UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
ESCOLA DE QUÍMICA

Vitor Oliveira de Azevedo

CUSTO MARGINAL DE CAPTURA DE CARBONO EM TERMELÉTRICAS: CICLO-COMBINADO E RANKINE MULTI-PRESSÃO

RIO DE JANEIRO
2025

Vitor Oliveira de Azevedo

CUSTO MARGINAL DE CAPTURA DE CARBONO EM TERMELÉTRICAS: CICLO-COMBINADO E RANKINE MULTI-PRESSÃO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Orientador(es): José Luiz de Medeiros (DSc, COPPE-UFRJ)
Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo (PhD, UNIVERSITY OF ILLINOIS)

Rio de Janeiro

2025

CIP - Catalogação na Publicação

O278c

Oliveira de Azevedo, Vitor
Custo marginal de captura de carbono em termelétricas: Ciclo-combinado e Rankine multi pressão / Vitor Oliveira de Azevedo. -- Rio de Janeiro, 2025.
94 f.

Orientador: José Luiz de Medeiros.
Coorientadora: Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo.
Trabalho de conclusão de curso (graduação) - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Bacharel em Engenharia Química, 2025.

1. Captura de Carbono. 2. NGCC. 3. Ciclo Combinado. 4. Rankine multi-pressão. 5. MAC. I. de Medeiros, José Luiz, orient. II. de Queiroz Fernandes Araújo, Ofélia, coorient. III. Título.

Elaborado pelo Sistema de Geração Automática da UFRJ com os dados fornecidos pelo(a) autor(a), sob a responsabilidade de Miguel Romeu Amorim Neto - CRB-7/6283.

Vitor Oliveira De Azevedo

CUSTO MARGINAL DE CAPTURA DE CARBONO EM TERMELÉTRICAS: CICLO-COMBINADO E RANKINE MULTI-PRESSÃO

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado à Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado em 15 de agosto de 2025.



José Luiz de Medeiros (DSc, COPPE-UFRJ)



Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo (PhD, University of Illinois)

Roymel Rodríguez Carpio (DSc, Escola de Química, UFRJ)



Guilherme Pereira da Cunha (DSc, Escola de Química, UFRJ)

Rio de Janeiro
2025

RESUMO

de Azevedo, Vitor Oliveira. **Custo marginal de captura de carbono em termelétricas: Ciclo-combinado e Rankine multi-pressão**. Rio de Janeiro, 2025. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2025.

O agravamento do aquecimento global configura um dos principais riscos ambientais contemporâneos, demandando o aprimoramento de tecnologias capazes de mitigar as suas consequências. Neste contexto, o presente trabalho visa avaliar o desempenho técnico-econômico da captura de carbono pós-combustão aplicado a termelétricas a gás natural e a diesel, tal como definir o valor marginal de abatimento de carbono para estas instalações. Para realização da análise, as plantas foram simuladas no software ASPEN HYSYS, seguido da aplicação da metodologia de análise econômica descrita por Turton. Os principais parâmetros utilizados para comparação foram o valor presente líquido (NPV) considerando 23 anos de operação e o valor marginal de abatimento (MAC). Com o objetivo de maximizar o rendimento foram testadas seis configurações diferentes para as termelétricas a diesel com ciclos de Rankine variando de uma a três pressões. Os resultados demonstraram que o aumento no número de ciclos de Rankine, em conjunto com a melhor configuração identificada, resultaram em aumento do rendimento econômico, mas não na viabilização da captura de carbono. Em contraste, a termelétrica a gás natural demonstrou viabilidade econômica no processo de captura.

Palavras-chave: Captura de Carbono, MAC, Ciclos de Rankine, NGCC, Diesel

ABSTRACT

de Azevedo, Vitor Oliveira. **Marginal abatement cost of power plants: Combined-cycle and multi-pressure Rankine**. Rio de Janeiro, 2025. Final-year Project (Bachelor's degree in Chemical Engineering) – Escola de Química, Federal University of Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2025.

Global warming aggravation represents one of the main contemporary environmental risks, demanding the development of technologies capable of mitigating its consequences. In this context, the present work evaluates the techno-economic performance of post-combustion carbon capture applied to natural gas and diesel-fired power plants, as well as determines the marginal abatement cost (MAC) for these facilities. The plants were simulated in ASPEN HYSYS, and the economic analysis was carried out following Turton's methodology. The main parameters considered for comparison were the net present value (NPV), over 23 years of operation, and the MAC. For diesel power plants, six different configurations were tested aiming to maximize the profit, with Rankine cycles ranging from one to three pressure stages. The results shown that increasing the number of pressure stages, combined with the most efficient configuration, improved the economic performance but did not enable the feasibility of carbon capture. In contrast, the natural gas combined-cycle power plant demonstrated superior technical and economic feasibility in the capture process.

Keywords: Carbon Capture, MAC, Rankine Cycle, NGCC, Diesel

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2.1 - Diagrama TS com Ciclo de Rankine de 1 pressão

Figura 2.2 - Diagrama TS com Ciclo de Rankine de 2 pressões

Figura 2.3 - Diagrama TS com Ciclo de Rankine de 3 pressões

Figura 3.1 - Fluxograma da NGCC

Figura 3.2 - Fluxograma das plantas Mk1 e Mk2 com uma pressão

Figura 3.3 - Fluxograma da planta Mk3 com uma pressão

Figura 3.4 - Fluxograma da planta Mk4 com uma pressão

Figura 3.5 - Fluxograma da planta Mk5 com uma pressão

Figura 3.6 - Fluxograma da planta Mk6 com uma pressão

Figura 3.7 - Fluxograma da planta Mk6 com duas pressões

Figura 3.8 - Fluxograma da planta Mk6 com três pressões

Figura 3.9 - Fluxograma da planta PCC-MEA

Figura 3.10 - Fluxograma do Trem de Compressão

Figura 3.11 - Fluxograma da planta de desidratação de CO_2 por absorção em TEG

Figura 3.12 - Fluxograma da NGCC com captura

Figura 3.13 - Fluxograma da planta Mk6 1P com captura

Figura 3.14 - Fluxograma da planta Mk6 2P com captura

Figura 3.15 - Fluxograma da planta Mk6 3P com captura

Figura 4.1 – Fluxograma NGCC com captura (NGCC + PCC-MEA)

Figura 4.2 – Fluxograma NGCC com captura (Trem de Compressão + Planta desidratação com TEG)

Figura 4.3 – Fluxograma termelétrica a diesel com captura 3 pressões – Mk6 (Termelétrica + PCC-MEA)

Figura 4.4 – Fluxograma termelétrica a diesel com captura 3 pressões – Mk6 (Trem de compressão + Planta de desidratação com TEG)

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 – Composição do diesel utilizado
Tabela 3.2 – Composição do gás natural utilizado
Tabela 3.3 – Nomenclatura dos designs das termelétricas a diesel empregadas
Tabela 3.4 – Parâmetros de referência para planta PCC-MEA
Tabela 3.5 – Parâmetros de referência para a planta de TEG
Tabela 3.6 – Parâmetros para orçamento dos equipamentos
Tabela 3.7 – Parâmetros para orçamento dos equipamentos em condição base
Tabela 3.8 – Parâmetros para ajuste de custo em função da pressão
Tabela 3.9 – Parâmetros para orçamento dos equipamentos
Tabela 3.10 – Custos das matérias-primas utilizadas
Tabela 4.1 – Resultados da análise econômica das termelétricas sem captura
Tabela 4.2 – Resultados complementares da análise econômica das termelétricas sem captura
Tabela 4.3 – Resultados da implementação do EGR nas plantas sem captura
Tabela 4.4 – Variação do NPV obtido em cada planta principal
Tabela 4.5 – Comparação do NPV obtido na NGCC em função do preço da energia
Tabela 4.6 – Resultados obtidos da implementação de captura nas principais plantas
Tabela 4.7 – Variação da razão de gás de exaustão gerado
Tabela 4.8 – Valores de MAC obtidos

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
EGR	*Enhanced Gas Recovery*
HPS	*High Pressure Steam*
IPCC	*Intergovernmental Panel on Climate Change*
LPS	*Low Pressure Steam*
MINLP	*Mixed Integer Nonlinear Programing*
NGCC	*Natural Gas Combined Cycle*

LISTA DE SÍMBOLOS

C_P^0	Custo do equipamento em condição básica (USD)
K_1	Coeficiente de ajuste do custo do equipamento
K_2	Coeficiente de ajuste do custo do equipamento
K_3	Coeficiente de ajuste do custo do equipamento
A	Parâmetro de ajuste de capacidade do equipamento
C_A	Custo do equipamento referente a capacidade A (USD)
C_B	Custo do equipamento referente a capacidade B (referência) (USD)
A_A	Capacidade do equipamento A
A_B	Capacidade do equipamento B (referência)
C_{BM}	*Bare Module Cost* (USD)
F_{BM}	Fator de correção da condição de operação
F_P	Fator de correção da pressão de operação
P	Pressão de operação (kPa, bar)
D	Diâmetro da coluna (m)
C_1	Coeficiente de ajuste do fator de correção de pressão
C_2	Coeficiente de ajuste do fator de correção de pressão
C_3	Coeficiente de ajuste do fator de correção de pressão
B_1	Coeficiente de ajuste do *Bare Module Cost*
B_2	Coeficiente de ajuste do *Bare Module Cost*
C_{TM}	*Total Module Cost* (USD)
C_{GR}	*Grassroot Cost* (USD)
COM	*Cost of Manufacturing* (USD/y)
FCI	*Fixed Capital Investment* (USD)
C_{OL}	*Cost of Operating Labor* (USD/y)
C_{ut}	*Cost of Utilities* (USD/y)
C_{wt}	*Cost of Waste Treatment* (USD/y)
C_{rm}	*Cost of Raw Materials* (USD/y)
C_{ct}	*Cost of Carbon Transporting* (USD/y)
N_{OL}	Número de operadores por turno
N_{NP}	Número de etapas do processo não envolvendo sólidos

p_i Custo da matéria-prima i por unidade (USD/unidade)

M_i Número de unidades de i consumidas

REV *Revenue* (USD/y)

F_{CO2} Vazão do CO_2 capturado (kg/h)

P^* Valor presente (USD)

F_n Valor futuro (USD)

i Taxa de juros (% a.a.)

NPV *Net Present Value* (USD)

TAX Valor do imposto de renda (USD/y)

AP *Annual Profit* (USD/y)

Δi Variação da variável *"i"* pela adição da captura

F_{Cap} Fator de Captura

Cap Captura de carbono (%)

CO_{2in} Vazão de CO_2 direcionado à PCC-MEA (kg/h)

PL *Power Loss* (MW)

DEP Depreciação (USD/y)

GAP *Gross Annual Profit* (USD/y)

$AGAP$ *Discounted Gross Annual Profit* (USD/y)

CCU Quantidade de CO_2 capturado ($ton_{CO2\text{-}Cap)}$

MAC *Marginal Abatement Cost* (USD/$ton_{CO2\text{-}Cap}$)

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO 15
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 18
2.1 CAPTURA DE CARBONO 18
2.1.1 Captura pré-combustão 20
2.1.2 Oxi-combustão 22
2.1.3 Captura pós-combustão 23
2.2 DESTINO DO CO_2 CAPTURADO 26
2.3 COMBUSTÍVEIS 29
2.3.1 Óleo diesel 29
2.3.2 Gás natural 31
2.4 CICLOS TERMODINÂMICOS 31
3 METODOLOGIA 35
3.1 GERAL 35
3.2 COMBUSTÍVEIS 36
3.3 TERMELÉTRICAS 37
3.3.1 Termelétrica de ciclo combinado a gás natural (NGCC) 37
3.3.2 Termelétrica a diesel 39
3.4 PCC-MEA 46
3.5 TREM DE COMPRESSÃO 48
3.6 PLANTA DE DESIDRATAÇÃO DE CO_2 POR ABSORÇÃO EM TEG 50
3.7 FLUXOGRAMAS COMPLETOS COM CAPTURA 52
3.7.1 NGCC com captura 52
3.7.2 Diesel Power Plant Mk6 de 1 pressão 53
3.7.3 Diesel Power Plant Mk6 de 2 pressões 54
3.7.4 Diesel Power Plant Mk6 de 3 pressões 55
3.8 UTILIDADES 56
3.8.1 Utilidade quente 56
3.8.2 Utilidade fria 57
3.9 ANÁLISE ECONÔMICA 58
3.9.1 Análise econômica 59
3.9.2 Análise econômica aproximada 68

3.10 MARGINAL ABATEMENT COST (MAC) 70
4 RESULTADOS 72
4.1 TERMELÉTRICAS A DIESEL SEM CAPTURA 72
4.2 TERMELÉTRICA A GÁS NATURAL SEM CAPTURA 78
4.3 TERMELÉTRICAS COM CAPTURA 79
4.4 MARGINAL ABATEMENT COST (MAC) 86
5 CONCLUSÃO 88
6 REFERÊNCIAS 89

1 INTRODUÇÃO

A degradação ambiental, acentuada desde a Revolução Industrial, é um problema atual e complexo que possui diversas frentes a serem combatidas. O trabalho de pesquisa e engenharia do século XXI está fortemente associado a capacidade de reduzir o impacto ambiental das atividades humanas, ou até mesmo, idealmente, reverter os impactos já estabelecidos, comprometendo o mínimo possível a qualidade de vida da população e a economia.

Segundo relatório de 2023 do Painel Intergovernamental sobre Mudanças Climáticas (Intergovernamental Panel on Climate Change - IPCC) [1], a emissão de gases do efeito estufa, frutos da atividade humana, inequivocamente causaram o aumento da temperatura da superfície terrestre.

Segundo IPCC [1], a crescente demanda por energia e a intensificação do consumo de combustíveis fósseis são apontadas como as principais causas do aumento das emissões de CO_2, principal gás responsável pelo agravamento do aquecimento global. A quantidade de CO_2 na atmosfera aumentou em cerca de 35% desde o início da primeira revolução industrial, em 1760 [1].

O relatório de 2023 do IPCC [1] descreve diversos possíveis efeitos do aquecimento global. A disponibilidade de água potável, agropecuária e pesca podem ser severamente comprometidas. A propagação e o desenvolvimento de doenças infeciosas tendem a ser acentuadas, problemas decorrentes da má nutrição, doenças psicológicas e deslocamento de regiões afetadas podem afetar o bem-estar social. Alagamentos, tempestades severas e os decorrentes danos à infraestrutura, impactando também as economias, também podem se tornar mais constantes. Os ecossistemas terrestres e aquáticos podem ser severamente comprometidos, rompendo equilíbrios estabelecidos ao longo de milhares de anos.

Com este cenário bem definido, diversos setores da economia global estão se reestruturando para reduzir emissões. O desenvolvimento de tecnologias para permitir a migração para uma indústria menos poluente é assunto de extrema relevância e tendência global. Neste contexto, as técnicas de captura de carbono permanecem na vanguarda das técnicas para reduzir as emissões antropogênicas de gases do efeito estufa [2].

A captura de carbono consiste em um conjunto de técnicas desenvolvidas com o objetivo de retirar o CO_2 das correntes de exaustão de plantas industriais, evitando emissão total ou parcial, ou até mesmo recolhendo-o diretamente da atmosfera. O CO_2 separado pode ser armazenado em reservatórios subterrâneos, onde fica confinado, incapaz de absorver calor para promover o aquecimento global, ou pode ser utilizado para diferentes finalidades, como, por exemplo, a fabricação de produtos. A captura de carbono pode ocorrer antes da combustão, depois da combustão ou através da produção do CO_2 já separado ao final da combustão [2]. As técnicas atuais para captura de carbono exploram a diferença de fugacidade entre diferentes fases, capacidade de certas moléculas se ligarem ou reagirem com o CO_2, a capacidade de permear membranas, entre outras.

O artigo de Dziejarski et al. [3], de 2022, reuniu informações sobre as plantas industriais com captura de carbono em atividade. O trabalho cita 135 unidades com capacidade de capturar 149,3 milhões de toneladas por ano de CO_2. Das 135 unidades, 27 estão em operação, 4 estão em construção, 58 em desenvolvimento avançado, 44 em desenvolvimento inicial e 2 estão com operações suspensas. O trabalho também ressalta que para atingir as metas de emissão estipuladas no acordo de Paris, seria necessário a instalação de mais de 2000 unidades. Das 27 unidades em operação 12 estão localizadas no Estados Unidos, seguido pelo Canadá com 4 unidades. O Brasil conta com uma unidade de captura, utilização e armazenamento de carbono (Carbon Capture and Utilization – CCUS) na bacia de santos, da Petrobras. Segundo a própria Petrobras, em relatório de 2025, o volume de CO_2 injetado tem crescido ano após anos, batendo

recorde em 2024, tendo sido responsável por 28% da injeção de CO_2 em todo o mundo, correspondente a 14,2 milhões de toneladas [4]. Das 27 indústrias em funcionamento, 22 utilizam o CO_2 capturado para recuperação de óleo avançada (Enhanced Oil Recovery - EOR) e cinco armazenam o CO_2 em formações salinas [2]. O avanço na implementação de plantas industriais com captura de carbono é, atualmente, a melhor forma para mitigar os efeitos da possível catástrofe climática iminente.

Neste contexto, o presente trabalho visa avaliar e comparar o desempenho e a viabilidade econômica de oito termelétricas, com e sem a captura de carbono, utilizando como combustíveis o gás natural, considerado o combustível fóssil mais limpo e de custo relativamente baixo, e o diesel, combustível associado a alto impacto ambiental e alto custo, em comparação com outras fontes energéticas como o próprio gás natural e o carvão. Os principais parâmetros utilizados para a comparação entre as duas matrizes energéticas foram o rendimento do projeto ao final de 25 anos, com base no valor presente líquido (Net Present Value - NPV), e o custo de abatimento marginal (Marginal Abatement Cost – MAC).

O trabalho foi realizado com a implementação das oito plantas industriais no software HYSYS, seguido da avaliação econômica de cada projeto através do método descrito por Turton e finalizado com a realização do cálculo do MAC. Cabe ressaltar que este trabalho tem como foco o processo de captura do CO_2 e a avaliação econômica, sem se estender na importante área de utilização do CO_2 capturado. Para efeitos práticos, o único método de utilização do CO_2 adotado foi a comercialização para plataformas de extração de petróleo que o injetam em poços com a finalidade de manter a pressão do reservatório e facilitar o processo de extração.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 CAPTURA DE CARBONO

Com a importância da captura de carbono já apresentada, parte-se para o aprofundamento deste tópico. A literatura mais recente considera o agrupamento das diversas técnicas desenvolvidas em três principais grupos: pré-captura, pós-captura e oxi-combustão, detalhadas nos próximos tópicos. Essas classificações diferem pelo momento ou tipo de separação realizada para a criação da corrente de CO_2 concentrada, ou CO_2 denso [2, 5].

Para realização de cada uma destas rotas é necessário um conjunto de técnicas, que compreendem diversos fenômenos explorados pela engenharia química. Os mais relevantes até o momento são os processos de absorção, adsorção e peneiramento molecular [2].

Os processos de absorção empregam solventes em colunas, com pratos ou recheio, tipicamente em contracorrente com o gás a ser tratado, permitindo a transferência de massa entre as fases. Os conceitos de difusão e equilíbrio de fases fundamentam teoricamente este processo, ambos consequência da diferença de potencial químico de uma ou mais espécies em cada fase. A absorção pode ser separada entre absorção física e química, dependendo da interação entre o solvente e os compostos envolvidos [2].

Solventes de absorção física interagem fracamente com o composto de interesse, resultando em um processo reversível. A formação deste tipo de interação depende da operação em altas pressões, o que exige equipamentos mais robustos, aumentando os custos de investimento e o consumo de energia destinada a compressão. A natureza destes processos também se beneficia de baixas temperaturas, reduzindo custos de aquecimento. Outro benefício desta rota está na facilidade de regenerar o solvente, reduzindo o consumo de energia consideravelmente, se contrapondo à principal limitação da absorção química. Atualmente os solventes mais comuns para esta aplicação são o Rectisol, Selexol, Flúor e Purisol [2].

Atualmente, a captura de carbono por absorção química prioriza a utilização de misturas de aminas, líquidos iônicos e nanofluidos. A diferença entre esses solventes e os físicos é a formação de ligações químicas ou espécies intermediárias. Como resultado, há um contraste em relação a pressão necessária para estes processos e a quantidade de calor necessária para regenerar esses solventes. Enquanto a pressão necessária cai, viabilizando até a captura em pressão atmosférica, o calor necessário para regenerá-los agora remete a capacidade de desfazer ligações químicas, sendo consideravelmente maior que nos solventes físicos [2].

O uso de aminas para esta finalidade representa o processo de captura de carbono mais bem consolidado, aplicado e com maior grau de desenvolvimento tecnológico até o momento. Problemas intrínsecos a esses solventes, como o alto consumo de energia para regeneração, levaram a busca por solventes de natureza diferente, resultando no desenvolvimento de solventes a base de líquidos iônicos e nanofluidos [2, 5].

Os líquidos iônicos consistem em sais com ponto de fusão próximo a temperatura ambiente, compostos por cátions e ânions com grupamentos especiais. Destacam-se pela baixa temperatura de fusão e energia necessária para regeneração, alta solubilidade de CO_2, estabilidade térmica e possível customização [2]. Trabalhos recentes como o de Song. et al. [6], propuseram a utilização de solvente iônico com baixo teor de água para captura de carbono, chegando ao valor de $38.81 por tonelada de CO_2 capturado. Zhang et al. [7], avaliaram o desempenho de modificações em líquidos iônicos fotossensíveis, baseados no grupamento azo, quanto a capacidade de captura de CO_2.

A adição de nanomateriais em solventes bem consolidados constitui os denominados nanofluidos. Os principais objetivos na adição destes materiais estão no aumento da taxa de absorção de CO_2 e na redução da energia necessária para regeneração [8]. O artigo de Chen et al. [9] exemplifica o avanço desta rota ao relatar o efeito da dopagem de metildietanolamina (MDEA) com pontos quânticos de carbono (Carbon Quantum Dots - CQD), atingindo a redução

em até 6% da energia necessária para regeneração e pequeno aumento na capacidade de absorção de carbono. Outro exemplo é a funcionalização do óxido de grafeno, modificação das superfícies deste material com grupamentos especiais, em nanofluidos a base de MDEA por Zhou et al. [10], visando o monitoramento do comportamento do fluido em captura assistido por modelos de inteligência artificial para triagem e controle dos resultados.

O emprego de membranas e peneiras moleculares para separação de CO_2 também são linhas de pesquisa de alto interesse, principalmente pela intrínseca baixa demanda energética. Zeng et al. [11] estudaram a reconstituição de peneiras moleculares 13X a partir de peneiras moleculares descartadas para fins de captura de carbono atmosférico, até 400 ppm. Abduljelil et al. [12] analisaram a capacidade do emprego de permeação em membranas, equipamentos compactos, para uso em navios movidos a gás natural liquefeito provendo separação em correntes com alto teor de O_2 com baixo teor de CO_2.

