



CAPTURA DE CARBONO POR ABSORÇÃO QUÍMICA EM TERMELÉTRICA A GÁS NATURAL: AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA

Júlia Boechat Celani Zwirman

Monografia em Engenharia Química

Prof^ª. Ofélia de Queiroz F. Araújo

Prof. José Luiz de Medeiros

Orientadores

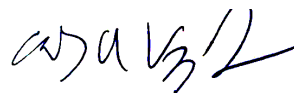
Fevereiro de 2021

CAPTURA DE CARBONO POR ABSORÇÃO QUÍMICA EM TERMELÉTRICA A
GÁS NATURAL: AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA

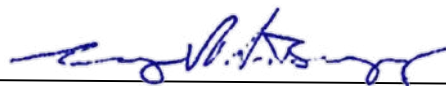
Julia Boechat Celani Zwirman

Monografia em Engenharia Química submetida ao Corpo Docente da Escola de Química – UFRJ, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

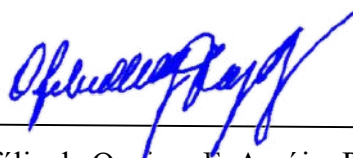


Carlos André Vaz Jr, D.Sc.



George Victor Brigagão, D.Sc.

Orientado por:



Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph.D.



José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Fevereiro de 2021

Zwirman, Júlia Boechat Celani.

CAPTURA DE CARBONO POR ABSORÇÃO QUÍMICA EM TERMELÉTRICA
A GÁS NATURAL: AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA/ Júlia Boechat
Celani Zwirman; Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2021.

xi, 108 p.; il

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de
Química, 2021.

Orientadores: Ofélia de Queiroz F. Araújo e José Luiz de Medeiros

1. Captura de CO₂. 2. Absorção Química. 3. Produção de Metanol. 4.
Monografia (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Ofélia de Queiroz F. Araújo, José Luiz de
Medeiros I. CAPTURA DE CARBONO POR ABSORÇÃO QUÍMICA EM
TERMELÉTRICA A GÁS NATURAL: AVALIAÇÃO TÉCNICA E
ECONÔMICA

Por um mundo mais verde

AGRADECIMENTOS

Esse trabalho de conclusão de curso foi realizado inteiramente durante a Pandemia do Covid-19, no ano de 2020 e início de 2021. Assim, eu gostaria de agradecer primeiramente à minha família, meu companheiro Pedro e nossa filhinha de 4 patas Mel, pela companhia, suporte e coragem durante esses tempos. Não sei o que teria sido da minha quarentena sem vocês! Meus sentimentos ficam com as famílias que perderam e continuam perdendo entes e amigos por causa desse vírus.

Em relação à minha graduação, eu gostaria de agradecer a todos os professores incríveis com quem eu tive a oportunidade de ter aula, cada um construindo um pouco para a minha formação. Agradeço também aos amigos incríveis que fiz: Mayra, Pedro, Lucas, Carol, Tatiana, Pietro, Estevão, Bernardo, Andressa, Labruna, Michele. Desde 2013 compartilhando risadas, estudos, reclamações e muito apoio!

Agradeço também a EQ e POLI-UFRJ pela oportunidade do meu intercâmbio acadêmico, com duplo-diploma na Ecole Centrale Marseille, à qual também agradeço por ter me recebido. Voltei da França com outra cabeça, mais madura e, com certeza, com mais currículo, foram tantas experiências! Lá, eu também conheci e fiquei amiga da Isadora e do Raffael. Agradeço muito a vocês pelo apoio e amizade, vocês são maravilhosos! Saudades da nossa *coloc*. A todos meus amigos que fiz na França, um enorme obrigada!

Agradeço também (e novamente) aos meus pais que me deram tanto a oportunidade de poder cursar esses – sete – anos de graduação quanto o suporte no meu estudo na França. Eu sou muito sortuda (mas tenho certeza de que não fiz mais do que a minha obrigação)!

Por fim, agradeço à Professora Ofélia por essa incrível orientação e pessoa atenciosa que você é! Agradeço também ao Professor Zé Luiz pelos conselhos e sugestões sempre certas. Eu gostei muito de realizar esse trabalho com vocês!

Resumo da Monografia apresentada à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

CAPTURA DE CARBONO POR ABSORÇÃO QUÍMICA EM TERMELÉTRICA A GÁS NATURAL: AVALIAÇÃO TÉCNICA E ECONÔMICA

Júlia Boechat Celani Zwirman

Fevereiro, 2021

Orientadores: Ofélia Queiroz F. Araújo e José Luiz de Medeiros

Vivemos em um contexto mundial de mudança climática, de aquecimento global pelas emissões cada vez mais intensas dos gases de efeito estufa. Desses gases, o gás carbônico é o que mais contribui para esse fenômeno com 81% das emissões totais do planeta. Já foi comprovado cientificamente e reconhecido por diversos governos e instituições a necessidade de desacelerar as emissões para garantir a vida no planeta para as gerações futuras. No Brasil, a descoberta do Pré-sal traz, além das grandes quantidades de petróleo, uma enorme produção de Gás Natural. Um dos desafios impostos pela exploração do Pré-sal é de encontrar mercados consumidores desse Gás, o que leva à integração com Termelétricas para geração de energia. No entanto, essas usinas apresentam uma emissão de CO₂ próximo a 350 kg/MWh, sendo necessário implementar plantas de captura para atingir as metas de redução da emissão de carbono. Neste trabalho, foi estudada uma planta de captura por Absorção Química, que se destaca neste processo dentre outras tecnologias, como Membranas e Adsorção. Os solventes mais conhecidos são as Aminas. Foi realizado um estudo bibliográfico e por simulação de diferentes misturas de Aminas para serem comparadas com o caso base de MEA. Os solventes MEA/AMP e MEA/MDEA se mostraram os melhores, com uma redução do gasto energético, inicialmente, em 10 e 20%, respectivamente. No entanto, o solvente MEA/AMP com frações mássicas de 0,2/0,1 apresentou o melhor cenário com o menor gasto energético. Diferentes modificações de processo foram testadas, sendo as melhores a divisão da corrente de gás exausto em duas correntes para entrar na absorvedora e a recuperação de vapor de *flash* da corrente de fundo da regeneradora usando um compressor, reduzindo o gasto energético de 4,232 a 2,554 GJ/ton CO₂. Esse valor ainda pôde ser melhorado através do uso de um Ejetor, que reduziu o gasto total de vapor até 2,180 GJ/ton CO₂ além de ter apresentado um gasto de eletricidade equivalente bem menor do que o compressor, tendo sido uma inovação do processo. O Investimento do projeto ficou em 89 MMUS\$, mais baixo do que o encontrado na literatura devido ao uso de Aço Carbono, o que impactou em um menor custo de manufatura, custo de eletricidade com e sem captura e custo de CO₂ evitado: 47 MMUS\$, 71,24 US\$/MWh, 87,07 US\$/MWh e 56,26 US\$/tonelada de CO₂ capturado, respectivamente. Também foi analisada a integração desta planta com a produção de metanol por hidrogenação utilizando os dados econômicos de um estudo de referência e corrigindo os custos para o cenário atual (escala e tempo). O fluxo de caixa se mostrou positivo, em 19 MMUS\$/ano, mesmo ao considerar o custo de captura do CO₂, sendo viável economicamente.

ÍNDICE

I. INTRODUÇÃO.....	1
I.1 CONTEXTUALIZAÇÃO	1
I.2 OBJETIVO DO TRABALHO.....	3
I.3 ESTRUTURA DO TRABALHO	4
II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
II.1 TERMELÉTRICAS	5
II.2 EMISSÃO DE CO ₂ EM TERMELÉTRICAS	6
II.3 CAPTURA DE CO ₂ – TIPOS E TECNOLOGIAS.....	8
II.3.1 Tipos de Captura.....	8
II.3.2 Tecnologias de captura	9
II.4 DESTINOS DO CO ₂ – CCU E CCS.....	13
II.5 OBTENÇÃO DE METANOL.....	17
II.6 FONTES DE HIDROGÊNIO.....	19
III. CONCEPÇÃO DA PLANTA DE CAPTURA.....	21
III.1 ESCOLHA DA TECNOLOGIA	21
III.1.1 Detalhamento das Tecnologias Disponíveis	22
III.1.2 Concepção Básica da Tecnologia.....	24
III.2 ANÁLISE DOS SOLVENTES.....	26
III.2.1 Análise Bibliográfica de Solventes.....	28
III.2.2 Comparação de Solventes por Simulação.....	33
III.3 AJUSTES E MELHORIAS SIMPLES DE PROCESSO	37
III.4 MODIFICAÇÕES DE PROCESSO	40
III.4.1 Intercooling.....	44
III.4.2 Pre-cooler da Absorvedora.....	47
III.4.3 Stripper Staged Feed (SSF).....	47
III.4.4 Lean Vapor Recompression (LVR).....	48
III.4.5 Split-flow Simples da Regeneradora	48
III.4.6 Split-flow Avançado da Regeneradora	49
III.4.7 Absorber Staged Feed (ASF)	49
III.4.8 Stripper Interheating.....	50
III.4.9 Combinação das melhores modificações	51
III.4.10 Oportunidade de melhoria: EJETOR.....	52
III.5 AJUSTES FINAIS	54
III.5.1 Análise da Torre de Têmpera.....	56
III.5.2 Resultados da concepção da planta.....	57

IV. ANÁLISE ECONÔMICA DA PLANTA DE CAPTURA	62
IV.1 DIMENSIONAMENTO DOS EQUIPAMENTOS	62
IV.1.1 Torres	62
IV.1.2 Vasos	64
IV.1.3 Trocadores de Calor	65
IV.1.4 Bombas	67
IV.1.5 Blower e Ejetor	67
IV.1.6 Compressores	68
IV.2 CÁLCULO DO INVESTIMENTO	68
IV.3 CÁLCULO DO CUSTO DE MANUFATURA	77
IV.3.1 Suposições para a planta de captura (Brasil)	77
IV.3.2 Custo de Utilidades	80
IV.3.3 Custo de Mão-de-Obra	81
IV.3.4 Custo de Make-up	83
IV.3.5 Resultados do Custo de Manufatura	83
IV.4 CUSTO DE ELETRICIDADE	85
IV.4.1 LCOE sem captura	86
IV.4.2 LCOE com captura	87
IV.4.3 Variação de LCOE pelo preço do Gás Natural	87
IV.5 CUSTO DE CO ₂ EVITADO	88
V. INTEGRAÇÃO COM PRODUÇÃO DE METANOL	90
V.1 ESTUDO DE REFERÊNCIA	90
V.2 BALANÇO ECONÔMICO	90
V.3 RISCOS ASSOCIADOS E RECOMENDAÇÕES	93
VI. CONCLUSÃO	95
SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS	96
REFERÊNCIAS	98
APÊNDICE A – DETALHAMENTO DO CÁLCULO DE C_{BM}	107

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Esquema simples de funcionamento de uma termelétrica	5
Figura 2: Tipos de captura de CO ₂	9
Figura 3: Esquema básico da tecnologia de Absorção Química.	10
Figura 4: Tecnologias mais conhecidas de captura de CO ₂	13
Figura 5: Esquema de geração de CO ₂ junto à sua captura e destinos (IPCC, 2005).....	16
Figura 6: Representação da síntese de Metanol por Hidrogenação do CO ₂	18
Figura 7: Esquema integrado de geração de energia e captura de CO ₂ , com CCUS.....	20
Figura 8: Tecnologia avançada de Membranas, com recuperação de CO ₂ líquido.....	23
Figura 9: Primeira simulação da planta de Captura de CO ₂ – UNISIM.....	25
Figura 10: Fórmula estrutural das Aminas principais	28
Figura 11: Concentrações dos 8 casos estudados entre AMP e MEA.....	35
Figura 12: Gasto energético de diferentes <i>LL</i> do solvente MEA/AMP 20/10.....	39
Figura 13: Configuração das modificações de processo testadas.....	42
Figura 14: Configuração do <i>intercooler</i> em relação aos 25 pratos da absorvedora	45
Figura 15: Perfil de temperatura na coluna absorvedora para diferentes testes	46
Figura 16: Esquema da Absorção Química com ASF e LVR.....	51
Figura 17: Representação de um ejetor. Adaptado de (Köerting, s.d.).....	53
Figura 18: Representação básica da Torre de Têmpera.....	56
Figura 19: Modelagem final da planta de captura	59
Figura 20: Variação do LCOE em função do preço do GN	88

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Composição do Gás Exausto de uma termelétrica a Gás Natural	7
Tabela 2: Emissão de CO ₂ em termelétricas a Gás Natural por 3 fontes diferentes.....	7
Tabela 3: Potencial demanda de CO ₂ por destino	16
Tabela 4: Premissas técnicas da simulação inicial com óleo diesel	25
Tabela 5: Indicadores de performance principais utilizados na análise de solventes.....	27
Tabela 6: Análise comparativa entre grupos de aminas.	31
Tabela 7: Análise inicial da performance de diferentes tipos de solventes.....	34
Tabela 8: Performance de diferentes concentrações mássicas de MEA e AMP	36
Tabela 9: Resultados dos dois melhores solventes em relação ao MEA 20% p/p	37
Tabela 10: Ajustes por etapas na simulação com solvente MEA/AMP	38
Tabela 11: Performance de diferentes <i>loadings</i> para o solvente MEA/AMP 20/10	39
Tabela 12: Resultados dos solventes MEA/AMP e MEA/MDEA	40
Tabela 13: Tipos de <i>Intercooling</i> testados e resultados.....	45
Tabela 14: Resultado do melhor teste de <i>intercooling</i>	46
Tabela 15: Performance do <i>pre-cooler</i>	47
Tabela 16: Performance do LVR.....	48
Tabela 17: Performance de diferentes configurações ASF	50
Tabela 18: Performance do <i>Interheating</i>	51
Tabela 19: Performance do cenário ASF + LVR com compressor	52
Tabela 20: Performance da modificação ASF + LVR com ejetor.....	53
Tabela 21: Performances de diferentes números de pratos	55
Tabela 22: Performance entre duas configurações para a Torre e <i>Blower</i>	57
Tabela 23: Premissas técnicas da planta de captura final	58
Tabela 24: Temperatura, Pressão, Vazão Mássica e Composição de cada corrente	60

Tabela 25: Balanço de Consumo de eletricidade da planta	61
Tabela 26: Demanda de água de resfriamento da planta	61
Tabela 27: Dimensionamento das Torres	64
Tabela 28: Dimensionamento dos vasos	65
Tabela 29: Valores de U para cada trocador de calor	66
Tabela 30: Áreas calculadas para os trocadores de calor	66
Tabela 31: Capacidades para <i>Blower</i> e Ejetor	67
Tabela 32: Variação CEPCI ao longo de 2020 em rel. a 2019/ mesmo período	69
Tabela 33: Resultados de C_P , C_{BM}^0 e C_{BM} para cada equipamento	75
Tabela 34: Resultados da análise de investimento (FCI)	76
Tabela 35: Variação da estimativa do FCI em duas faixas de acurácia	76
Tabela 36: Premissas Econômicas para a planta de captura.....	78
Tabela 37: Gasto com Utilidades (C_{UT}).....	81
Tabela 38: Cálculo do Custo de Mão-de-Obra (C_{OL}).....	83
Tabela 39: Cálculo do custo de <i>Make-up</i> de Água e Aminas (C_{RM}).....	83
Tabela 40: Discriminação dos custos de manufatura (COM).....	84
Tabela 41: Custos de investimento e manufatura de uma NGCC	86
Tabela 42: Custo de Eletricidade para NGCC sem captura.....	87
Tabela 43: Custo de Eletricidade para NGCC com captura	87
Tabela 44: Custo de CO ₂ evitado em diferentes artigos.....	89
Tabela 45: Custos a serem corrigidos para a planta de Metanol	91
Tabela 46: Correção dos custos da planta de Metanol e Fluxo de Caixa	92
Tabela 47: Consumo de CO ₂ e Produção de Metanol (toneladas/ano).....	93
Tabela 48: Resultados da Análise de Integração com Metanol.....	93

Lista de Abreviaturas e Siglas

ASF	<i>Absorber Staged Feed</i>
ANEEL	Agência Nacional de Energia Elétrica
ANP	Agência Nacional do Petróleo
ABIQUIM	Associação Brasileira da Indústria Química
CCS	<i>Carbon Capture and Storage</i>
CCU	<i>Carbon Capture and Utilization</i>
CCUS	<i>Carbon Capture, Storage and Utilization</i>
CS	<i>Carbon Steel</i>
CF	<i>Cash Flow</i>
CFB	<i>Circulated Fluidised Bed</i>
COM	<i>Cost of Manufacturing</i>
DMC	<i>Direct Manufacturing Costs</i>
ECBM	<i>Enhanced Coal-Bed Methane</i>
EOR	<i>Enhanced Oil Recovery</i>
EGR	<i>Exhaust Gas Recirculation</i>
FCI	<i>Fixed Capital Investment</i>
FMC	<i>Fixed Manufacturing Costs</i>
F.O.B.	<i>Free On Board</i>
GN	Gás Natural
GE	<i>General Expenses</i>
GHG	<i>Greenhouse Gases</i>
IPCC	<i>Intergovernmental Panel on Climate Change</i>
IEA	<i>International Energy Agency</i>
LL	<i>Lean Loading</i>
LVR	<i>Lean Vapour Recompression</i>
LCOE	<i>Levelized Cost of Electricity</i>
MOC	<i>Materials of Construction</i>
NGCC	<i>Natural Gas Combined Cycle</i>
PCC	<i>Post-Combustion Capture</i>
loading	razão: mol de CO ₂ /mol de amina
RL	<i>Rich Loading</i>
SS	<i>Stainless Steel</i>
SSF	<i>Stripper Staged Feed</i>
TRL	<i>Technology Readiness Level</i>

I. INTRODUÇÃO

I.1 Contextualização

Nas últimas décadas, tem se falado com frequência sobre mudanças climáticas, fenômeno que vem acontecendo pela emissão intensificada dos chamados “gases de efeito estufa”. Esses gases aprisionam o calor dentro da camada atmosférica do planeta, pois absorvem parte da radiação infravermelha emitida pela superfície terrestre ao refletir a energia solar, o que acaba ocasionando o tão comentado “aquecimento global”. Os gases que causam esse efeito são: gás carbônico (CO₂), metano (CH₄) óxido nitroso (N₂O) e gases fluorados (SF₆, HFCs, PFCs). No entanto, apenas o CO₂ e o CH₄ contribuem para 91% do total de emissões, sendo 81% somente de gás carbônico (EPA, 2018). Assim, comumente refere-se ao termo “redução de carbono” e “carbono equivalente” para falar, respectivamente, sobre redução da emissão de gases de efeito estufa e para “quantificar” os gases como uma equivalência de emissão de CO₂. Essa quantificação também gera o chamado “crédito de carbono”, unidade de medida criada no Protocolo de Kyoto em 1997, equivalente à redução de uma tonelada de CO_{2e} (eCycle, s.d.). Essa monetização visa a estimular empresas e instituições a promoverem a redução e abatimento de carbono.

