegando ao EBIT, resultado operacional. A este será necessário subtrair os juros e gastos similares suportados, correspondendo aos encargos financeiros. Neste caso, os encargos financeiros de exploração são nulos, por se assumir que a instalação é financiada a 100% por capital próprio. É possível chegar ao resultado antes de impostos, que será o valor utilizado para calcular os impostos, usando o IRC disponibilizado pela TratoLixo de valor 21% em Portugal. Assim, da subtração dos impostos, surge o resultado líquido do período.

## **F.8 Cash flow previsual**

O cash flow é uma das maneiras de medir a rentabilidade de um projeto. E a partir deste é possível o cálculo do Valor Líquido Atualizado (VAL), o período de Recuperação (Playback), a taxa interna de rentabilidade (TIR).

O cash flow de exploração é dado pela soma entre o resultado líquido, as depreciações e amortizações.

O cash flow de investimento tem em conta o investimento do projeto (investimento fixo mais o capital circulante) e o valor residual.

O cash flow líquido é a soma do cash flow de investimento e do cash flow de exploração, que necessita de ser atualizado. O fator de atualização contabiliza a taxa de atualização e o ano de exploração considerado,  $k$ , pela seguinte fórmula  $(1+r)^k$ . A taxa de atualização utilizada foi de 8,52%, por ser uma indústria de química base.

O cash flow acumulado é igual ao somatório dos cash flows atualizados.

**Tabela F. 19** Plano de exploração para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

	Investimento		Exploração									
	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032
Vendas de Serviços Prestados	- €	- €	16 439 776,72 €	18 788 316,25 €	21 136 855,78 €	21 136 855,78 €	21 136 855,78 €	21 136 855,78 €	21 136 855,78 €	21 136 855,78 €	21 136 855,78 €	21 136 855,78 €
CMVMC	- €	- €	1 742 115,59 €	1 990 989,24 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €	2 239 862,90 €
<b>Margem Bruta</b>	- €	- €	14 697 661,13 €	16 797 327,01 €	18 896 992,89 €	18 896 992,89 €	18 896 992,89 €	18 896 992,89 €	18 896 992,89 €	18 896 992,89 €	18 896 992,89 €	18 896 992,89 €
<b>Margem Bruta (%)</b>	- €	- €	89,40%	89,40%	89,40%	89,40%	89,40%	89,40%	89,40%	89,40%	89,40%	89,40%
Fornecimento e Serviços Externos (FSE)	- €	- €	634 169,16 €	716 558,10 €	800 456,65 €	955 574,59 €	954 715,82 €	954 715,82 €	1 112 602,18 €	1 111 092,57 €	1 111 092,57 €	1 112 602,18 €
Gastos com o pessoal	- €	- €	484 749,03 €	485 005,35 €	485 262,83 €	1 018 391,69 €	1 019 041,37 €	1 019 041,37 €	1 554 938,65 €	1 554 937,48 €	1 554 937,48 €	1 554 938,65 €
Outros gastos e perdas	- €	- €	1 296 483,50 €	1 306 720,81 €	1 317 004,77 €	1 260 870,86 €	1 286 818,77 €	1 286 818,77 €	1 341 255,67 €	1 341 209,01 €	1 341 209,01 €	1 341 255,67 €
<b>EBITDA (Resultado antes depreciações, gastos financeiros e impostos)</b>	- €	- €	12 282 259,44 €	14 289 042,75 €	16 294 268,63 €	15 662 155,75 €	15 636 416,93 €	15 636 416,93 €	14 888 196,39 €	14 889 753,82 €	14 889 753,82 €	14 888 196,39 €
Gastos/reversões de depreciação e amortização	- €	- €	6 662 476,02 €	6 662 476,02 €	6 662 476,02 €	3 087 353,20 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €	3 927 844,03 €
<b>EBIT (Resultado Operacional)</b>	- €	- €	5 619 783,42 €	7 626 566,73 €	9 631 792,61 €	12 574 802,55 €	11 708 572,90 €	11 708 572,90 €	10 960 352,37 €	10 961 909,79 €	10 961 909,79 €	10 960 352,37 €
Imposto sobre o rendimento do período	- €	- €	1 180 154,52 €	1 601 579,01 €	2 022 676,45 €	2 640 708,54 €	2 458 800,31 €	2 458 800,31 €	2 301 674,00 €	2 302 001,06 €	2 302 001,06 €	2 301 674,00 €
<b>RESULTADO LÍQUIDO DO PERÍODO</b>	- €	- €	4 439 628,90 €	6 024 987,71 €	7 609 116,16 €	9 934 094,01 €	9 249 772,59 €	9 249 772,59 €	8 658 678,37 €	8 659 908,74 €	8 659 908,74 €	8 658 678,37 €