2.1.1 Captura pré-combustão

O modelo de pré-combustão consiste na captura do carbono antes da combustão. Tal feito é alcançado a partir da transformação do combustível fóssil utilizado em uma mistura de hidrogênio, CO e CO_2, comumente conhecida como gás de síntese ou, do inglês, syngas [5]. Este processo de transformação é chamado gaseificação e atualmente é executado por duas vias principais, a via seca e a reforma a vapor, sendo o primeiro capaz de gerar uma melhor razão CO/H_2[19] e o segundo sendo o mais bem consolidado e utilizado em escala global. A combinação das duas vias pode ser feita em um processo que permite a obtenção da razão CO/H_2 desejada [20]. Após a produção do gás de síntese, ele é submetido a reação de deslocamento gás-água (Water Gas Shift Reaction – WGS), levando o CO gerado a CO_2 com a produção de H_2. A separação dos gases pode ser feita por membranas, absorção, adsorção e pela formação de microalgas [2, 5]. O H_2 separado é utilizado na combustão, desta vez limpa, tendo como único produto vapor de água, e o CO_2 é destinado para utilização ou estoque.

O emprego desta técnica se mostra benéfico por produzir CO_2 de alta concentração, facilitando a separação. No entanto, ainda sim apresenta alto custo e alta complexidade, principalmente pela necessidade de executar a reforma do combustível [21].

A título de exemplificação, a implementação da captura de carbono em termelétrica a base de carvão tipicamente leva a uma redução de eficiência de até 7.2%, indo de 38,4% para 31,2%. A implementação do processo de captura pré-combustão pode reduzir consideravelmente esta perda [5].

Os processos de pré-combustão tipicamente dependem de duas fases, a gaseificação e a separação. A utilização de membranas ou processos adsortivos, torna a separação menos energeticamente intensiva que a com separação por MEA, por exemplo. No entanto, o processo de gaseificação possui custos energéticos intrinsecamente altos. Parte do interesse de pesquisa nos métodos de captura pré-combustão são atribuídos a geração de CO_2 altamente concentrado, o que facilita a etapa de separação e resulta no menor investimento fixo necessário em relação aos processos de pós-combustão [22].

O uso do processo de captura pré-combustão aplicado à CO_2 produzido a partir da queima de mistura de materiais como madeira, carvão e resíduos vegetais de milho foi investigado por Smith et al. [23], com prospectos positivos, mesmo para combustíveis de composição variável.

Carminati et al. propuseram a utilização de processo de descarbonização por reforma seca de combustíveis fósseis utilizando processo de oscilação de temperatura em alta pressão, traduzido livremente do inglês High-Pressure Temperature Swing, com líquido iônico. Tal trabalho concluiu a possibilidade de reduzir em 5,5 vezes a quantidade de calor necessária e reduzir em 4,3 vezes os custos de compressão, aumentando a eficiência da produção de energia em até 35,6% [24].

Utilizando o modelo UNIFAC-IL para determinar o equilíbrio líquido-vapor do sistema CO_2-H_2-IL e design de líquido iônico apoiado por computação (Computer-Aided Ionic Liquid Design – CAILD), Zhou et al. [25] buscaram o líquido iônico de melhor desempenho disponível para captura de carbono no modelo pré-combustão. Neste trabalho determinou-se que o hidróxido de amônio e o hydroxyl-imidazolium bis(trifluoromethylsulfonyl)amide são os líquidos iônicos mais promissores em termos de desempenho, dentre os testados.

2.1.2 Oxi-combustão

A oxi-combustão consiste na realização da combustão em ambiente rico em O_2. Este processo pode ser divido em dois grupos, a oxi-combustão parcial e a oxi-combustão total [26]. A oxi-combustão total ocorre pela condução da reação de combustão em ambiente com atmosfera composta de O_2 praticamente puro [26]. A oxi-combustão parcial ocorre em ambiente com teor de O_2 acima do atmosférico, mas longe de valores como 99% [26]. O produto desta reação é apenas CO_2 e água. Sendo necessário reduzir o teor de água do gás de exaustão é possível realizar a implementação de uma planta com a de desidratação por absorção em TEG, cujo gasto energético tende a ser baixo e requer número reduzido de colunas, com dimensionamento moderado, para separação e regeneração.

Segundo trabalho publicado por Perrin et al. [27], a oxi-combustão possui a menor penalidade por captura, reduzindo cerca de 7% a perda de eficiência, geralmente de 44% para 37%. Ainda garante pureza do CO_2 em até 99,99% e utiliza pouca água.

O processo de separação do oxigênio do ar é geralmente o ponto crítico do projeto, demandando equipamentos de alta eficiência e adaptados para funcionar em baixas temperaturas, como trocadores de calor de titânio, com $\Delta T^{Approach}$ de até 1°C. A separação criogênica necessita manter toda uma coluna de separação em temperaturas negativas. Portanto, é possível entender que a competitividade deste processo depende principalmente do custo de fracionamento do oxigênio [28].

García-Luna et al. [29] realizaram o estudo da implementação do processo de captura por oxi-combustão e oxi-combustão-parcial para determinar a penalidade de captura. Neste, foi concluído que plantas de resíduos para energia, traduzido livremente do inglês waste to energy, utilizando a oxi-combustão parcial para captura podem ter desempenho econômico superior a plantas sem captura. Este estudo também demonstra que a perda de eficiência de produção de energia pode cair de 6,49%, para o processo de MEA, para 1,47% no processo de oxi-combustão.

García-Luna et al. [26] também estudaram o uso de membranas poliméricas para processos de oxi-combustão em larga escala. Neste trabalho determinaram a redução no consumo de energia em 29,05% em comparação com a destilação criogênica.

2.1.3 Captura pós-combustão

A pós-combustão é o processo de captura do carbono após a combustão. O CO_2 é separado do gás de exaustão, composto majoritariamente de N_2, Ar e água, ou seja, é a separação do CO_2 dos demais produtos da combustão e dos gases inertes carreados pelo ar atmosférico inserido no processo.

O trabalho de Soo et al. [2] e Sakwattanapong et al. [30], descrevem o mecanismo de reação da absorção de MEA separado em três partes. Inicialmente há a formação do carbamato (Eq. 2.1), depois há a formação do bicarbonato (Eq. 2.2) e por fim há a reação de reversão do carbamato (Eq. 2.3). Onde R é o grupo $-C_2H_4OH$.

$$\boldsymbol{CO_2 + 2RNH_2 \leftrightarrow RNHCOO^- + RNH_3^+} \quad \text{Eq. 2.1}$$

$$\boldsymbol{CO_2 + RNH_2 + H_2O \leftrightarrow RNH_3^+ + HCO_3^-} \quad \text{Eq. 2.2}$$

$$\boldsymbol{RNHCOO^- + 2H_2O + CO_2 \leftrightarrow R_3N^+H + HCO_3^-} \quad \text{Eq. 2.3}$$

Atualmente esta é a rota com maior grau de desenvolvimento e a mais utilizada em escala industrial. Uma de suas maiores vantagens é a capacidade de adicionar este processo a plantas industriais já construídas com relativa facilidade, pois não requer grandes adaptações ao processo já existente. Um dos maiores desafios que esta rota possui é a baixa pressão parcial de CO_2 nas correntes de exaustão, com cerca de 10-15% de concentração molar em suas composições. Em rotas de absorção, por exemplo, a baixa concentração resulta na baixa eficiência do processo de captura, aumentando a quantidade de solvente necessário para garantir contato entre as espécies, o que consequentemente aumenta o custo de inventário de solvente. A grande quantidade de solvente circulando no processo aumenta a dimensão dos equipamentos e faz com que uma grande quantidade de calor seja desperdiçada no processo de regeneração, pois este calor fornecido ao reboiler da retificadora através do vapor de baixa pressão (Low Pressure Steam – LPS), originalmente destinado a liberar as moléculas de CO_2 do solvente, passa a ser dividido com o aquecimento do solvente livre.

Por se tratar de um processo com certo grau de maturidade tecnológica, relativo a quase 100 anos de desenvolvimento, algumas melhorias já são bem estabelecidas. A recirculação do gás de exaustão (Enhanced Gas Recirculation – EGR), por exemplo, é uma técnica desenvolvida para aumentar a concentração de CO_2 do gás de exaustão, facilitando a captura, conforme descrito por Thielens et al. [31]. Este processo se baseia na recirculação do gás de exaustão, ou seja, no final do processo uma certa quantidade de gás de exaustão é desviada para a alimentação do reator de combustão, turbina ou caldeira. Este desvio corresponde a quantidade de inertes necessária para absorver parte do calor produzido na combustão, a fim de evitar que o gás de exaustão atinja temperatura que possa colocar em risco a estrutura dos equipamentos utilizados. Em caldeiras com parede de aço-carbono, onde o ponto de fusão é de cerca de 1600°C, utiliza-se quantidade de gás recirculado suficiente para garantir que o gás de exaustão não ultrapasse os 1200°C, valor adotado a fim de assegurar margem de segurança para

o processo. O uso deste gás de recirculação reduz a necessidade de ar atmosférico introduzido ao processo, que idealmente deverá ser apenas a quantidade de ar que contenha o O_2 estequiométrico para garantir combustão completa do combustível. Consequentemente, além do aumento da concentração de CO_2 no gás de exaustão, há ainda a possibilidade de reduzir a quantidade de ar comprimido que deve ser inserido ao processo, reduzindo os custos de compressão em algumas configurações de plantas.

Lee et al. [32] analisaram a eficiência da aplicação do EGR em ciclo combinado de gás natural (Natural Gas Combined Cycle - NGCC), com e sem introdução de ar rico em oxigênio, com processo de captura de carbono, resultando no custo de captura de carbono de $46.5 por tonelada de CO_2, com aumento na produção de energia em até 4%.

Poblete et al. [33] adicionaram o EGR, em processo de captura de carbono, resultando no aumento da concentração de CO_2 em mais de 100% e na redução de 60% na vazão da corrente de exaustão. Ainda mais, neste mesmo trabalho, foi constatado que mesmo com a adição do ciclo de Rankine de três pressões, o processo de captura de carbono ainda impõe perdas de eficiência consideráveis na geração de energia, atingindo praticamente 36% de perda.

O emprego do EGR pode ainda reduzir o impacto da operação de turbinas em capacidade parcial. Motamed et al. [34] atingiram a marca de 20% e 14% no aumento de eficiência com esta implementação, além da redução de 37% e 21% na emissão de CO_2, para turbinas de eixo único e turbinas de eixos independentes, respectivamente.

Atualmente, grande parte dos esforços para melhoria destes processos se concentram na busca por solventes com propriedades melhores, sendo as principais, a capacidade e facilidade de absorver o CO_2 e a facilidade de regenerar estes solventes. O solvente mais utilizado para estes processos atualmente é a MEA-aquosa, traduzida livremente do inglês Aqueous-MEA, mistura de 70% água com 30% MEA, monoetanolamina, em peso. Este solvente, nestas proporções é considerado o “Benchmark”, referência, dos processos de captura por absorção de

CO_2. Outras aminas como a MDEA, metildietanolamina, também são empregadas, porém normalmente requerem pressões mais altas, resultando no aumento da necessidade de compressão e equipamentos com estruturas mais robustas. Exemplos de outras aminas que estão sendo pesquisadas atualmente para esta finalidade são a 1-dimethylamino-2-propanol (1DMA2P), que possui capacidade de absorver praticamente o dobro de CO_2 do que a MDEA com reação quase três vezes mais rápida e a 4-diethylamino-2-butanol (DEAB) [2].

Na esteira do crescente uso de inteligência artificial e aprendizado de máquinas, Hosseinifard et al. [28] descreveram a aplicação de modelos de aprendizado de máquina para prever o desempenho na regeneração de solventes para diferentes configurações de plantas de absorção pós-captura.

Lei et al. [35] propuseram a utilização de solvente composto por mistura de líquido iônico e etanol, na qual, a partir de uma abordagem de otimização da composição para a captura de carbono utilizando método de otimização por programação não linear inteira mista (Mixed Integer Nonlinear Programming - MINLP) e CAILD, puderam concluir que o uso do solvente $[C_1Py][CF_3COO]$-etanol pode reduzir a emissão de carbono em até 75,51%, o uso de energia em até 72,7% e custo anual em até 61,7% em comparação com o MEA e o MDEA.

2.2 DESTINO DO CO_2 CAPTURADO

O destino do carbono capturado confere ao processo uma determinada nomenclatura, captura de carbono e armazenamento (Carbon Capture and Storage – CCS) ou captura de carbono e utilização (Carbon Capture and Utilization – CCU), referidos conjuntamente como captura de carbono, armazenamento e utilização (Carbon Capture Utilization and Storage). Os processos CCS, são baseados no estoque do CO_2 pós-separação. Este CO_2 pode ser estocado em reservas de petróleo e gás natural esgotadas ou reservatórios de água subterrânea, se preocupando principalmente com a injeção do CO_2 nestes corpos, a modificação deste solo com a longa exposição ao gás concentrado e com a capacidade de retenção por longos períodos [13].

Izadpanahi et al. [13], elaboraram uma revisão sobre o armazenamento de CO_2 em aquíferos salinos. Neste trabalho, discutem sobre os possíveis benefícios, relacionados a redução dos impactos do aquecimento global, mas alertam para o problema de sedimentação do solo, resultando no lento processo de migração do CO_2 e o risco de ruptura na rocha matriz, gerando a possibilidade de vazamento do CO_2 estocado.

Embora mais simples, estes processos consideram a captura de carbono meramente como custo adicional, incapaz de gerar receita, desestimulando seu uso e concentrando-o em casos em que é estritamente necessário, como no caso em que regulamentações impeçam a emissão de CO_2 sem controle. Em linhas gerais o custo para armazenamento de carbono está associado ao custo de pipeline, compressores, bem como as especificações necessárias para o transporte de CO_2 pela pipeline e sistemas de monitoramento do reservatório, o que somados podem representar altos valores de investimento e operação. McCoy [14], realizou a análise econômica do custo de transporte de CO_2 até o local de armazenamento ou utilização, chegando ao valor de investimento em pipelines de até $1.000.000,00 por km, ou $1,16 por tonelada de CO_2 transportado por 100km, considerando gás de exaustão produzido em planta termelétrica de carvão de 800MW de potência. O trabalho concluiu que há 90% de chance de que o custo por tonelada de CO_2 transportado esteja entre $1,03 e $2,63 por tonelada de CO_2.

Uma alternativa aos processos de CCS são os processos de CCU, do inglês Carbon Capture and Utilization, que consiste na utilização do CO_2 capturado, seja para manter a alta pressão em poços de petróleo, facilitando a extração, seja para a utilização como matéria-prima em cadeias de produção. Cientistas do Dalian Institute of Chemical Physics, na China, anunciaram em 2020 a criação da primeira planta em escala piloto de produção de combustível a partir do ar atmosférico no mundo, recolhendo partículas de carbono da própria atmosfera, na forma de CO_2, em uma reação de hidrogenação catalítica com conversão de cerca de 95% por passe e seletividade de 85% para a “gasolina” sintética, com baixo custo energético [15].

Segundo Hanson et al. [16], é possível utilizar o CO_2 capturado nas indústrias química, farmacêutica e de polímeros, resultando na possibilidade de produzir mais de 150 produtos, como ureia, metanol e ácido salicílico.

A criação de uma nova rota para geração de biometano a partir de gás de aterro sanitário com geração de Cl2, CO_2 denso, H2 e barrilha (Na2CO3) como bioprodutos foi estudada por Rodrigues et al. [17]. Este processo considera a mineralização de parte do CO_2 na forma de Na2CO3, utilizado em diversos ramos da indústria química, gerando um produto de maior valor agregado.

A produção de combustíveis líquidos renováveis e outros produtos são, portanto, apenas algumas das possibilidades de utilização para o CO_2 como matéria-prima, área de grande interesse para a pesquisa atual e que pode ser o elo final para inclusão de diversos segmentos da indústria no conceito de economia circular. Embora este tópico seja de grande interesse, o desenvolvimento destas rotas de aproveitamento é complicado e requer maturação devido ao estado de oxidação do CO_2 e da alta estabilidade termodinâmica desta molécula, refletido na ligação C-O possuir energia livre de Gibbs de formação de -394 kJ/mol [16].

Um problema de todas as rotas do CCUS está em transportar o CO_2 até o local de destino. O custo para implementação de pipelines é bastante alto, como visto acima, e o custo de utilização de pipelines já construídas não está disponível em todos os lugares, em especial no Brasil, e ainda sim representa um custo de operação considerável na forma de aluguel. Outro problema que surge neste ponto é a corrosão destas estruturas. Simons et al. [18], elaboraram um review sobre a corrosão durante o transporte de CO_2 denso. Neste há a confirmação do agravamento dos fenômenos de corrosão na presença de água livre e ainda mais com a presença de oxigênio. Também há o agravamento causado pela presença de impurezas e aumento da temperatura.

2.3 COMBUSTÍVEIS

O gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos leves, enquanto o óleo Diesel é uma mistura de complexa de hidrocarbonetos, ambos possuindo ampla variedade de composição e proporção, função da região geográfica em que a substância foi extraída e dos processamentos em que foram submetidos.

2.3.1 Óleo diesel

A Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis do Brasil (ANP) [36] define o óleo Diesel como: "Combustível líquido derivado do petróleo, composto por hidrocarbonetos com cadeias de 8 a 16 carbonos e, em menor proporção, nitrogênio, enxofre e oxigênio". Os parâmetros mais importantes para a avaliação do Diesel são o teor de enxofre, o número de cetano e a fração da destilação. O teor de enxofre presente reflete na quantidade de SO_2 formado após a combustão, gás ácido capaz de estimular a deposição úmida e causar danos à saúde. O número de cetano é uma medida da qualidade do Diesel, análogo ao número de octano da gasolina, e representa o inverso do tempo necessário para o combustível entrar em combustão uma vez que pressurizado, utilizando como base o valor das medidas o próprio cetano.

Para a geração de energia elétrica a ANP determina que é permitido o uso do Diesel S1800, que consiste no Diesel com até 1800 ppm (partes por milhão) de enxofre, valor significativamente mais alto que o Diesel para uso rodoviário, com até 500 ppm. O uso de Diesel com este teor de enxofre pode resultar na redução do custo de matéria prima, porém com o eventual aumento do custo de compra, instalação e operação de área e equipamentos para pré-tratamento, consequência da necessidade reduzir a emissão final de enxofre e espécies sulfurizadas, e da dependência de equipamentos mais resistentes à oxidação, além do possível aumento do impacto ambiental.

As definições de diesel disponíveis nos órgãos reguladores nacionais e internacionais não definem uma composição exata. Também não foi identificada uma composição amplamente empregada e consensual, com a finalidade de simular este combustível. Portanto, para executar a simulação é necessário fixar uma composição que represente adequadamente o combustível e que seja possível de implementar na ferramenta utilizada, o HYSYS.

Guan et al. [37] realizaram estudo com uma biblioteca formada por mais de 1500 moléculas com o objetivo de definir a composição que traria os melhores resultados para a simulação do óleo Diesel. Para este estudo foi empregada uma estratégia de otimização da composição afim de reduzir o erro quadrado médio das propriedades calculadas com as propriedades obtidas experimentalmente. Como resultado foi obtido um modelo com 1591 moléculas que possui desempenho adequado para simulação. Embora relevante, não é um modelo prático de ser aplicado e, portanto, não foi a abordagem selecionada para este trabalho.

Com o objetivo de simular reações com o diesel, como o hidrotratamento, Du et al. [38] buscaram uma composição para o diesel constituída por componentes reais, e não pseudo-componentes, que pudesse apresentar concordância com resultados experimentais. Neste estudo foi obtida uma lista contendo 25 moléculas que conseguiram reproduzir satisfatoriamente os dados experimentais analisados.

Sazhin et. al. [39] propuseram uma composição de 15 componentes e pseudo-componentes capazes de representar a evaporação de gotículas de diesel, utilizando modelo quasi-discreto muti-dimensional. Durante o trabalho moléculas de menor contribuição foram gradativamente substituídas por moléculas mais relevantes sem permitir comprometer fortemente o desempenho da mistura proposta. Ainda neste trabalho há a composição detalhada de uma amostra comercial de óleo diesel, tomada por cromatografia em fase gasosa. A partir desta análise, os componentes identificados foram agrupados em moléculas representativas de cada grupo, resultando em quatro moléculas diferentes, que deveriam estar incluídas na

biblioteca base do HYSYS, para simulação deste trabalho. As moléculas selecionadas foram: Cetano, como representante dos alcanos, 1-pentil-naftaleno, como representante dos naftalenos, heptadecilbenzeno, como representante dos monoaromáticos, e a trans-decalina, como representante dos naftênicos. A distribuição destes compostos foi de respectivamente 25%, 40%, 20% e 15%, seguindo valores obtidos na análise de cromatografia gasosa apresentada neste trabalho.

Parravicini et al. [40], em seu trabalho, determinaram o LHV, de uma dada amostra de Diesel, com densidade de 827 kg/m^3 como 43.51 MJ/kg. Tesfa et al. [41] obtiveram o valor de 42.67 MJ/kg para outra amostra de diesel. A Nuclear World Association indica que o LHV do diesel se situa na faixa entre 42 e 46 MJ/kg.

2.3.2 Gás natural

O gás natural também não possui composição molecular definida para simulação, deixando a cargo do autor defini-la e avaliar seu desempenho em representar um possível gás natural real.

Kis et al. [42] relataram o valor de 52MJ/kg para o LHV de uma amostra de gás natural. Neste trabalho também define o dimensionamento de diversas pipelines de gás natural ao redor do mundo, relevante para a análise de transporte do CO_2 denso. A Nuclear World Association define que o LHV do gás natural se situa entre 42 e 55 MJ/kg.

2.4 CICLOS TERMODINÂMICOS

A produção de energia elétrica em termelétricas se dá pela extração de trabalho de fluidos em alta temperatura e/ou alta pressão. As etapas clássicas necessárias para este processo incluem a geração de calor, absorção de calor pelo fluido de trabalho, transformação de parte desta energia em trabalho e, por fim, a regeneração do fluido à condição inicial.

Zhu et al. [43] elaboraram uma revisão sobre a utilização de ferramentas de aprendizado de máquina para otimização de parâmetros operacionais em ciclos termodinâmicos com foco na geração de energia, utilizando como problema base a geração de energia com CO_2 supercrítico em ciclo de Rankine de múltiplas-pressões.

A substituição da água como fluido de trabalho por compostos orgânicos, com baixa temperatura de vaporização, constitui os chamados ciclos de Rankine orgânicos (Organic Rankine Cycle – ORC). Esta variação do ciclo de Rankine tradicional permite o aproveitamento de calor de fontes térmicas de baixa temperatura [44, 45], como o gás de exaustão que deixa o OTSG, viabilizando a recuperação de maior quantidade de entalpia, aumentando o rendimento termodinâmico do processo.

Sun et al. [46] realizou estudo sobre a otimização de ORCs de duas pressões com dez fluidos de trabalho, em três configurações diferentes, utilizando ciclos em paralelo, em série e de dupla condensação, sendo o último traduzido livremente do inglês “two-condensation ORC”. O trabalho também avaliou o efeito de diferentes pressões de alimentação do gás natural. Concluiu-se, portanto, que o desempenho de ciclos de dupla condensação e em paralelos são próximos, enquanto o desempenho dos ciclos em série é significativamente menor.

No presente trabalho, o calor utilizado provém da combustão do gás natural no caso da planta com ciclo-combinado e do diesel no caso da planta com ciclos de Rankine multi-pressão, ambos a partir de fonte térmica com temperatura suficiente para justificar o uso de ciclos de Rankine com água.