Além da criação do crédito de carbono, o Protocolo de Kyoto também estabeleceu metas coletivas e individuais a nível de nação para a redução de carbono até o ano de 2012, data que foi estendida posteriormente até o ano de 2020 ((o) eco, 2015). Como base de informações, o protocolo usa os dados do IPCC (*Intergovernmental Panel on Climate Change*) que apresenta evidências científicas em relação à mudança climática, além de perspectivas e cenários de emissão a nível global (IPCC, s.d.). Além de muitos países serem signatários desse protocolo (como o Brasil), o que gera uma pressão sobre a redução das emissões, muitas empresas vêm adotando metas internas de redução, muitas vezes ultrapassando a ambição dos países e do próprio protocolo, seja pelos próprios créditos ou pela intenção de ser uma empresa “verde”.

A nível global, o setor de energia é o que mais emite gases de efeito estufa, com 73% das emissões mundiais, dados de 2017 (WRI BRASIL, 2020). Esse setor inclui atividades como eletricidade e geração de calor (30,4%), transporte (15,9%), fabricação e construção (12,4%), emissões fugitivas (5,8%), construção de edifícios (5,5%) e outros tipos de queima de combustível (2,9%). Dos 30,4% de eletricidade e geração de calor, 7,8% está relacionado a

“*Unallocated Fuel Combustion*”. Ou seja, 7,8% das emissões mundiais são oriundas de queimas em termelétricas ou atividade relacionada, sendo quase 80% dessa emissão apenas de gás carbônico (WRI, 2016).

Os dois países que mais emitem gases de efeito estufa no mundo são a China e os Estados Unidos, com 27% e 14%, respectivamente. O Brasil se encontra na sétima posição mundial, com 2,1% das emissões (Climate Watch, 2017). No entanto, diferente do cenário global, o setor de energia não é o maior contribuinte para as emissões brasileiras. Em 2018, quase 43% estava relacionada ao uso e mudança da terra, seguido pela Agropecuária, com quase 23% e, então, pelo setor de energia, com praticamente 20% dos quase 2 Gt de CO₂ equivalente emitidos (SEEG Brasil, 2019).

Essa inversão do perfil de emissão de CO₂ equivalente no Brasil em relação ao cenário mundial acontece pelo fato de o Brasil ser uma referência no uso de energias renováveis e/ou não poluentes. Desde a década de 90, o Brasil conseguiu praticamente dobrar a geração de eletricidade sem, entretanto, dobrar a emissão de gases de efeito estufa no setor de Energia (SEEG Brasil, 2019). Isso foi possível devido à geografia favorável brasileira, que permite que 65% do total de eletricidade seja gerada por usinas hidrelétricas, fazendo parte da matriz elétrica de fontes renováveis que representam 83% do total da geração elétrica no Brasil. Dos outros 17% que são representados por não renováveis, 54,5% são oriundos de Gás Natural através de termelétricas, o que representou 60 TWh gerados em 2019 (MME, 2020).

Segundo o site da ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica), o Brasil possui 3057 empreendimentos de usinas termelétricas (UTES). Esse número grande se dá pela contribuição das 2193 pequenas termelétricas a óleo diesel, mas que fornecem apenas 10% da energia gerada a partir de termelétrica. Do total, 34% das usinas usam Biomassa como matéria prima e 66% usam combustível fóssil, sendo 53% apenas de termelétricas usando Gás Natural como combustível (ANEEL, 2020).

Ultimamente, as termelétricas a gás vêm ganhando força no cenário nacional, devido à crescente produção de gás natural nos poderosos campos de Pré-Sal. Diferentes dos campos de petróleo na parcela pós-sal, ao comparar-se com uma mesma base de produção (barris de petróleo), o Pré-Sal produz muito mais gás. Se forem coletados os dados de 2019 do Painel Dinâmico da ANP (Agência Nacional do Petróleo) em 2019 foram produzidos, apenas no Pré-Sal, uma média de aproximadamente 250 m³ de gás para cada metro cúbico de óleo. No entanto, existem casos em que essa razão possa chegar a até 450-500 m³ gás/ m³ óleo. Já na

parcela pós-sal, a média fica em 190 m³ de produção de gás para cada metro cúbico de óleo. Ainda pelo painel, constata-se que a produção no Pré-Sal está crescendo a cada ano, enquanto a produção pós-sal vem caindo nos últimos anos (ANP, 2019).

Assim, o mercado de gás passa a ter uma atenção maior devido à sua crescente oferta, sendo necessário encontrar destinos que atendam esse mercado. As termelétricas a gás aparecem como possível parte da solução, sendo um potencial consumidor do Gás Natural. Um exemplo promissor será a termelétrica *Marlim Azul*, no Rio de Janeiro, que tem previsão de início de operação para até final de 2022 e capacidade instalada de 565MW (PATRIA, 2019). Esse empreendimento pertence ao grupo ARKE, consórcio entre *Pátria Investimentos*, *Shell* e *Mitsubishi* e se destaca por ser a primeira termelétrica brasileira a usar o gás natural diretamente do Pré-Sal pelo gasoduto da Rota 2, que tem extensão de 382 quilômetros e vai da Bacia de Santos ao Terminal de Cabiúnas, em Macaé. Assim, é adotada uma cadeia integrada, que vai da produção do gás até a geração elétrica para o consumidor final (Chevalier, 2019).

Ainda que o combustível seja gás natural, o menos poluidor entre as fontes não-renováveis, essas termelétricas vão apresentar uma emissão considerável de CO₂ que precisa ser mitigada se for almejado atingir as diferentes metas traçadas, tanto internas quanto externas, de redução da emissão de carbono. Assim, a única maneira de continuar produzindo eletricidade por termelétricas sem emitir CO₂ para atmosfera é pela implementação de unidades de captura permitindo levar o CO₂ recuperado de volta a formações geológicas (*carbon capture & sequestration*, CCS), caso se decida realizar sua estocagem, ou utilizá-lo como matéria-prima industrial (*carbon capture & utilization*, CCU), transformando-o em *commodities* químicas como o metanol.

I.2 Objetivo do trabalho

O presente trabalho visa a analisar uma planta de captura de CO₂ cujo gás exausto é gerado em uma termelétrica movida a gás natural rico em CO₂. São estudadas diferentes tecnologias e diversas melhorias para a tecnologia escolhida. A planta de captura obtida ao final deste trabalho deverá ter o menor gasto energético, menor custo e menor impacto ambiental possível. Também é estudada a utilização do CO₂ capturado via integração da termelétrica com uma planta de produção de metanol pela rota de hidrogenação de CO₂.

Objetivos Específicos

- Análise das tecnologias de captura;
- Obtenção do melhor solvente para a Absorção Química;
- Aplicação de modificações na planta de Absorção Química para obtenção do cenário de menor gasto energético;
- Análise econômica da planta de captura obtendo o investimento (FCI), custo de manufatura (COM), custo de eletricidade com e sem captura (LCOE) e custo de CO₂ evitado;
- Análise da integração com produção de metanol, por fluxo de caixa;

I.3 Estrutura do trabalho

No **Capítulo I** foi apresentado o contexto mundial e no Brasil de emissões de carbono, geração de energia por termelétrica, desafios do gás natural brasileiro, demonstrando a necessidade de implementação de plantas de captura.

O **Capítulo II** apresenta as informações envolvendo emissões em termelétricas, tipos e tecnologias de captura, destinos para o CO₂, obtenção de metanol e fontes de hidrogênio, através de uma revisão bibliográfica.

O **Capítulo III** representa o início do desenvolvimento do projeto, com definição da tecnologia e análise de diversas melhorias, por pesquisa bibliográfica e simulação. Ao final desse capítulo é apresentada em detalhes a planta de captura obtida.

O **Capítulo IV** apresenta a análise econômica: investimento, manufatura, custo de eletricidade e custo de captura de CO₂. Também são apresentadas comparações com resultados encontrados na literatura.

O **Capítulo V** visa a analisar economicamente a integração do CO₂ capturado com uma planta de Metanol. São apresentados os resultados e os riscos dessa opção.

O **Capítulo VI** encerra este trabalho com conclusões e sugestões de trabalhos futuros.

II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

II.1 Termelétricas

Uma termelétrica consegue gerar energia elétrica através da queima de combustível fóssil (não-renovável) ou de biomassa (renovável). Na **Figura 1** está representado o esquema simplificado de funcionamento desse tipo de usina. A queima do combustível gera calor para a caldeira, criando vapor d'água que alimenta a turbina que, por sua vez, gera energia cinética que é captada pelo gerador, transformando-a em energia elétrica e enviando à rede elétrica. A turbina gera continuamente um condensado que é reciclado à caldeira, recomeçando todo o processo.

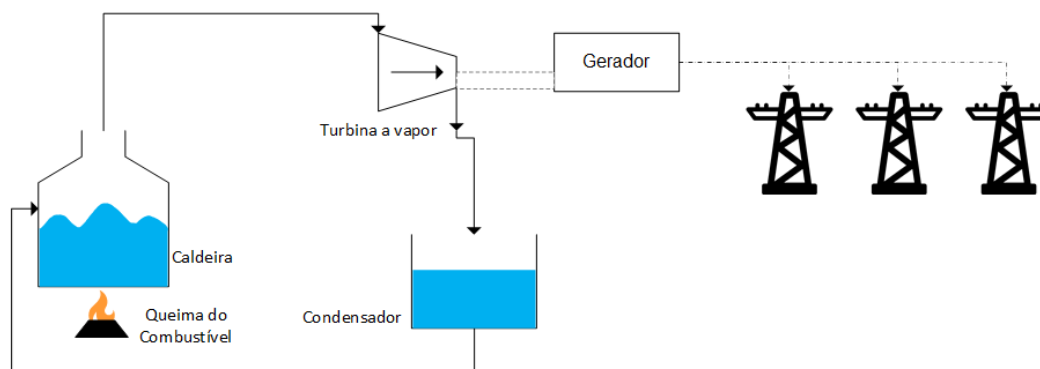


Figura 1: Esquema simples de funcionamento de uma termelétrica

Dados de 2017 do IEA (*International Energy Agency*) mostram que o mundo usou muito mais carvão do que outras fontes para a geração de energia elétrica em termelétricas: 9.863.339 GW gerado por carvão contra 5.882.825 GW por gás, segundo colocado da lista (IEA, 2017). Isso se dá em grande parte pela China, que é a maior produtora de carvão e a maior consumidora, seguida pelos Estados Unidos. O Brasil, em 2008, ocupava a 26^a posição na produção e a 21^a no consumo de carvão (ANEEL, 2008).

A combustão em uma termelétrica movida a hidrocarbonetos acontece segundo a **Equação 1**, onde os índices a, b e c, dependem das frações x e y, que variam de acordo com a fonte utilizada (diesel, gasolina, gás natural, GLP – gás liquefeito do petróleo, entre outras).



O gás natural contém as frações mais leves do petróleo: metano, etano, além de parcelas de C₃, C₄. Nesse caso a reação de combustão balanceada (metano, etano e propano) se dá pelas **Equações 2** a seguir.



Em termelétricas convencionais, é utilizado ar para realizar a queima do combustível. Esse ar conterá uma grande quantidade de Nitrogênio (N₂) (~78%), uma pequena quantidade e frações de outros gases, como o CO₂ e Argônio (Ar). Quando a combustão ocorre, como mostra as Equações 1 e 2, é liberado uma quantidade de gás carbônico e água que, junto com os outros componentes do ar, formarão o que é chamado de **gás exausto**, emitido diretamente na atmosfera.

II.2 Emissão de CO₂ em termelétricas

A composição do gás exausto que uma termelétrica emite varia para cada combustível utilizado. Como pode ser visto pelas Equações 1 e 2, a emissão de CO₂ aumenta com o aumento do teor de carbono do combustível, por exemplo, de gás natural a óleo diesel. Além disso, a emissão também dependerá do quanto de combustível está sendo queimado, considerando-se a capacidade de geração de energia da planta (MW). O carvão é um caso especial, pois poderá ter diferentes emissões para uma mesma capacidade de geração termelétrica, variando de acordo com a qualidade e tipo do carvão utilizado, além do processo de combustão adotado.

AGBONGHAE, et al. (2014) coletaram dados de termelétricas de diferentes estudos. Duas termelétricas a carvão de potência de 660 MWe, uma utilizando ciclo supercrítico e a outra subcrítico, apresentaram vazões mássicas de gás exausto bem diferentes: 635,2 kg/s e 969,94 kg/s, o que indicaria que a segunda planta estaria emitindo mais CO₂ por kWe, se o gás exausto possuir o mesmo teor de carbono em ambas as plantas. O mesmo estudo também mostra três termelétricas movidas a gás de 540 MWe, 410,6 MWe e 440 MWe. Essa última libera 693,6 kg/s de gás exausto, com uma concentração molar de CO₂ de 4,04%. Para

calcular a emissão de CO₂ em toneladas, as composições devem ser convertidas em frações mássicas. A **Tabela 1** mostra essa conversão.

Tabela 1: Composição do Gás Exausto de uma termelétrica a Gás Natural

	Fração molar	Massa molar	Fração mássica
CO₂	0,0404	44 g/mol	0,0627
H₂O	0,0867	18 g/mol	0,0550
N₂	0,7432	28 g/mol	0,7335
O₂	0,1209	32 g/mol	0,1364
Arg	0,0088	40 g/mol	0,0124

Fonte da composição molar: (AGBONGHAE, et al., 2014)

Para 693,6 kg/s de gás exausto, a planta de 440 MWe emite 43,5 kg/s de CO₂. Isso equivale a 156,6 toneladas/hora, resultando em uma emissão específica de aproximadamente **355,8 kg por MWh**. Em outros artigos, pode-se encontrar números parecidos. SIPÖCZ, et al (2011) também analisaram uma planta de 440 MWe. Nela, a vazão de gás exausto é de 639,61 kg/s e sem captura alguma ela emitiria 155,17 ton/h, resultando em uma emissão específica de 352,7 kg/MWh, segundo o artigo. CORMOS (2015) obteve resultados parecidos ao analisar plantas possuindo capacidades entre 450 e 600 MW, com uma vazão de gás exausto de 691,3 kg/s, obtendo uma emissão de 350,96 kg/MWh de CO₂, o que equivaleria a 154 ton de CO₂/h para 440 MW. A **Tabela 2** mostra a comparação de emissão desses três artigos diferentes.

Tabela 2: Emissão de CO₂ em termelétricas a Gás Natural por 3 fontes diferentes

Artigo de Referência	AGBONGHAE, et al.	SIPÖCZ, et al.	CORMOS
Capacidade Planta	440 MWe	440 MWe	450-600 MWe
Vazão gás exausto (kg/s)	693,6	639,6	691,3
Emissão de CO ₂ (t/h)	156,4	155,17	154
Emissão específica de CO ₂ (kg/MWh)	355,5	352,7	350,96

Apesar de apresentar uma emissão específica aproximadamente de 350 kg/MWh, a termelétrica movida a gás é a menos poluidora no grupo das que geram energia a partir de fontes não-renováveis. No exemplo das termelétricas a carvão, a emissão específica de CO₂ varia de 800 a 1000 kg/MWh, quase três vezes maior do que a de gás natural, além de ter uma

eficiência energética líquida menor (40-45% no carvão contra 50-60% no gás natural) (CORMOS, 2015), o que evidencia as vantagens desse tipo de termelétrica que é predominante no Brasil.

II.3 Captura de CO₂ – Tipos e Tecnologias

II.3.1 Tipos de Captura

Captura Pós-Combustão

A captura de CO₂ de um gás exausto é chamada de Captura Pós-Combustão (PCC). Primeiro realiza-se a combustão da fonte para depois capturar o CO₂ da corrente de gás liberada após a queima (gás exausto). Como mostra um Relatório Especial do IPCC, em 2005 ainda não existia nenhuma planta com ciclo combinado de captura de CO₂ em larga escala no mundo. Com o avanço dos estudos e testes em planta piloto, as primeiras implementações em larga escala começaram a aparecer no meio da década de 2010. YU (2018) sumariza as tecnologias mais importantes atualmente utilizadas no mundo, onde também podem ser vistas duas das maiores plantas PCC do mundo, a *SaskPower Boundary Dam Power Station*, em Estevan no Canadá, com capacidade de captura de 1 milhão de toneladas de CO₂ por ano e a *Petra Nova Carbon Capture Project*, no Texas, Estados Unidos, com capacidade de capturar 1,4 milhão de toneladas de CO₂ por ano (YU H. , 2018) (Carbon Brief, 2014).

Captura Pré-Combustão

Nesse processo, a fonte combustível é gaseificada (ou reformada) gerando uma corrente de CO e H₂, chamada de gás de síntese. Em um segundo reator (Reator de Shift), um conversor catalítico, é adicionada uma corrente de vapor d'água, realizando a reação entre CO e H₂O que formará mais H₂ e CO₂. Esse CO₂ é separado da corrente, sendo a absorção por solvente físico a técnica mais comum utilizada nesse processo (GIBBINS & CHALMERS, 2008).

Captura Oxi-Combustão

Nesse tipo de captura, o combustível é queimado com uma corrente pura em Oxigênio. Assim, a maior penalidade energética e dificuldade nesse processo é a obtenção do O₂ a partir da corrente de ar, liberando o nitrogênio para a atmosfera. Além disso, é necessária uma

recirculação do gás exausto – que nesse caso tem alta concentração de CO₂ – para a combustão, de modo a diminuir a temperatura da chama de queima, que é mais alta pela falta de nitrogênio como sequestrante de calor (GIBBINS & CHALMERS, 2008).