**Tabela F. 20** Cash Flow previsual para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

	k	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Investimento		Exploração									
	2021/2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	
Resultado Líquido do Período	- €	4 439 628,90 €	6 024 987,71 €	7 609 116,16 €	9 934 094,01 €	9 249 772,59 €	9 249 772,59 €	8 658 678,37 €	8 659 908,74 €	8 659 908,74 €	8 658 678,37 €	
Depreciações e Amortizações	- €	6 662 476,02 €	6 662 476,02 €	6 662 476,02 €	3 087 353,20 €	3 087 353,20 €	3 087 353,20 €	3 087 353,20 €	3 087 353,20 €	3 087 353,20 €	3 087 353,20 €	
Encargos financeiros de exploração	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
<b>Cash Flow de Exploração</b>	- €	11 102 104,92 €	12 687 463,74 €	14 271 592,18 €	13 021 447,21 €	12 337 125,79 €	12 337 125,79 €	11 746 031,57 €	11 747 261,93 €	11 747 261,93 €	11 746 031,57 €	
Investimento e Desinvestimento	- 56 783 218,50 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	15 184 318,05 €	
<b>Cash Flow de Investimento</b>	- 56 783 218,50 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	15 184 318,05 €	
<b>Cash Flow Líquido</b>	- 56 783 218,50 €	11 102 104,92 €	12 687 463,74 €	14 271 592,18 €	13 021 447,21 €	12 337 125,79 €	12 337 125,79 €	11 746 031,57 €	11 747 261,93 €	11 747 261,93 €	26 930 349,61 €	
<b>Cash Flow Líquido Atualizado</b>	- 56 783 218,50 €	10 230 468,97 €	10 773 461,00 €	11 167 168,57 €	9 389 016,76 €	8 197 191,24 €	7 553 622,60 €	6 627 086,94 €	6 107 428,23 €	5 627 928,70 €	11 888 967,52 €	
<b>Cash Flow Líquido Atualizado Acumulado</b>	- 56 783 218,50 €	- 46 552 749,53 €	- 35 779 288,53 €	- 24 612 119,97 €	- 15 223 103,21 €	- 7 025 911,96 €	527 710,63 €	7 154 797,57 €	13 262 225,80 €	18 890 154,50 €	30 779 122,02 €	

## Anexo G Eletrolisador Alcalino

### G.1 Condições das correntes da unidade de eletrólise da água

**Tabela G.1** Condições operatórias das correntes da produção de hidrogénio para uma capacidade de 21 kt/ano metanol, Figura 4.5.