A busca por maior eficiência assume papel fundamental neste estudo, principalmente ao considerar o inevitável consumo de parte da energia produzida pelos equipamentos que realizam a captura de carbono. Por esta razão, avaliou-se o impacto gerado pela implementação de ciclos de Rankine com 1, 2 e 3 pressões. O trabalho líquido extraído de um fluido em um ciclo termodinâmico é dado pela área do ciclo fechado no diagrama Ts. As figuras 2.1, 2.2 e

2.3 visam expor, de forma visual, a diferença na energia extraída em cada uma das configurações de ciclos de Rankine, representada pela área limitada pelas curvas azuis. Os valores para composição desta curva foram obtidos através de simulação no HYSYS, considerando a passagem por cada equipamento, o que resultou na curva Ts de Rankine real, contemplando o processo de expansão não isentrópica com turbina de eficiência de 75%. A curva de saturação da água é mostrada em preto e as isóbaras em cinza. Partindo da direita para a esquerda, os valores de pressão dobram a cada isóbara, iniciando em 1 kPa e finalizando em 32.768 kPa.

Figura 2.1 - Diagrama TS com Ciclo de Rankine de 1 pressão

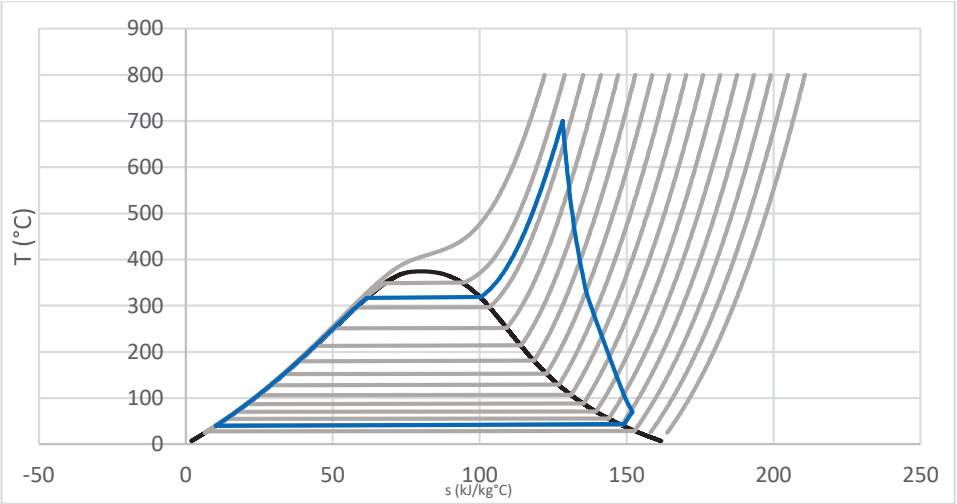


Figura 2.2 - Diagrama TS com Ciclo de Rankine de 2 pressões

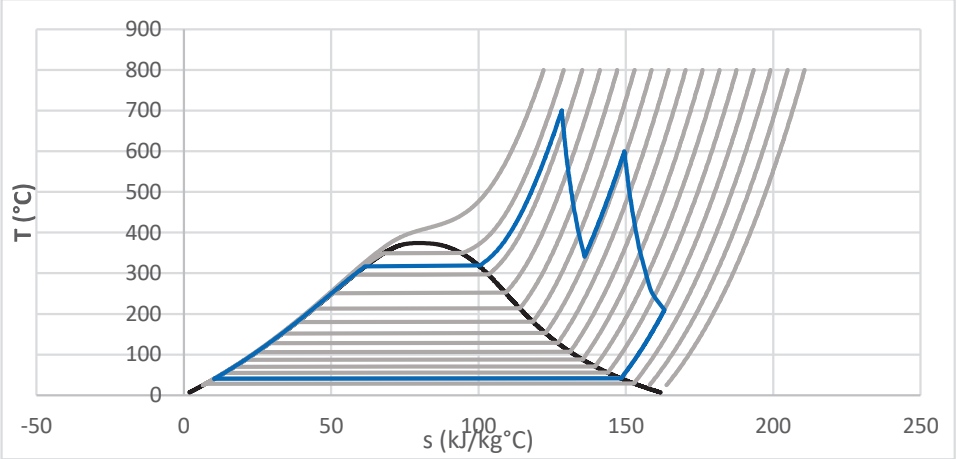
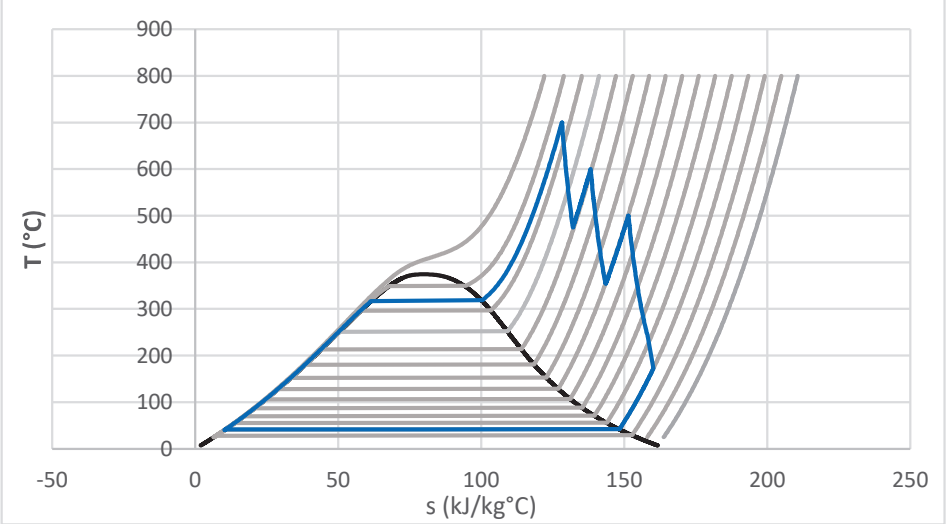


Figura 2.3 - Diagrama TS com Ciclo de Rankine de 3 pressões



3 METODOLOGIA

3.1 GERAL

O trabalho tem como objetivo determinar a viabilidade econômica do processo de captura de carbono aplicado a termelétricas que utilizam gás natural e óleo diesel, bem como o MAC.

A termelétrica a gás natural projetada opera com um ciclo combinado, composto por um ciclo de Brayton, para combustão e geração de energia, e um ciclo de Rankine, para aproveitamento do calor residual do gás de exaustão de baixa pressão, enquanto a planta a diesel utiliza apenas o ciclo de Rankine. O alto custo do óleo diesel em comparação ao gás natural, torna necessário garantir o melhor desempenho possível para esta planta. Para isso, diferentes configurações foram testadas para a termelétrica a diesel, com o objetivo de maximizar o rendimento. Para avaliação de desempenho econômico, as plantas foram simuladas utilizando o software HYSYS. As simulações forneceram os valores das vazões de utilidades e matérias-primas, dados para dimensionar os equipamentos e os gastos energéticos.

Com os dados acima detalhados, foi empregada a metodologia de avaliação econômica de projetos da indústria química descrita por Turton [47]. Esta análise permitiu determinar a viabilidade econômica dos projetos e analisar o desempenho de cada processo em comparação com sua versão com e sem captura. Além da análise econômica seguindo metodologia descrita por Turton, foi realizado o cálculo do MAC, do inglês Marginal Abatement Cost, que visa determinar o custo de captura por tonelada de CO_2, sintetizando o custo de reduzir o impacto ambiental da geração de energia.

Dada a natureza do projeto, as plantas industriais implementadas, todas termelétricas, possuem diversas partes em comum. Para fim de organização do texto, as plantas foram segmentadas em módulos, alguns exclusivos e outros compartilhados. Estes módulos estão detalhados abaixo e serão reunidos ao final para a construção das plantas implementadas.

3.2 COMBUSTÍVEIS

Tanto o gás natural quanto o óleo Diesel são misturas complexas que contém inúmeros possíveis hidrocarbonetos em sua composição. A composição pode variar principalmente em função do poço de onde a mistura foi retirada e dos subsequentes processos de tratamento pelos quais eles foram submetidos.

Dadas as variadas composições possíveis para estes combustíveis, não há uma composição consensual para uso em simulação. Por tanto, entende-se que a definição da composição de cada combustível é encargo do pesquisador em questão, utilizando algum embasamento na literatura e buscando reproduzir valores reais.

Os artigos citados na revisão bibliográfica foram considerados para definir a composição do diesel a ser utilizada. Por fim, a definição dos compostos empregados e suas proporções seguiram a distribuição determinada por espectroscopia em fase gasosa de uma amostra comercial de diesel, retirada do artigo de Sazhin et al. [39]. As moléculas identificadas nesta amostra foram aglomeradas em função de sua classificação, escolhendo-se uma molécula representante de cada grupo funcional. Posteriormente, as moléculas foram submetidas a análise de disponibilidade do simulador HYSYS em seu pacote padrão. Uma breve tentativa foi realizada utilizando moléculas do pacote expandido da biblioteca do ASPEN, mas resultou em comportamentos fortemente anômalos e considerados irreais. A composição utilizada pode ser observada na tabela 3.1.

Tabela 3.1 - Composição do diesel utilizado

Nome (HYSYS)	Fração molar (%)	Fórmula molecular	Número CAS
Cetano (n-C_{16})	40,00	$C_{16}H_{34}$	544-76-3
Naftaleno (1-n-P-Napth)	25,00	$C_{15}H_{18}$	86-89-5
1-Fenilheptadecano (n-C7C10==BZ)	20,00	$C_{23}H_{40}$	14752-75-1
trans – Decalina (t-Decalin)	15,00	$C_{10}H_{18}$	493-02-7

A composição do gás natural seguiu composição empregada em trabalhos de simulação [19, 33], definida na tabela 3.2.

Tabela 3.2 – Composição do gás natural utilizado

Nome (HYSYS)	Fração molar (%)	Fórmula molecular	Número CAS
Dióxido de carbono (CO_2)	45,00	CO_2	124-38-9
Metano (Methane)	50,00	CH_4	74-82-8
Etano (Ethane)	3,00	C_2H_6	74-84-0
Propano (Propane)	1,00	C_3H_8	74-98-6
Butano (n-Butane)	0,5	C_4H_{10}	106-97-8
Iso-Butano (i-Butane)	0,5	C_4H_{10}	75-28-5

3.3 TERMELÉTRICAS

3.3.1 Termelétrica de ciclo combinado a gás natural (NGCC)

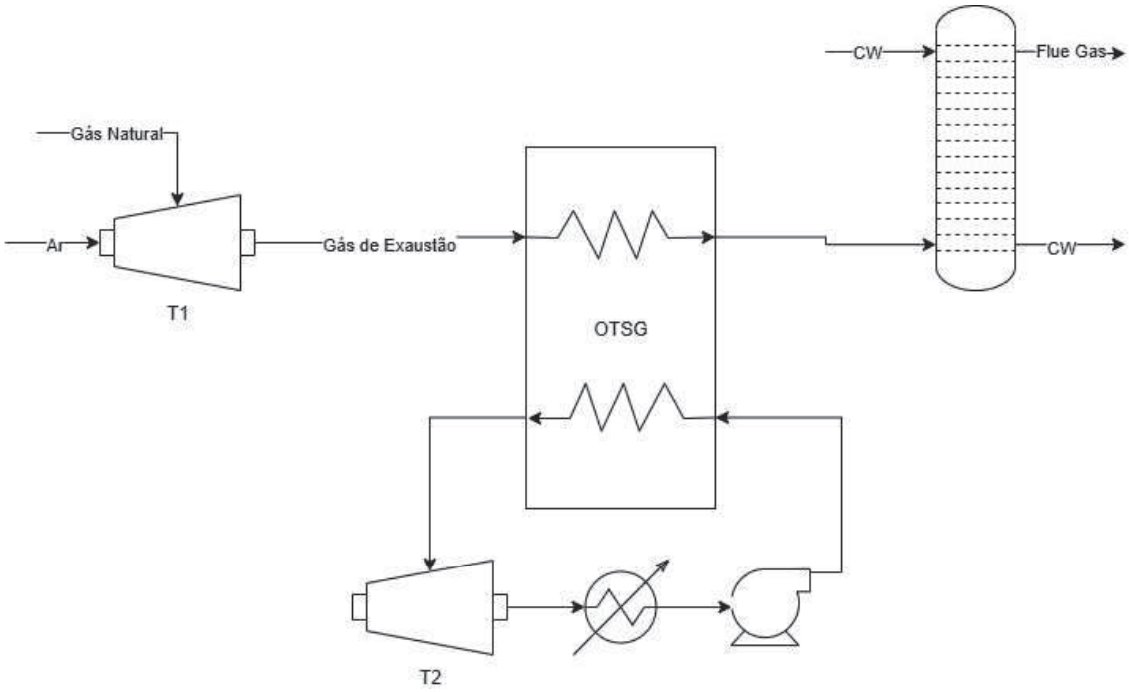
A NGCC pode ser dividia em duas partes, a primeira como a parte responsável pela geração de energia a partir da combustão de gás natural, no chamado ciclo de Brayton, e em uma segunda parte que utiliza um ciclo de Rankine para aproveitar o calor da corrente de vapor de baixa pressão com alta temperatura. Na primeira parte o gás natural entra em alta pressão na turbina junto com ar atmosférico, também em alta pressão, para realizar a reação de combustão, liberando calor. O gás de exaustão gerado possui alta temperatura e alta pressão, este gás é expandido na saída da turbina girando eixo ligado a um motor que gera energia elétrica. O gás expandido sai da turbina, quente, a aproximadamente 670°C, porém em baixa pressão. Para aproveitar a entalpia desta corrente utiliza-se um trocador de calor de aproveitamento de calor residual, OTSG (Once Through Steam Generator - OTSG), também chamado de WHSG (Waste Heat Steam Generator - WHSG). Este trocador consiste em um volume por onde o gás de

exaustão escoa, transferindo calor a uma série de tubos que o atravessam. Nestes tubos circulam uma das duas correntes possíveis: o vapor de alta pressão (High Pressure Steam – HPS), utilizado como fluido de trabalho no ciclo de Rankine, ou o vapor de baixa pressão (Low Pressure Steam – LPS), empregado como utilidade quente.

O software HYSYS não dispõe de um módulo de turbina a gás, tornando necessária a simulação dividindo-a em três módulos, um responsável pela compressão do ar que alimenta o processo, outro pela conversão das matérias-primas e o final com a expansão do produto gerado. Para representar estes processos foram utilizados um compressor, um reator de conversão e um expansor, em série.

Para as plantas com captura adicionou-se o EGR. O EGR foi utilizado para aumentar a concentração de CO_2 do gás de exaustão gerado e reduzir o gasto energético de compressão do ar atmosférico adicionado ao processo. Para implementação do EGR foi feito um desvio de parte do gás de exaustão produzido para a alimentação do processo. Com a implementação do EGR a quantidade de ar injetada no processo passa a ser estequiométrica, a fim de garantir a maior concentração de CO_2 possível no gás de exaustão, o que facilita o processo de captura.

Figura 3.1 - Fluxograma da NGCC



3.3.2 Termelétrica a diesel

Como consequência do alto custo do óleo diesel, foi fundamental determinar o melhor rendimento possível para este tipo de termelétrica. A avaliação delas foi feita com base em ciclos de Rankine de uma, duas e três pressões, com os valores de pressão de saída das turbinas otimizadas com o objetivo de maximizar a geração de energia. Para obter o melhor resultado possível foram consideradas quatro modificações para estas plantas. A base do trabalho foi desenvolvida com o $\Delta T^{Approach}$ de 50°C no OTSG, sendo esta referida como Mk1. A primeira modificação realizada foi a redução do $\Delta T^{Approach}$ para 25°C, em planta idêntica a Mk1, aplicada nas plantas chamadas de Mk2. A segunda foi a utilização do EGR, mesmo no caso sem captura, nas plantas referidas como Mk3. A terceira modificação, referida como Mk4, consiste no pré-aquecimento da água que entra no OTSG aproveitando o calor residual da corrente de vapor após a expansão na última turbina do ciclo de Rankine, sendo esta uma integração energética simples, sem grandes modificações a planta. A efetividade em melhorar o rendimento da planta de uma dada tecnologia garantiu sua aplicação nas plantas posteriores, quando aplicável. A fim de aumentar a quantidade de calor recuperado foi realizada a reestruturação de parte da planta de forma a melhorar o reaproveitamento de calor do gás de exaustão de baixa pressão. As plantas que passaram por este processo são referidas como Mk5 e Mk6, se diferenciando pela adoção do EGR nas plantas MK6. Esta reestruturação consistiu no pré-aquecimento do diesel e do ar atmosféricos até 200°C antes da combustão no OTSG. A entrada das correntes de ar e de diesel no OTSG reduzem o $\Delta T^{Approach}$ na entrada, permitindo a redução da temperatura do gás de exaustão que deixa este trocador, reduzindo o nível de energia rejeitado por este processo. Como consequência da fixação do $\Delta T^{Approach}$ dado pela corrente de ar e do diesel e o gás de exaustão, abre-se a possibilidade do HPS condensado entrar a uma temperatura maior no OTSG, sem aumentar a temperatura que o gás de exaustão deixa este trocador. Como resultado, pôde ser empregado um trocador de integração energética para realizar o pré-

aquecimento do HPS condensado a partir do gás de exaustão expandido na última turbina. A tabela 3.3 sintetiza as plantas implementadas, com suas devidas nomenclaturas e reforça as tecnologias aplicadas a elas.

Tabela 3.3 – Nomenclaturas dos designs das termelétricas a diesel empregadas

Planta	Nomenclatura	ΔT Approach (°C)	EGR	Integração térmica simples	Integração térmica com reestruturação
1 Pressão	Mk1	50	Não	Não	Não
2 Pressões					
3 Pressões					
1 Pressão	Mk2	25	Não	Não	Não
2 Pressões					
3 Pressões					
1 Pressão	Mk3	25	Sim	Não	Não
2 Pressões					
3 Pressões					
1 Pressão	Mk4	25	Sim	Sim	Não
2 Pressões					
3 Pressões					
1 Pressão	Mk5	50	Não	Não	Sim
2 Pressões					
3 Pressões					
1 Pressão	Mk6	50	Sim	Não	Sim
2 Pressões					
3 Pressões					

O processo de geração de energia com o óleo diesel se difere do processo do gás natural principalmente pois o óleo diesel é um combustível líquido, portanto não utiliza uma turbina para realizar a combustão, mas sim uma caldeira. O óleo diesel entra na caldeira junto com ar, a 115 kPa, onde é ignitado e entra em combustão liberando calor. O gás de exaustão gerado, desta vez em baixa pressão e alta temperatura, passa por um OTSG onde o calor vai ser dividido entre correntes de HPS, de alta pressão, e LPS, de baixa pressão nos casos em que utilidades quentes são necessárias.

A adição de diferentes pressões ao ciclo de Rankine resulta na necessidade de produzir HPS com temperaturas e pressões diferentes. O ciclo de uma pressão utiliza uma pressão e uma temperatura, o de duas pressões utiliza duas temperaturas e duas pressões diferentes e o de três utiliza três pressões e três temperaturas.

O ciclo de Rankine de uma pressão utiliza água condensada entrando a 40°C no OTSG, nele vapor de água é formado a pressão de 110 bar, aproximadamente 11.000 kPa. O vapor de alta pressão passa por uma turbina a gás que gera energia elétrica. O vapor de baixa pressão que sai da turbina possui quality de pelo menos 99%, sendo quality a fração vaporizada da corrente, garantindo que não haja grande quantidade de água líquida na saída da turbina, decorrente da perda de pressão e temperatura. Gotas de água líquida em excesso dentro de uma turbina a gás resultam na erosão das pás reduzindo significativamente sua vida útil, um problema análogo à cavitação em bombas. Para a realização do ciclo é necessário condensar o vapor de água que sai da turbina. Considerando a água de resfriamento disponível a 35°C, como premissa, e respeitando o delta T de approach como 5°C, também definido como premissa, é possível determinar que a pressão mínima de saída da turbina, resultando na extração máxima de trabalho deste fluido, deve ser correspondente a pressão de vapor da água a 40°C. Ao sair da turbina nesta pressão o fluido é transportado até um condensador, onde é completamente condensado e é bombeado até a entrada do OTSG novamente, fechando o ciclo.

Ao utilizar ciclos de Rankine de múltiplas pressões é necessário adicionar mais de uma linha de HPS. Estes ciclos também começam da mesma forma, com a água líquida a 40°C entrando no OTSG. Lá ela é vaporizada e superaquecida, depois passa por uma turbina gerando energia elétrica e perdendo pressão, desta vez com uma queda de pressão consideravelmente menor. A corrente é então levada novamente ao OTSG, onde é novamente aquecida, porém desta vez com temperatura menor que a primeira. Neste trabalho a diferença entre a temperatura por passe foi adotada como 100°C. Para o ciclo de duas pressões, a corrente passa pela turbina, é condensada e bombeada ao início do processo. Para o ciclo de três pressões, é realizado mais um passe. Na saída da segunda turbina o vapor é levado ao OTSG, onde é novamente vaporizado, passa pela terceira turbina, pelo condensador e é bombeado ao início novamente, fechando o ciclo de três pressões. Abaixo estão os fluxogramas empregados para as plantas a diesel sem captura, por simplificação e semelhança, apenas para Rankine de 1 pressão, com exceção da planta Mk6.