Esses dois outros processos de captura de CO₂ são ainda mais raros que o processo PCC. Um grande empreendimento de pré-combustão está em construção há alguns anos, o *Kemper County Coal CCS*, com previsão de captura para 3 milhões de toneladas por ano de CO₂, mas que encontra desafios em sua implementação pelo alto custo (Carbon Brief, 2014). Para oxi-combustão, existem alguns testes em escala piloto necessitando ainda demonstração em escala industrial. Além desses processos, existem também os tradicionais de captura de gases ácidos no processamento do gás natural e em plantas de produção de amônia para fertilizantes, entre outras indústrias, visando a enquadrar o produto nos requerimentos regulatórios e ambientais. Na **Figura 2** são representados todos esses processos de recuperação de CO₂.

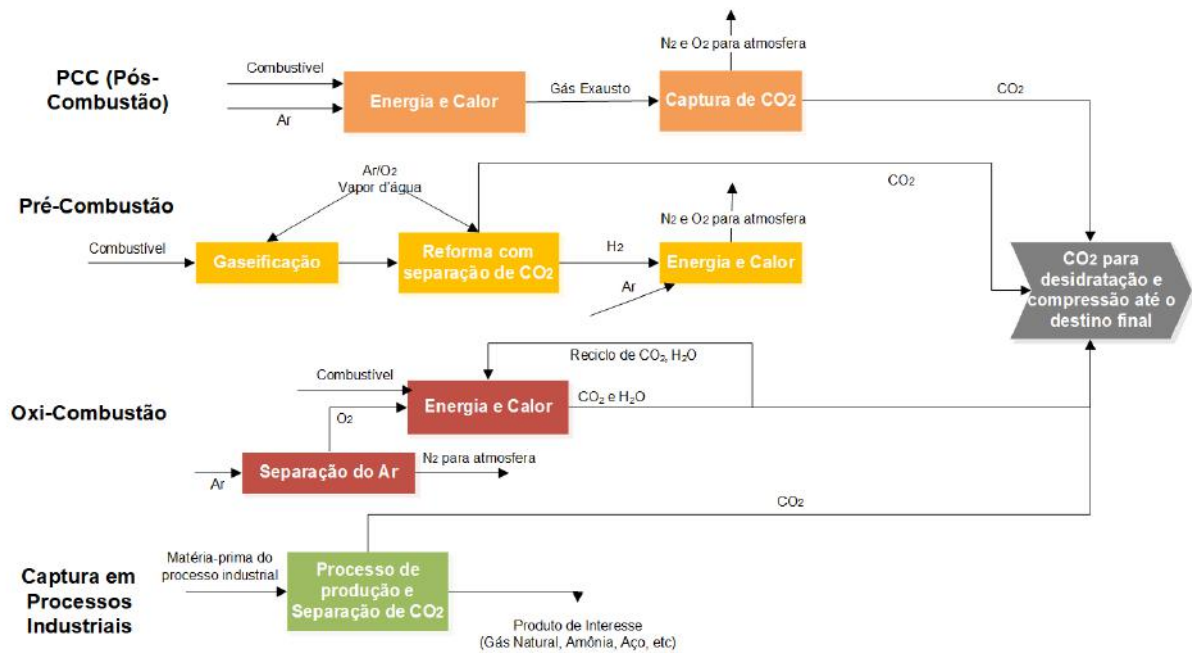


Figura 2: Tipos de captura de CO₂

Adaptado de (IPCC, 2005) (GIBBINS & CHALMERS, 2008)

II.3.2 Tecnologias de captura

Na literatura existem diversas técnicas de captura de CO₂, onde o processo de captura é muito comum. Nesse contexto, a absorção química com aminas é a técnica mais usada e

bem compreendida em termos *Technology Readiness*, uma medida do quanto a tecnologia está pronta para ser aplicada.

Absorção Química

Essa tecnologia consegue superar os dois maiores desafios do processo: recuperar o CO₂ em uma concentração baixa no gás exausto e realizar a captura em pressão ambiente. O esquema padrão do processo de absorção está representado na **Figura 3**. Ela consiste em duas colunas principais, uma para absorver o gás carbônico e a outra para regenerar o solvente, liberando a corrente rica em CO₂ no topo da coluna, seguindo para compressão. Ela também possui duas correntes principais: uma chamada de **amina rica** em CO₂, que vai da saída da absorvedora até a entrada da regeneradora, representada em laranja na Figura 3; já a outra, chamada de **amina pobre** em CO₂, vai da regeneradora até a entrada no topo da absorvedora, representada pela cor verde na Figura 3.

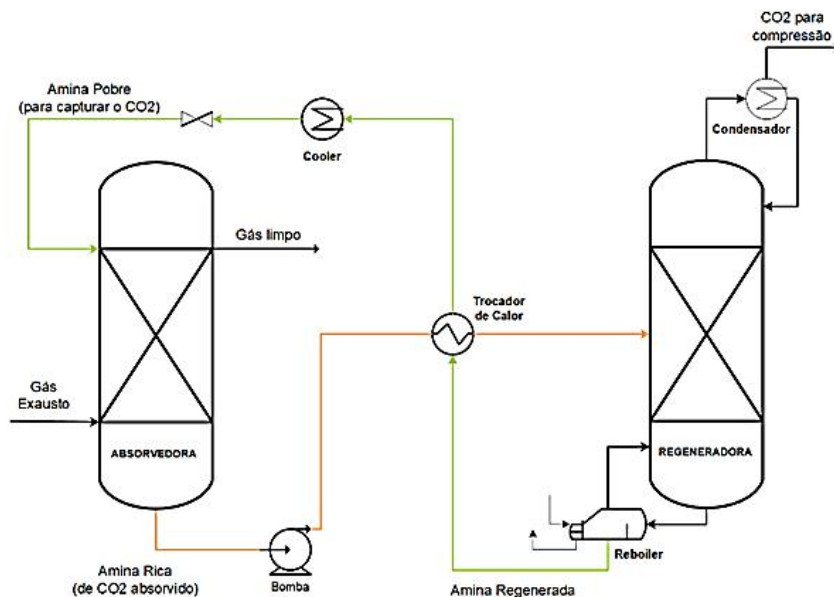


Figura 3: Esquema básico da tecnologia de Absorção Química.

A absorção química pode ser realizada com diversos solventes, incluindo aminas, alguns líquido-iônicos, Carbonato de Potássio quente, amônia, entre outros. O mais adotado é uma amina chamada MEA - *Monoetanolamina*, que tem uma alta reatividade com o CO₂, além de um baixo custo no mercado (LIANG, et al., 2015). Outros solventes do vasto pacote de aminas são usados em diversos estudos, como aminas secundárias, lideradas pela DEA (*Dietanolamina*), aminas terciárias lideradas pela MDEA (*Metildietanolamina*), amina cíclica como a PZ (*Piperazina*), amina com caráter estericamente bloqueado como a AMP (2-

Amino-2-Metil-1-Propanol), entre outras (DETA, AEEA, etc.). Essas aminas são estudadas geralmente como solvente único, mas também pode-se encontrar na literatura mistura entre aminas, que pode ser uma mistura de dois, três ou até quatro solventes, chamados *blends* (NWAHOA, et al., 2017) (ZHANG, et al., 2018). Mistura de aminas com não-aminas também são encontradas, como Piperazina com Carbonato de Potássio (WANG, et al., 2011), amina com Hidróxido de Sódio (NaOH) (YU, et al., 2012), entre outras.

Absorção Física

Essa técnica é uma outra forma de capturar CO₂, encontrada principalmente nos ensaios de captura pré-combustão. É um processo muito parecido com a absorção química, a diferença estando no fato de o solvente não realizar ligação química com o gás carbônico. Assim, o solvente é regenerado com mais facilidade, tendo um gasto energético bem menor do que no processo de absorção química, porém a capacidade de capturar o CO₂ será menor, com uma seletividade mais baixa. Os processos mais conhecidos são: *Selexol* (usando Dimetil Éter de Propilenoglicol), *Rectisol* (com metanol), *Purisol* (com N-metilpirrolidona), *Morphysorb* (com Morfolina) e *Fluor* (com Carbonato de Propileno) (YU, et al., 2012).

Outros processos

Outras tecnologias incluem a **Adsorção Química** e a **Adsorção Física**. Essas duas vertentes da adsorção apresentam algumas vantagens em relação ao processo de absorção como uma maior área de contato (com uma interface sólido-gás ao invés de líquido-gás), a maior capacidade de *loading* (um indicativo da capacidade de capturar o CO₂), além de ter um menor poder de corrosão. No entanto, esse processo vai apresentar algumas desvantagens como uma menor capacidade de captura em baixas pressões e dificuldades de adsorver o CO₂ na presença de outros gases e vapor d'água (seletividade). Um adsorvente físico muito conhecido é a chamada zeólita, enquanto para a adsorção química também é comum encontrar aminas como base do adsorvente (YU, et al., 2012).

Uma outra técnica muito estudada ultimamente são as **Membranas**, que se baseiam na diferença de tamanho entre as moléculas. As partículas que tiverem um tamanho menor do que a matriz da membrana poderão passar livremente por ela, compondo o chamado Permeado. Já as moléculas que tiverem um tamanho maior ficarão presas, compondo o Retido. Nesse método, como a pressão parcial de CO₂ é bem pequena, são usados compressores e bombas a vácuo para aumentar a diferença de pressão entre alimentação da

membrana (entrada) e a saída de permeado, melhorando a separação. É nessa etapa que acontece o maior consumo de energia dessa técnica (WANG, et al., 2017). As membranas têm um alto TRL, já sendo largamente usadas na indústria e em larga escala. Por exemplo, em plataformas de processamento do gás natural do Pré-Sal.

GONZÁLEZ-SALAZAR (2015) disserta sobre outras possíveis técnicas e/ou solventes para recuperação de CO₂, focando em NGCC (*Natural Gas Combined Cycle* – Termelétrica a gás de ciclo combinado). Ele apresenta os TRLs, como o uso de **Aminossilicones** para absorção, com TRL entre 3 (pesquisa para comprovar viabilidade) e 4, e a **Separação Criogênica**, onde o carbono é congelado ao reduzir a temperatura do gás exausto e depois é separado. Essa técnica também tem um TRL de 3, segundo o artigo.

É interessante comentar também da técnica chamada de **Calcium-Looping** que foi encontrada em alguns artigos. Na primeira etapa, há uma reação muito exotérmica entre o Óxido de Cálcio a 500-600°C e o gás carbônico, formando-se carbonato de cálcio em uma CFB (*Circulated Fluidised Bed*). Forma-se assim um sistema gás-sólido que pode ser separado por um ciclone. O gás recuperado (que vai conter os gases não poluentes como N₂ e O₂) é separado e resfriado, sendo lançado na atmosfera. Já o sólido, que contém tanto o cálcio quanto o CO₂ na forma de carbonato de cálcio, é levado para uma segunda CFB, onde esse composto se decompõe termicamente a 800-1000°C liberando CO₂ e CaCO₃, que também é separado por um ciclone, onde recupera-se o CO₂ (CORMOS, 2015).

Todas essas técnicas estão resumidas no esquema da **Figura 4**. Importante comentar que na literatura também se encontram algumas misturas entre técnicas, além de diversas modificações e/ou melhorias de processo, como o EGR (*Exhaust Gas Recirculation*), técnica em que o gás exausto é reciclado para a entrada das turbinas, visando principalmente a aumentar a pressão parcial de gás carbônico na corrente de gás exausto e aumentar a eficiência da termelétrica.

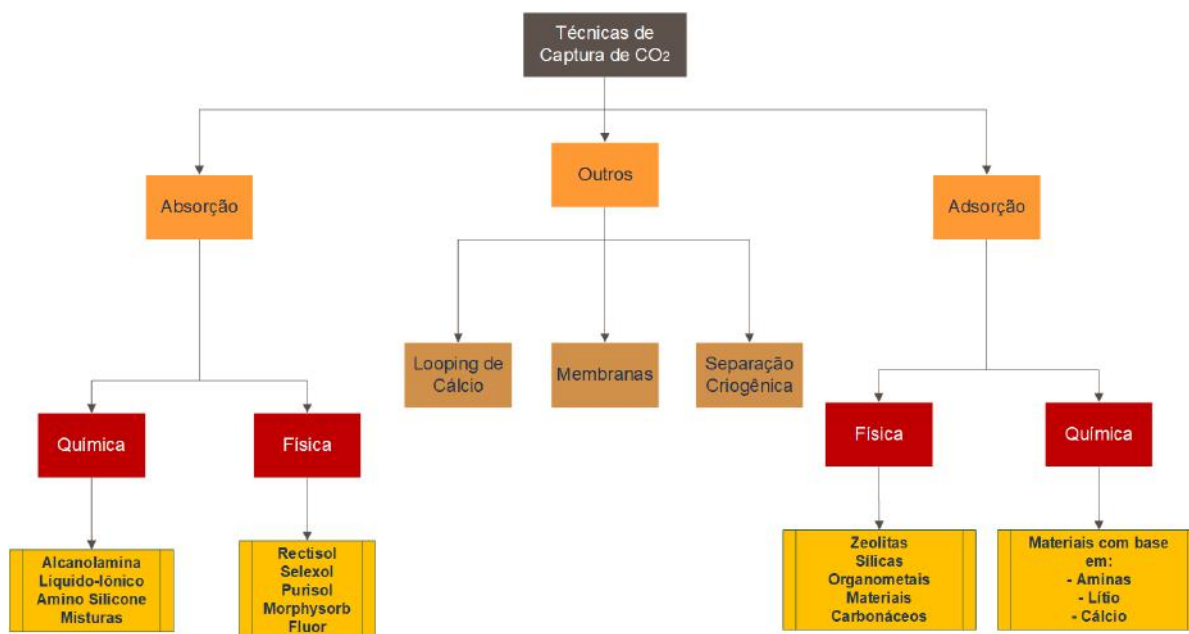


Figura 4: Tecnologias mais conhecidas de captura de CO₂

II.4 Destinos do CO₂ – CCU e CCS

Após a captura ainda restará o desafio de encontrar um destino para o CO₂ capturado. O gás carbônico terá duas destinações principais que podem ser ou a estocagem geológica desse gás ou o uso do mesmo em alguma indústria. A captura de carbono seguida de sua estocagem chama-se CCS (*Carbon Capture and Storage*), enquanto seguida de sua utilização chama-se CCU (*Carbon Capture and Utilization*). Frequentemente é encontrada a sigla CCUS, que engloba as duas destinações do carbono citadas anteriormente.

A técnica de estocagem do gás carbônico (CCS), é a mais propícia a efetivamente lidar com os 32 Gt de CO₂ produzido por ano e a longo prazo, mas faltam incentivos econômicos, além da rejeição da maioria das populações que vivem perto de potenciais áreas para estoque (STUARDI, 2019). No CCS, a estocagem pode ser puramente com o intuito de levar o gás carbônico para formações salinas profundas, que pode ser tanto em reservatórios naturais quanto reservatórios esgotados (antigos produtores), *onshore* (em terra) ou *offshore* (oceano) (IPCC, 2005). Essa possibilidade não apresenta retorno de investimento, havendo a necessidade de incentivos fiscais e econômicos, além do fortalecimento da política de crédito de carbono para ser atrativa.

Há ainda duas outras formas de estocar o CO₂ de uma forma mais vantajosa economicamente: EOR (*Enhanced Oil Recovery*) e ECBM (*Enhanced Coal-Bed Methane*). O

primeiro é o destino mais usado no mundo hoje, com o Estados Unidos liderando o número de projetos. Ele consiste na injeção de CO₂ em poços produtores visando à equalização das pressões do reservatório e impulsionando a prospecção de óleo. Já o ECBM é uma técnica que retira o metano presente em camadas carboníferas para ser consumido como combustível, onde o CO₂ serve como injetor para melhorar essa prospecção (NORHASYIMA & MAHLIA, 2018).

Já o CCU, onde o CO₂ se torna matéria-prima, existirão diversas possibilidades já implementadas atualmente, mesmo que ainda não tenham atingido largas escalas. Os principais destinos são apresentados a seguir (IPCC, 2005) (STUARDI, 2019) (NORHASYIMA & MAHLIA, 2018).

Indústria de Químicos e Combustíveis

Em CCU, a produção de compostos químicos e combustíveis é a mais comum, mesmo em larga escala, devido à vasta gama de possibilidades de transformação do CO₂. Há décadas o CO₂ é utilizado para produzir Ureia para indústria de fertilizantes, ácido salicílico e carbonatos cíclicos. Com a necessidade de integrar a captura de CO₂ e utilização do mesmo, ultimamente estuda-se o uso do CO₂ recuperado para produzir moléculas como Ácido Fórmico e Metanol, que são produzidos predominantemente a partir do gás de síntese (H₂ + CO), gerado a partir do processo de gaseificação. Na seção II.5 será dissertado um pouco mais sobre o uso de CO₂ para síntese Metanol.

Carbonatação Mineral

Nesse processo o gás carbônico é levado ao encontro de Óxido de Magnésio (MgO) e de Óxido de Cálcio (CaO), que estão presentes em minerais como a serpentina, olivina e wollastonita, para a formação de Carbonato de Magnésio (MgCO₃) e Carbonato de Cálcio (CaCO₃), respectivamente. Esses compostos constituem a base principal do Calcário que, por sua vez, vai servir de matéria-prima para várias indústrias, principalmente a de construção civil.

Cultivo Biológico de Algas

Esse processo consiste no uso de águas residuais e injeção controlada de gás carbônico para que haja a proliferação de algas. Após a colheita desses seres vivos, realiza-se um processo de transesterificação que vai fornecer um biocombustível a base de algas. Uma

desvantagem importante dessa tecnologia é que ela necessita de uma ocupação de solo muito grande para a biofixação de CO₂ por fotossíntese, sendo proporcional à capacidade de produção de biocombustível.

EGS (*Enhanced Geothermal System*)

A energia geotérmica é uma técnica que já vem sendo utilizada por algumas décadas. Ela consiste na injeção de água sob pressão para gerar vapor e água quente com as altas temperaturas do magma, região profunda da Terra. Já a técnica de EGS (*enhanced*) consiste na prospecção da energia do magma usando o CO₂ como fluido de trabalho e sequestrante de calor, que vai retornar à superfície para produzir potência em turbinas fechando o ciclo.