	STACK-IN	STACK-OUT	H2-STACK	H2PROD	H2-OUT	PURG-1	R-H2-KOH	R-H2KOH	O2-STACK
Temperatura (°C)	70,00	73,00	73,00	73,00	25,00	25,00	73,00	73,01	73,00
Pressão (bar)	7,00	6,70	6,70	6,70	6,70	6,70	6,70	7,00	6,70
Fração de vapor	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Caudal molar (kmol/h)	133408,03	133550,02	66846,01	291,11	284,08	7,03	66554,90	66554,90	66704,01
Caudal mássico (kg/h)	2,75E+06	2,75E+06	1371741,86	721,34	594,63	126,70	1371020,53	1371020,53	1375713,14
Caudal volumétrico (L/min)	35048,78	66303,57	38424,10	20910,87	17587,93	2,12	17513,23	17513,08	27850,25
Entalpia (Gcal/h)	-8627,02	-8601,52	-4300,71	-0,39	-0,08	-0,48	-4300,32	-4300,31	-4300,81
Caudal mássico (kg/h)									
H <sub>2</sub> O	1,79E+06	1,78E+06	890364,74	151,43	24,73	126,70	890213,31	890213,31	890364,74
H+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
K+	670106,57	670106,57	335053,29	0,00	0,00	0,00	335053,29	335053,29	335053,29
OH-	291502,68	291502,68	145751,34	0,00	0,00	0,00	145751,34	145751,34	145751,34
O <sub>2</sub>	0,00	4543,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4543,78
H <sub>2</sub>	0,00	572,50	572,50	569,91	569,91	0,00	2,60	2,60	0,00
Fração mássica H <sub>2</sub> O	0,6500	0,6481	0,6491	0,2099	0,0416	1,0000	0,6493	0,6493	0,6472
Fração mássica H+	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fração mássica K+	0,2439	0,2439	0,2443	0,0000	0,0000	0,0000	0,2444	0,2444	0,2435
Fração mássica OH-	0,1061	0,1061	0,1063	0,0000	0,0000	0,0000	0,1063	0,1063	0,1059
Fração mássica O <sub>2</sub>	0,0000	0,0017	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0033
Fração mássica H <sub>2</sub>	0,0000	0,0002	0,0004	0,7901	0,9584	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	<b>O2PROD</b>	<b>O2-OUT</b>	<b>PURG-2</b>	<b>R-O2-KOH</b>	<b>R-O2KOH</b>	<b>HEAT</b>		<b>H2O-IN</b>	<b>H2O-FEED</b>

Temperatura (°C)	72,87	25,00	25,00	72,87	72,88	72,94		25,00	25,07
Pressão (bar)	6,70	6,70	6,70	6,70	7,00	7,00		1,00	7,00
Fração de vapor	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00		0,00	0,00
Caudal molar (kmol/h)	144,82	141,25	3,57	66841,80	66841,80	133396,70		293,95	282,61
Caudal mássico (kg/h)	4574,29	4510,06	64,23	1376230,12	1376230,12	2747250,65		5295,62	5091,28
Caudal volumétrico (L/min)	10330,48	8665,43	1,07	17596,60	17596,45	35109,54		88,51	85,07
Entalpia (Gcal/h)	-0,20	-0,04	-0,24	-4319,91	-4319,90	-8620,21		-20,08	-19,30
Caudal mássico (kg/h)									
H2O	76,94	12,73	64,22	895379,07	895379,07	1785592,38		5295,62	5091,28
H+	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00		0,00	0,00
K+	0,00	0,00	0,00	335053,29	335053,29	670106,57		0,00	0,00
OH-	0,00	0,00	0,00	145751,34	145751,34	291502,68		0,00	0,00
O2	4497,35	4497,33	0,02	46,43	46,43	46,43		0,00	0,00
H2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,5957		0,00	0,00
Fração mássica H2O	0,0168	0,0028	0,9997	0,6506	0,6506	0,6500		1,0000	1,0000
Fração mássica H+	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		0,0000	0,0000
Fração mássica K+	0,0000	0,0000	0,0000	0,2435	0,2435	0,2439		0,0000	0,0000
Fração mássica OH-	0,0000	0,0000	0,0000	0,1059	0,1059	0,1061		0,0000	0,0000
Fração mássica O2	0,9832	0,9972	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000		0,0000	0,0000
Fração mássica H2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000		0,0000	0,0000

## G.2 Análise económica - Incorporação da unidade de eletrólise da água para a produção de metanol

Nas tabelas que se seguem, encontram-se alguns dos resultados principais para a avaliação económica de produção de metanol quando o eletrolisador alcalino é integrado no processo. Estima-se para que este processo seja economicamente viável o preço de metanol deverá rondar os 840 €/t, os preços de oxigénio e dióxido de carbono podem ser mantidos a preços originais, nomeadamente de 100 €/t e 120€/t, respetivamente para a produção de 21 kt/ano de metanol.

**Tabela G. 2** Valores estimados para o cálculo do investimento total 21 kt/ano metanol (840€/t CH<sub>3</sub>OH; 100€/t O<sub>2</sub>; 120€/t CO<sub>2</sub>).