Figura 3.2 - Fluxograma das plantas Mk1 e Mk2 com uma pressão

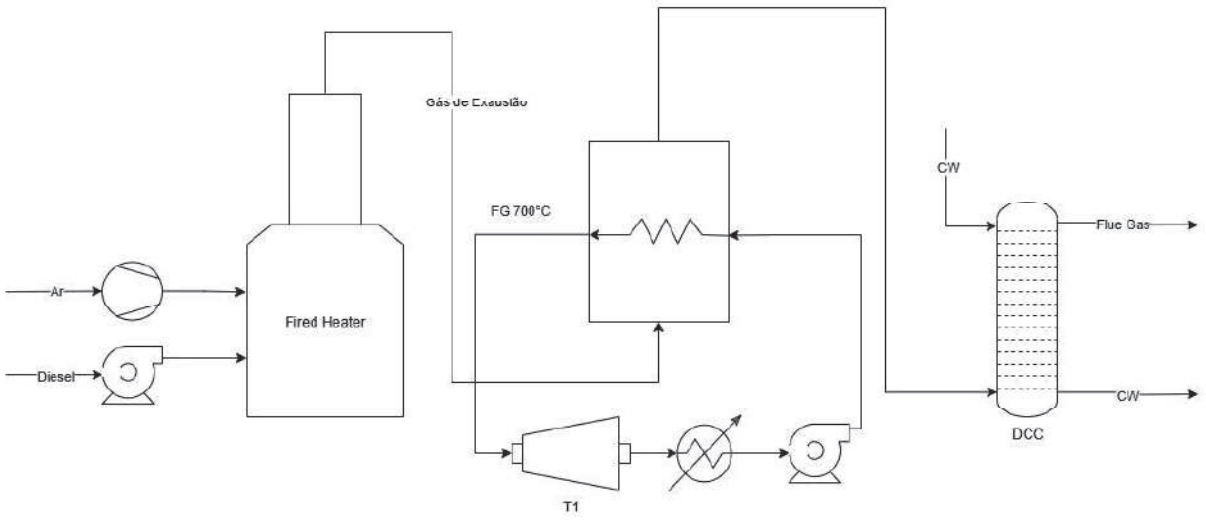


Figura 3.3 - Fluxograma da planta Mk3 com uma pressão

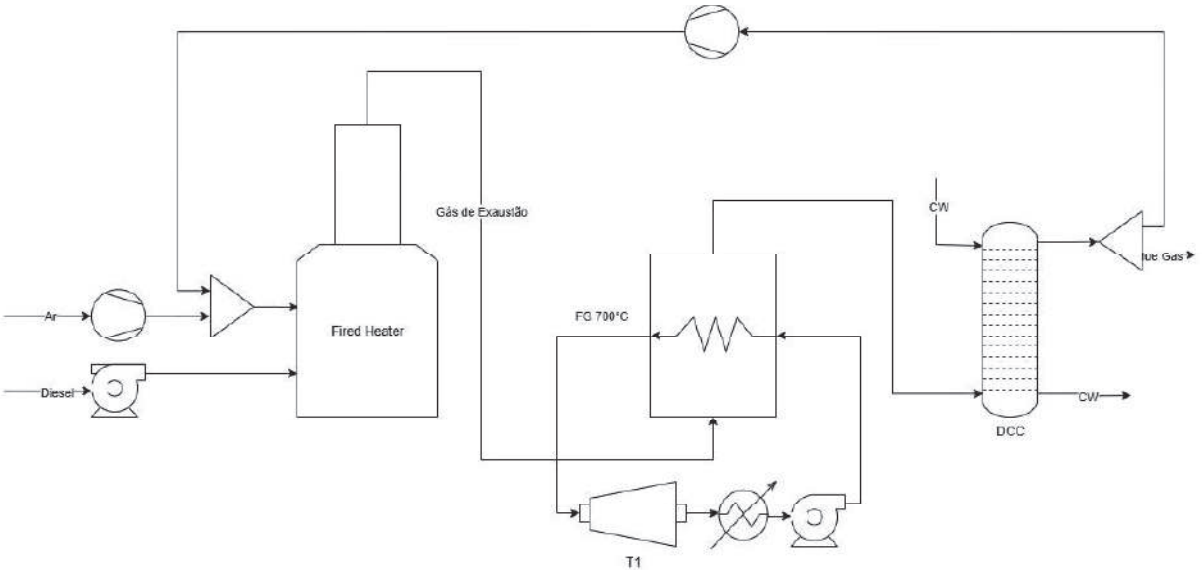


Figura 3.4 - Fluxograma da planta Mk4 com uma pressão

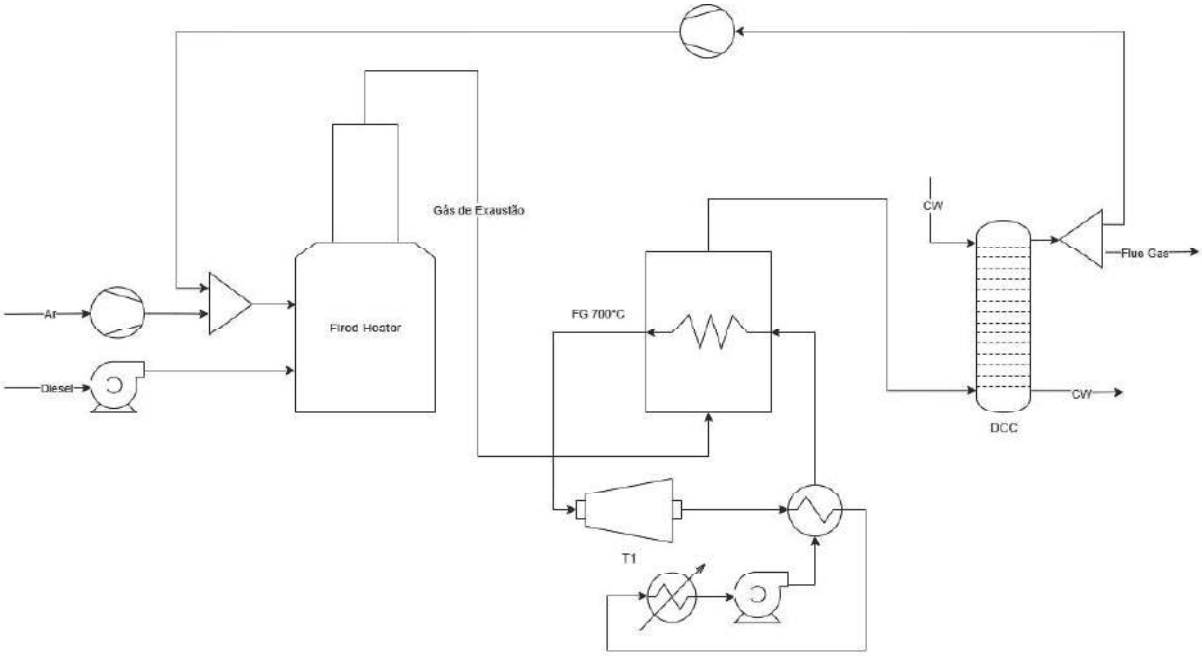


Figura 3.5 - Fluxograma da planta Mk5 com uma pressão

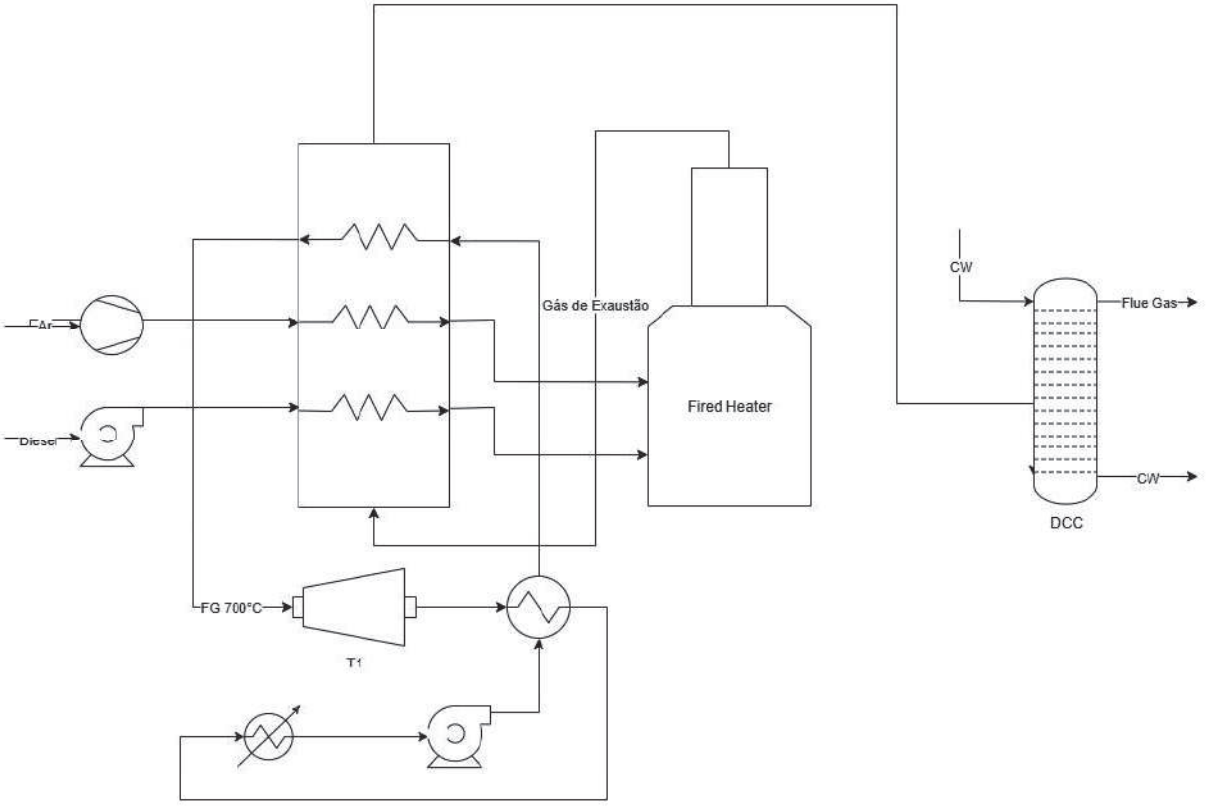


Figura 3.6 - Fluxograma da planta Mk6 com uma pressão

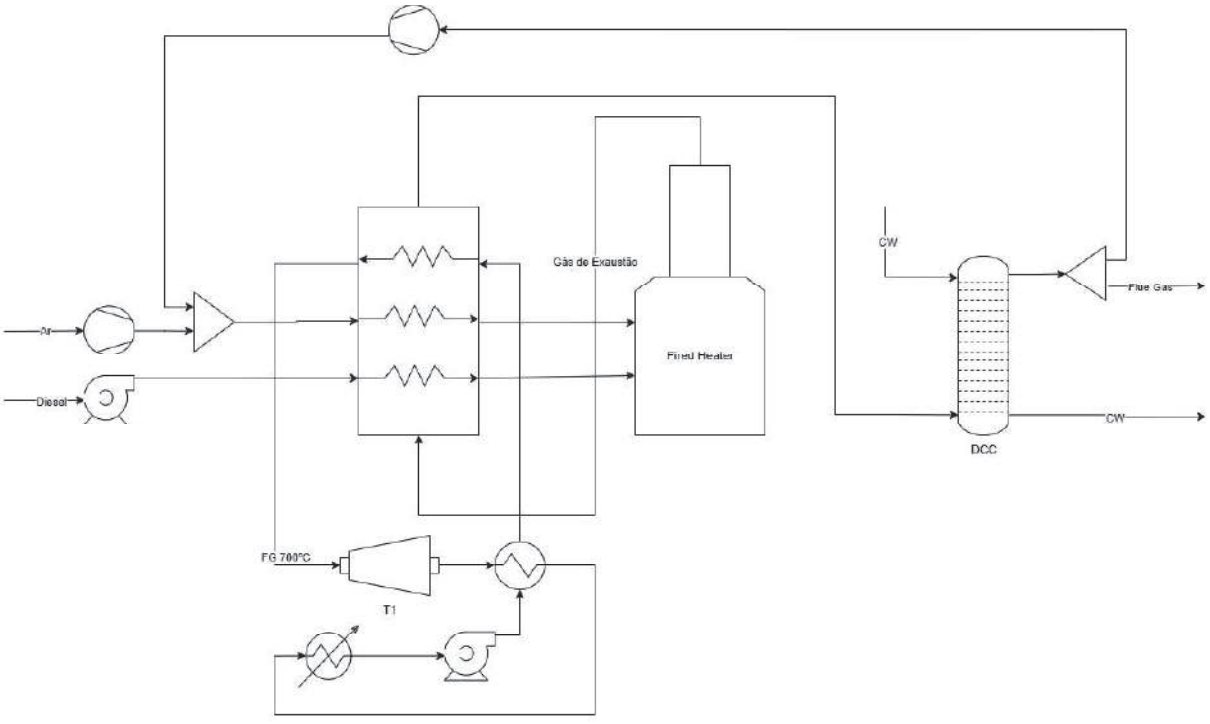


Figura 3.7 - Fluxograma da planta Mk6 com duas pressões

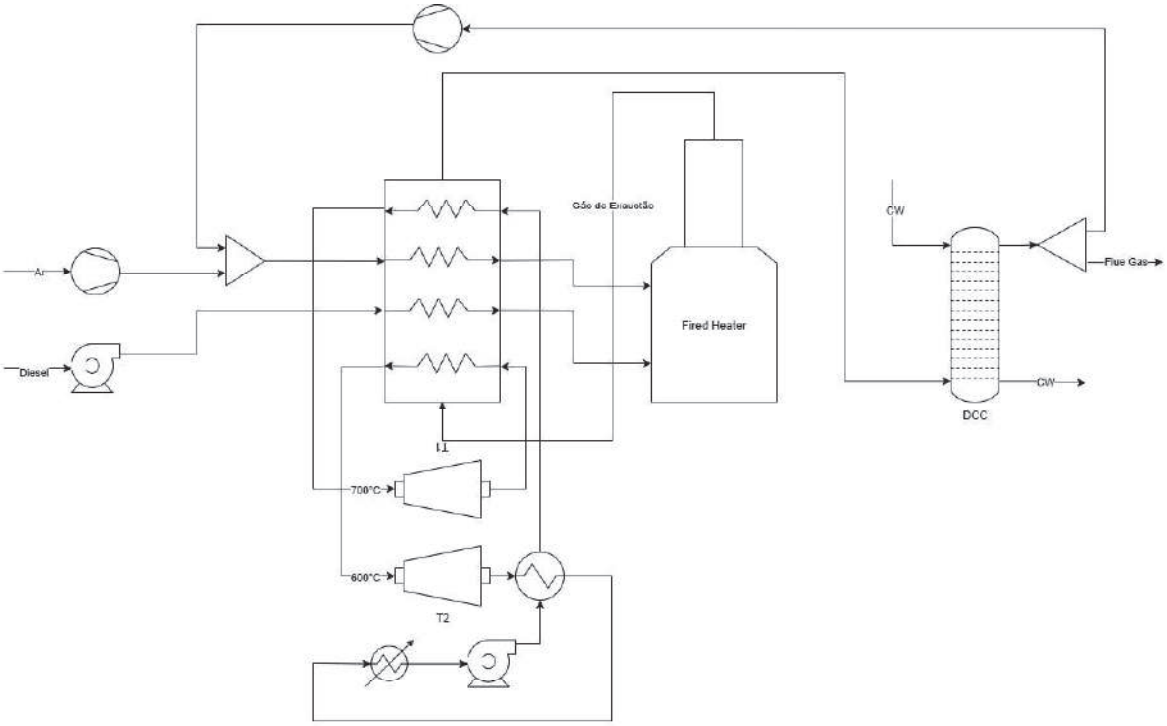
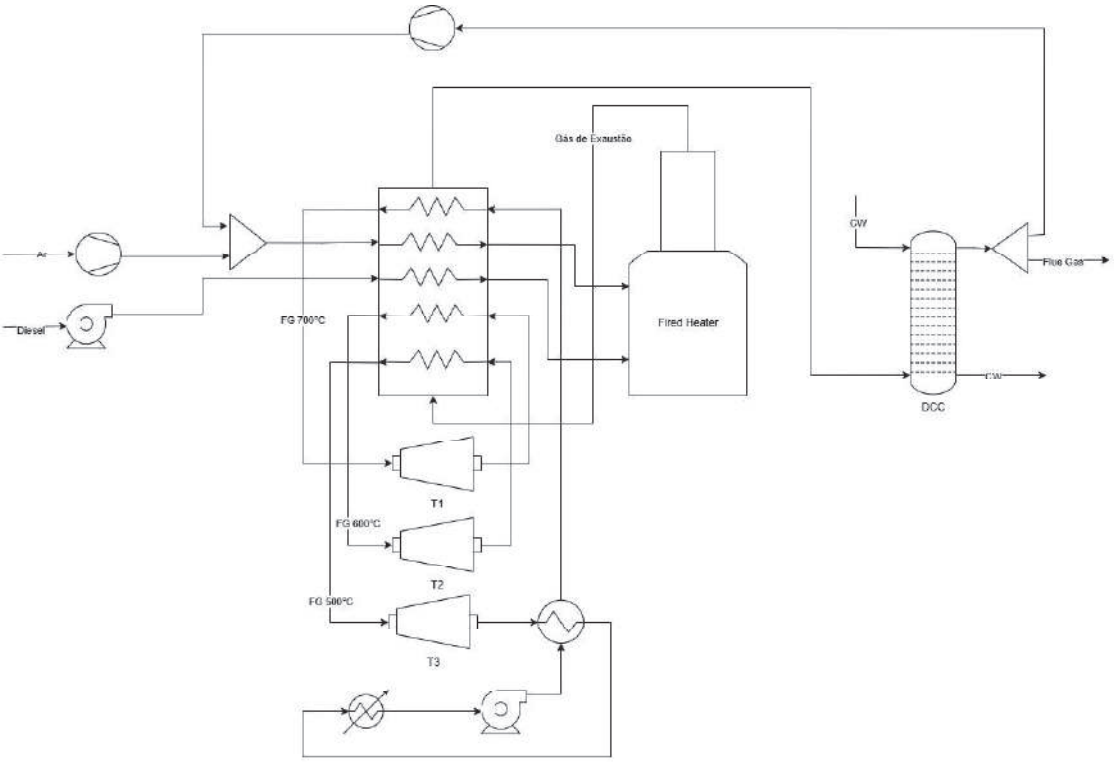


Figura 3.8 - Fluxograma da planta Mk6 com três pressões



3.4 PCC-MEA

A planta de captura pós-combustão com MEA (Post-Combustion Capture with MEA – PPC-MEA), é a unidade responsável pela captura do CO_2 utilizando como solvente a MEA-aquosa, solvente composto por 30% de MEA e 70% água, em fração mássica. Conforme descrito na revisão bibliográfica, o uso de outras aminas e líquidos iônicos constitui uma das principais linhas de desenvolvimento deste processo. No entanto, no cenário atual, a PCC-MEA permanece o processo mais robusto e confiável [2,5] e, por consequência, foi adotado como forma de captura para este trabalho.

A PCC-MEA possui como entradas o gás de exaustão a ser tratado, também referido como flue gas (FG), as correntes de make-up de água e MEA, a corrente de água condensada recuperada no trem de compressão CO_2 e as correntes de água líquida e vapor vindas da regeneradora de TEG.

Nesta planta foram empregadas duas colunas de recheio diferentes, a absorvedora e a regeneradora. A primeira é responsável pelo contato entre o solvente e o gás de exaustão, resultando no produto de fundo, conhecido como solvente rico – por conter alto teor de CO_2, e o produto de topo - composto majoritariamente de N_2, O_2, CO_2 residual, Ar, água e traços de MEA. A segunda é responsável pela regeneração do solvente através do aquecimento, gerando o produto de fundo, e vaporização do CO_2 capturado, obtido como produto de topo.

A carga que entra na absorvedora é dividida em três correntes, alimentadas em diferentes estágios no fundo da coluna com a finalidade de reduzir o aumento de temperatura, decorrente da entalpia liberada durante a absorção do CO_2, consequência da absorção do CO_2 ser um processo exotérmico, e, portanto, beneficiado pela operação em temperaturas mais baixas. O solvente rico, é conduzido para a coluna regeneradora, onde através do aquecimento libera o CO_2, separado na corrente de produto de topo, e o solvente regenerado é obtido na corrente do produto de fundo. O solvente é aquecido até o valor máximo de 110°C, com a finalidade de

preservar a MEA, evitando sua decomposição e consequentemente reduzindo a necessidade de reposição e troca.

O solvente regenerado passa por um trocador de integração energética, cedendo calor para a corrente que entra na regeneradora, para reduzir o calor necessário, reduzindo o consumo de LPS e consequentemente a penalidade de energia no processo de captura. O solvente depois é resfriado complementarmente até 40°C para garantir melhor desempenho de absorção.

Com o objetivo de reduzir o make-up de MEA necessário, foi instalada uma unidade apelidada de aparato de recolhimento de MEA, ARM. Esta unidade conta com DDC`s que resfriam o gás de exaustão, resultando na condensação de parte do MEA, que sem este aparato, seria emitido para a atmosfera, resultando no aumento da quantidade de make-up de MEA.

Durante o processo de regeneração do TEG é obtido como produto de topo uma corrente de água líquida e uma corrente de vapor, a partir da utilização de um condensador parcial no topo da regeneradora. Estas correntes são desviadas para a coluna de regeneração de MEA a fim de reduzir a quantidade de Make-up de água e reduzir a energia necessária pela coluna de regeneração de MEA (Duty). A inserção do vapor no reboiler aumenta a quantidade de calor disponível para vaporização do CO_2, melhorando o desempenho desta etapa sem aumentar o consumo de LPS.

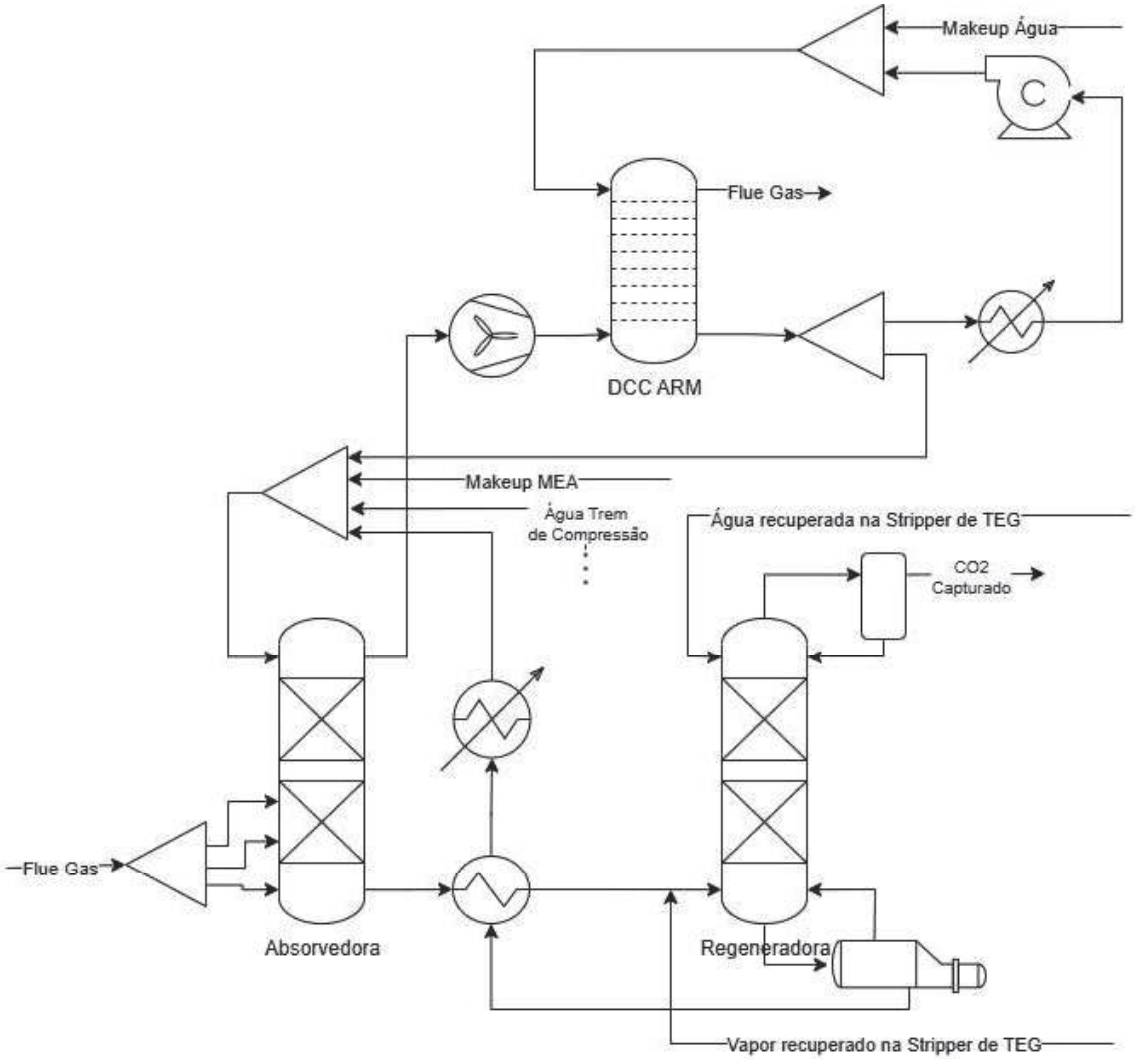
A PCC-MEA foi implementada conforme a figura 3.9 e buscou-se atingir os parâmetros descritos na tabela 3.4.