Carbonatação em Indústria de Bebida e Processamento de Alimentos

O uso em carbonatação e processamento de alimentos são duas formas maduras de se usar o CO₂, por exemplo, a produção de bebidas contendo gás, como os refrigerantes, e que tem boa demanda de CO₂ fixa, mas que não apresenta um crescimento aparente.

NORHASYIMA e MAHLIA (2018) apresentam uma escala de demanda de CO₂ para variados destinos em MTPA (milhões de toneladas de CO₂ por ano), resumida na **Tabela 3**. Apesar de ter uma demanda aparentemente grande, o CCU não tem potencial para reduzir mais do que 1% da emissão de GHG (*Greenhouse Gases*) globalmente, devido à sua pequena escala de uso. Além disso, nos projetos em que o CCU de fato acontece, esse retorno econômico fica geralmente aquém do esperado (STUARDI, 2019), o que pode significar uma necessidade maior de desenvolvimento das técnicas.

Tabela 3: Potencial demanda de CO₂ por destino

Método de Utilização de CO ₂	Potencial Demanda de CO ₂ (MTPA)
EOR e ECBM	30-300
Mineralização	> 300
Químicos e Combustíveis	> 300
Biocombustível a partir de Algas	> 300
EGS	5 - 30
Carbonatação de Bebidas	~14
Processamento de Alimentos	~15

Fonte: (NORHASYIMA & MAHLIA, 2018)

A **Figura 5** a seguir foi apresentada no Relatório Especial do IPCC e mostra um resumo dos destinos possíveis do CO₂, também representando as fontes que geram o CO₂ e a captura dele. Importante notar que esse relatório é do ano de 2005. Em 15 anos, outras tecnologias surgiram, ou avançaram no TRL.

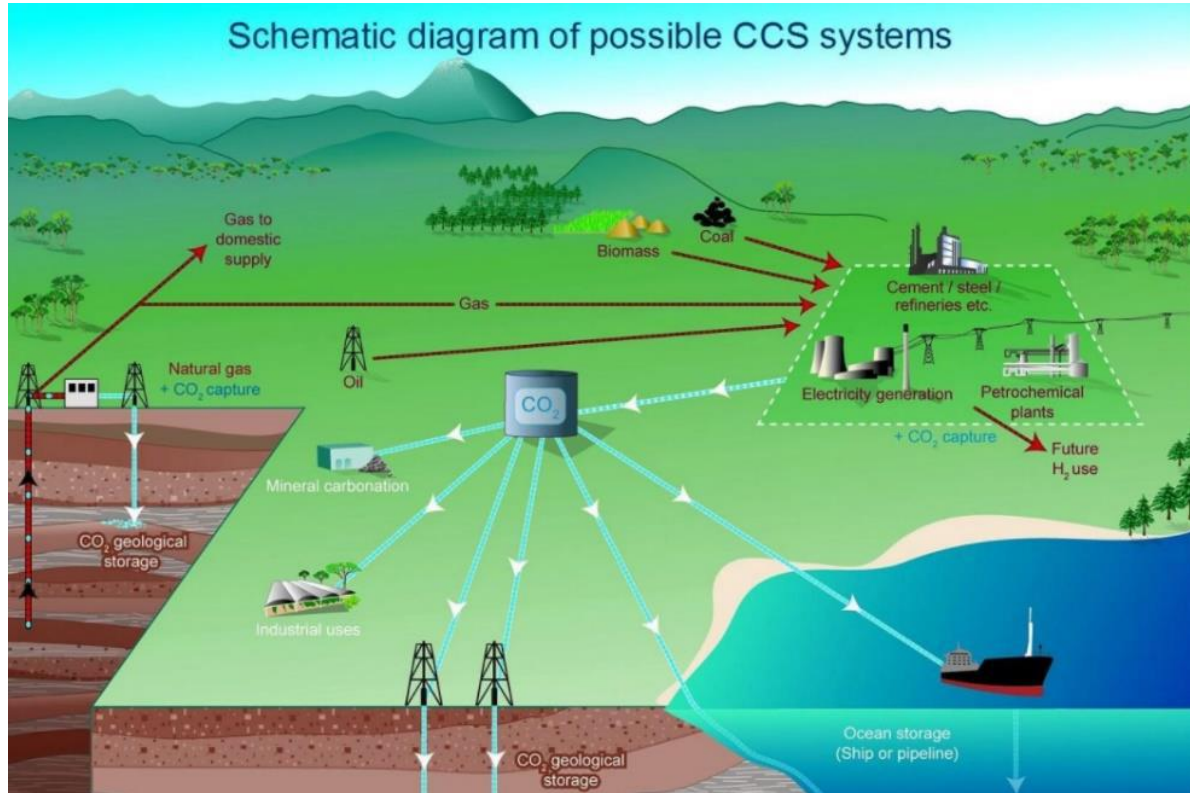


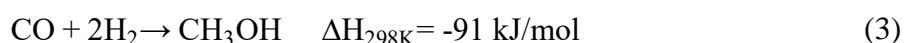
Figura 5: Esquema de geração de CO₂ junto à sua captura e destinos (IPCC, 2005)

II.5 Obtenção de Metanol

O Metanol, também chamado de Álcool metílico, é um composto da família dos Álcoois, contendo apenas um carbono e sendo líquido à temperatura ambiente. Ele tem um grande potencial como combustível, mas seu caráter altamente inflamável, contendo uma chama invisível que dificulta o combate a incêndios, também sendo tóxico e carcinogênico, oferecendo riscos de saúde durante seu manejo, deixam alguns receios sobre seu uso. Ainda assim, o metanol é a principal fonte de matéria-prima para a produção de biodiesel quando comparado ao etanol, devido ao seu preço mais acessível e a sua maior reatividade no processo de transesterificação, além de obter poucos subprodutos (ANP, Metanol, s.d.) (SUAREZ, 2008).

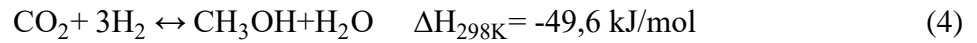
O uso do metanol vai bem além de sua aplicação no biodiesel. Ele é um produto base na produção de vários compostos da indústria química como formaldeído, MTBE (composto muito usado como aditivo em combustíveis), ácido acético e compostos que são usados para fabricação de outros produtos, como adesivos, solventes, revestimentos, entre outros. O Metanol é um solvente potente, usado na dissolução de sais, que pode ser encontrado em serviços de tratamento de águas residuais e em produção de petróleo e gás, principalmente inibindo hidratos que geram bloqueios de linhas. Seu uso como solvente também se estende às indústrias de tintas e vernizes e em perfumarias. Também pode ser usado como combustível em motores à explosão (ANP, Metanol, s.d.) (SUAREZ, 2008) (CRI, s.d.).

A rota de produção do metanol mais usada hoje consiste na obtenção do composto a partir do Gás de Síntese (CO e H_2), também gerando e emitindo CO_2 . A proporção correta para a produção de metanol é de pelo menos dois mols de H_2 para cada CO e deve ser ajustada em cada processo. Nessa rota, ocorrerá a reação demonstrada pela **Equação 3** que é bastante exotérmica:



Após formado o gás de síntese, ainda restarão duas outras etapas: a síntese de metanol e a purificação. A produção de metanol a partir do gás de síntese é bastante madura tecnologicamente, tendo sido implementada pela primeira vez em 1923, pela BASF, na Alemanha (RIBEIRO, 2017). Os gases CO , H_2 e CO_2 são levados a uma série de reatores de leito fixo de catalisador e depois passam uma sequência de colunas de destilação para a purificação do metanol.

O metanol também poderá ser produzido a partir da reação demonstrada pela **Equação 4**, a partir do CO₂ e H₂, em proporção de 1:3 (3 mols de H₂ para cada mol de CO₂). Essa reação vai acontecer também durante os processos descritos anteriormente (na série de reatores), visto que o CO₂ é subproduto de várias rotas de produção de gás de síntese.



Com isso, chega-se na ideia do presente trabalho que é a de integrar a captura de CO₂ com a produção de Metanol por hidrogenação do gás carbônico. Um esquema mais comum desse tipo de planta (com apenas um reator) é mostrado na **Figura 6**. Ela consiste em 3 etapas básicas: síntese do metanol (com reator), separação gás-líquido (utilizando vasos *Flash*) e purificação do produto (por destilação). Na literatura, pode-se encontrar diversas formas de se melhorar essa planta, através de integração energética (ATSONIOS, et al., 2016), utilização de dois reatores (WIESBERG, et al., 2016), entre outras possibilidades a serem exploradas.

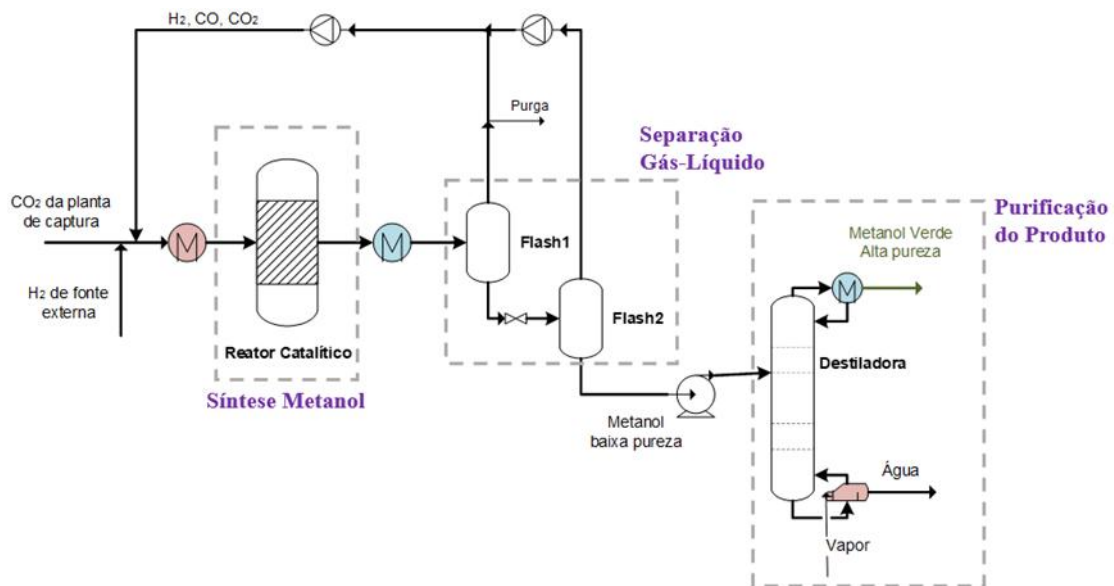


Figura 6: Representação da síntese de Metanol por Hidrogenação do CO₂

II.6 Fontes de Hidrogênio

Um dos maiores desafios da rota de hidrogenação é obter o hidrogênio por fontes verdes e baratas. Comercialmente, o que mais se encontra e comanda o preço de compra do H₂ é aquele oriundo de Gás Natural, tendo sido identificada na literatura uma equação de Custo de Hidrogênio em função do custo do Gás Natural, representada pela **Equação 5** (PENNER, 2006) (WIESBERG, et al., 2016).

$$\text{Custo de Hidrogênio} \left(\frac{\text{US\$}}{\text{kg}} \right) = 0,286 \times \text{Preço GN} \left(\frac{\text{US\$}}{\text{MMBTu}} \right) + 0,15 \quad (5)$$

Entretanto, existem dois problemas principais nessa rota. Primeiro, o preço do Gás Natural no Brasil é relativamente alto. Segundo, ainda mais importante que o primeiro ponto, é que a produção de H₂ a partir de gás natural causa emissão de CO₂ pelo consumo de combustível no forno de reforma a vapor, o que se almeja evitar.

Assim, é necessário buscar fontes verdes de Hidrogênio. Existem basicamente três rotas não-fósseis para a produção de H₂ verde (ATSONIOS, et al., 2016), mostradas a seguir.

Eletrólise da água

Essa rota tem como base a quebra da molécula de água em H₂ e O₂. Essa opção pode ser adotada em larga escala e tem a maior maturidade de implementação, mas necessita de bastante energia. Muitos trabalhos focam na busca de formas de reduzir essa eletricidade necessária (com o chamado *grid* de eletricidade, conexão com plantas eólicas ou solares, ou mesmo com uma termelétrica, que seria o caso mais realístico deste trabalho). Além disso, quando comparado a outras tecnologias, esta oferece a menor eficiência (35-42%) e o maior custo de produção de H₂ (para larga escala, 20-25 \$/GJ de H₂, ATSONIOS, et al., 2016).

Conversão de biomassa

Essa rota consiste em uma conversão bioquímica ou termoquímica da biomassa, gerando uma corrente de H₂ para ser purificada.

Conversão solar

Nessa terceira opção, calor e/ou prótons podem ser utilizados para síntese de hidrogênio pela termólise ou fotólise, utilizando o sol como fonte de energia. Essa rota ainda está em fase de pesquisa de exploração do seu potencial real para esse fim.

No cenário do presente trabalho, alguns fatores precisam ser analisados. Primeiro, a quantidade necessária (tonelada/ano) de hidrogênio para planta pós-captura, visto que a estequiometria da reação requer 3 mols de H_2 para cada mol de CO_2 e que a quantidade de CO_2 recuperado será relativamente alta. Em seguida, a localização da termelétrica próxima ao mar poderá ser uma vantagem na produção de hidrogênio por eletrólise utilizando a própria eletricidade da termelétrica. No entanto, há de se imaginar que a penalidade energética poderá crescer drasticamente. Por último, poderão ser consideradas possibilidades combinadas dentro de CCUS, combinando CCU e CCS, por exemplo.

A **Figura 7** a seguir mostra o esquema integrado proposto neste trabalho, desde o gás na entrada da termelétrica até a produção de metanol verde ou CCS.

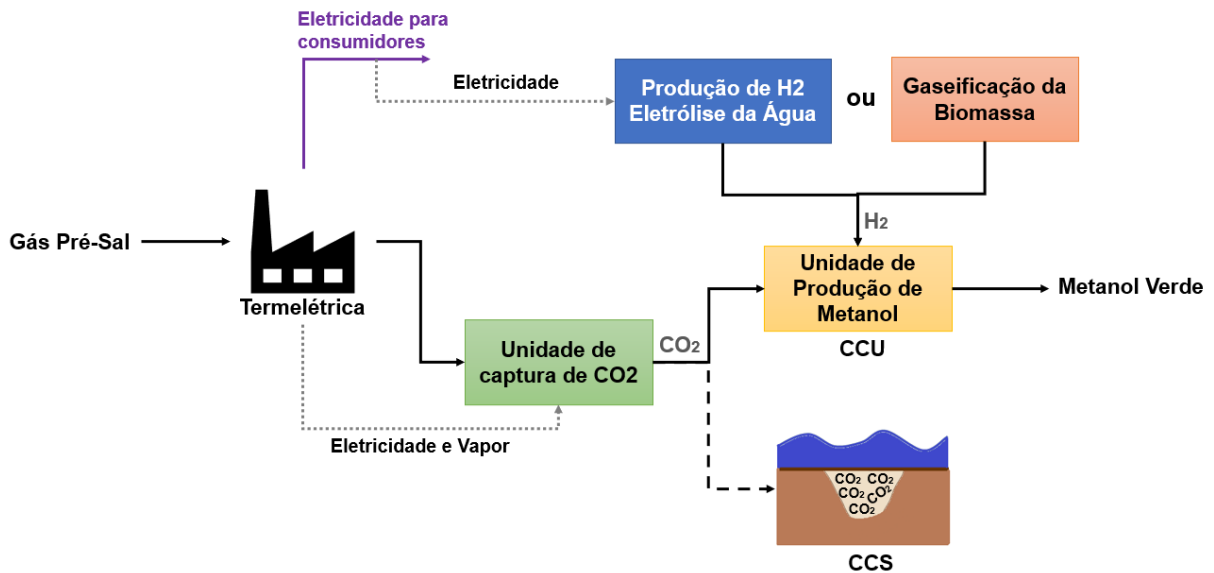


Figura 7: Esquema integrado de geração de energia e captura de CO_2 , com CCUS

III. CONCEPÇÃO DA PLANTA DE CAPTURA

III.1 Escolha da Tecnologia

Como comentado no Capítulo II, a tecnologia de Absorção Química é considerada pelos artigos analisados como a mais comum e madura tecnologicamente, já que é largamente utilizada para processos químicos onde CO₂ e H₂S são contaminantes. Ela também é a técnica implementada nas plantas de captura pós-combustão em larga escala do mundo e em diversas de escala piloto (YU H. , 2018), indicando seu potencial dentre outras tecnologias.

Diferente de outros processos, a captura de CO₂ a partir de um Gás Exausto irá enfrentar três desafios principais. Primeiro, a combustão na termelétrica irá liberar esse gás à pressão ambiente, diferentes de outros processos em que a captura acontece em correntes em pressões maiores. Em seguida, seja no caso de estocagem geológica (CCS) ou de utilização do CO₂ (CCU), é necessário realizar a compressão do gás carbônico até a pressão de interesse, que pode chegar até próximo de 150 bar no caso CCS, ou de 50 a 90 bar no caso CCU, para metanol. Assim, quanto maior a pressão do CO₂ após a regeneração, menor o requerimento energético com os estágios de compressão.

No entanto, a planta de Absorção Química é composta por uma coluna de absorção que é favorecida por alta pressão e baixa temperatura, e uma coluna de regeneração do solvente que é favorecida por baixa pressão e alta temperatura. Assim, o objetivo de procurar outras tecnologias é de encontrar uma onde o CO₂ é retirado do gás exausto em pressão mais próxima possível da atmosférica (evitando o uso de compressor antes do processo), além de obter o CO₂ puro na maior pressão possível ao fim do processo, antes da compressão.

Já o terceiro desafio de se capturar CO₂ de gás exausto, principalmente oriundo de uma combustão de Gás Natural, é o baixo teor de CO₂ (aproximadamente 4% molar), o que dificulta o processo de captura. A pesquisa bibliográfica por si só não é suficiente para prever se uma tecnologia será melhor ou pior em recuperar CO₂ em certas concentrações, sendo necessários testes experimentais e/ou simulações para complementar a análise.