	21 kt/ano
Investimento fixo	122 771 419,63 €
Capital circulante	7 938 835,20 €
Juros durante a fase de investimento	0 €
Investimento fixo total	130 710 254,83 €

**Tabela G. 3** Plano de investimento para 21 kt/ano metanol (1121 €/t Metanol; 110 €/t Hidrogénio).

	Valor Total	2020				2021			
		1º Trimestre	2º Trimestre	3º Trimestre	4º Trimestre	1º Trimestre	2º Trimestre	3º Trimestre	4º Trimestre
Equipamento Base	22198267,83	- €	11 099 133,91 €	11 099 133,91 €	- €	- €	- €	- €	- €
Montagem do Equipamento Base	7769393,74	- €	2 589 797,91 €	2 589 797,91 €	2 589 797,91 €	- €	- €	- €	- €
Tubagens	14428874,09	- €	3 607 218,52 €	3 607 218,52 €	3 607 218,52 €	3 607 218,52 €	- €	- €	- €
Utilidades e Serviços	14855341,78	- €	- €	- €	- €	7 427 670,89 €	7 427 670,89 €	- €	- €
Controlo	2219826,783	- €	- €	- €	- €	- €	739 942,26 €	739 942,26 €	739 942,26 €
Edifícios	12001250	- €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €	1 714 464,29 €
Terrenos e a sua preparação	4652708,5	4 652 708,50 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €
Instalações Eléctricas	2219826,783	- €	- €	- €	1 109 913,39 €	1 109 913,39 €	- €	- €	- €
Isolamentos Térmicos	1775861,426	- €	443 965,36 €	443 965,36 €	443 965,36 €	443 965,36 €	- €	- €	- €
Custo Projecto e a sua Fiscalização	11253839,22	3 938 843,73 €	1 877 127,20 €	562 691,96 €	268 161,03 €	268 161,03 €	268 161,03 €	268 161,03 €	268 161,03 €
Despesas de Empretada	11253839,22	- €	3 751 279,74 €	3 751 279,74 €	3 751 279,74 €	- €	- €	- €	- €
Provisão para imprevistos	14629990,99	1 828 748,87 €	1 828 748,87 €	1 828 748,87 €	1 828 748,87 €	1 828 748,87 €	1 828 748,87 €	1 828 748,87 €	1 828 748,87 €
Capital Circulante	7 938 835,20 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	7 938 835,20 €
Juros Intercalares	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €
<b>Total por Trimestre</b>	<b>127 197 855,56 €</b>	<b>10 420 301,10 €</b>	<b>26 911 735,80 €</b>	<b>25 597 300,57 €</b>	<b>15 313 549,11 €</b>	<b>16 400 142,35 €</b>	<b>11 978 987,34 €</b>	<b>4 551 316,45 €</b>	<b>12 490 151,65 €</b>

**Tabela G. 4** Cálculo do Custo de fabrico nos anos de exploração para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100 €/t Oxigénio)