Tabela 3.4 - Parâmetros de referência para planta PCC-MEA

Modelo termodinâmico	Acid-Gas Chemical Solvents Package (HYSYS)
Gás de exaustão (Flue Gas)	P^{in} = 25bar; T = 1000°C
Eficiência adiabática de máquinas	0,75
Água de resfriamento (Cooling water - CW)	Asme-Table Package (HYSYS), P^{in} = 400kPa; T^{in} = 35°C; P^{out} = 350kPa
Vapor de baixa pressão (Low-pressure steam – LPS)	P = 7 bar, T = 150°C

Coluna absorvedora (Absorber)	$N^{Estágios}$= 40, P^{bottom} = 141,3kPa; $DeltaP^{Estágio}$ = 1kPa; Capture-Ratio = 12 $kg_{Solv.}$/ $kgCO_{2Capt}$
Coluna retificadora (Stripper)	$N^{Estágios}$ = 20; P^{top} = 112kPa; P^{Cond} = 101,3kPa; $P^{Reboiler}$ = 132,3kPa; Heat-Ratio = 200kJ/molCO_{2Capt}

Figura 3.9 – Fluxograma da planta PCC-MEA



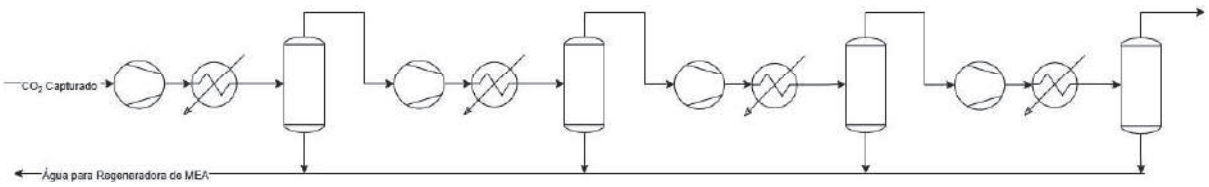
3.5 TREM DE COMPRESSÃO

Com o objetivo de utilizar o CO_2 capturado, como por exemplo em processos de EOR é comum ter que transportá-lo por grandes distâncias. O transporte é normalmente feito utilizando pipelines de alta pressão. A presença de água no CO_2 concentrado em alta pressão

em combinação com baixas temperaturas favorece a formação de estruturas cristalinas de água que atuam como gaiolas, prendendo moléculas de gás, os chamados hidratos. A formação de hidratos leva a redução da passagem de gás pela tubulação seguida da eventual interrupção do fluxo pelo bloqueio da linha. Para evitar a formação destas estruturas, principalmente considerando caminhos longos, na ordem de centenas de quilômetros, é necessário remover grande parte da água contida na corrente de CO_2 capturado. Nas plantas implementadas neste trabalho, foi considerado o valor máximo de 50 PPM de água na corrente de CO_2 pronto para o transporte. Para retirar a água empregou-se a planta de desidratação de CO_2 com absorção em TEG, abordada no próximo tópico deste capítulo, cuja coluna de absorção opera em 6500 kPa. A compressão do CO_2 capturado de 112 kPa até 6500 kPa foi realizada com trem de compressão.

O trem de compressão consiste em uma sequência de compressores, trocadores de calor e vasos de separação de fase, chamados de knockout, alternados. Neste conjunto o gás de exaustão é comprimido e resfriado a 40°C, nesta condição parte da água presente no gás condensa e é separada no knockout. A água separada em cada um dos vasos de knockouts é alocada em uma linha de água levada para a restituição do solvente da coluna de absorção de MEA, reduzindo o make-up de água do processo. Para este trabalho a razão de compressão de todos os compressores foram consideradas iguais, pois esta consideração resulta no cenário de menor custo energético com a compressão de fluidos a mesma temperatura.

Figura 3.10 – Fluxograma do trem de compressão



3.6 PLANTA DE DESIDRATAÇÃO DE CO_2 POR ABSORÇÃO EM TEG

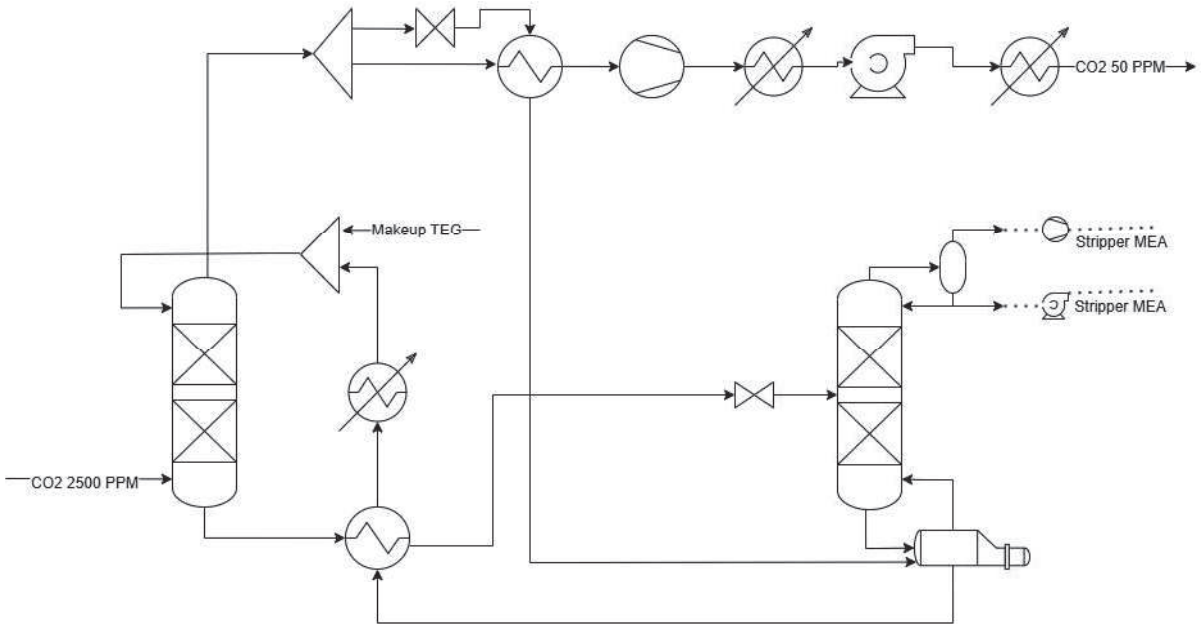
A planta de desidratação de CO_2 por absorção em TEG começa em uma coluna absorvedora de alta pressão, aproximadamente 65 bar, que utiliza o trietilenoglicol, TEG, como solvente para absorver a água da corrente de CO_2 denso. A escolha da operação de absorção em 65 bar se dá pois o aumento da pressão aumenta a fugacidade da água, facilitando sua separação, porém, a partir de 70 bar o CO_2 passa a dissolver a água em processo chamado extração por CO_2 supercrítico, inviabilizando a separação, levando ao valor de 65 bar, assumindo margem de segurança de 5 bar.

O solvente rico em água, aquecido como consequência da absorção, passa por um trocador de integração energética, é despressurizado e entra na regeneradora. O processo de regeneração é análogo à regeneração da MEA, porém, pelo baixo teor de água e baixas vazões, é menos intensivo energeticamente. Nesta etapa calor é adicionado, utilizando o LPS no reboiler da coluna, realizando a vaporização da água. Como a temperatura de vaporização da água é próxima da temperatura de degradação do TEG é feito um pequeno desvio de aproximadamente 1% do CO_2 desidratado para evitar o aquecimento acima de 140°C. Este desvio é feito com aproximadamente 1% do CO_2 seco, que é submetido a expansão, atingindo temperaturas baixas e trocando calor com o resto do próprio CO_2 que será levado ao despacho.

A regeneradora do TEG utiliza um condensador parcial, permitindo a retirada dos produtos de topo, compostos majoritariamente de água, na fase líquida e vapor. Ambas as fases são levadas para a regeneradora de MEA com o objetivo de reduzir as perdas de água, aumentar a carga térmica do refervedor sem aumentar o consumo de LPS.

O CO_2 seco restante é conduzido a um compressor, onde é comprimido de 64,9 bar para 100 bar. Este CO_2 é resfriado e bombeado a 300 bar, condição na qual é exportado pelas pipelines para o local de seu uso.

Figura 3.11 – Fluxograma da planta de desidratação de CO_2 por absorção em TEG



A planta de TEG foi implementada conforme a imagem 3.11 e os parâmetros buscados foram descritos na Tabela (3.5)

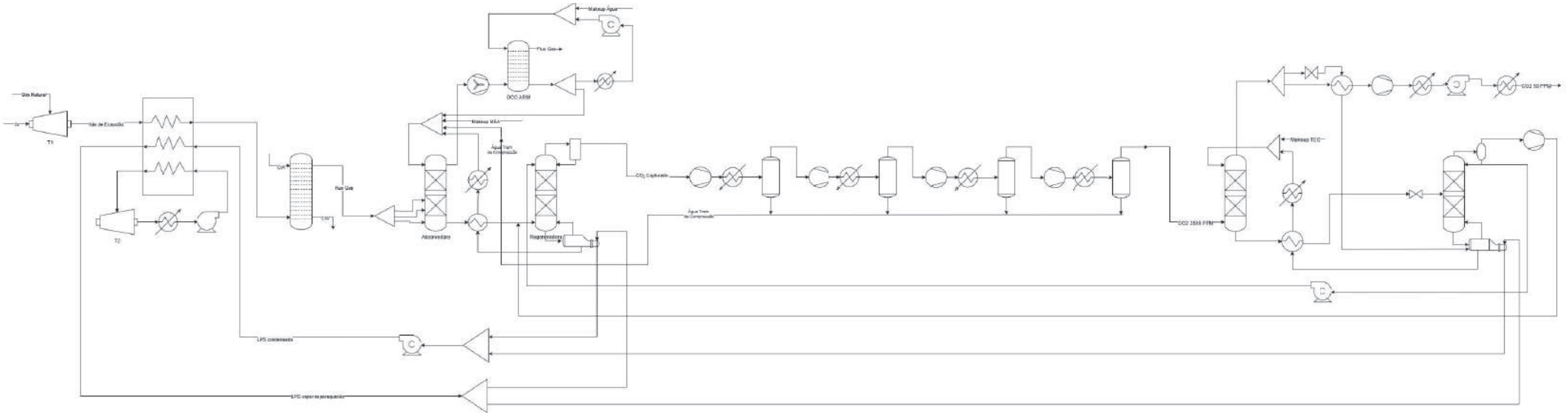
Tabela 3.5 - Parâmetros de referência para a planta de TEG

Modelo termodinâmico	Glycol-Package (HYSYS)
Gás de exaustão (Flue Gas - FG)	P^{in} = 142kPa
Eficiência adiabática	0,75
Água de resfriamento (Cooling water - CW)	Asme-Table Package (HYSYS), P^{in} = 400kPa; T^{in} = 35°C; P^{out} = 350kPa
Vapor de baixa pressão (Low-pressure steam – LPS)	P = 7 bar, T = 150°C
Coluna absorvedora (Absorber)	$N^{Estágios}$ = 20, P^{bottom} = 6500kPa; P^{top} = 6480kPa; $DeltaP^{Estágio}$ = 1kPa; Capture-Ratio = 6 $kg_{Solv.}$ / kg_{H2O}; T^{in} = 40C; 50ppm(mol) de água na saída do FG Solvente: 99% w/w TEG; 1% w/w Água;
Coluna retificadora (Stripper)	$N^{Estágios}$ = 10; P^{top} = 112kPa; P^{Cond} = 101,3kPa; $P^{Reboiler}$ = 132kPa; Heat-Ratio = 40kJ/molCO_{2Capt}; T^{Cond} = 40C; $DryCO_2^{Desviado}$ = 1-2% do Dry-CO_2

3.7 FLUXOGRAMAS COMPLETOS COM CAPTURA

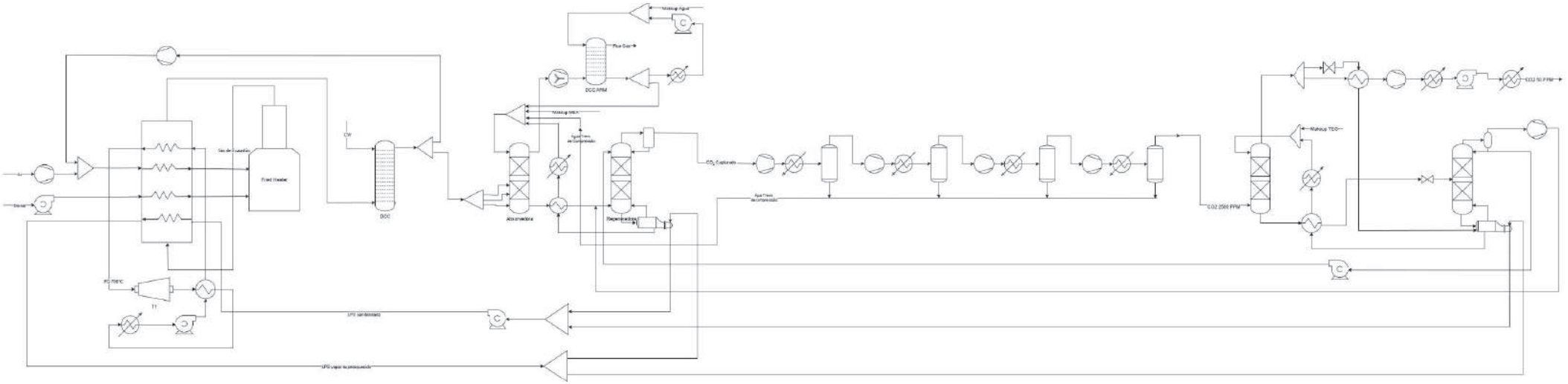
3.7.1 NGCC com captura

Figura 3.12 – Fluxograma da NGCC com captura



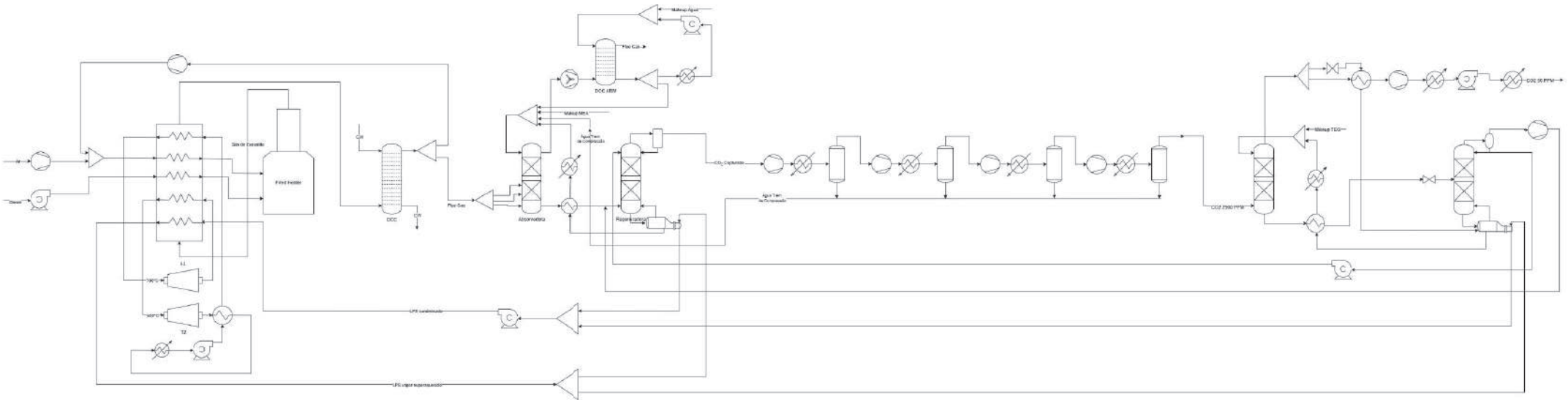
3.7.2 Diesel Power Plant Mk6 de 1 pressão

Figura 3.13 – Fluxograma da planta Mk6 1P com captura



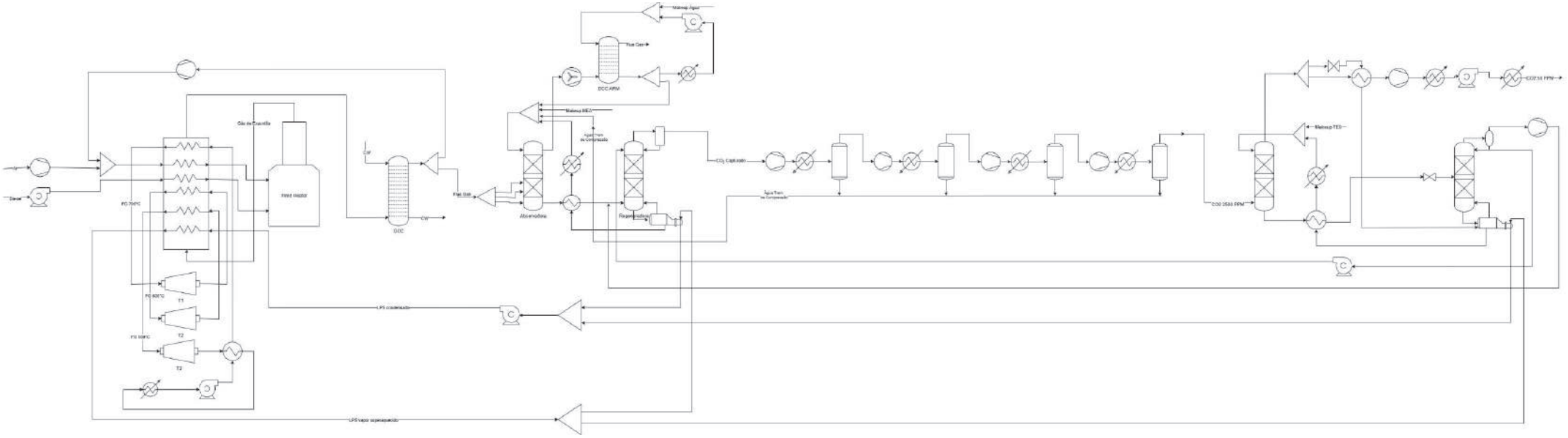
3.7.3 Diesel Power Plant Mk6 de 2 pressões

Figura 3.14 – Fluxograma da planta Mk6 2P com captura



3.7.4 Diesel Power Plant Mk6 de 3 pressões

Figura 3.15 – Fluxograma da planta Mk6 3P com captura



3.8 UTILIDADES

Todas as plantas contidas neste trabalho utilizam grande quantidade de utilidades. Comprar externamente estas utilidades, embora uma possibilidade, resultaria na elevação do custo de operação. Portanto, optou-se por produzir localmente as utilidades necessárias. As duas utilidades empregadas nestes processos foram o vapor de água, para realizar o aquecimento de correntes, e a água líquida, para realizar o resfriamento de correntes.

3.8.1 Utilidade quente

O vapor de água utilizado, chamado comumente de LPS, do inglês Low-Pressure Steam, é produzido, em todas as plantas que o utiliza, no OTSG. Consiste em uma corrente de água condensada em 150°C que entra no OTSG, onde recebe apenas calor latente, suficiente para vaporizar, se mantendo em 150°C. O LPS, depois de utilizado, deve permanecer em 150°C, liberando todo seu calor latente, retornando condensado. Para que tal condição de operação fosse atingida, utilizou-se o HYSYS para determinar a pressão de saturação da água em 150°C, sendo esta 479 kPa. O LPS foi então produzido a 150°C em 479 kPa. O LPS condensado passa por uma bomba para reaver a pressão perdida durante a passagem pelos trocadores de calor.

O LPS foi empregado apenas nas plantas com captura de carbono, onde foi utilizado para realizar o aquecimento dos reboilers das regeneradoras de MEA e TEG. A alta carga térmica requisitada por estas unidades, em especial a de MEA, resulta no consumo de grande quantidade de calor, que por consequência, reduz a energia disponível para produção do HPS. Com a menor produção de HPS, há a queda na produção de energia. A redução da produção de energia leva a perda de eficiência da planta e é a principal responsável pela queda da receita bruta em comparação com as plantas sem captura de carbono.

3.8.2 Utilidade fria

A utilidade fria utilizada foi a água de resfriamento (CW) líquida a 35ºC e 400kPa. A água é empregada pois possui valor baixo, cerca de 0,5$ por tonelada, e calor específico alto, o que permite a absorção de grandes quantidades de calor antes de reduzir a diferença de temperatura com a corrente a ser resfriada, resultando em equipamentos mais compactos e/ou menores vazões.

Em todas as plantas foi necessária a utilização de grandes quantidades de água de resfriamento (Cooling Water – CW). A água de resfriamento é, na prática, uma mistura de água com produtos químicos que visam reduzir o crescimento de microrganismos, como algas, que podem atrapalhar o desempenho de troca térmica e causar entupimento nas tubulações, e reduzir a oxidação das tubulações e máquinas em contato. Estes aditivos, no entanto, podem ser compostos tóxicos ou até mesmo cancerígenos, reduzindo a segurança em caso de vazamento ou outros acidentes que podem levar ao contato desta mistura com operadores.

Antigamente após a utilização da água, o mais comum era a emprego de “depósitos de calor”, traduzido livremente do inglês Heatsink, que consiste no despejo da água aquecida em corpos hídricos, seguido da captura de mais água para resfriamento. Com a redução da disponibilidade de água em certas regiões, legislações ambientais mais severas e a necessidade geral de reduzir o consumo e dependência de água externa, novos sistemas foram desenvolvidos, como a CW Tower, que consiste em um local onde a água é resfriada para ser utilizada novamente nos processos. O emprego destas estruturas reduz consideravelmente o impacto ambiental referente a coleta de água e despejo de água aquecida nos corpos hídricos, além de reduzir custos de captação e condicionamento da água para processos.

Diversos designs diferentes estão disponíveis para esta estrutura, variando desde a implementação em circuitos fechados ou abertos e nos equipamentos utilizados. Os equipamentos gerais necessários para esta estrutura são bombas para circular a água,

ventoinhas, recheio e o reservatório. Nesta estrutura a água quente é distribuída na parte superior da torre, percolando pelo recheio em contracorrente com o ar atmosférico não saturado. Durante este processo parte das moléculas de água absorvem entalpia das moléculas vizinhas e vaporizam. Este processo reduz a temperatura da água, mas resulta na perda das moléculas vaporizadas, que devem ser repostas para manter as quantidades necessárias para as operações de resfriamento.

O abastecimento da planta com água de corpos hídricos, resulta na absorção de minerais e impurezas, os quais devem ser pré-tratados. Mesmo com o pré-tratamento parte destas impurezas permanecem na água e entram no circuito da água de resfriamento. Por consequência da vaporização da água, descrita no parágrafo acima, reposição com água contendo pequenas quantidades de impurezas e a adição de aditivos a CW, há um processo contínuo de concentração de sólidos e impurezas na água de resfriamento. Para evitar este acúmulo, que pode resultar no entupimento de tubulações e equipamentos, é realizado o blowdown da água, que consiste em retirar certa quantidade de água do processo continuamente. A quantidade de água desprezada no blowdown foi considerada a mesma quantidade de água perdida para evaporação. O make-up de água foi, portanto, duas vezes a quantidade de água vaporizada, medida através da implementação da CW tower no HYSYS.