Além desses três fatores (captura em baixa pressão, recuperação em alta pressão e capacidade de captura em baixas concentrações de CO₂), outros indicadores foram analisados na escolha da tecnologia, como a maturidade (usando indicadores de prontidão da tecnologia) e a comparação em relação ao custo e dificuldade de implementação.

III.1.1 Detalhamento das Tecnologias Disponíveis

Das tecnologias apresentadas no Capítulo II e na Figura 4, algumas se destacaram mais do que outras em diferentes fatores, além de solventes/adsorventes que se destacam mais que outros dentro da mesma tecnologia.

Solventes Aminossilicones

Para o objetivo de “recuperação em alta pressão”, o que mais se destacou foi o uso de Solventes Aminossilicones, que combinaria uma Absorção Física e Química dentro do mesmo solvente. GONZÁLEZ-SALAZAR (2015) disserta que esses solventes seriam mais estáveis, mais fáceis de produzir e menos voláteis que MEA, além de conseguir dessorver o CO₂ em pressões que poderiam chegar até 10 a 20 bar. Entretanto, a escala dessa tecnologia ainda é de laboratório, fato comentando tanto em PERRY, et al. (2010), quanto no artigo de GONZÁLEZ-SALAZAR. Estima-se que atualmente sua prontidão tecnológica ainda esteja nesse patamar, necessitando de mais estudos e testes em escala piloto para avançar.

Membranas

O uso de Membranas é uma das tecnologias que mais favorece a captura de CO₂ mesmo em baixas concentrações. Existem diversos estudos que buscam a melhorar a eficiência do uso de membranas, como utilizando duas membranas em série, ou combinando com outras tecnologias, como com absorção química ou com separação criogênica (WANG, et al., 2017) (ARAUJO, et al., 2017). Nesse contexto, a modificação que pareceu mais interessante foi aquela onde o CO₂ é recuperado líquido, elaborado por MERKEL, et al. (2010). Como pode ser visto ver na **Figura 8**, a corrente (2) que está enriquecida de CO₂ após passar pelas membranas, segue para uma compressão em estágios para atingir 25 bar e, em seguida, é resfriada à temperatura ambiente para retirada de água. A corrente seca (6) ainda mais rica em CO₂ segue para um resfriamento a -20°C e finalmente é recuperada líquida (7), após passar por um condensador do tipo coluna de fracionamento. A recuperação de CO₂ líquido é muito interessante pelo fato de substituir o uso de compressores por bombas, que têm um gasto energético menor.

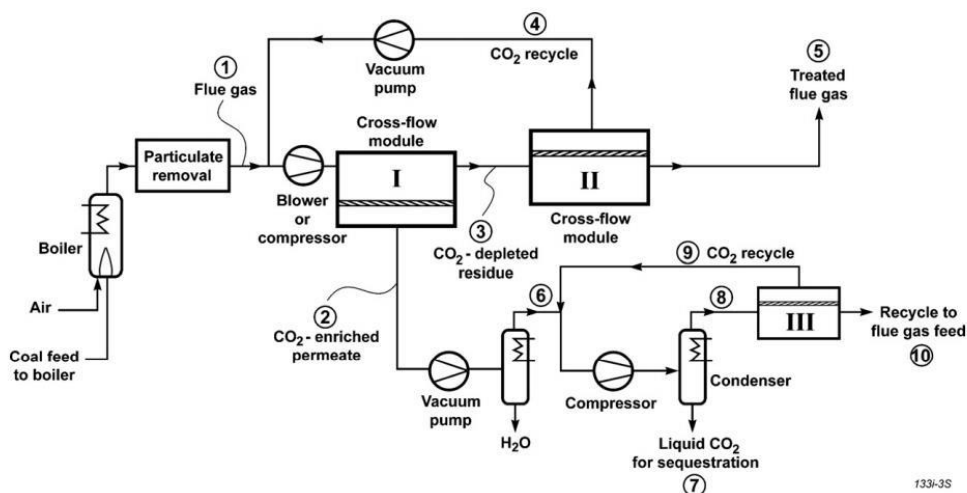


Figura 8: Tecnologia avançada de Membranas, com recuperação de CO₂ líquido
(MERKEL, et al., 2010)

No entanto, a tecnologia de membranas teria algumas desvantagens importantes, como o tamanho necessário da membrana para grandes vazões de gás exausto, chegando a 1-3 milhões de metros quadrados, segundo WANG, et al. (2017), o consumo de energia de bombas à vácuo, o custo alto de membranas tanto de investimento quanto de manufatura, além de também estar em uma escala de laboratório para captura de CO₂ em gás exausto, constatado em (WANG, et al., 2017) e (GONZÁLEZ-SALAZAR, 2015).

Absorção em Líquidos-Iônicos

Outra tecnologia que também se destacou, que na realidade é uma variante dentro da absorção, é o uso dos chamados Líquido-Iônicos como solventes, que têm capacidade de absorver tanto química quanto fisicamente, como os Aminossilicones. Eles são interessantes por ter uma baixíssima pressão de vapor, boa estabilidade térmica, alta polaridade e não-toxicidade (YU, et al., 2012).

SHIFLETT, et al. (2010) compararam a absorção utilizando um líquido-iônico (Acetato de 1-Butil-3-Metilimidazolio) com a absorção tradicional utilizando MEA, encontrando uma performance energética e de utilidades melhor, além de menores custos de investimento. Entretanto, no artigo de DE RIVA, et al. (2017) é demonstrado que o líquido-iônico precisa de uma pressão alta para conseguir absorver o CO₂. O melhor cenário em termos de custo de operação foi aquele onde a coluna absorvedora operaria a 20 atm e 33,3°C e a coluna regeneradora operaria a 1 atm e 168,43°C, apesar de ter requerido uma energia de apenas 1,4 GJ por tonelada de CO₂ recuperado, o que é muito baixo quando comparado ao

processo padrão com MEA. Além da desvantagem da recuperação em alta pressão e dessorção em baixa pressão, o líquido-iônico é bem mais caro que o MEA, e o *know-how* do uso desse solvente ainda é bem menor.

Looping de Cálcio

CORMOS (2015) analisa técnica, econômica e ambientalmente uma planta de captura utilizando Looping de Cálcio, em relação a uma planta de Absorção Química com MDEA como solvente. Ele escolheu o uso de MDEA ao invés de MEA pelos quesitos de menor corrosão e degradabilidade e maior concentração. Encontrou-se uma maior taxa de captura, alto potencial de recuperação de calor, menores custos de *make-up* de solvente, mas teve uma penalidade energética maior do que o caso do MDEA, principalmente devido às altas temperaturas requeridas no processo de Ca-Looping. Essa técnica ainda resta a ser analisada com mais detalhes e ser comparada com o processo de Absorção com MEA, que é tido como base de comparação em outros artigos.

As tecnologias listadas até aqui foram as que mais se destacaram no estudo bibliográfico. A conclusão dessa pesquisa mostra que não existe tecnologia madura e eficaz o suficiente para poder competir com a **Absorção Química** por **Aminas**, sobretudo considerando largas escalas. Apesar de ser favorecida por alta pressão na absorção e baixa pressão na dessorção, a maioria dos artigos adota uma pressão ao entorno de 1 atm na coluna absorvedora e 2 atm na coluna regeneradora, o que se mostrou como determinante na escolha dessa tecnologia.

III.1.2 Concepção Básica da Tecnologia

A próxima etapa após a escolha da tecnologia é realizar a modelagem dela em um software de engenharia. O utilizado neste trabalho foi o UNISIM, da *HoneyWell*, que permite simular diversas plantas de processo, com muitos equipamentos e utilidades. A simulação deverá reproduzir no software o esquema da Figura 3, apresentada no Capítulo II.

Como ponto de partida, foi utilizado o modelo apresentado por PISTER (2014) que mostrou todo o detalhamento das correntes, com composições, vazões, pressões e temperaturas. A **Figura 9** a seguir mostra a modelagem inicial do sistema no UNISIM.

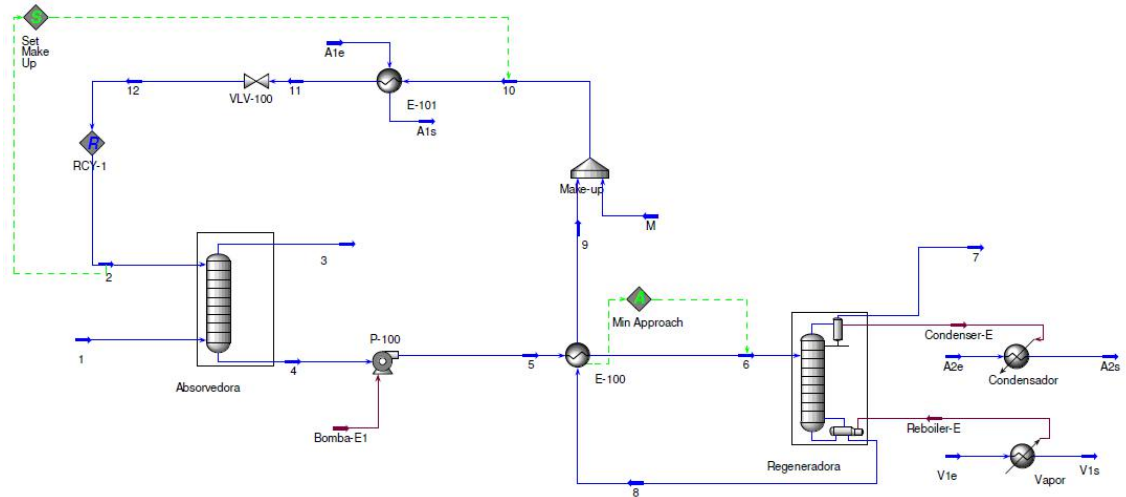


Figura 9: Primeira simulação da planta de Captura de CO₂ – UNISIM

As premissas técnicas relativas à Figura 9 são apresentadas na **Tabela 4**. A fonte combustível nessa primeira parte (até o final da seção III.2.2) é o óleo diesel. Nesse caso, a concentração molar de CO₂ no gás exausto é duas vezes maior do que no cenário com Gás Natural. Como a pressão parcial de CO₂ afeta diretamente alguns indicadores, ela será ajustada a partir da seção III.3. Além disso, a vazão de gás exausto da Tabela 4 é de escala piloto, bem menor que uma termelétrica com capacidade de 500 MW, considerada neste trabalho.

Tabela 4: Premissas técnicas da simulação inicial com óleo diesel

Item	Premissas
Pacote Termodinâmico	Absorção Química: <i>DBRAmine</i> / Vapor: <i>ASME Steam</i> ; UNISIM
Fonte Combustível	Óleo Diesel
Termelétrica	
Corrente Gás Exausto	1,06 MMSm ³ /h; T = 50°C; P = 1bar; (% mol) 8,1% CO ₂ , 5,61% H ₂ O, 76,16% N ₂ , 10,13% O ₂
Corrente Amina Pobre	128,5 ton/h; (% massa) 3,01% CO ₂ , 76,98% H ₂ O; 20% MEA; <i>loading</i> = 0,210 mol/mol
Corrente Amina Rica	<i>loading</i> = 0,536 mol/mol
Coluna Absorvedora	25 estágios; P = 1 bar; Perda de Carga = 0; Eficiência de Captura = 90%
Coluna Regeneradora	25 estágios; P = 2 bar; Perda de Carga = 0
Trocadores de Calor	$\Delta T_{\text{approach}} = 10^{\circ}\text{C}$; Perda de Carga = 0 (casco/tubo)
Bombas	Eficiência Adiabática = 75%
Água de Resfriamento	T ^{entrada} = 30°C; T ^{saída} = 45°C; P = 4 bar
Vapor para Aquecimento	Saturado; P = 10 bar; T ^{entrada} = 180°C
Make-ups	Água = 3,276 m ³ /h; Amina = 0

Loading: razão – mol de CO₂ / mol de amina

A seguir, algumas outras observações quanto à simulação inicial da Figura 9 e premissas da Tabela 4:

Colunas

Foram considerados 25 estágios para a absorvedora e regeneradora. No entanto, para as análises da seção III.2.2 esse número é ajustado de acordo com cada cenário, para que a coluna absorvedora sempre possua uma eficiência de captura de 90%. Não foram consideradas perdas de carga nessa análise inicial.

Correntes

A corrente (1) representa o gás exausto. A “Amina Pobre” está representada pela corrente (2) sendo seu *loading* (mol CO₂/mol de amina) chamado de “*lean loading*” (LL). A “Amina Rica” é representada pela corrente (4) e seu *loading* é chamado de “*rich loading*” (RL). A diferença entre RL e LL chama-se “Delta de *Loading*” neste trabalho. A corrente (3) representa o gás limpo, pobre em CO₂. Ela possui 760 ppm de amina, sendo necessária a implementação de um *scrubber* em seguida. A corrente (7) é rica em CO₂, sendo necessários estágios de compressão para atingir a pressão final requerida. As correntes (A1) e (A2) representam a água de resfriamento, enquanto (S1) é a corrente de vapor para o *reboiler*.

Funcionalidades

A função **ADJUST**, chamada de *Min Approach* serve para ajustar o ΔT de *approach* do trocador *lean-rich*, **E-100**, para 10°C. A função **SET**, chamada de “Set make-up” regula o *make-up* de água de acordo com a vazão mássica da corrente de Amina Pobre.

Nos itens seguintes do Capítulo III, o foco será na modificação e ajuste da planta apresentada na Figura 9. Ao final, será apresentada a melhor configuração obtida para essa tecnologia e os resultados detalhados das correntes e parâmetros do processo.

III.2 Análise dos Solventes

A simulação inicial considera MEA a 20% p/p como o solvente de absorção na corrente de Amina Pobre. O objetivo dessa análise é de pesquisar na literatura solventes (aminas ou não) que vão melhorar a performance da planta de captura. A **Tabela 5** mostra os

indicadores quantitativos principais utilizados para a análise nas próximas seções, além dos valores atuais obtidos pela simulação da Figura 9.

Tabela 5: Indicadores de performance principais utilizados na análise de solventes

Indicador	Simulação Fig. 9	Unidade
Gasto Energético do <i>Reboiler</i>	3,723	GJ/ton CO ₂ recuperado
Razão de Captura	20,69	kg solvente (amina + água)/kg CO ₂ recuperado
Delta <i>Loading</i> (RL-LL)	0,3257	mol de CO ₂ /mol de solvente (sem água)
Perda de Amina	0,1525	% (entrada/saída de amina no reciclo)

O **Gasto Energético do *Reboiler*** da regeneradora é o principal indicador, ponto de referência de muitos artigos, devido à alta penalidade energética que ele provoca no processo. O seu valor é retirado da razão entre gasto energético total do *reboiler* em *Gigajoules* por hora sobre a quantidade total em toneladas de CO₂ recuperado também por hora.

A **Razão de Captura** permite comparar diferentes solventes quanto à quantidade de amina necessária para certa quantidade de CO₂ recuperado. Ela é calculada a partir da vazão mássica (kg/h) de amina e água da corrente de Amina Pobre sobre a quantidade (em kg/h) de CO₂ capturado. Quanto menor a razão de captura, menor será o investimento e custo de manufatura, pois há uma menor circulação de solvente para uma mesma quantidade de gás exausto.

O **Delta de *Loading***, como explicado anteriormente, é a diferença entre a razão mol de CO₂ sobre mol de amina no “solvente rico” em relação à mesma razão no “solvente pobre”, fornecendo um bom indicativo da capacidade de absorção do sistema.

A **Perda de Amina** também é um indicador de performance que será analisado. No entanto, ele é um parâmetro de menor relevância já que pode ser considerado um *scrubber*/lavador de amina na corrente de gás limpo para atmosfera, que irá reduzir essa perda para qualquer solvente.

Além dos indicadores da Tabela 5, outros podem ser usados para comparação de solventes pela bibliografia, são eles: velocidade de absorção, estabilidade à degradação (térmica e oxidativa), viscosidade, corrosividade, volatilidade, toxicidade, solubilidade em água, além de custo e outras características. WANG, et al. (2015) mostra o nível de importância de cada propriedade e se ela teria um potencial de impedir a concretização do projeto de captura. Nessa análise, a cinética da reação, capacidade de absorção e calor de

absorção se mostram como os mais importantes da lista, seguidos de toxicidade, corrosão e degradação.

Como brevemente dissertado no Capítulo II, existem 5 grupos principais de aminas: primárias (principal, MEA), secundárias (principal, DEA), terciárias (principal, MDEA), cíclicas (principal, PZ) e bloqueadas estericamente (principal, AMP). Na **Figura 10** está representada a fórmula estrutural da amina principal de cada grupo. As características principais variam para cada amina, mas costumam ser parecidas dentro do mesmo grupo. Por isso, é possível realizar uma análise comparativa usando os dados bibliográficos dos indicadores de performance entre esses tipos de amina.

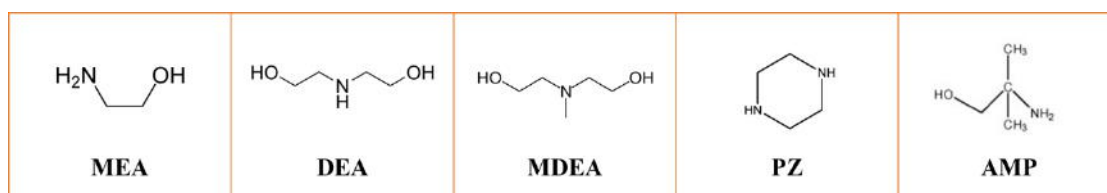


Figura 10: Fórmula estrutural das Aminas principais

O primeiro passo foi realizar toda a pesquisa bibliográfica, tendo sido consultados mais de 30 artigos, enriquecendo a análise. Depois seguiu-se para a escolha dos solventes a serem analisados através de simulação, com os indicadores quantitativos da Tabela 5. No entanto, também foram consideradas as limitações apresentadas pelo UNISIM, no pacote termodinâmico “*DBR Amine Package*”:

- Apenas as aminas principais de cada grupo estariam disponíveis na base da simulação (MEA, DEA, MDEA, PZ, AMP);
- *Blend* de no máximo duas aminas permitido pela simulação;
- Para cada amina existe uma concentração mássica máxima, por exemplo: MEA – 30%, PZ – 6%, MDEA – 50%, etc.
- Restrição da simulação para solventes fora do grupo de aminas.