	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032
<b>Custos de Fabrico</b>										
<b>Custos Diretos</b>										
Matérias-Primas	4 501 151,56 €	5 144 173,22 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €
Mão-de-obra de fabrico	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €	164 913,94 €
Mão-de-obra de controlo	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €	112 640,97 €
Utilidades e Serviços	585 487,45 €	669 128,52 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €	752 769,58 €
Manutenção	613 857,10 €	613 857,10 €	613 857,10 €	3 069 285,49 €	3 069 285,49 €	3 069 285,49 €	5 524 713,88 €	5 524 713,88 €	5 524 713,88 €	5 524 713,88 €
Patentes e Royalties	764 404,88 €	786 832,33 €	809 306,44 €	702 261,46 €	702 214,80 €	702 214,80 €	827 184,54 €	827 137,89 €	827 137,89 €	827 184,54 €
Catalisador	1 508,44 €			1 508,44 €			1 508,44 €			1 508,44 €
Fornecimentos diversos	89 009,28 €	89 009,28 €	89 009,28 €	445 046,40 €	445 046,40 €	445 046,40 €	801 083,51 €	801 083,51 €	801 083,51 €	801 083,51 €
Sub-Total	6 832 973,63 €	7 580 555,36 €	8 329 692,18 €	11 035 621,15 €	11 034 066,06 €	11 034 066,06 €	13 972 009,74 €	13 970 454,65 €	13 970 454,65 €	13 972 009,74 €
Sub-Total	6 832 973,63 €	7 580 555,36 €	8 329 692,18 €	11 035 621,15 €	11 034 066,06 €	11 034 066,06 €	13 972 009,74 €	13 970 454,65 €	13 970 454,65 €	13 972 009,74 €
<b>Custos Indiretos</b>										
Sub-Total	445 706,01 €	445 706,01 €	445 706,01 €	1 673 420,20 €	1 673 420,20 €	1 673 420,20 €	2 901 134,40 €	2 901 134,40 €	2 901 134,40 €	2 901 134,40 €
<b>Custos Fixos</b>										
Amortizações	15 991 597,57 €	15 991 597,57 €	15 991 597,57 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €
Seguros	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €	1 227 714,20 €
Impostos Locais	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €	982 171,36 €
Sub-Total	18 201 483,12 €	18 201 483,12 €	18 201 483,12 €	10 699 673,89 €	10 699 673,89 €	10 699 673,89 €	10 699 673,89 €	10 699 673,89 €	10 699 673,89 €	10 699 673,89 €
<b>Total dos Custos de Fabrico</b>	<b>25 480 162,76 €</b>	<b>26 227 744,49 €</b>	<b>26 976 881,31 €</b>	<b>23 408 715,25 €</b>	<b>23 407 160,16 €</b>	<b>23 407 160,16 €</b>	<b>27 572 818,04 €</b>	<b>27 571 262,95 €</b>	<b>27 571 262,95 €</b>	<b>27 572 818,04 €</b>
<b>Despesas Gerais</b>										
Administração	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €	65 141,01 €
Serviços de Marketing, Vendas e Di	38 375,52 €	39 498,58 €	40 623,97 €	35 263,68 €	35 261,34 €	35 261,34 €	41 519,22 €	41 516,88 €	41 516,88 €	41 519,22 €
Encargos Financeiros	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Total das Despesas Gerais</b>	<b>103 516,53 €</b>	<b>104 639,58 €</b>	<b>105 764,98 €</b>	<b>100 404,69 €</b>	<b>100 402,35 €</b>	<b>100 402,35 €</b>	<b>106 660,23 €</b>	<b>106 657,89 €</b>	<b>106 657,89 €</b>	<b>106 660,23 €</b>
<b>Total Custo de Produção</b>	<b>25 583 679,29 €</b>	<b>26 332 384,08 €</b>	<b>27 082 646,29 €</b>	<b>23 509 119,94 €</b>	<b>23 507 562,51 €</b>	<b>23 507 562,51 €</b>	<b>27 679 478,26 €</b>	<b>27 677 920,83 €</b>	<b>27 677 920,83 €</b>	<b>27 679 478,26 €</b>