O custo desta estrutura foi assumido como fixo no valor de $1.000.000,00 de dólares, valor comum para estas estruturas com grande consumo de água.

3.9 ANÁLISE ECONÔMICA

A análise econômica das plantas foi realizada utilizando a metodologia descrita por Turton [47]. Seguindo a organização proposta no livro, a análise econômica foi separada em três partes: estimação dos custos capitais, custos de manufatura e análise financeira, descritos respectivamente nos capítulos 7, 8, 9 e 10 do livro do Turton. O custo capital é o valor necessário para construção de uma planta química do zero ou a partir da adaptação de uma já

existente. Neste valor estão incluídos custos de investimento diretos e indiretos. Os custos diretos são divididos em três tópicos, custo dos equipamentos, custo dos materiais necessários para instalação destes equipamentos e o custo com mão-de-obra (Operating Labor). Para os custos indiretos são consideradas as taxas de importação, transporte até a planta e o seguro, direitos trabalhistas e custos do pessoal encarregado pelo projeto. Além destes, são considerados custos relativos a excepcionalidades e especificidades da planta. Há também os valores relativos à aquisição do terreno e ao tratamento necessário para torná-lo próprio para construção, construção de estruturas auxiliares a planta industrial, como escritórios e pavimentações, e por fim prédios de utilidade, como armazéns.

A estratégia utilizada para definir o custo capital das termelétricas foi a técnica de orçamento modular, traduzido livremente do inglês, Module Cost Technique, que se baseia em determinar o custo de cada equipamento separado, utilizando como base um valor histórico de compra de um equipamento para condições definidas e utilizar ajustes matemáticos para estipular o custo deste mesmo equipamento para condições diferentes. Esta técnica é empregada principalmente para calcular os custos de se montar uma nova planta química.

3.9.1 Análise econômica

A primeira parte para realização desta análise foi a implementação das termelétricas, com e sem captura, no simulador de processos HYSYS. Com as plantas completas implementadas, foi realizado o dimensionamento dos equipamentos com base nas informações retiradas da simulação. Cada equipamento necessitou de um conjunto de informações específicas para ser custeado. A Tabela 3.6 especifica as informações para realização do orçamento de cada equipamento:

Tabela 3.6 - Parâmetros para orçamento dos equipamentos

Equipamento	Entradas
Turbina	Energia produzida
Trocador de calor	Área de troca térmica e pressão máxima em cada entrada
Coluna de contato direto	Altura, diâmetro, pressão máxima e número de pratos
Colunas de absorção e retificação	Altura, diâmetro, pressão máxima, altura e tipo do recheio
Compressor	Energia consumida
Bombas	Energia consumida e pressão máxima
Vasos de Knockout	Altura, diâmetro e pressão máxima

Além das informações apresentadas, para todos os equipamentos foi necessário especificar o material de construção. O material de construção preferencial é o aço carbono, por ser um material mecanicamente resistente e possuir preço relativamente baixo. Este material, no entanto, é mais sucessível à oxidação em meios corrosivos, devendo ser evitado nestes cenários. Considerando os químicos utilizados nestas termelétricas, o maior risco de oxidação se dá onde há presença de água líquida e CO_2 em alta pressão. Portanto, neste trabalho o aço carbono foi definido como o material padrão para todos os equipamentos, salvo nos casos em que há a coexistência destas duas substâncias em alta pressão.

Para determinar o custo dos equipamentos, foi utilizado o algoritmo definido por Turton [47], disponível no capítulo 7.3.6. Em resumo, calcula-se o valor do equipamento em condições básicas, referido no livro como Bare Module Cost at Base Conditions, depois determinam-se os coeficientes de ajuste F_P e F_M, para, por fim, calcular o custo do módulo base nas condições desejadas, referido como Bare Module Cost.

Para determinar o custo do equipamento em condições básicas, C_p^0, foi utilizada a relação disponível no Apêndice A do livro do Turton, equação (3.1).

$$log\, C_p^0 = K_1 + K_2\, log(A) + K_3[\log(A)]^2 \qquad \text{Eq. 3.1}$$

Os valores das contantes K_1, K_2 e K_3 dependem do tipo do equipamento e podem ser encontrados na tabela A.1, deste mesmo apêndice, do Turton [47]. Os valores utilizados estão sintetizados na tabela 3.7.

Tabela 3.7 - Parâmetros para orçamento dos equipamentos em condição base

Equipamento	Especificação	K1	K2	K3	Parâmetro	Mínimo	Máximo
Compressor	Centrífugo	2,2897	1,3604	-0,1027	Energia, kW	450,00	3.000,00
Fornalha	Aquecedor não reativo	7	-1,1666	0,2028	Energia, kW	1.000,00	100.000,00
Trocador de Calor	Casco tubo, tubo fixo	4,3247	-0,303	0,1634	Área, m^2	10,00	1.000,00
Trocador de Calor	Refervedor de Caldeira	4,4646	-0,5277	0,3955	Área, m^2	10,00	100,00
Bomba	Centrífuga	3,3892	0,0536	0,1538	Energia, kW	1,00	300,00
Coluna	Pratos e recheadas	3,4974	0,4485	0,1074	Volume, m^3	0,30	520,00
Turbina	Axial	2,7051	1,4398	-0,1776	Energia, kW	100,00	4,000.00

Desta forma foi possível definir o valor do caso base para cada equipamento, utilizando como entrada o parâmetro A, respeitando os valores limites expostos nas duas últimas colunas. Nos casos em que o parâmetro A excedeu algum limite, tipicamente para mais, utilizou-se a regra dos seis décimos para fazer o ajuste de capacidade pela equação (3.2), aproveitando o conceito de ganho de escala. Para evitar o dimensionamento irreal de trocadores de calor, foi definida a área de troca térmica máxima para uma unidade como sendo 3000 m^2. Ao exceder este valor, a área total necessária foi dividida por 3000, resultando no número de unidades trocadores de calor. Como o número de trocadores de calor só pode ser um número natural, arredondou-se para cima o valor encontrado com zero casas decimais, sendo este o número de trocadores adotados operando em paralelo. A área de cada um deles foi ajustada dividindo a

área total necessária pelo número de trocadores, resultando em N trocadores com área menor ou igual ao limite de 3000 m^2. As turbinas, bombas e os compressores não foram divididas.

$$C_A = C_B \left(\frac{A_A}{A_B}\right)^{0.6} \quad \text{Eq. 3.2}$$

O ajuste do caso base, encontrado acima, para o efetivamente utilizado foi feito utilizando a equação (3.3), que engloba mudanças de materiais de construção e pressão de operação no fator de correção F_{BM}.

$$C_{BM} = C_P^0 F_{BM} \quad \text{Eq. 3.3}$$

O fator de correção em relação a pressão, F_P, é calculado pela equação 3.4, para colunas, trocadores de calor de contato direto e colunas de separação de fase e pela equação 3.5, para os demais equipamentos, com base nos parâmetros disponíveis no apêndice A, na tabela A.2, novamente, os parâmetros utilizados foram sintetizados na tabela 3.8.

$$F_P = \frac{\frac{(P+1)D}{2[850 - 0,6(P+1)]} + 0,00315}{0,0063} \quad \text{Eq. 3.4}$$

$$logF_P = C_1 + C_2 logP + C_3 (logP)^2 \quad \text{Eq. 3.5}$$

Tabela 3.8 - Parâmetros para ajuste de custo em função da pressão

Equipamento	Especificação	C1	C2	C3	Pressão (bar)
Compressor	Centrífugo	0	0	0	-
Driver	Compressor	0	0	0	-
Driver	Turbina a gas	0	0	0	-
Driver	Turbina a vapor	0	0	0	-
Trocador de Calor	Casco Tubo, Tubo Fixo	0	0	0	P<5
		0,03881	- 0,11272	0,08183	5 < P < 140
Trocador de Calor	Refervedor de Caldeira	0	0	0	P < 5
		0,03881	- 0,11272	0,08183	5 < P < 140
Bomba	Centrífuga	0	0	0	P < 10
		-0,3935	0.3957	-0,00226	1 < P < 100
Turbina	Axial	0	0	0	-

Os materiais de construção adotados neste trabalho são o aço-carbono como material de escolha padrão e aço inoxidável para locais onde houver CO_2 com água líquida em alta pressão. Portanto, para a maioria dos equipamentos não foi necessário a correção utilizando o fator de correção, FM.

Por fim, o cálculo do Bare Cost Module foi separado em dois grupos, no primeiro foi utilizada a equação (3.3). Os valores de B1 e B2 foram sintetizados na tabela 3.9. No segundo grupo foi utilizada a equação (3.6).

$$\boldsymbol{C_{BM} = C_P^0(B_1 + B_2 F_P F_M)} \qquad \text{Eq. 3.6}$$

Tabela 3.9 - Parâmetros para orçamento dos equipamentos

Equipamento	Especificação	B1	B2
Trocador de calor	Casco e tubo, Tubo fixo	1,63	1,66
Trocador de Calor	Refervedor de Caldeira	1,63	1,66
Vasos	Knockout	2,25	1,82
Coluna		2,25	1,82

Bomba	Centrífuga	1,89	1,35

Com o valor de todos os equipamentos calculados, foi possível calcular o Total Module Cost, C_{TM}, valor que considera os ajustes necessários para a instalação do equipamento e o Grassroot Cost, C_{GR}, que considera o gasto com toda a estrutura necessária para instalação do equipamento, partindo de um terreno novo, respectivamente com as equações (3.7) e (3.8).

$$\boldsymbol{C_{TM} = 1,18 * \sum_{i=1}^{n} C_{BM,i}} \qquad \text{Eq. 3.7}$$

$$\boldsymbol{C_{GR} = C_{TM} + 0,5 * \sum_{i=1}^{n} C^{0}_{BM,i}} \qquad \text{Eq. 3.8}$$

Com o custo dos equipamentos definidos, o próximo passo foi calcular os custos de manufatura de cada planta. Para realizar este cálculo foi utilizada a equação (3.9).

$$\boldsymbol{COM = 0,280FCI + 2,73C_{OL} + 1,23(C_{ut} + C_{wt} + C_{rm} + C_{Ct})} \qquad \text{Eq. 3.9}$$

Como já atestado anteriormente, todas as utilidades necessárias foram produzidas na própria planta, resultado no termo $C_{ut} = 0$. A planta também não produz resíduos a serem tratados, portanto, o termo C_{wt} também é zerado.

O custo com trabalhadores, C_{OL}, foi calculado pela equação (3.12). Para determinar este custo foi necessário definir o número de operadores necessários na planta por turno, N_{OL}, que foi definido pela equação (3.10), onde P é o número de processos envolvendo a manipulação

de partículas sólidas, zero para todas as termelétricas, e N_{NP}, que é a soma do número de etapas envolvendo compressores, colunas e trocadores de calor.

$$\boldsymbol{N_{OL} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{NP})^{0,5}} \qquad \text{Eq. 3.10}$$

O salário médio de um funcionário da indústria química em 2023, segundo departamento de estatísticas do trabalho dos EUA [48], foi de $79.450,00 por ano. O expediente anual da planta foi adotado como 8400 horas, resultando na operação em 350 dias 24 horas por dia. A partir destas informações é possível determinar o número de operadores a serem contratados para manter um posto ocupado durante o ano todo, equação (3.11). Multiplicando este valor pelo número de operadores necessário por turno, é possível obter o número de funcionários totais necessários para operação da planta no expediente determinado. Multiplicando este valor pelo salário médio declarado acima, é possível determinar o custo com trabalhadores anual, equação (3.12).

$$\frac{\frac{\boldsymbol{350\ dias}}{\boldsymbol{ano}} * \frac{\boldsymbol{3\ turnos}}{\boldsymbol{dia}}}{\frac{\boldsymbol{49\ semanas}}{\boldsymbol{ano}} * \frac{\boldsymbol{5\ turnos}}{\boldsymbol{semana}}} = \boldsymbol{4,3} \qquad \text{Eq. 3.11}$$

$$\boldsymbol{C_{OL} = 4,3 * N_{OL} * 79.450,00} \qquad \text{Eq. 3.12}$$

A última parcela do COM a ser definida é a relativa aos custos de matéria prima. Os produtos alimentados são o diesel ou gás natural, MEA, TEG e água. O custo da MEA, do TEG e da água são referentes apenas ao custo de reposição de cada um, make-up. O valor do C_{RM} foi calculado a partir da soma dos produtos entre preço por unidade, P_i, e a quantidade do material

i, consumido, M_i, equação (3.13). O preço por unidade de cada matéria prima utilizada consta na tabela 3.10.

$$C_{RM} = \sum_{i=1}^{n} p_i * M_i \qquad \text{Eq. 3.13}$$

Tabela 3.10 - Custos das matérias-primas utilizadas

Matéria prima	Especificação	Preço/ unidade	Referência
Diesel	Preço de refinaria	R$2,80/ L	Petrobras [49]
Gás Natural		$4,42/ MMBtu	U.S. Energy Information Administration [50]
MEA		$1,08/ kg	BusinessAnalytIQ [51]
TEG		$1240,00/ tonelada	Chemanalyst [52]
Água		$0,50/ tonelada	Rodriguez et al. [17]

No caso das termelétricas estudadas há apenas dois produtos possíveis, a energia elétrica e o CO_2 denso vendido para EOR, na modalidade de CCU. Portanto, a receita, chamada de REV, do inglês Revenue, é dada pela soma dos produtos do preço unitário de venda e da quantidade do produto vendida, similar a equação (3.14).

$$REV = P_{Energia} * Energia\ Gerada + P_{EOR} * F_{CO2cap} \qquad \text{Eq. 3.14}$$

Para realizar a projeção do desempenho econômico da planta ao longo de sua vida útil, definida como 25 anos para este projeto, sendo os dois primeiros destinados à construção, é importante considerar o valor do dinheiro pelo tempo. Portanto, o dinheiro foi trazido a valor presente através da equação (3.15).

$$\boldsymbol{P^* = \frac{F_n}{(1+i)^n}} \qquad \text{Eq. 3.15}$$

Onde P é o valor presente, F_n é o valor futuro projetado, n é o tempo entre P e F_n e i é a taxa de juros, adotando o valor de 5% ao ano. Para corrigir o impacto da inflação nos custos dos equipamento foi considerado o CEPCI de 797,9, referente ao ano de 2023.

Para fins de redução de imposto é possível considerar a perda de valor investido referente à depreciação. Este valor é descontado do lucro líquido, de forma a reduzir a quantia na qual o imposto incide, sendo o custo do imposto considerado de 27,5% ao lucro. O modelo de depreciação utilizado foi o linear, sem valor residual ao longo dos 23 anos de operação da planta, sendo assim, o valor calculado pela equação (3.16), por ano.

$$\boldsymbol{Depreciação = \frac{FCI}{23}} \qquad \text{Eq. 3.16}$$

A avaliação econômica termina com a realização do gráfico do NPV, definido como o valor descontado acumulado durante a operação, com o montante trazido a valor presente. O NPV de cada planta foi calculado pela equação (3.17).

$$\boldsymbol{NPV = \sum_{n=1}^{23} \frac{F_n}{(1+i)^n} = \sum_{n=1}^{23} \frac{AP}{(1+i)^n} = \sum_{n=1}^{23} \frac{REV - COM - TAX}{(1+i)^n}} \qquad \text{Eq. 3.17}$$

A variável TAX representa o imposto de renda, sendo considerado 27,5% do lucro anual bruto (Gross Anual Profit – GAP), aplicado apenas nos casos onde o GAP foi maior que a depreciação.

3.9.2 Análise econômica aproximada

Como visto nos fluxogramas acima, as plantas de captura de carbono por absorção com MEA pós-combustão são plantas complexas, que possuem uma grande quantidade de equipamentos e especificações, loopings, causados pelos reciclos, e múltiplos parâmetros de operação controlados para garantir o desempenho satisfatório da planta. Os loopings representam, no HYSYS, uma grande dificuldade para convergir as plantas e mais um grande trabalho para atingir os parâmetros desejados, ou até mesmo valores apenas suficientemente próximos. Com a finalidade de tornar a realização do trabalho mais sucinta e eficiente, a PCC-MEA foi instalada apenas na NGCC e nas termelétricas a diesel Mk1 de 1, 2 e 3 pressões. A similaridade entre as plantas, decorrente da necessidade do emprego dos mesmo equipamento sob as mesmas condições, apenas com dimensionamentos diferentes, permite a avaliação econômica das plantas com captura sem a necessidade de instalá-las diversas vezes no HYSYS. Para realizar este processo, foi utilizada a metodologia descrita abaixo.

A aplicação deste método é baseada na similaridade das plantas e na proporcionalidade da vazão de gás de exaustão e os investimentos e custos para construção e operação. A consideração desta última no modelo matemático do problema entra na forma de duas principais variáveis definidas na equação (3.18) e (3.19), que expressam, respectivamente, a diferença entre o custo de matérias-primas na versão com captura e a na versão sem captura, da mesma versão planta instalada, ΔC_{RM} , e a razão entre o CO_2 que entra na planta Mki pelo que entra na Mk1, F_{Cap}, sendo Mki a versão da planta analisada. Como relatado acima, as únicas plantas a diesel efetivamente implementadas no HYSYS, com captura, foram as Mk1, e por consequência, foram adotadas como base para definir as análises econômicas das próximas.

O termo CO_{2in} representa a vazão mássica de CO_2 que entra PCC-MEA$_{Mki}$ e foi retirado a partir da vazão mássica de CO_2 que deixa a termelétrica Mki.

As simplificações adotadas para uso deste método foram:

- A captura da planta Mki foi considerada igual a captura da Mk1, sendo a variável Cap_{Mk1}.
- O custo referente ao trabalho na planta, $C_{OL,}$ foi definido como igual para todas com captura, pois depende fortemente do número de equipamentos utilizados em cada planta, que foi praticamente o mesmo.
- A energia bruta, "Gross Power", produzida na planta Mki foi aproximada também como a energia produzida na planta Mk1, sendo esta a variável Power$_{Mk1}$.

$$\Delta C_{RM} = C_{RM-C/Cap} - C_{RM-S/Cap} \quad \text{Eq. 3.18}$$

$$F_{Cap} = \frac{F_{CO2-Cap-Mki}}{F_{CO2-Cap-Mk1}} \quad \text{Eq. 3.19}$$

$$F_{CO2-Cap-Mki} = Cap_{Mk1} * CO_{2in} \quad \text{Eq. 3.20}$$

$$C_{ct-Mki} = 75,6 * Cap_{Mk1} * CO_{2in} \quad \text{Eq. 3.21}$$

$$C_{RM-Mki} = C_{RM-Mk1-S/Cap} + \Delta C_{RM} * F_{Cap} \quad \text{Eq. 3.22}$$

$$\Delta FCI_{Mk1} = FCI_{Mk1-C/Cap} - FCI_{Mk1-S/Cap} \quad \text{Eq. 3.23}$$

$$FCI_{Mki} = FCI_{Mki-\frac{S}{Cap}} + \Delta FCI_{Mk1} * F_{Cap} \quad \text{Eq. 3.24}$$

$$\boldsymbol{COM_{Mki} = 0,28 * FCI_{Mki} + 2,73 * C_{OL} + 1,23(C_{ct-Mki} + C_{RM-Mki})} \quad \text{Eq. 3.25}$$

$$\boldsymbol{PL_{Mki} = PL_{Mk1} * F_{Cap}} \quad \text{Eq. 3.26}$$

$$\boldsymbol{REV_{Mki} = (Power_{Mki} - PL_{Mki}) + 680,4 * CO_{2in-Mki} * CAP_{Mk1}} \quad \text{Eq. 3.27}$$

$$\boldsymbol{TAX_{Mki} = 0,275 * (REV_{Mki} - COM_{Mki})} \quad \text{Eq. 3.28}$$

$$\boldsymbol{DEP_{Mki} = \frac{FCI_{Mki}}{23}} \quad \text{Eq. 3.29}$$

$$\boldsymbol{NPV_{Mki} = \sum_{n=2}^{25} \frac{REV_{Mki} - COM_{Mki} - TAX_{Mki}}{(1+i)^n}} \quad \text{Eq. 3.30}$$

A variável TAX, representa o imposto de renda e só foi aplicada em casos em que o GAP foi maior que a depreciação, DEP_{Mki}.

3.10 MARGINAL ABATEMENT COST (MAC)

As equações empregadas para cálculo do MAC estão descritas entre as equações (3.31) e (3.35).

$$\boldsymbol{GAP = REV - COM} \quad \text{Eq. 3.31}$$

$$\boldsymbol{AGAP_{S/Cap} = \sum_{n=2}^{25} \frac{GAP_n^{S/Cap}}{(1+i)^n}} \quad \text{Eq. 3.32}$$

$$\boldsymbol{AGAP_{C/Cap} = \sum_{n=2}^{25} \frac{GAP_n^{C/Cap}}{(1+i)^n}} \quad \text{Eq. 3.33}$$

$$CCU^{Total} = 23 * 8400 * CAP * CO_{2in} \quad \text{Eq. 3.34}$$

$$MAC = \frac{AGAP_{S/Cap} - AGAP_{C/Cap}}{CCU^{Total}} \quad \text{Eq. 3.35}$$

4 RESULTADOS

4.1 TERMELÉTRICAS A DIESEL SEM CAPTURA

Os resultados obtidos pela implementação e análise econômica das termelétricas a diesel sem captura, seguindo os procedimentos descritos na metodologia, foram separados em duas tabelas. A tabela 4.1 contém os principais resultados e informações utilizadas para tomada de decisão quanto a planta adotada para a captura. A tabela 4.2 apresenta informações auxiliares, pertinentes para justificar o desempenho.

Tabela 4.1 - Resultados da análise econômica das termelétricas sem captura

Mk1 - 110 bar, 50°C Approach					
Planta	Geração (MW)	REV (MMUSD/y)	COM (MMUSD/y)	GAP (MMUSD/y)	NPV (MMUSD)
1P	500	1.050,000	1.001,942	48,058	229,519
2P	500	1.050,000	926,835	123,165	910,435
3P	500	1.050,000	907,781	142,219	1.073,229
Mk2 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG					
1P	500	1.050,000	982,064	67,936	412,873
2P	500,2	1.050,420	908,407	142,013	1.093,742
3P	500,1	1.050,210	890,230	159,980	1.247,858
Mk3 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG, com EGR					
1P	500	1.050,000	968,986	81,014	533,579
2P	500,1	1.050,210	896,402	153,808	1.208,526
3P	500	1.050,000	884,578	165,422	1.296,892
Mk4 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG, com EGR, com Integração Energética					
1P	500	1.050,000	991,047	58,953	287,640
2P	500,1	1.050,210	902,170	148,040	1.087,107
3P	500	1.050,000	894,230	155,770	1.142,754
Mk5 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com Integração Energética 2					
1P	500	1.050,000	948,954	101,046	691,846
2P	500	1.050,000	780,095	269,905	2.265,890
3P	500	1.050,000	768,705	281,295	2.356,282
Mk6 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com EGR, com Integração Energética 2					
1P	500,1	1.050,210	935,981	114,229	811,359
2P	500	1.050,000	777,448	272,552	2.285,203
3P	500	1.050,000	766,573	283,427	2.373,007

Tabela 4.2 - Resultados complementares da análise econômica das termelétricas sem captura

Planta	FCI (MMUSD)	Vazão de Combustível (kg/h)	Eficiência LHV	CRM (MMUSD/y)
Mk1 - 110 bar, 50°C Approach				
1P	275,392	147,400	*28,14%*	742,896
2P	289,379	134,790	*30,77%*	679,342
3P	307,314	130,970	*31,67%*	660,089
Mk2 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG				
1P	273,855	144,248	28,75%	727,009
2P	284,132	132,100	31,41%	665,784
3P	303,300	128,350	32,32%	646,884
Mk3 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG, com EGR				
1P	270,165	142,299	29,15%	717,186
2P	282,839	130,200	31,86%	656,208
3P	307,849	126,750	32,72%	638,820
Mk4 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG, com EGR, com Integração Energética				
1P	319,649	143,600	28,88%	723,744
2P	368,337	127,300	32,59%	641,592
3P	388,978	125,105	33,15%	630,529
Mk5 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com Integração Energética 2				
1P	304,772	137,650	30,13%	693,756
2P	315,504	109,870	37,75%	553,745
3P	332,854	107,700	38,51%	542,808
Mk6 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com EGR, com Integração Energética 2				
1P	306,368	135,350	30,65%	682,164
2P	319,778	109,250	37,96%	550,620
3P	336,804	107,120	38,72%	539,885

A eficiência LHV é um dos principais fatores para garantir o bom rendimento de uma termelétrica, especialmente no caso de plantas a diesel. Ela expressa o quanto de energia está sendo aproveitada em relação ao calor gerado pela queima do combustível. Quanto maior este valor, menos diesel é necessário para se gerar os mesmos 500 MW de energia definidos como parâmetro neste trabalho.