III.2.1 Análise Bibliográfica de Solventes

A pesquisa bibliográfica revelou que, em primeiro lugar, as aminas em geral são mais desenvolvidas que outros solventes (LIANG, et al., 2015), além de ter uma maior disponibilidade, preço razoavelmente baixo, boa taxa de reação e boa estabilidade (AGHEL, et al. 2019). Fora do grupo de aminas, o solvente mais promissor é a **Amônia**, que também

tem um custo baixo e é bem estável, mas tem outras vantagens como um menor risco de degradação, capacidade maior de absorver o CO₂, menor energia de regeneração e alta taxa de reação (YU H. , 2018) (SALVINDER, et al., 2019). A desvantagem é a alta volatilidade e a escassez de um processo que possa recuperar a amônia a partir dos seus sais carbonatos (LI & KEENER, 2016). Uma outra opção potencial às aminas é o **Carbonato de Potássio** (K₂CO₃) que tem um baixo custo, baixo requerimento energético, baixa toxicidade, baixa perda de solvente e boa resistência à degradação (SALVINDER, et al., 2019), mas tem uma baixa velocidade de reação (WANG, et al, 2015). Algo também encontrado na literatura, principalmente combinado com aminas, é o uso de uma base forte, como o **Hidróxido de Sódio** (NaOH), que tem uma baixa pressão de vapor e uma menor tendência de evaporação da água, mas é mais caro, em geral (SALVINDER, et al., 2019). Amônia, Carbonato de Potássio e Hidróxido de Sódio não serão testados em simulação por estarem fora do pacote termodinâmico da simulação.

A maior vantagem da **MEA**, principal amina encontrada na literatura, é ter uma alta reatividade, o que diminui o tamanho da coluna de absorção (LIANG, et al., 2015), porém apresenta uma baixa capacidade de absorção, alta taxa de degradação térmica e oxidativa, alta corrosividade (ROCHELLE, et al., 2001), além de apresentar o maior calor de absorção entre as aminas (80-86 kJ/mol) (NWAHOHA, et al., 2017).

Já a **DEA** apresenta um caráter menos corrosivo e menor calor de reação do que MEA (SALVINDER, et al., 2019), apesar de ser bem mais lenta para reagir com o CO₂ (baixa taxa de reação) (WANG, et al., 2015). As propriedades da DEA são, em geral, intermediárias entre a MEA – amina primária – e a MDEA – amina secundária.

A **MDEA** tem um caráter menos corrosivo, menos nocivo ao meio ambiente, tem uma maior capacidade de *loading*, maior resistência à degradação, maior estabilidade e um menor calor de absorção (54,6-60,9 KJ/mol CO₂) (NWAHOHA, et al., 2017)(WANG, et al., 2015) (SALVINDER, et al., 2019) (MUDHASAKUL, et al., 2013). As aminas terciárias (e as bloqueadas estericamente) apresentam uma reação de absorção diferente das aminas primárias e secundárias. A MDEA vai formar um intermediário do tipo Carbonato – HCO₃⁻, que reduz o requerimento energético da regeneração por facilitar a desprotonação do R₃NH⁺, além da molécula do Carbonato aceitar com facilidade o H⁺, tornando-se H₂CO₃ (NWAHOHA, et al., 2017). Durante o processo de desprotonação, mais amina fica disponível para poder capturar mais CO₂, o que também aumenta a capacidade de *loading*. O único ponto negativo, que

praticamente impede o uso da MDEA sozinha, é a taxa de reação mais lenta, o que acaba necessitando tamanhos de coluna absorvedoras maiores.

Já a **Piperazina** é uma diamina com caráter cíclico que favorece a formação rápida dos carbamatos (SALVINDER, et al., 2019), por isso ela é comumente encontrada em *blend* com MDEA em sua maioria, e com AMP. Além de acelerar o processo de absorção, ela também apresenta alta estabilidade térmica, baixa volatilidade e tem alta resistência à degradação térmica (até 150°C) e oxidativa (YU, et al., 2012). A maior desvantagem é ser a amina mais viscosa de todas (ZHANG, et al., 2018), além de ter baixa solubilidade em água (14% p/p em 20°C) (YU, et al., 2012).

Finalmente, a **AMP** é muito interessante por ter uma boa capacidade de absorção, baixo requerimento energético, alta seletividade, porém apresentando também uma taxa de reação mais lenta (ZHANG, et al., 2018) (WANG, et al., 2015) (SALVINDER, et al., 2019). O processo químico de absorção segue a mesma lógica do grupo terciário, MDEA, o que faz ambos terem características muito parecidas. O AMP tem o extra de ter esse caráter estericamente bloqueado, que lhe fornece outras características interessantes, como uma resistência ainda maior à degradação (do que MDEA) e maior estabilidade entre as aminas.

Além de informações sobre as características individuais de cada amina, foram encontradas na literatura comparações diretas de certos indicadores entre as aminas, por exemplo, a capacidade de *loading* da PZ sendo maior que da MDEA, que é maior que da AMP, DEA e por último MEA (LIANG, et al., 2015). Também foram coletados valores específicos de alguns indicadores, como a taxa de corrosão, sendo possível realizar uma comparação direta. O resultado dessa análise pode ser visto na **Tabela 6**.

Essa tabela foi dividida em dois grupos. O de cima representa as características que são melhores quando mais intensas ou maiores, como a velocidade de absorção, capacidade de *loading* e resistência à degradação. O segundo grupo representa aquelas características que são melhores quando menos intensas ou menores, como a energia de regeneração, viscosidade, corrosividade e volatilidade. Assim, a cor verde significa que a amina tem uma “vantagem” na característica, enquanto a vermelha significaria uma “desvantagem”.

Tabela 6: Análise comparativa entre grupos de aminas.

	Amina de Referência	MEA	DEA	MDEA	AMP	PZ
Quanto maior, melhor	Velocidade de absorção	4	3	1	3	5
	Capacidade de loading	1	3	4	3	5
	Resistência à degradação	2	1	3	4	5
Quanto menor, melhor	Energia de regeneração	5	3	1	2	2
	Viscosidade	1	4	2	4	5
	Corrosividade	5	3	1	4	2
	Volatilidade	4	3	1	5	2

Legenda: 5- Muito Alta; 4- Alta; 3- Média; 2- Baixa; 1- Muito Baixa

Referências

Velocidade de absorção: (LIANG, et al., 2015), (WANG, et al., 2015), (YU, et al., 2012)

Capacidade de *loading*: (LIANG, et al., 2015), (WANG, et a., 2015)

Resistência à degradação: (LEPAUMIER, et al., 2009), (ROCHELLE G. T., 2012), (YU, et al., 2012)

Energia de Regeneração: várias fontes já citadas, principalmente (ZHANG, et al., 2017)

Viscosidade: (HENRI, et al., 2003), (SOBRINO, et al., 2016), (CONCEPCION, et al., 2017)

Corrosividade: (OOI, et al., 2020), (GUNASEKARAN, et al., 2013), (KITTEL & GONZALEZ, 2014)

Volatilidade: (NWAHOA, et al., 2017), (NGUYEN, et al., 2010), (DU, et al., 2017)

Mesmo que a Tabela 6 forneça uma boa comparação entre os grupos de Amina, é preciso ter cautela ao afirmar que uma amina é melhor ou pior que a outra em certa característica, quando se referindo às intensidades intermediárias. Por exemplo, para a Energia de Regeneração é certo que a da MDEA é menor que a da MEA, pois ambas são a melhor e a pior na categoria, respectivamente, entre as aminas. No entanto, não se pode afirmar com toda certeza que a AMP vá fornecer uma energia de regeneração necessariamente menor do que a DEA. Pode depender de cada processo, sendo necessários mais estudos tanto em simulação quanto experimentais para obter resultados mais precisos.

Assim, o mais interessante da Tabela 6 é observar, em cada característica, as aminas com perfis complementares, presentes nas extremidades de cada indicador (índices 5-Muito Alta e 1-Muito Baixa). Esse é o caso, por exemplo, da Velocidade de Absorção que tem a PZ com índice 5 (muito alta) e a MDEA com índice 1 (muito baixa). Ao realizar esse tipo de análise, podem ser identificados potenciais *blends*, juntando-se aminas com características que se complementam.

O *blend* **MDEA/PZ**, inclusive, é o mais famoso na literatura. A MDEA sozinha possui a pior taxa de absorção, mas melhora consideravelmente ao ser combinada com a PZ, por ter um caráter cíclico, além de duas aminas na mesma molécula, o que aumenta a velocidade de absorção (ZHANG, et al., 2018) (ZHAO, et al., 2017). OEXMANN, et al. (2011) constataram que esse *blend* pode reduzir o gasto energético em até 2,5 GJ/ton CO₂, guardando-se as particularidades do projeto estudado com outros fatores que também afetam esse valor. A única desvantagem relatada na literatura seria um maior risco de formação de sólidos (NWAHOHA, et al., 2017).

A maior parte dos artigos encontrados falam de uma proporção bem conhecida de 45% p/p MEA com 5% p/p PZ, isso porque essa mistura é a mais utilizada (em se falando de *blends*) para processos de gases ácidos (retirada de CO₂ e/ou H₂S em indústrias químicas), e não para PCC. ZHAO, et al. (2017) deixam claro que essa proporção de 45%/5% não é eficiente para processos de captura pós-combustão, principalmente no caso do artigo, de termelétrica a carvão. Assim, eles realizam um estudo com diferentes proporções, constatando que 30% MDEA / 20% PZ seria a melhor proporção, utilizando um *lean loading* de 0,1 mol/mol. Eles conseguiram atingir o valor de 2,74 GJ/ton CO₂ para a energia do *reboiler*, o que ainda foi reduzido para 2,24 GJ/ton CO₂ ao adicionar outras melhorias de processo.

Outros *blends* foram encontrados com certa frequência na literatura. O *blend* **MEA/MDEA** foi estudado por IDEM, et al. (2006), constatando-se uma redução potencial do requerimento energético, o que também leva a uma redução do custo, mas pode aumentar a altura da absorvedora em até 3 vezes, quando comparado com o caso de MEA sozinho (AROONWILAS & VEAWAB, 2007).

O *blend* de **DEA/MDEA** foi estudado por RODRIGUEZ, et al. (2011) constatando que essa mistura em proporção mássica 20%/20%, pode chegar a uma energia no *reboiler* de até 2,7 GJ/ton CO₂.

SULEMAN, et al. (2018) compararam *blends* de **MDEA/PZ** e **AMP/MDEA**, testando a solubilidade de CO₂ experimentalmente. Eles constataram que, para baixas pressões (caso de gás exausto), o *blend* MDEA/PZ é consideravelmente melhor em termos de absorção. Também foi constatado que ambos *blends* tiveram melhores performances do que as aminas sozinhas: MDEA, AMP e PZ.

Um outro *blend* também interessante encontrado na literatura foi o de **MEA/AMP** por CHOI, et al. (2009) tendo sido testadas diferentes proporções e *loadings* para essa mistura. O

melhor resultado foi o caso das frações mássicas de 18% MEA e 12% AMP com *lean loading* de aproximadamente 0,2 mol/mol.

Blends de 3 e até 4 solventes também foram encontrados na literatura, principalmente no trabalho de NWAHOHA, et al. (2017) que dissertou sobre vários tipos de *blends*, com uma ou duas fases. ZHANG, et al. (2017) estudaram o *blend* MEA/MDEA/PZ em diferentes concentrações, constatando um menor calor de absorção e boas performances (melhores do que as aminas individuais). A mistura de mais de dois solventes é sugerida para futuros trabalhos, já que não é possível realizar a simulação desse tipo de configuração no UNISIM.

III.2.2 Comparação de Solventes por Simulação

Para realizar a comparação entre os solventes escolhidos, foi fixada a performance de 90% de captura para todos os casos. Além disso, foi estabelecido o mesmo número de pratos na absorvedora e regeneradora, e mesmas pressões nas colunas.

Primeiramente, MDEA e DEA foram testados como solventes únicos para serem comparados com o caso de MEA sozinho. Essa análise não foi bem-sucedida por ter tido dificuldades em convergir a simulação, necessitando aumentar a pressão da absorvedora e/ou diminuir a pressão da regeneradora. Foram obtidos valores de energia no *reboiler* que chegaram a 10 GJ/ton CO₂, sendo, então, descartados da análise.

Em seguida, foram escolhidos alguns *blends* potenciais:

- **MDEA/PZ:** foi almejado realizar o teste para 30% p/p MDEA e 20% p/p PZ, como indicado por ZHAO, et al. (2017). Porém o máximo de PZ permitido pela simulação no pacote utilizado foi de 6%, fração mássica. Por isso, foi adotada a proporção de 45%/5%, mas utilizando o mesmo *loading* indicado pelo artigo.
- **MDEA/DEA:** como indicado por RODRIGUEZ, et al. (2011) foi testada a concentração de 20/20% p/p com *loading* de 0,07 mol/mol, porém, ao apresentar resultados insatisfatórios, também foi testada a proporção 10/30%, MDEA/DEA.
- **MEA/AMP:** foi testada a proporção de 18/12% p/p, como proposto por CHOI, et al. (2009) com *loading* de 0,2 mol/mol.

- **MEA/MDEA:** essa mistura foi testada em diferentes proporções para um mesmo *loading* e, depois de estabelecida a melhor proporção (20/20%), foram testados *loadings* diferentes, atingindo o valor de 0,1 mol/mol.

Os resultados dessa análise inicial são apresentados na **Tabela 7**. O número de estágios foi reduzido para 20 na absorvedora e mantido em 25 para a regeneradora. Importante notar que o número de pratos vai comandar a altura real da coluna, podendo ser afetada por solventes que têm baixa taxa de reação, que é o caso da MDEA.

Tabela 7: Análise inicial da performance de diferentes tipos de solventes

Indicador	MEA 20	MDEA/PZ 45/5	MDEA/DEA 20/20	MDEA/DEA 10/30	MEA/AMP 18/12	MEA/MDEA 20/20
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	3,723	4,129	8,642	7,009	3,336	2,954
Razão de Captura	20,69	36,15	97,61	59,12	22,28	12,52
<i>Lean Loading</i> (mol/mol)	0,21	0,04	0,07	0,07	0,2	0,1
<i>Rich Loading</i> (mol/mol)	0,5357	0,183	0,1342	0,1735	0,4906	0,4608
<i>Delta Loading</i> (mol/mol)	0,3257	0,143	0,0642	0,1035	0,2906	0,3608
Amina perdida (%)	0,1525	0,0017	0,00023	0,00021	0,1244	0,1688

Para o caso de **MDEA/PZ** foi necessário diminuir a pressão da regeneradora até poder atingir a convergência, ficando em 1,4 bar, maior pressão possível para 25 pratos. Além disso, esse solvente não apresentou a melhor performance em nenhum dos indicadores analisados. Já para o caso de **MDEA/DEA**, pode ser observado que, mesmo mudando as concentrações, sua performance ficou muito aquém do esperado, com valores altíssimos para energia do *reboiler* e razão de captura. O único ponto favorável foi ter apresentado a menor perda de amina entre os casos analisados.

O melhor caso foi o de **MEA/MDEA**, que apresentou o menor gasto energético, valores de delta de *loading* e razão de captura maiores, apenas apresentando um aumento na perda de amina. No entanto, o solvente MEA/MDEA já tem a melhor concentração e *loading* nessa análise, enquanto o **MEA/AMP**, que também apresentou uma boa redução no gás energético, foi analisado com concentração e *loading* de artigo de referência (CHOI, et al., 2009) e ainda pode ser aprimorado para o cenário deste trabalho.

É interessante comparar esses resultados também com a Tabela 6. Mesmo que a AMP, segundo a literatura, não seja a melhor amina em nenhuma das características principais como velocidade de absorção, capacidade de *loading* e energia de regeneração, ele pôde melhorar consideravelmente a captura ao ser combinada com a MEA. Já a simulação de MEA/MDEA comprova o que foi apresentado na Tabela 6, com características complementares na velocidade de absorção, capacidade de *loading* e energia de regeneração, resultando em um cenário mais favorável do que MEA sozinha.

O próximo passo da análise foi de variar a proporção mássica da mistura MEA/AMP para analisar potenciais melhorias em termos de gasto energético e razão de captura. Foram testados 8 casos, a fração mássica variando conforme mostrado na **Figura 11**, não ultrapassando o total de 30% p/p de amina. É importante notar que a MEA a 28% é um solvente muito forte para capturar CO₂ e, por isso, foi necessário diminuir ainda mais o número de pratos nas colunas, adotando-se um padrão de 15 na absorvedora e 20 na regeneradora. Além disso, o *approach* mínimo do trocador de calor apresentou um valor próximo a 15°C para todos os casos.

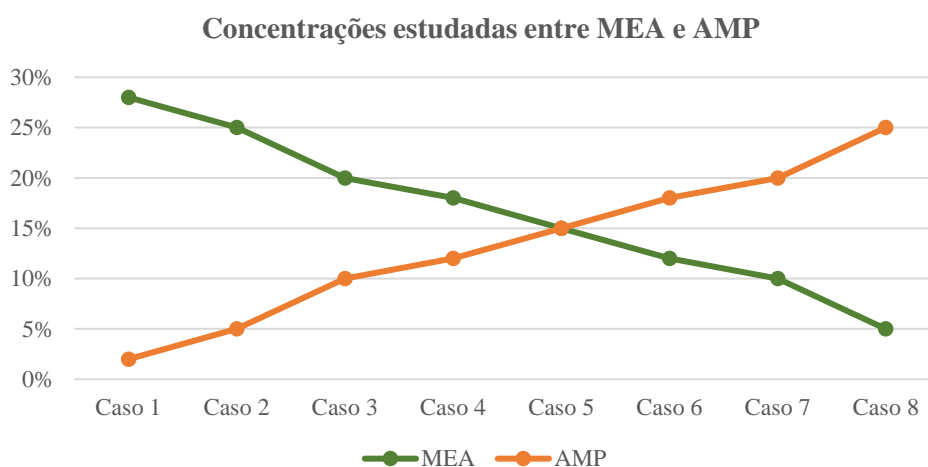


Figura 11: Concentrações dos 8 casos estudados entre AMP e MEA

Na **Tabela 8** a seguir foram apresentados os resultados dessa análise. Para todos os casos, foi adotado o *lean loading* de 0,2 mol/mol. O valor do *rich loading* pode ser obtido pela diferença entre o Delta e o *lean*.