**Tabela G. 5** Plano de exploração para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100 €/t Oxigénio).

	Investimento		Exploração									
	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032
Vendas de Serviços Prestados	- €	- €	35 259 020,58 €	40 296 023,52 €	45 333 026,46 €	45 333 026,46 €	45 333 026,46 €	45 333 026,46 €	45 333 026,46 €	45 333 026,46 €	45 333 026,46 €	45 333 026,46 €
CMVMC	- €	- €	4 501 151,56 €	5 144 173,22 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €	5 787 194,87 €
<b>Margem Bruta</b>	- €	- €	30 757 869,02 €	35 151 850,31 €	39 545 831,59 €	39 545 831,59 €	39 545 831,59 €	39 545 831,59 €	39 545 831,59 €	39 545 831,59 €	39 545 831,59 €	39 545 831,59 €
<b>Margem Bruta (%)</b>	- €	- €	87,23%	87,23%	87,23%	87,23%	87,23%	87,23%	87,23%	87,23%	87,23%	87,23%
Fornecimento e Serviços Externos (FSE)	- €	- €	695 192,93 €	777 887,08 €	862 090,85 €	1 216 956,26 €	1 215 446,65 €	1 215 446,65 €	1 576 121,14 €	1 574 611,54 €	1 574 611,54 €	1 576 121,14 €
Gastos com o pessoal	- €	- €	668 812,23 €	669 373,76 €	669 936,46 €	1 894 970,51 €	1 894 969,34 €	1 894 969,34 €	3 125 812,47 €	3 125 811,31 €	3 125 811,31 €	3 125 812,47 €
Outros gastos e perdas	- €	- €	2 974 290,44 €	2 996 717,89 €	3 019 191,99 €	2 912 147,01 €	2 912 100,36 €	2 912 100,36 €	3 037 070,09 €	3 037 023,44 €	3 037 023,44 €	3 037 070,09 €
<b>EBITDA ( Resultado antes depreciações, gastos Financeiros e Impostos)</b>	- €	- €	26 419 573,42 €	30 707 871,57 €	34 994 612,30 €	33 521 757,82 €	33 523 315,25 €	33 523 315,25 €	31 806 827,88 €	31 808 385,31 €	31 808 385,31 €	31 806 827,88 €
Gastos/reversões de depreciação e amortização	- €	- €	15 991 597,57 €	15 991 597,57 €	15 991 597,57 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €
<b>EBIT (Resultado Operacional)</b>	- €	- €	10 427 975,85 €	14 716 274,00 €	19 003 014,73 €	25 031 969,48 €	25 033 526,90 €	25 033 526,90 €	23 317 039,54 €	23 318 596,97 €	23 318 596,97 €	23 317 039,54 €
Imposto sobre o rendimento do período	- €	- €	2 189 874,93 €	3 090 417,54 €	3 990 633,09 €	5 256 713,59 €	5 257 040,65 €	5 257 040,65 €	4 896 578,30 €	4 896 905,36 €	4 896 905,36 €	4 896 578,30 €
<b>RESULTADO LÍQUIDO DO PERÍODO</b>	- €	- €	8 238 100,92 €	11 625 856,46 €	15 012 381,64 €	19 775 255,89 €	19 776 486,25 €	19 776 486,25 €	18 420 461,24 €	18 421 691,61 €	18 421 691,61 €	18 420 461,24 €

**Tabela G. 6** Cash Flow previsual para 21 kt/ano metanol (840 €/t Metanol; 100 €/t Oxigénio).

	k	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	Investimento		Exploração									
	2021/2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	
Resultado Líquido do Período	- €	8 238 100,92 €	11 625 856,46 €	15 012 381,64 €	19 775 255,89 €	19 776 486,25 €	19 776 486,25 €	18 420 461,24 €	18 421 691,61 €	18 421 691,61 €	18 420 461,24 €	
Depreciações e Amortizações	- €	15 991 597,57 €	15 991 597,57 €	15 991 597,57 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	8 489 788,34 €	
Cash Flow de Exploração	- €	24 229 698,49 €	27 617 454,03 €	31 003 979,21 €	28 265 044,23 €	28 266 274,60 €	28 266 274,60 €	26 910 249,58 €	26 911 479,95 €	26 911 479,95 €	26 910 249,58 €	
Investimento e Desinvestimento	- 127 197 855,56 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	19 794 544,46 €	
Cash Flow de Investimento	- 127 197 855,56 €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	- €	19 794 544,46 €	
Cash Flow Líquido	- 127 197 855,56 €	24 229 698,49 €	27 617 454,03 €	31 003 979,21 €	28 265 044,23 €	28 266 274,60 €	28 266 274,60 €	26 910 249,58 €	26 911 479,95 €	26 911 479,95 €	46 704 794,04 €	
Cash Flow Líquido Actualizado	- 127 197 855,56 €	22 327 403,70 €	23 451 145,95 €	24 259 848,35 €	20 380 297,95 €	18 781 040,46 €	17 306 524,56 €	15 182 707,67 €	13 991 339,70 €	12 892 867,39 €	20 618 810,65 €	
Cash Flow Líquido Actualizado Acumulado	- 127 197 855,56 €	- 104 870 451,87 €	- 81 419 305,91 €	- 57 159 457,56 €	- 36 779 159,61 €	- 17 998 119,15 €	- 691 594,59 €	14 491 113,08 €	28 482 452,77 €	41 375 320,16 €	61 994 130,82 €	





YANA HRYNO

2021

ESTUDO TÉCNICO-ECONÓMICO DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE  
METANOL A PARTIR DE CO<sub>2</sub>