Utilizando como referência a planta Mk1, é possível observar o aumento da eficiência LHV em função do aumento do número de pressões no ciclo de Rankine, em concordância com

o previsto no capítulo 2. A diferença entre a eficiência LHV da planta de uma pressão e a de três pressões é de 3,53%, o que levou ao aumento do NPV em 843,71 milhões de dólares ao final dos 25 anos de operação. Este aumento evidencia o impacto deste parâmetro no desempenho econômico do processo, em que uma pequena variação de eficiência foi capaz de mais do que dobrar o rendimento.

A primeira modificação feita na planta foi a mudança do $\Delta T^{Approach}$ do OTSG, de 50°C para 25°C. Essa variação permitiu a redução da temperatura do gás de exaustão em 25°C, tornando possível absorver mais entalpia desta corrente, gerando mais HPS. Esta mudança melhorou o rendimento em cerca de 80% em relação ao Rankine de 1 pressão, 20% em relação ao Rankine de 2 pressões e 16% em relação ao Rankine de 3 pressões. A adoção desta implementação melhorou consideravelmente os resultados, e, portanto, foi adotada para as plantas seguintes, com exceção da Mk5 e Mk6, as quais não é fisicamente realizável, por haver aquecimento de ar atmosférico no trocador, não só água e vapor.

A segunda modificação testada foi o emprego do EGR nas plantas sem captura. O EGR foi empregado pois as entradas na caldeira foram definidas para funcionar com um pequeno ΔP, resultando na entrada a 115 kPa. Esta pressão, acima da atmosférica, resulta na necessidade de bombear o diesel, que possui baixo consumo por se tratar de um líquido, e comprimir levemente o ar de entrada. O consumo de compressão é relevante e impacta o desempenho do processo e eficiência da planta, uma vez que consome parte da energia produzida na própria termelétrica. O gás de exaustão é então gerado a 115 kPa. As perdas de pressão no qual é submetido são a do OTSG, perdendo 3 kPa, e na DCC, que possui 3 estágios, resultando na perda de mais 3 kPa. Após estas passagens o gás de exaustão passa a estar em 109 kPa. Foi determinado que é possível aproveitar parte desse ar já comprimido para realizar o abatimento do calor na saída da caldeira, evitando a necessidade de inserir ar atmosférico em excesso ao processo. A expectativa para esta implementação era que a soma do trabalho requerido para

comprimir o ar atmosférico em proporções estequiométricas, de 101,3 kPa a 115 kPa, mais o trabalho necessário para comprimir a parte do gás de exaustão desviado para alimentação, de 109 kPa para 115 kPa, fosse menor que o trabalho necessário para comprimir ar atmosférico em excesso de 101,3 kPa para 115 kPa. A tabela 4.3 sintetiza os resultados obtidos pela adoção desta modificação. Para tornar evidente os resultados exclusivamente desta modificação, apenas os resultados de plantas semelhantes foram incluídos. A comparação em percentual foi realizada entre as plantas Mk2 e Mk3 e Mk5 e Mk6.

Tabela 4.3 – Resultados da implementação do EGR nas plantas sem captura

Mk2 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG				
Planta	Compressão do Ar (MW)	Compressão do FG (MW)	Soma (MW)	Δ%
1P	17,96	0,00	17,96	100%
2P	16,45	0,00	16,45	100%
3P	15,98	0,00	15,98	100%
Mk3 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG, com EGR				
1P	8,59	3,71	12,30	-31%
2P	7,83	3,45	11,28	-31%
3P	7,77	3,28	11,05	-31%
Mk5 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com Integração Energética 2				
1P	19,83	0,00	19,83	100%
2P	15,80	0,00	15,80	100%
3P	15,51	0,00	15,51	100%
Mk6 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com EGR, com Integração Energética 2				
1P	8,14	4,66	12,80	-35%
2P	6,57	5,81	12,38	-22%
3P	6,44	5,50	11,95	-23%

Fica evidente, portanto, o benefício da adoção desta modificação, sendo capaz de reduzir em até 31% o gasto com compressão. Outra forma para visualizar estes resultados é a partir da variação do NPV nestas plantas, mostrada na tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Variação do NPV obtido em cada planta principal

Mk2 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG		
Planta	NPV (MMUSD)	Δ%
1P	412,873	100%
2P	1.093,742	100%
3P	1.247,858	100%
Mk3 - 110 bar, 25°C Approach no WHSG, com EGR		
1P	533,579	129%
2P	1.208,526	110%
3P	1.296,892	104%
Mk5 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com Integração Energética 2		
1P	691,846	100%
2P	2.265,890	100%
3P	2.356,282	100%
Mk6 - 110 bar, 50°C Approach no WHSG, com EGR, com Integração Energética 2		
1P	811,359	117%
2P	2.285,203	101%
3P	2.373,007	101%

Desta forma fica evidente o potencial de melhora no rendimento do projeto, especialmente no caso de plantas com menor eficiência como as de Rankine de 1 pressão. Fica também evidente a redução da eficácia desta modificação em função do aumento de eficiência LHV da termelétrica.

A terceira modificação foi a implementação de um trocador de integração térmica a planta, já acumulando a modificação do EGR, resultando na planta Mk4. O objetivo com esta adição foi de aproveitar, de forma simples, o calor residual contido no vapor de baixa pressão gerado após a expansão do HPS na última turbina. Segundo valores encontrados na simulação, o HPS expandido pode chegar até a temperatura de 283°C, como no caso do Rankine de 3 pressões. O resfriamento e condensação desta corrente representa um grande desperdício de energia, além de necessitar uma grande quantidade de água para resfriamento e muitas unidades de trocadores de calor em paralelo, aumentando os custos de matéria-prima, inventário e investimento fixo para a planta, já com baixa eficiência LHV.

Como visto na tabela de 4.1, a implementação desta modificação levou a um ganho marginal em relação ao caso base, porém com desempenho pior que as versões anteriores, Mk2 e Mk3. Diversos problemas colaboram com o baixo desempenho desta configuração. Dentre elas, a implementação de um trocador de calor na saída da expansão da última turbina incorre na perda de mais 10 kPa de pressão antes do condensador. Para manter a condensação do HPS possível utilizando CW, o menor valor de pressão possível para condensação desta corrente é referente a pressão de condensação da água em 40°C, respeitando o $\Delta T^{Approach}$ de 5°C, sendo este o valor de 17 kPa. Portanto, é necessário reduzir a pressão de saída do expansor, reduzindo a razão de compressão e consequentemente a energia produzida. No entanto, a perda de eficiência por consequência desta redução é meramente marginal. A principal causa da perda de eficiência com esta modificação está no aumento da temperatura da corrente de HPS condensado que entra no OTSG. Para respeitar o $\Delta T^{Approach}$ de 25°C do OTSG torna-se necessário aumentar a temperatura do gás de exaustão que o deixa, resultando na temperatura de saída de 157,2°C para o Rankine de 1 pressão, 301,5°C para o Rankine de 2 pressões e 293,4 °C para o Rankine de 3 pressões. A alta temperatura no gás de exaustão que deixa o OTSG incorre na rejeição de grandes quantidades de entalpia que poderiam ser mais bem aproveitadas. Além da grosseira perda de eficiência, torna-se necessário o emprego de muitas unidades de DCC`s a mais para resfriar o gás de exaustão muito mais quente, necessitando de, em média, 40 unidades a mais com 5m de diâmetro, resultando no aumento considerável no FCI observado na tabela 4.2.

Apesar do resultado obtido com a planta Mk4, o problema da baixa eficiência LHV persiste e deve ser tratado a fim de se obter resultados mais atrativos. Para isso, seguindo o procedimento descrito no capítulo 3, foram montadas as plantas Mk5 e Mk6, propondo uma organização diferente da planta para reduzir a perda de energia. Como é possível ver na tabela 4.1, a implementação destas modificações gerou o melhor resultado com folga em relação aos

demais. Até o dado momento o melhor resultado havia sido obtido pela planta Mk3 com Rankine de 3 pressões, resultando no NPV de $ 1,296.892MM. A planta Mk6, obteve NPV de $ 2,373.007MM, valor de rendimento 83% maior. Esta planta é, portanto, a escolha de referência para a planta a diesel.

4.2 TERMELÉTRICA A GÁS NATURAL SEM CAPTURA

A taxa de juros adotada para o projeto da NGCC também foi de 5% ao ano, para estabelecer uma base de comparação melhor. Uma mudança importante a ser observada na comparação entre os dois tipos de matrizes energéticas está no custo da energia vendida. Diferente de uma termelétrica a Diesel, que opera tipicamente apenas para atender picos de consumo, justificando o aumento considerável no custo da energia, uma termelétrica a gás natural se beneficia da operação contínua e, portanto, não deve depender do alto custo de energia, referente a bandeira vermelha por exemplo, para justificar sua operação. Para demonstrar a diferença entre o rendimento das plantas, a tabela 4.5 possui o valor real, adotando o custo da energia como $85,00 por MWh e um demonstrativo utilizando o mesmo valor que o da energia vendida na termelétrica a diesel, de $250,00 por MWh apenas para efeito de visualização do rendimento dos projetos.

Tabela 4.5 – Comparação do NPV obtido na NGCC em função do preço da energia

Custo da energia (USD/ MWh)	REV (MMUSD/y)	COM (MMUSD/y)	GAP (MMUSD/y)	NPV (MMUSD)
85,00	357,00	202,46	154,54	1.177,32
250,00	1.050,00	202,46	847,54	7.631,60

Novamente, o NPV referente ao valor de energia de $250,00 por MWh não será considerado o valor principal deste trabalho e é utilizado apenas para dar ênfase na diferença entre o rendimento das duas fontes de energia.

A composição utilizada para representar o gás natural apresentou LHV de 16,5 MJ/kg, a partir de cálculo do próprio HYSYS. Foi possível determinar que a eficiência LHV da planta foi de 55,42%, valor muito superior ao atingido pela melhor planta de diesel, mesmo em uma implementação muito mais simples, novamente reforçando a diferença entre as duas matrizes energéticas.

4.3 TERMELÉTRICAS COM CAPTURA

Os resultados obtidos pela implementação da captura de carbono através da PCC-MEA para a NGCC e as termelétricas a diesel Mk6 de 1, 2 e 3 pressões, encontram-se na tabela (4.6).

Tendo como principal critério de avaliação o NPV, que sintetiza a capacidade de geração de valor do capital investido, torna-se evidente, pelos dados obtidos, que a implementação do processo de captura de carbono a estas plantas a diesel não é razoável. Em todos os casos avaliados houve a produção de NPV negativo, resultando tanto no não retorno do dinheiro investido, quanto no prejuízo gerado durante a operação, evidenciado pelo GAP negativo em todos os casos.

A NGCC, por outro lado, foi a única capaz de gerar valor, atingindo o NPV de 1,048 bilhões de dólares, aproximadamente 2,5 vezes o valor investido.

Tabela 4.6 – Resultados obtidos da implementação de captura nas plantas principais

Planta	FCI (MMUSD)	Energia bruta Gerada (MW)	Energia Consumida (MW)	Energia Comercializável (MW)	Receita (Energia) (MMUSD/y)	CO_2 p/EOR (ton/h)	Receita (EOR) (MMUSD/y)	REV (MMUSD)	COM (MMUSD/y)	GAP (MMUSD/y)	AP (MMUSD)	NPV (MMUSD)
NG CC	422,54	340,71	51,00	289,71	608,39	290,01	197,33	805,72	243,58	562,14	113,55	1.048,18
Mk1 1P	445,51	320,9	78,78	242,12	508,45	422,72	287,62	796,08	1.100,53	-304,45	-304,45	-4.343,86
Mk1 2P	583,48	315,6	72,27	243,33	510,99	385,99	262,63	773,63	1.057,17	-283,55	-283,55	-4.209,33
Mk1 3P	630,83	317,8	70,48	247,32	519,37	377,40	256,79	776,16	1.045,18	-269,02	-269,02	-4.068,70
Mk6 1P	472,97	320,9	72,88	248,01	520,84	391,01	266,05	786,89	947,05	-160,16	-160,16	-2.467,26
Mk6 2P	579,73	315,6	58,84	256,76	539,20	314,20	213,78	752,98	809,55	-56,57	-56,57	-1.272,29
Mk6 3P	605,17	317,8	51,83	265,96	558,53	309,52	210,60	769,13	800,55	-31,42	-31,42	-981,74

Figura 4.1 – Fluxograma NGCC com captura (NGCC + PCC-MEA)

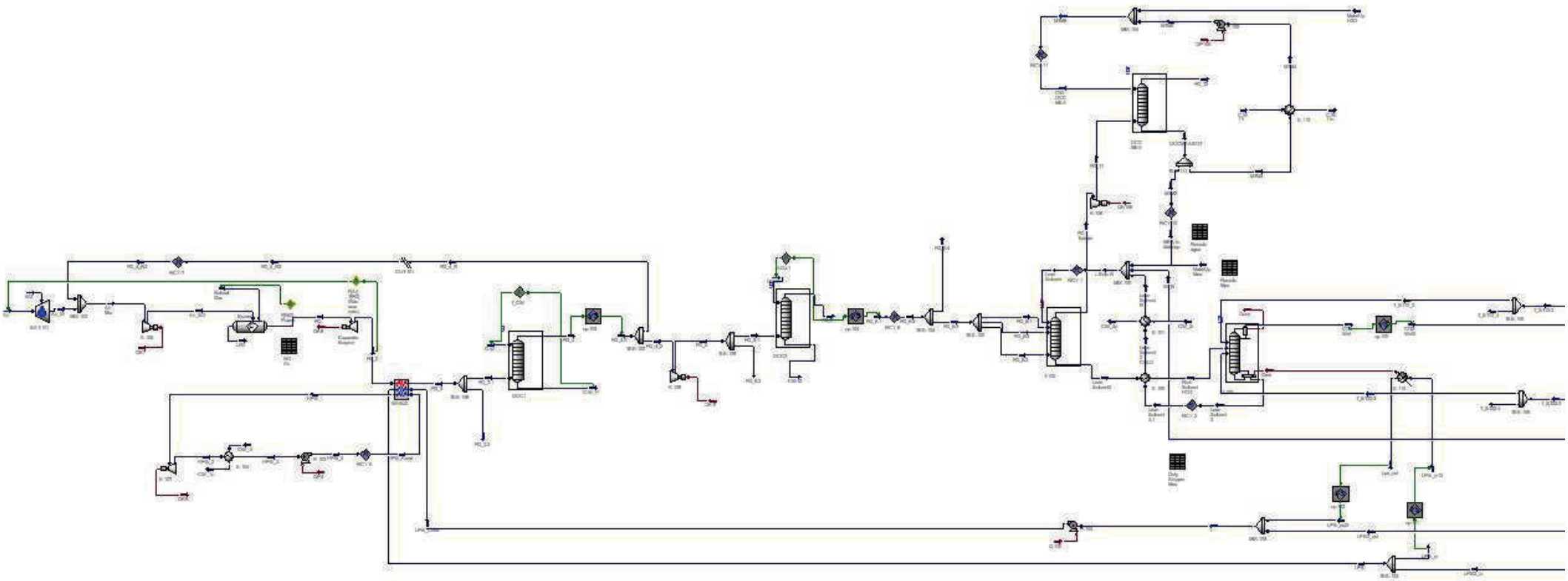


Figura 4.2 – Fluxograma NGCC com captura (Trem de Compressão + Planta desidratação com TEG)

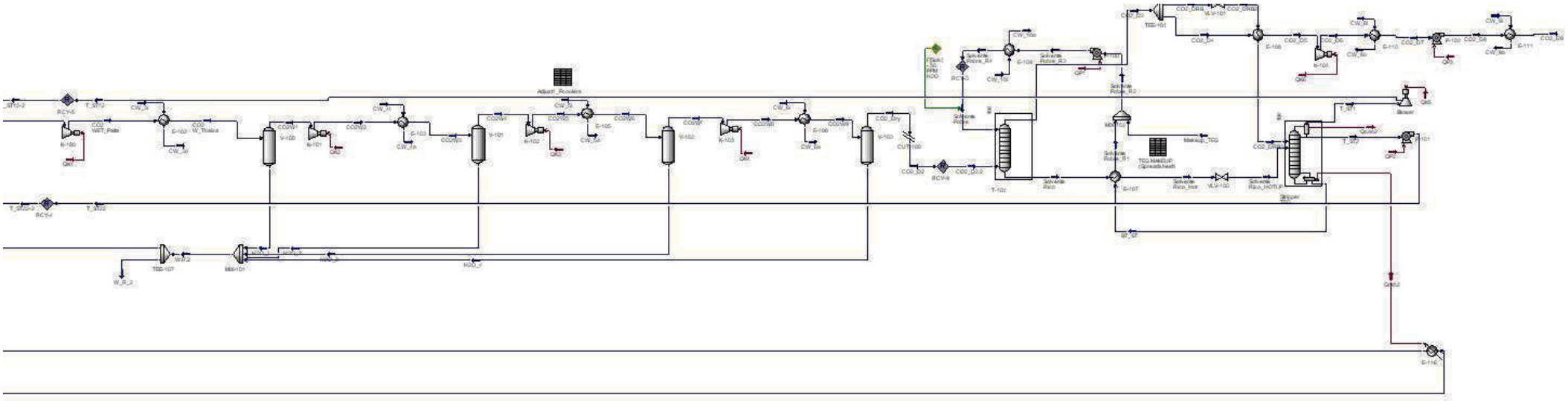


Figura 4.3 – Fluxograma termelétrica a diesel com captura 3 pressões – Mk6 (Termelétrica + PCC-MEA)

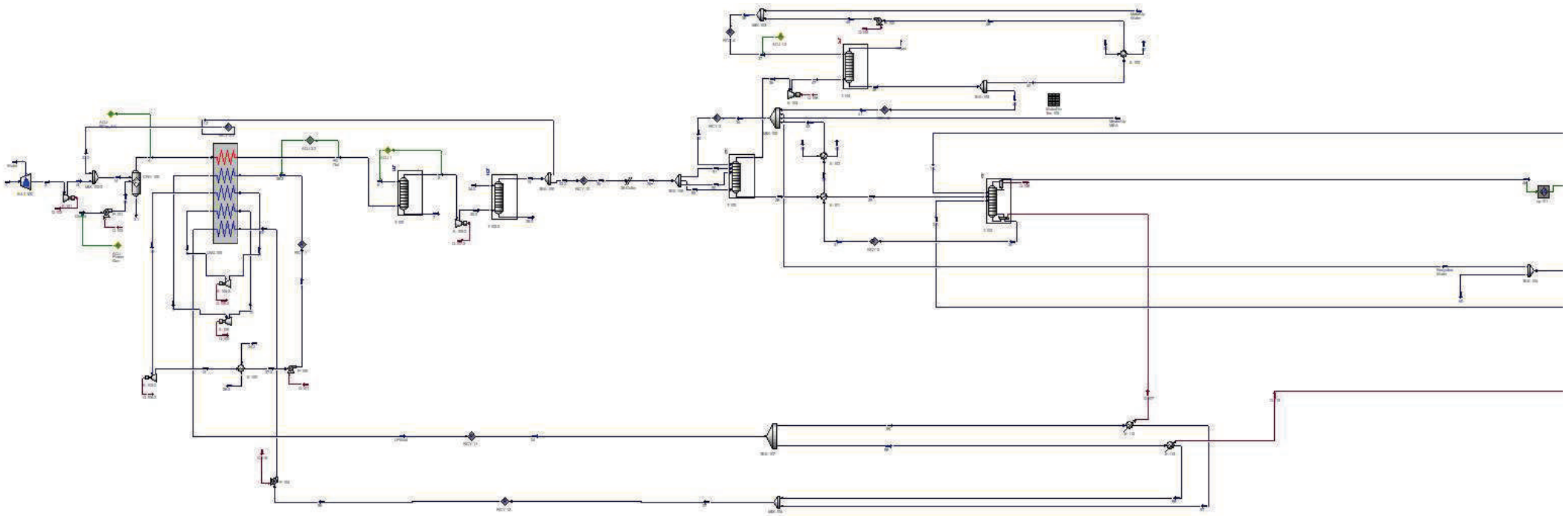
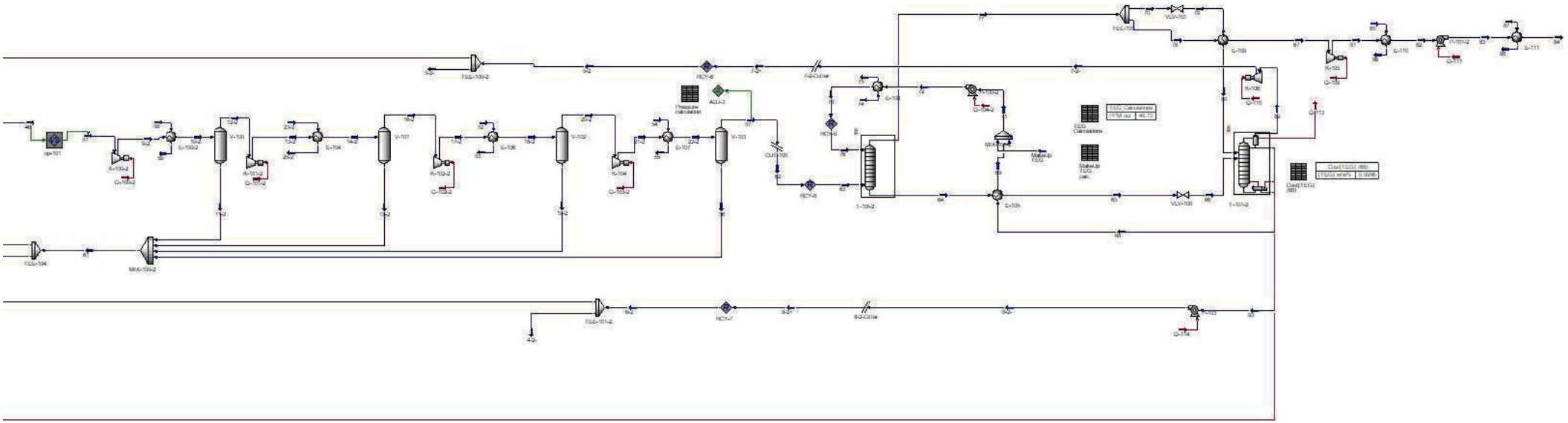


Figura 4.4 – Fluxograma termelétrica a diesel com captura 3 pressões – Mk6 (Trem de compressão + Planta de desidratação com TEG)



O baixo rendimento obtido nas termelétricas a diesel justifica o fechamento de unidades ao redor do mundo, como a termelétrica de Fernando de Noronha [53] e a termelétrica queniana de Thika [54]. As principais diferenças entre estas plantas estão no custo das matérias-primas e na eficiência que cada planta atinge. Nas plantas analisadas, o custo de manufatura (Cost of Manufacturing – COM) das termelétricas a diesel, função do custo das matérias-primas, chegaram a ser entre 3,29 e 4,5 vezes maior que o valor do COM para a NGCC. Fica evidente, portanto, a falta de competitividade entre estas matrizes energéticas. Em suma, o diesel se destaca apenas por ser um combustível líquido, sendo consequentemente mais fácil de ser armazenado e transportado para regiões onde não há pipelines instaladas, além de poder operar com carga parcial com menor penalidade de eficiência, motivo pelo qual é adotado como unidade de operação intermitente, acionadas conforme a necessidade.