Tabela 8: Performance de diferentes concentrações mássicas de MEA e AMP

	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5	Caso 6	Caso 7	Caso 8
Solventes	MEA 28% AMP 2%	MEA 25% AMP 5%	MEA 20% AMP 10%	MEA 18% AMP 12%	MEA 15% AMP 15%	MEA 12% AMP 18%	MEA 10% AMP 20%	MEA 5% AMP 25%
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	3,54	3,584	3,867	4,078	4,548	5,051	5,259	8,254
Razão de Captura	15,1	16,43	19,91	22,28	28,32	36,02	40,77	74,5
Delta de <i>Loading</i> (mol/mol)	0,3019	0,2869	0,2512	0,2301	0,1881	0,1538	0,1396	0,0206
Amina perdida (%)	0,2376	0,1868	0,1101	0,0810	0,0403	0,0155	0,0103	0,0030

Pela Tabela 8, pode-se concluir que quase todos os indicadores apresentam uma piora ao aumentar a concentração de AMP e diminuir a de MEA, com exceção da perda de amina: aumento do gasto energético, aumento da razão de captura e diminuição da capacidade de absorção. Por outro lado, o AMP atenua a perda de amina: coletando os dados detalhados das perdas individuais, é constatado que o AMP contribui apenas para 3% do total de amina perdida. Interessante notar que o Caso 4 usa a mesma concentração de AMP e MEA presente na Tabela 7, mas os valores são diferentes porque os testes usam um número diferente de estágios das colunas.

A escolha do melhor caso seguiria a lógica dos melhores indicadores, que ficaria entre o Caso 1 e 2. No entanto, é importante considerar a capacidade de corrosão e toxicidade do MEA, que são as mais altas entre as aminas. Assim, foi estabelecido que não seriam selecionados casos em que o MEA teria uma concentração maior do que a da análise inicial (de 20% p/p), o que leva a decisão entre os Casos 3 e 4. Assim, o **Caso 3 (MEA/AMP 20/10)** foi escolhido como o melhor para o processo, constatando apenas uma adição de 10% p/p de AMP nos 20% p/p de MEA iniciais (o que diminui a porcentagem de água do solvente).

O solvente MEA/AMP em proporção 20/10 foi reajustado para 20 e 25 pratos na absorvedora e regeneradora, respectivamente, para ser comparado com a simulação base e com o caso MDEA/MEA da Tabela 7. Os resultados são apresentados na **Tabela 9**.

Tabela 9: Resultados dos dois melhores solventes em relação ao MEA 20% p/p

Indicador	MEA 20	MEA/AMP 20/10	MEA/MDEA 20/20
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	3,723	3,293	2,954
Razão de Captura	20,69	16,61	12,52
<i>Lean Loading</i> (mol/mol)	0,21	0,2	0,1
<i>Rich Loading</i> (mol/mol)	0,5357	0,5009	0,4608
<i>Delta Loading</i> (RL-LL)	0,3257	0,3009	0,3608
Amina perdida (%)	0,1525	0,1519	0,1688

Pode ser concluído que o solvente MEA/MDEA ainda apresentou o menor gasto energético, menor razão de captura e maior delta de *loading*. No entanto, ainda restam realizar ajustes de composição e escala, existindo a possibilidade que esse perfil mude. Assim, para a próxima seção, onde esses ajustes serão realizados, ambos solventes **MEA/AMP** (que ainda passará por uma melhoria de *loading*) e **MEA/MDEA** serão analisados para definir aquele com a melhor performance nesse novo cenário.

III.3 Ajustes e Melhorias Simples de Processo

Até esse ponto, o processo está em escala piloto e com uma composição de gás exausto oriundo da combustão de óleo diesel. O trocador *lean-rich* (**E-100** da Figura 9) apresenta um *approach* mínimo de 15°C para os dois solventes (MEA/AMP e MEA/MDEA). Além disso, tem-se uma configuração de 20 pratos para a absorvedora e 25 para a regeneradora. Para o solvente MEA/AMP também é necessário realizar uma análise do melhor *lean loading*, ainda estabelecido em 0,2 mol/mol.

Como o solvente MEA/MDEA já está aprimorado em termos de composição e *lean loading*, a análise de ajustes será iniciada pelo solvente MEA/AMP. Em seguida, serão realizados os ajustes de escala e composição de gás exausto no solvente MEA/MDEA para comparação.

Os ajustes na simulação utilizando MEA/AMP foram feitos em etapas e os resultados são apresentados na **Tabela 10**. O ponto de partida são os dados apresentados na Tabela 9 para o mesmo solvente. Já as etapas de 1 a 4 possuem os seguintes ajustes:

- Etapa 1: ajuste de pratos, equalizando para 25/25 – absorvedora/regeneradora;
- Etapa 2: ajuste de composição, a fração molar de CO₂ vai de 8,1% a 4,04%;
- Etapa 3: ajuste de escala, a vazão de gás exausto aumenta em 46,9 vezes;
- Etapa 4: ajuste de 10°C para *approach* mínimo do trocador *lean-rich*.

Tabela 10: Ajustes por etapas na simulação com solvente MEA/AMP

Indicadores	Ponto de Partida	Ajustes - MEA/AMP 20/10 %p/p			
		Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 4
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	3,293	3,159	3,574	4,830	4,455
Razão de Captura	16,61	15,85	18,20	27,96	27,95
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,3009	0,3159	0,2746	0,1785	0,1785
Amina perdida (%)	0,1519	0,1658	0,2176	0,1288	0,1288

Etapas: 1 – n° de pratos; 2 – composição; 3 – escala; 4 – min. *approach*

Pela Tabela 10, destacam-se alguns resultados. Primeiro, como esperado, o ajuste de composição (Etapa 2) provoca uma piora em todos os indicadores, por causa da menor pressão parcial do CO₂, o que dificulta a captura. O ajuste de escala (Etapa 3) é o que provoca um maior impacto nos indicadores. Apesar de a vazão de gás exausto ter aumentado em aproximadamente 47 vezes, a vazão de solvente, no entanto, aumenta em 70 vezes, o que resulta em um valor de razão de captura bem maior. Também é possível ver um número alto no gasto energético e bem baixo no delta de *loading*, indicando que o sistema ainda pode ser aperfeiçoado.

Pode-se concluir também pela Tabela 10 que o aumento do número de pratos na absorvedora (Etapa 1) e melhoria do trocador de calor *lean-rich* para *approach* mínimo de 10°C implicaram em melhorias no processo, como esperado. Em alguns trabalhos, é possível encontrar uma modificação chamada de “*improved economizer*”, onde o *approach* mínimo desse trocador pode chegar a 5°C (LE MOULLEC & KANNICHE, 2011), porém, neste trabalho, será fixado em 10°C como melhor cenário.

Análise de *loading* – MEA/AMP

Um novo ponto de partida foi estabelecido pela Etapa 4 da Tabela 10. O próximo passo é a análise de *lean loading* do solvente MEA/AMP 20/10, até agora estabelecido em 0,2 mol/mol. Foram testados inicialmente 6 *loadings* diferentes: 0,1 / 0,15 / 0,18 / 0,22 / 0,25 / 0,30, sendo comparado apenas o gasto energético de cada teste. Os resultados são apresentados na **Tabela 11** a seguir.

Tabela 11: Performance de diferentes *loadings* para o solvente MEA/AMP 20/10

<i>Lean loadings</i> (mol/mol)	0,10	0,15	0,18	0,20	0,22	0,25	0,30
Gasto energético Reboiler (GJ/ton CO ₂)	5,93	4,34	4,27	4,45	4,76	5,70	5,80

Como já destacado na Tabela 11, a melhor performance foi a do *lean loading* de 0,18 mol/mol. No entanto, o *loading* de 0,15 mol/mol também apresentou uma melhoria em relação ao 0,20 mol/mol. Por isso, foi identificada a oportunidade de realizar mais dois testes de *lean loadings*, de 0,16 e 0,17 mol/mol, que obtiveram gastos energéticos de 4,252 e 4,232, respectivamente. O perfil de variação de gasto energético em relação aos diferentes *lean loadings* é mostrado na **Figura 12**. Pode ser concluído que o melhor *loading* para o solvente MEA/AMP 20/10% p/p é de 0,17 mol/mol.

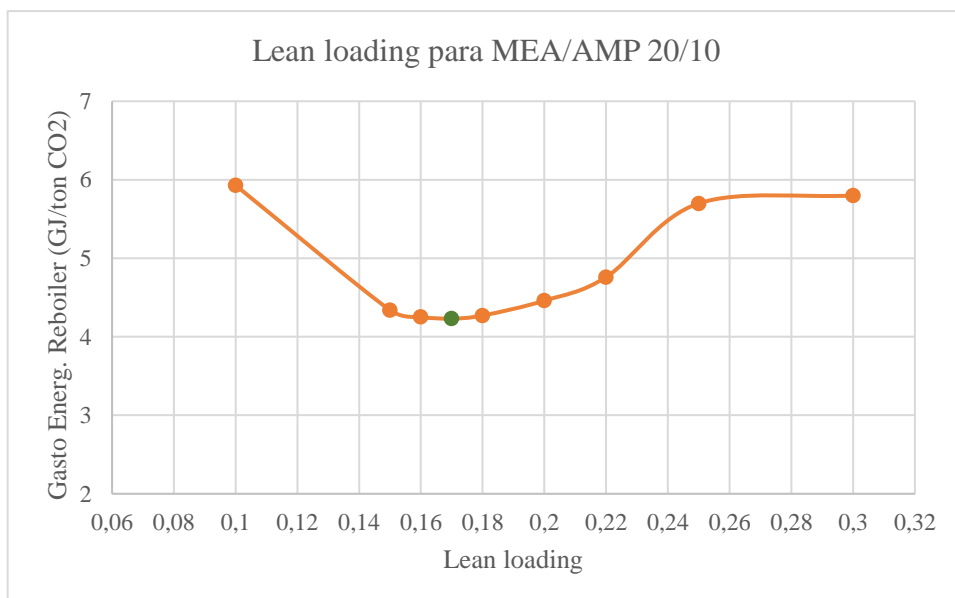


Figura 12: Gasto energético de diferentes *LL* do solvente MEA/AMP 20/10

Assim, os ajustes realizados no solvente MEA/AMP são concluídos. Os mesmos ajustes realizados para esse solvente (nº de pratos, composição, escala e *approach* min.) foram realizados para o solvente MEA/MDEA. Os melhores resultados de ambos os solventes são apresentados na **Tabela 12**.

Tabela 12: Resultados dos solventes MEA/AMP e MEA/MDEA

Indicadores	MEA/AMP 20/10	MEA/MDEA 20/20
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	4,232	4,411
Razão de Captura	22,86	19,40
Delta <i>Loading</i> (RL-LL)	0,2195	0,2146
Amina perdida (%)	0,1685	0,1546

A partir da Tabela 12, pode-se concluir que o melhor solvente é o **MEA/AMP** em proporção mássica de 20/10% e *lean loading* de 0,17 mol/mol para a configuração do sistema de captura desse trabalho. Porém, é importante comentar também que o *blend* MEA/MDEA também é promissor como base do sistema de captura pós-combustão e pode ser usado como tema de estudo para trabalhos futuros.

III.4 Modificações de Processo

Muitas modificações de processo (incluindo as já analisadas anteriormente como *lean loading*, *approach* mínimo, composição, etc) foram encontradas na literatura. O artigo mais completo é o de LE MOULLEC & KANNICHE (2011) onde são apresentadas várias alterações divididas entre condições de operação, modificações pequenas de processo e modificações maiores de processo:

- **Condições de operação:** Regeneradora a vácuo; *Approach* mínimo melhorado a 5°C;
- **Modificações pequenas de processo:** *Intercooling*; *Pre-Cooler* de Gás Exausto; Alimentação da Regeneradora em Estágios (SSF); Pré-Condensador da Regeneradora; *Bypass* de Líquido do Condensador da Regeneradora; *Flash* do Solvente Rico;
- **Modificações maiores de processo:** Trocador Interno da Regeneradora; Recompressão de Vapor de Fundo da Regeneradora (LVR); Compressão do Vapor de Topo da

Regeneradora; *Flash* de Condensado do *Reboiler*; Compressão Intermediária da Regeneradora; Regeneração Parcial Pós-*Flash*; Processo *Split-Flow*; Alimentação da Absorvedora em Estágios (ASF); Múltiplas Regeneradoras.

Outros artigos também analisam algumas dessas modificações e propõem outras. Por exemplo, SIPÖCZ e TOBIESEN, em 2011, fizeram uma comparação de uma planta de captura simples, com uma planta utilizando EGR e uma terceira utilizando EGR, *intercooling* e LVR, que teria a melhor eficiência e o menor gasto energético entre as três plantas. O LVR também é testado por OLALEYE e WANG (2017), também sugerindo uma configuração chamada de *Stripper Inter-Heating*, onde uma parcela da regeneradora é retirada para ser aquecida por um trocador de calor e retorna para a regeneradora. A corrente de aquecimento é justamente a amina rica que sai do fundo da regeneradora, antes de ir para o trocador *lean-rich*. Porém, sua eficiência ficou aquém de outras configurações testadas. HUSEBYE et al. (2012) destacam que a melhor alteração para uma planta de captura pós NGCC seria o uso do EGR, indicando que poderia reduzir o investimento em até 30%. Além disso, EGR é uma configuração que pode ser feita em conjunto com qualquer outra modificação, já que implica apenas em redução de vazão de gás exausto e aumento da concentração de CO₂ no mesmo. O *intercooling* também é usado por REZAZADEH, et al. (2017) onde são testadas diferentes configurações dessa opção.

A partir dessa análise bibliográfica, com os diferentes indicadores mostrados nos artigos (potencial de redução percentual da penalidade energética e de redução do gasto energético), foram escolhidas 8 modificações para serem testadas, mostradas na **Figura 13** e que serão detalhadas a seguir.

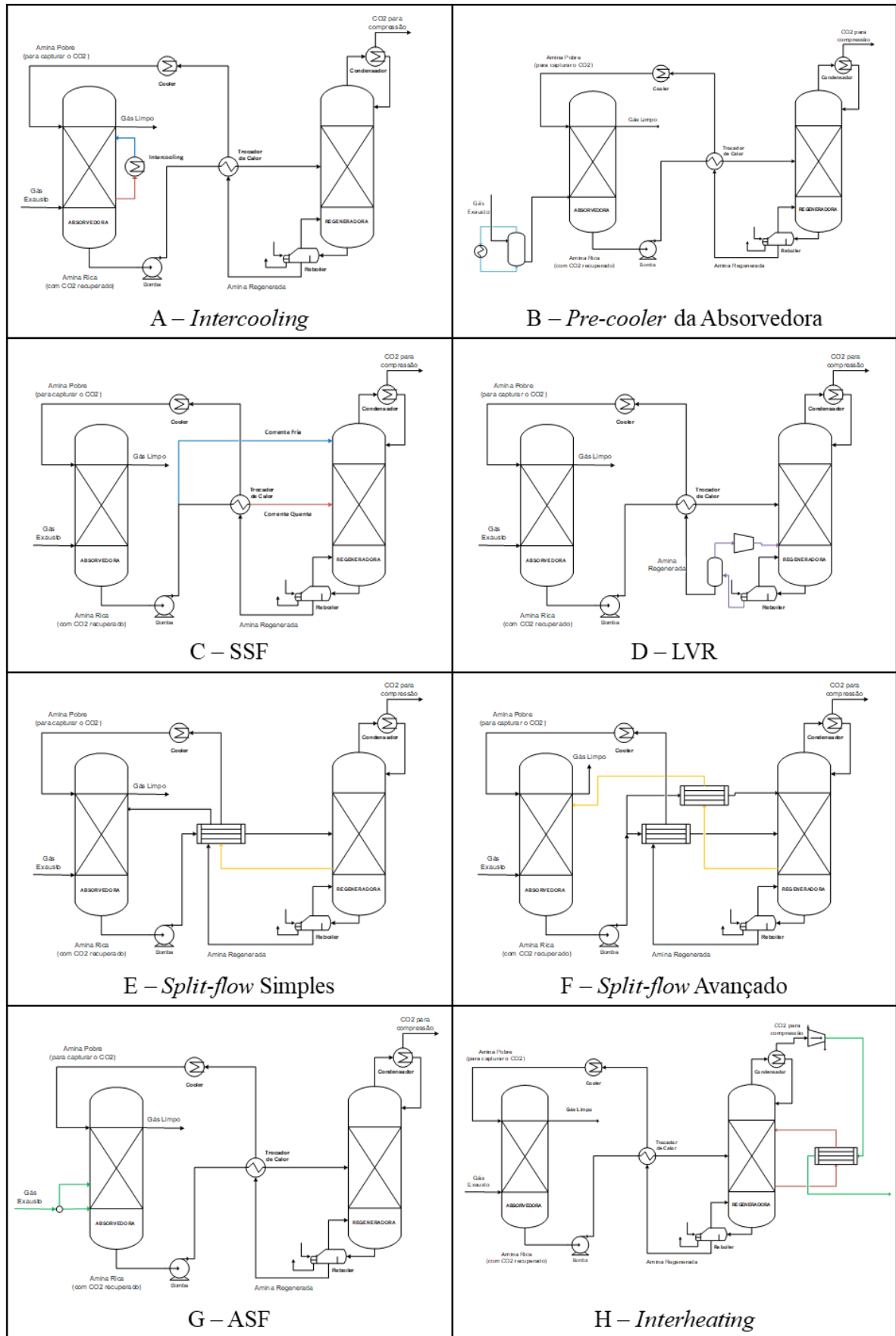


Figura 13: Configuração das modificações de processo testadas

1. **Intercooling (Figura 13.A):** um *cooler* é instalado em uma posição intermediária da coluna absorvedora. Como uma menor temperatura na absorvedora favorece a captura, é esperado um aumento do Delta de *Loading*, que também auxiliará na diminuição do gasto energético. Um ponto de atenção é que essa modificação tende a favorecer a termodinâmica, mas impacta na cinética (mais tempo para chegar ao equilíbrio), o que pode implicar em uma coluna maior e, assim, um custo maior.
2. **Pre-cooler da Absorvedora (Figura 13.B):** assim como o *intercooler*, esse *pre-cooler* visa a diminuir a temperatura do gás exausto, esperando-se um aumento do Delta de *Loading* e diminuição do gasto energético. É importante notar que essa modificação sempre é necessária, já que o gás exausto chega com uma temperatura relativamente alta da combustão. Neste trabalho, já foi assumido que o gás exausto estaria em 50°C ao chegar na coluna. Assim, a melhoria consiste em chegar até 40°C através do uso de uma torre de resfriamento de contato (ou Torre de Têmpera).
3. **Stripper Staged Feed (SSF) (Figura 13.C):** a alimentação da regeneradora em estágios consiste em dividir a corrente de amina rica que sai do fundo da absorvedora em duas correntes. Uma seguirá para o trocador *lean-rich*, sendo aquecida, antes de ir para coluna de regeneração. A outra vai seguir diretamente para o topo da coluna regeneradora, o que auxilia a troca de calor no *lean-rich*, devido a menor vazão no mesmo.
4. **Lean Vapour Recompression (LVR) (Figura 13.D):** A recompressão de vapor de fundo da regeneradora é uma modificação que consiste em descomprimir o líquido do fundo da regeneradora a 1 bar e enviá-lo a um tanque *flash*. O líquido de fundo do *flash* segue para o trocador *lean-rich* para ser resfriado, seguindo o caminho do processo padrão. Já o vapor que sai do topo do *flash* é recomprimido e retorna à coluna regeneradora pelo fundo. É uma melhoria que funciona ainda melhor em maiores pressões.
5. **Split-flow Simples (Figura 13.E):** consiste em retirar uma certa vazão intermediária da regeneradora, que vai passar pelo trocador *lean-rich*, entrando na absorvedora também em um estágio intermediário.
6. **Split-flow Avançado (Figura 13.F):** consiste na adição de um segundo trocador *lean-rich*. A corrente de amina rica do fundo da absorvedora é dividida em duas correntes, uma para cada trocador *lean-rich*. Em um deles, a corrente a ser resfriada vai ser do fundo da regeneradora e no outro ela será de um estágio intermediário da regeneradora.