Ao considerar a aplicação da captura de carbono no modelo pós-combustão a situação tende a piorar. Com as quantidades de combustível fixadas a partir da geração de 500 MW nas plantas sem captura, é possível reparar também que as plantas a diesel geram maior quantidade de gás de exaustão, variando entre 77% e 59% a mais, nas plantas mais eficientes, como visto na tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Variação da vazão de gás de exaustão gerada

Planta	FG (kg/h)	ΔFG
NGCC	1.203.211,518	100%
Mk6-1P	2.126.201,888	177%
Mk6-2P	1.971.073,459	164%
Mk6-3P	1.914.059,23	159%

O aumento da quantidade de gás de exaustão resulta diretamente no aumento dos custos de investimento e operação. O investimento aumenta em função do aumento nas dimensões dos equipamentos e/ou na quantidade de equipamentos em paralelo necessários para cada etapa. Já os custos de operação são impactados pelo aumento na quantidade dos solventes necessários, energia consumida nos processos de compressão e bombeamento. Como nestes projetos foram

incluídos os meios para produção de utilidades o aumento nos seus custos se dá, não pelo acréscimo no valor de compra delas, mas sim no aumento de make-up e inventário necessários.

4.4 MARGINAL ABATEMENT COST (MAC)

As curvas de MAC buscam produzir um meio para se comparar, de maneira justa, o desempenho de diferentes medidas e processos para redução da emissão de CO_2, em unidades monetárias, tipicamente dólares, por tonelada de CO_2 abatido, capturado [55].

A partir da metodologia descrita no capítulo 3 e com os dados obtidos pelas simulações e análises econômicas, foi possível determinar o MAC para as principais plantas deste trabalho, a NGCC e as Mk6, mesmo considerando seu desempenho econômico.

Tabela 4.8 – Valores de MAC obtidos

Planta	AGAP s/cap (MMUSD)	AGAP c/cap (MMUSD)	CO_2 Capturado (ton)	MAC (USD/tonCO_2)
NGCC	2.417,72	1.966,59	56.031,73	8,05
1P	1.498,38	-2.104,76	75.544,09	47,70
2P	3.581,76	-743,37	60.703,49	71,25
3P	3.724,67	-412,89	59.800,06	69,19

O custo do abatimento nas plantas a diesel é significativamente maior que o custo determinado para a NGCC. O MAC relativamente baixo para NGCC é esperado, principalmente pelo baixo custo da matéria-prima em relação com a energia produzida e a quantidade de CO_2 produzido para gerar 500 MW de energia.

A dura realidade enfrentada pelas termelétricas a diesel são suportadas pelos resultados obtidos neste trabalho, possuindo uma baixa prospecção de desenvolvimento neste sentido. Estas plantas utilizam matéria-prima de alto valor agregado, em relação às demais fontes energéticas, e geram grande quantidade de CO_2, dificultando ainda mais a adição de processos de captura. Associado a isto, a eficiência destas plantas é baixa, não compensando o uso de um combustível caro. Embora não considerado neste trabalho, a operação intermitente destas

plantas tende a piorar o desempenho econômico, aumentando o tempo de payback e reduzindo, consideravelmente, o rendimento obtido ao final do projeto, previsto para 25 anos.

A maior eficiência atingida nas plantas a diesel foi na Mk6 com Rankine de 3 pressões, com o valor de 38.72%. Kabeyi et al. [56], explicitam em seu trabalho que termelétricas a diesel comumente apresentam eficiência na faixa entre 35 e 40%, contemplando valor obtido neste trabalho. Neste mesmo artigo, adicionam que plantas de cogeração, traduzido livremente do inglês “Cogeneration plant”, conseguem atingir eficiências entre 80 e 95%, contrastando fortemente com as eficiências tradicionais. Executar estudos de MAC para estas plantas e avaliar a possibilidade de realizar retrofit das unidades a diesel pode ser um possível caminho para contornar o problema descrito neste trabalho, em especial considerando a impossibilidade da instalação de unidades de ciclo-combinado ou outras formas de produção em localizações mais remotas e sem a devida infraestrutura necessária.

5 CONCLUSÃO

Foram implementadas, com sucesso, as plantas desejadas e determinou-se o MAC para cada configuração testada. Os resultados de rendimento e MAC, infelizmente, indicam um prospecto negativo para implementação de captura de carbono nas plantas a diesel.

A otimização rigorosa destas termelétricas a diesel, em especial com o objetivo de reduzir o calor rejeitado pelo processo, se mostra como um possível caminho para viabilizar esta operação, mesmo assim, com baixas esperanças, uma vez que o problema do custo da matéria prima, sempre continuará sendo um grande entrave nesta rota.

A adoção de processos de captura de carbono é uma necessidade real dos dias atuais e deve ser tratada com prioridade. Enquanto as plantas a diesel não parecem permitir esta opção, a NGCC implementada foi capaz de produzir valor ao longo de sua operação, mesmo ao recuperar 90% do CO_2 emitido. Este resultado é animador e com a devida otimização e o amadurecimento do conhecimento na área de captura de carbono, este processo pode ser uma chave para a mitigação dos efeitos do aquecimento global.

6 REFERÊNCIAS

[1] IPCC, 2023: Climate Change 2023: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Sixth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Core Writing Team, H. Lee and J. Romero (eds.)]. IPCC, Geneva, Switzerland, 184 pp., DOI: 10.59327/IPCC/AR6-9789291691647.

[2] SOO, X.Y.D.; LEE, J.J.C.; WU, W.Y.; TAO, L.; WANG, C.; ZHU, Q.; BU, J. **Advancements in CO_2 capture by absorption and adsorption: A comprehensive review**. Journal of CO_2 Utilization, V.81, 102727, 2024. DOI: https://www.sciencedirect.com/journal/journal-of-CO_2-utilization.

[3] DZIEJARSKI, B.; KRZYŻYŃSKA, R.; ANDERSSON, K. **Current status of carbon capture, utilization, and storage technologies in the global economy: A survey of technical assessment**. Fuel, V.342, 127776, 2023. DOI: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2023.127776.

[4] Petrobras; ***'Captura' de CO2 pela Petrobras na Bacia de Santos responde por 28% do resultado mundial***; Agência GOV; Disponível em: <'Captura' de CO2 pela Petrobras na Bacia de Santos responde por 28% do resultado mundial — Agência Gov>; Acesso em: 04 de Ago. de 2025.

[5] ARAÚJO, O.Q.F; DE MEDEIROS, J.L. **Carbon capture and storage technologies: present scenario and drivers of innovation**. Current Opinion in Chemical Engineering, V. 17, 22-34, 2017. DOI: https://doi.org/10.1016/j.coche.2017.05.004.

[6] SONG, Y.; WANG, P.; JIANG, H.; LI, K.; ZENG, S.; ZHANG, X. **Water-lean ionic liquid absorbents for energy-efficient CO_2 capture from flue gas: Continuous experiments and techno-economic evaluation**. Chemical Engineering Journal, V.515, 163624, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cej.2025.163624.

[7] ZHANG, R.; GUO, Y.; CAO, B.; LU, Y.; DONG, H.; HUO, F.; DING, W.L. **Structure design of photosensitive ionic liquid for CO_2 capture**. Chemical Engineering Science, V.305, 121192, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.ces.2025.121192.

[8] HUSSIN, F.; AROUA, M.K.; SAIDUR, R.; RASHID, Z.N.R.Z.N.. **Nanofluids for CO_2 capture**. In: Nanomaterials for Carbon Dioxide Capture and Conversion Technologies. Micro and Nano Technologies, 2023, p. 89-135. DOI: https://doi.org/10.1016/B978-0-323-89851-5.00010-X.

[9] CHEN, W.; ZHANG, K.; XU, C.; ZHANG, F.; DU, L. **Preparation of MDEA derived nitrogen-doped CQDs nanofluids and their CO_2 capturing performance and mechanism investigation**. Separation and Purification Technology, V.334, 126049, 2024. DOI: https://doi.org/10.1016/j.seppur.2023.126049.

[10] ZHOU, Z.; DAVOUDI, E.; VAFERI, B. **Monitoring the effect of surface functionalization on the CO_2 capture by graphene oxide/methyl diethanolamine nanofluids**. Journal of Environmental Chemical Engineering, V.9, 106202, 2021. DOI: https://doi.org/10.1016/j.jece.2021.106202.

[11] ZENG, Q.; JIA, Z.; LIU, X.; FAN, Y.; PANG, Y.; CHENG, J. **Hydrazine vapor modified waste molecular sieves to reconstitute 13X zeolites for efficient wide scale domain CO_2 capture**. Journal of Environmental Chemical Engineering, V.13, 115861, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.jece.2025.115861.

[12] ABDULJELIL, W. S.; OH, J.; LEE, P.; LIM, Y. **Advancing membrane carbon capture in liquefied natural gas-fueled ships via upper bound theory and multi-objective optimization for CO_2/O_2 separation**. Journal of Membrane Science, V.733, 124361, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.memsci.2025.124361.

[13] IZADPANAHI, A; KUMAR, N.; TASSINARI, C.C.G.; ALI, M.; AHMAD, T.; SAMPAIO, M.A. A review of carbon storage in saline aquifers: Key obstacles and solutions. Geoenergy Science and Engineering, V.250, 213806, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.geoen.2025.213806.

[14] McCOY, S.T.; RUBIN, E.S. **An engineering-economic model of pipeline transport of CO_2 with application to carbon capture and storage**. International Journal of Greenhouse Gas Control, V.2, 219–229, 2008. DOI: https://doi.org/10.1016/S1750-5836(07)00119-3.

[15] CREA-AM; ***CHINA CONSEGUE PRODUZIR A PRIMEIRA GASOLINA DE CO2 DO MUNDO E JÁ ATINGIU A MARCA DE 1.000 TONELADAS/ANO DO COMBUSTÍVEL***; Amazonas; 21 de mar. de 2022; Disponível em: < https://crea-am.org.br/creaam_site/china-consegue-produzir-a-primeira-gasolina-de-co2-do-mundo-e-ja-atingiu-a-marca-de-1-000-toneladas-ano-do-combustivel>, Acesso em: 04 de ago. de 2025.

[16] HANSON, E.; NWAKILE, C.; HAMMED, V.O. **Carbon capture, utilization, and storage (CCUS) technologies: Evaluating the effectiveness of advanced CCUS solutions for reducing CO_2 emissions**. *Results in Surfaces and Interfaces*, V.18, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.rsurfi.2024.100381.

[17] RODRIGUES, I.N.; DE MEDEIROS, J.L.; POBLETE, I.B.S.; CONSTANTINO, A.M; ARAÚJO, O.Q.F. **Landfill-gas-to-biomethane via a new carbon capture and utilization technology: One-pot sodium chloride batch mineralization**. *Journal of Cleaner Production*, 143979, 2024. DOI: https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2024.143979.

[18] SIMONS, A.; TAVANGAR, R.; VERBEKEN, K.; DEPOVER, T. **A review of corrosion in flowing conditions during dense phase CO_2 transport for carbon capture, utilization, and storage (CCUS)**. Engineering Failure Analysis. DOI: https://doi.org/10.1016/j.engfailanal.2025.109905.

[19] CARMINATI, H.B.; DE MEDEIROS, J.L; ARAÚJO, O.Q.F. **Sustainable Gas-to-Wire via dry reforming of carbonated natural gas: Ionic-liquid pre-combustion capture and thermodynamic efficiency**. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, V.151, 111534, 2021. DOI: https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111534.

[20] Gangadharan P, Kanchi KC, Lou HH. **Evaluation of the economic and environmental impact of combining dry reforming with steam reforming of methane**. Chem Eng Res Des 2012;90(11):1956–68. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cherd.2012.04.008.

[21] VAZIRI, P.; RASAEI, M.R.; SEYFOORI, S.; ZAMANI, S.; MAHMOODI, M.; SEDEAE, B. **Advancing carbon capture technologies in CCS: A comprehensive review of pre-combustion processes**. Gas Science and Engineering, V.131, 2024. DOI: https://doi.org/10.1016/j.jgsce.2024.205481.

[22] MILLS, S. **Coal-fired CCS demonstration plants, 2012**. CCC/207. [S.l.]: IEA Clean Coal Centre, 2012. ISBN 978-92-9029-527-3.

[23] SMITH, K.H.; STANISLOWSKI, J.J.; SWANSON, M.L.; SIEFERT, N.S. **Biomass and coal cofiring gasification with pre-combustion carbon capture: Impact of mixed feedstocks on CO_2 absorption using a physical solvent**. International Journal of Greenhouse Gas Control, V.141, 104300, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2024.104300.

[24] CARMINATI, H.B; DE MEDEIROS, J.L; MOURE, G.T.; BARBOSA, L.C; ARAÚJO, O.Q.F. **Low-emission pre-combustion gas-to-wire via ionic-liquid [Bmim][NTf_2] absorption with high-pressure stripping**. Renewable and Sustainable

Energy Reviews, V.131, 109995, 2020. DOI: https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.109995.

[25] ZHOU, T.; SHI, H.; DING, X.; ZHOU, Y. **Thermodynamic modeling and rational design of ionic liquids for pre-combustion carbon capture**. Chemical Engineering Science, V.229, 116076, 2021. DOI: https://doi.org/10.1016/j.ces.2020.116076.

[26] GARCÍA-LUNA, S.; ORTIZ, C.; CHACARTEGUI, R.; PÉREZ-MAQUEDA, L.A. **Large-scale oxygen-enriched air (OEA) production from polymeric membranes for partial oxycombustion processes**. Energy, V.267, 126697, 2023. DOI: https://doi.org/10.1016/j.energy.2023.126697.

[27] PERRIN, N.; PAUFIQUE, C.; LECLERC, M. **Latest performances and improvement perspective of oxycombustion for carbon capture on coal power plants**. Energy Procedia, V.63, 524-531, 2014. DOI: https://doi.org/10.1016/j.egypro.2014.11.057.

[28] HOSSEINIFARD, F.; SETAK, M.; AMIDPOUR, M. **Integrating machine learning-based classification and regression models for solvent regeneration prediction in post-combustion carbon capture: An absorption-based case**. Results in Engineering, V.26, 104856, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.rineng.2025.104856.

[29] GARCÍA-LUNA, S.; ORTIZ, C. Partial Oxycombustion and Amines-driven **Waste-to-Methane for Improved Carbon Capture and Utilization (CCU)**. Energy Conversion and Management, V.302, 118125, 2024. DOI: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2024.118125.

[30] SAKWATTANAPONG, R.; AROONWILAS, A.; VEAWAB, A. **Reaction rate of CO_2 in aqueous MEA-AMP solution: Experiment and modeling**. Energy Procedia, V.1, 217-224, 2009. DOI: 10.1016/j.egypro.2009.01.031.

[31] THIELENS, V.; DEMEYER, F.; GEIGLE, K.P.; KUTNE, P.; DE PAEPE, W. **Experimental investigation of the emissions and performance of a micro gas turbine setup with enhanced EGR**. Applied Thermal Engineering, V.267, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2025.125673.

[32] LEE, W.S; KANG, J.H.; LEE, J.C.; LEE, C.H. **Enhancement of energy efficiency by exhaust gas recirculation with oxygen-rich combustion in a natural gas combined cycle with a carbon capture process**. Energy, V.200, 2020. DOI: https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117586.

[33] POBLETE, I.B.S.; DE MEDEIROS, J.L.; ARAÚJO, O.Q.F. **Thermodynamically Efficient, Low-Emission Gas-to-Wire for Carbon Dioxide-Rich Natural Gas: Exhaust Gas Recycle and Rankine Cycle Intensifications**. Processes, V.12, 639, 2024. DOI: https://doi.org/10.3390/pr12040639.

[34] MOTAMED, M.A.; GENRUP, M.; NORD, L.O. **Part-load thermal efficiency enhancement in gas turbine combined cycles by exhaust gas recirculation**. Applied Thermal Engineering, V.244, 2024. DOI: https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2024.122716.

[35] LEI, Y.; DU, L.; HU, S.; KUANG, Y.; LIU, X.; FANG, H.; CHEN, Y. **Ionic liquid-ethanol mixed solvent design for the post-combustion carbon capture**. Separation and Purification Technology, V.354, 129318, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.seppur.2024.129318.

[36] ANP; ***Óleo Diesel***; 09 de nov. de 2020; Disponível em: < Óleo Diesel — Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis>; Acesso em 04 de ago. de 2025.

[37] GUAN, Y.-M.; GUAN, D.; ZHANG, C.; YUAN, S.-H.; CAI, G.-Q.; ZHANG, L.-Z. **Diesel molecular composition and blending modeling based on SU-BEM framework**. Petroleum Science, V.19, 839-847, 2022. DOI: https://doi.org/10.1016/j.petsci.2022.01.002.

[38] DU, Z.; LI, C.; SUN, W.; WANG, J. **A simulation of diesel hydrotreating process with real component method**. Chinese Journal of Chemical Engineering, V.23, 780-788, 2015. DOI: https://doi.org/10.1016/j.cjche.2014.05.021.

[39] SAZHIN, S. S. et al. **A multi-dimensional quasi-discrete model for the analysis of diesel fuel droplet heating and evaporation**. Fuel, V.129, 238–266, 2014. DOI: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.03.028.

[40] PARRAVICINI, M.; BARRO, C.; BOULOUCHOS, K. **Compensation for the differences in LHV of diesel-OME blends by using injector nozzles with different number of holes: Emissions and combustion**. *Fuel*, V.259, 116166, 2020. DOI: https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.116166.

[41] TESFA, B.; GU, F.; MISHRA, R.; BALL, A.D. **LHV predication models and LHV effect on the performance of CI engine running with biodiesel blends**. *Energy Conversion and Management*, V.71, 217-226, 2013. DOI: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.04.005.

[42] KIS, Z.; PANDYA, N.; KOPPELAAR, R.H.E.M. **Electricity generation technologies: Comparison of materials use, energy return on investment, jobs creation and CO_2 emissions reduction**. *Energy Policy*, V.120, 144-157, 2018. DOI: https://doi.org/10.1016/j.enpol.2018.05.033.

[43] ZHU, H.; XIE, G.; BERROUK, A.S. **Enhancing performance of multi-pressure evaporation organic Rankine Cycle/Supercritical Carbon Dioxide Brayton cycle through genetic algorithm and machine learning optimization**. Energy Conversion and Management, V.301, 118037, 2024. DOI: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2023.118037

[44] Malwe, P.D.; GAWALI B.S.; SALUNKE, A.; SHARMA, K.; SALUNKHE, A.; SIDDIQUE, M.I.H.; MEHTA, B.; TEJANI, G. **Performance investigation on Organic Rankine Cycle from a low-temperature heat source**. Case Studies in Thermal Engineering, V.68, 105841, 2025. DOI: https://doi.org/10.1016/j.csite.2025.105841

[45] DAMARSECKIN, S.; KANE, S.Y.J.; ATIZ, A.; KARAKILCIK, M.; SOGUKPINAR, H.; BOZKURT, I.; OYUCU, S.; AKSOZ, A. **A comparative review of ORC and R-ORC technologies in terms of energy, exergy, and economic performance**. Heliyon, V.10, e40575, 2024. DOI: https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2024.e40575

[46] SUN, Z.; ZHANG, H.; ZHANG, T.; LIN, L.; LIN, K. **Optimizations and comparison of three two-stage Rankine cycles under different heat source temperatures and NG distribution pressures**. *Energy Conversion and Management*, V.209, 112655, 2020. DOI: https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.112655.

[47] TURTON, R.; BAILIE, R.C.; WHITING, W.B.; SHAEIWITZ, J.A.; BHATTACHARYYA, D. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**, 4.ed., New Jersey, Prentice Hall, 2012.

[48] U.S BUREAU OF LABOR STATISTICS; ***Occupational Employment and Wage Statistics***; 03 de abr. de 2024; Disponível em: < Chemical Plant and System Operators>; Acesso em: 12 de Fev. de 2025.

[49] Petrobras; ***Como são formados os preços, Diesel***; Disponível em: < Preço Médio do Diesel no Brasil | Petrobras | Preços dos Combustíveis | Petrobras>; Acesso em 04 de ago. de 2025.

[50] U.S. Energy Information Administration; ***Natural Gas***; Disponível em: < https://www.eia.gov/dnav/ng/hist/n3035us3m.htm>; Acesso em 04 de ago. de 2025.

[51] Myke; ***Monoethanolamine price index***; BusinessAnalytIQ; Disponível em: < https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/monoethanolamine-price-index>; Acesso em 04 de ago. de 2025.

[52] Chemanalyst; ***Triethylene Glycol Price Trend and Forecast***; Disponível em: < https://www.chemanalyst.com/Pricing-data/triethylene-glycol-1532>; Acesso em 04 de ago. de 2025

[53] Ribas, R.; ***Fernando de Noronha vai trocar parte da geração a diesel por energia solar***; Gazeta do Povo; 04/11/2024; Disponível em: < https://www.gazetadopovo.com.br/energia/fernando-de-noronha-vai-trocar-parte-da-geracao-a-diesel-por-energia-solar>; Acesso em 04 de ago. de 2025.

[54] Business Daily, ***Diesel power plants face closure in hunt for cheaper energy***; Business Daily, 24/12/20; Disponível em: < https://www.businessdailyafrica.com/bd/economy/diesel-power-plants-face-closure-in-hunt-for-cheaper-energy-2046796>; Acesso em 04 de Ago. de 2025.

[55] DUNANT, C.F.; SKELTON, A.C.H.; DREWNIOK, M.P.; CULLEN, J.M.; ALLWOOD, J.M. **A marginal abatement cost curve for material efficiency accounting for uncertainty**. Resources, Conservation and Recycling, V.144, 39–47, 2019. DOI: https://doi.org/10.1016/j.resconrec.2019.01.020.

[56] KABEYI, M.J.B.; OLANREWAJU, O.A. **Cogeneration potential of an operating diesel engine power plant**. Energy Reports, V.8, 744–754, 2022. DOI: https://doi.org/10.1016/j.egyr.2022.10.447.