7. **Absorber Staged Feed (ASF) (Figura 13.G):** realiza-se uma divisão da corrente de gás exausto que vem da termelétrica. Uma das correntes é inserida ao fundo da coluna, como antes. A outra corrente entra na coluna um pouco mais acima e encontrará um solvente menos carregado em CO₂ do que no fundo da absorvedora. Além disso, essa corrente estará a uma temperatura menor do que a que entrou pelo fundo e ascendeu por dentro da própria coluna, o que deve melhorar a captura.
8. **Stripper Interheating (Figura 13.H):** nessa modificação, uma corrente intermediária da regeneradora é retirada para ser aquecida por um trocador de calor e retorna para a regeneradora. O fluido de aquecimento nesse caso será a própria corrente rica em CO₂ após o primeiro estágio de compressão.

III.4.1 Intercooling

Existem diversas possíveis configurações para a posição de um *intercooler* em relação à absorvedora encontradas na literatura:

- Retirada de uma corrente de líquido em um estágio no meio da coluna, retornando-a para o estágio logo abaixo, após passar pelo trocador de calor (REZAZADEH, et al., 2017);
- Dividindo-se a coluna em 3 seções, a retirada acontece logo acima da seção do fundo e a corrente resfriada retorna logo abaixo da seção do topo (REZAZADEH, et al., 2017);
- A corrente a ser resfriada é retirada em uma parte no fundo da regeneradora e retorna ao mesmo estágio (LE MOULLEC & KANNICHE, 2011);
- A 2/3 de altura da absorvedora retira-se uma corrente que será retornada ao mesmo estágio após ser resfriada. (SIPÖCZ & TOBIESEN, 2011).

A escolha da altura de retirada e retomada do solvente é muito importante, pois o fundo e o topo têm comportamentos diferentes. O topo é uma região mais quente e o solvente está menos carregado em CO₂. Já o fundo tem um perfil mais frio e o solvente está mais carregado em CO₂. Uma análise inicial mostrou que retirar a corrente de um estágio mais acima, retornando-a mais abaixo não traz nenhum benefício, pelo contrário, ela implica em um aumento no gasto energético (de 4,232 a 4,551 GJ/ton CO₂). Assim, descartou-se essa possibilidade. As outras duas opções (de baixo para cima e no mesmo estágio) foram testadas de diferentes formas. A **Figura 14** mostra a configuração da coluna absorvedora que possui

25 pratos. Dividiu-se a coluna em 3 seções para testar as diferentes configurações, sendo considerado como primeira seção os pratos de 1 a 8 (fundo), segunda seção de 9 a 17 (meio) e terceira seção de 18 a 25 (topo).

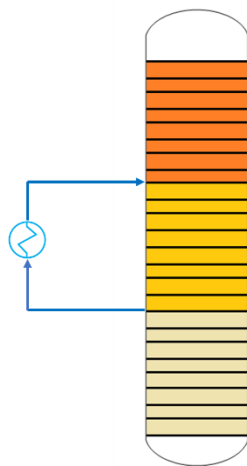


Figura 14: Configuração do *intercooler* em relação aos 25 pratos da absorvedora

Para realizar os testes, também foram divididos em 3 os tipos de Retirada e Retomada a serem realizados, como mostrado na **Tabela 13**. O primeiro grupo representa a opção de retirar e recolocar no mesmo estágio. O segundo representa a retirada de um estágio e retomada mais acima, dentro da mesma seção. Já o terceiro representa a retirada de um estágio retomando-o mais acima, com avanço de seções. O teste de número 10 representa um avanço intermediário (retirada na divisão entre 1ª e 2ª seções e retomada entre a 2ª e 3ª seções), representação exata da Figura 14. Todos os testes foram realizados com uma retirada quase completa de 130000 kmol/h (próxima à vazão de Amina Pobre), após a constatação de que maiores vazões implicam em maiores reduções do gasto energético.

Tabela 13: Tipos de *Intercooling* testados e resultados

Configuração	Teste	Estágio de Retirada	Estágio de Retomada	Delta de <i>Loading</i>	Gasto Energ. (GJ/ton CO₂)
Retirada e Retorno no mesmo estágio	1	5°	5°	0,2210	4,215
	2	13°	13°	0,2205	4,236
	3	21	21	0,2202	4,239
<i>Intercooling</i> com avanço dentro da mesma seção	4	3°	6°	0,2246	4,176
	5	11°	14°	0,2265	4,157
	6	19°	22°	0,2271	4,157
<i>Intercooling</i> com avanço entre seções diferentes	7	4°	22°	0,2138	4,364
	8	4°	13°	0,2283	4,144
	9	13°	22°	0,2342	4,058
	10	8°	17°	0,2312	4,089

Na **Figura 15** a seguir estão representados os perfis de temperatura das colunas dos Testes de 1 a 9. O Teste 10 não está representado na Figura 15, mas seu perfil é semelhante ao do Teste 8.

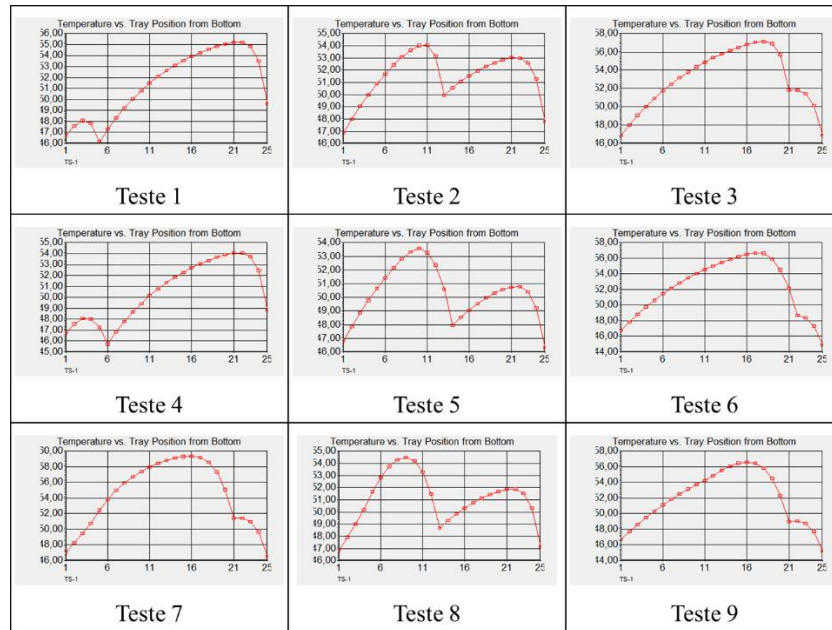


Figura 15: Perfil de temperatura na coluna absorvedora para diferentes testes

A Tabela 13 mostra que os melhores resultados foram encontrados para o *intercooling* com avanço, com destaque para os que têm um maior deslocamento de estágios na parte de cima da coluna. Por questões de convergência, pode-se concluir que o Teste 9 e Teste 10 ficaram empatados com os melhores resultados da análise. Na **Tabela 14** pode ser visto o melhor resultado do *intercooling* em comparação com a simulação base obtida anteriormente.

Tabela 14: Resultado do melhor teste de *intercooling*

Indicadores	Simulação Base	Melhor <i>Intercooling</i>
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	4,232	4,058
Razão de Captura	22,86	21,69
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,2195	0,2342
Amina perdida (%)	0,1685	0,1158

III.4.2 *Pre-cooler* da Absorvedora

A **Tabela 15** mostra os resultados da performance de ter o gás exausto a 40°C após o ser resfriado, comparando-se com a simulação base, cujo gás exausto estava a 50°C.

Tabela 15: Performance do *pre-cooler*

Indicadores	Simulação Base	Pre-cooler da Absorvedora
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	4,232	4,209
Razão de Captura	22,86	22,67
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,2195	0,2211
Amina perdida (%)	0,1685	0,1538

O uso de um *pre-cooler* apenas com o objetivo de reduzir a temperatura do gás exausto de 50°C para 40°C apresenta uma redução energética baixa, o que não justifica seu uso apenas para esse propósito. No entanto, a torre de resfriamento de contato será necessária para resfriar o gás exausto que chegaria mais quente na absorvedora. Assim, será realizada uma análise mais detalhada em relação a essa torre e sua configuração na próxima seção.

III.4.3 *Stripper Staged Feed (SSF)*

Como no caso do *intercooling*, existem inúmeras possibilidades para a configuração do SSF. Foram testadas duas configurações principais, além de inúmeros testes de sensibilidade que não serão detalhados aqui. Os resultados mostram que essa configuração não é satisfatória, quando se compara ao gasto energético da simulação base de 4,232 GJ/ton CO₂:

1. Corrente Fria no prato 25 e Corrente Quente no prato 22 – só foi permitido, por convergência, um *split* de mais de 70% de corrente fria.
 - Gasto Energético do *Reboiler* = 5,609 GJ/ton CO₂
2. Corrente Fria no prato 22 e Corrente Quente no prato 25 – só foi permitido, por convergência, um *split* de menos de 70% de corrente fria.
 - Gasto Energético do *Reboiler* = 4,564 GJ/ton CO₂

III.4.4 Lean Vapor Recompression (LVR)

Nessa configuração, o fundo da regeneradora passa por uma válvula para atingir 1 bar, depois é levado ao *flash*. Para retornar com o vapor na coluna regeneradora utiliza-se um compressor. A corrente de vapor foi testada retornando-se ao prato 5 (de baixo para cima).

Os resultados foram muito satisfatórios, como mostra a **Tabela 16**, com uma redução na energia do *reboiler* em quase 25%. Isso acontece porque o vapor que retorna à regeneradora ajuda a aquecer o fundo, necessitando menos do *reboiler*. Um ponto interessante a se notar está no fato de os outros indicadores não terem apresentado nenhuma modificação em relação à simulação base (razão de captura, delta de *loading*, perda de amina), indicando que o LVR atua somente na região do fundo da regeneradora. Isso é um bom indicativo de que ele poderia ser combinado com outras melhorias que atuam em outro ponto da operação, como o *intercooling*. O único ponto negativo estaria no uso do compressor que, nesse caso, consome 5320 kW de eletricidade.

Tabela 16: Performance do LVR

Indicadores	Simulação Base	LVR com compressor
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	4,232	3,158
Razão de Captura	22,86	22,89
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,2195	0,2195
Amina perdida (%)	0,1685	0,1685

III.4.5 Split-flow Simples da Regeneradora

Assim como no SSF, existem diversas formas de se configurar esse processo, podendo testar diferentes vazões de retiradas e em diferentes alturas da regeneradora. Em geral, não teve benefício em diversas configurações e variações finas realizadas, sempre apresentando um aumento significativo do gasto energético. Os três resultados principais podem ser vistos a seguir:

- Retirada de 50% no estágio 3:
 - Energia *Reboiler* = 4,981 GJ/ton CO₂
 - Razão de Captura = 27,52

- Retirada de 50% no estágio 13:
 - Energia *Reboiler* 5,298 GJ/ton CO₂
 - Razão de Captura = 27,56
- Retirada de 50% no estágio 22:
 - Energia *Reboiler* = 7,678 GJ/ton CO₂
 - Razão de Captura = 27,53

Os 3 casos apresentaram uma piora em relação à base no gasto energético do *reboiler* (de 4,232 GJ/ton CO₂) e na razão de captura (de 22,86), decisivo para não serem consideradas como uma modificação relevante para o processo deste trabalho.

III.4.6 *Split-flow* Avançado da Regeneradora

Essa modificação, que é um modelo avançado da anterior, impôs um alto nível de complexidade para a simulação. Foram necessárias diversas convergências em diferentes pontos da operação com um reciclo a mais, um ajuste de trocador de calor a mais e difícil ajuste de 2 *make-ups* de água paralelos. Ainda assim, o caso mais notável que obteve uma boa convergência foi para uma retirada de 70 000 kmol/h do 5° prato da regeneradora, entrando na absorvedora nos pratos 18 e 24. A convergência levou a um ajuste do *lean loading* para 0,1315 mol/mol, com *rich loading* de 0,3766 mol/mol, resultando em um delta de *loading* de 0,2451 mol/mol, que é um valor muito bom. Além disso, a razão de captura também ficou boa, de 15,23. Porém, o gasto energético do *Reboiler* foi de 4,790 GJ/ton CO₂, bem acima da base de 4,232 GJ/ton CO₂, sendo descartado da análise.

III.4.7 *Absorber Staged Feed (ASF)*

Assim como em outras melhorias, a divisão da corrente de gás exausto também permite testar configurações diferentes, em relação à proporção do *split* e o estágio de entrada da segunda corrente (a primeira entrando sempre no primeiro estágio ao fundo). Foram testados 6 casos diferentes e os resultados são apresentados na **Tabela 17**.

Tabela 17: Performance de diferentes configurações ASF

Indicadores	Simulação Base	0,5/0,5 Pratos 1/13	0,25/0,75 Pratos 1/13	0,75/0,25 Pratos 1/13	0,5/0,5 Pratos 1/20	0,5/0,5 Pratos 1/5	0,25/0,75 Pratos 1/5
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	4,232	3,592	3,512	3,782	3,589	3,339	3,157
Razão de Captura	22,86	18,29	17,60	19,75	18,28	16,40	14,96
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,2195	0,2746	0,2854	0,2543	0,2744	0,3060	0,3359

Para escolher os casos, primeiro variou-se as proporções, utilizando o prato 13 como receptor da segunda corrente (para os três primeiros casos). Depois testou-se o prato 20 como entrada, mas apenas para a proporção 0,5/0,5. E, por último, foram testadas as duas melhores proporções (de 0,5/0,5 e 0,25/0,75) com o prato 5 como entrada da segunda corrente. Como pode ser visto pela tabela, todas as configurações trouxeram melhoria em todos os parâmetros, mas a configuração de *split* de 0,25/0,75, com a maior parcela entrando no prato 5, teve o melhor resultado, com uma redução de 25,4% na energia do *reboiler*, 34,5% na razão de captura e um aumento de 53% no delta de *loading*. No entanto, a perda de amina que não está representada na Tabela 17 foi de 0,27% um pouco maior do que a simulação de base, de 0,1685%.

III.4.8 *Stripper Interheating*

Uma outra possibilidade testada foi a de fazer um *interheating* da regeneradora. Ao adicionar um trocador de calor, onde a corrente quente será a de CO₂ após o primeiro estágio de compressão e a corrente fria será uma retirada intermediária da regeneradora, espera-se dois ganhos simultâneos. Primeiro, poder aquecer a corrente da coluna, sendo a regeneração favorecida por temperaturas maiores. Em seguida, poder resfriar a corrente de CO₂ pós-compressão para seguir para os próximos estágios, economizando o uso de um *cooler*.

No entanto, alguns obstáculos foram encontrados nessa análise. Primeiro, a regeneradora já tem uma temperatura relativamente alta, de aproximadamente 100°C. Se for considerado o máximo do pacote *DBR Amine Package*, do UNISIM, em relação à degradação da amina, só seria possível aumentar a corrente intermediária da regeneradora (em vermelho na Figura 13.H) em 25°C, atingindo o máximo de 125°C. Esse pequeno aumento não seria suficiente para resfriar a corrente de CO₂ (em verde na Figura 13.H) a ponto de descartar o uso de um *cooler* antes do estágio seguinte de compressão. Além disso, a vazão de CO₂ é

relativamente pequena (142 ton/hora) em relação ao total, o que faz com que apenas uma pequena quantidade possa ser retirada da regeneradora, de no máximo 4840 kg/h, aproximadamente 1% da corrente de Amina Rica. Com isso, o impacto final é muito pequeno, como pode ser visto na **Tabela 18**, com uma redução energética de apenas 0,036 GJ/ton CO₂ em relação à simulação base.

Tabela 18: Performance do *Interheating*

Indicadores	Simulação Base	<i>Interheating</i>
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	4,232	4,196
Razão de Captura	22,86	22,86
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,2195	0,2195
Amina perdida (%)	0,1685	0,1685

III.4.9 Combinação das melhores modificações

Através da análise anterior, duas modificações se mostraram muito superiores às outras: a alimentação da absorvedora em dois estágios (ASF) e a recompressão do vapor de fundo da regeneradora (LVR), chegando a 3,157 e 3,158 GJ/ton CO₂ de gasto energético no *reboiler*, respectivamente. Nota-se que a primeira realiza uma modificação no ambiente da absorvedora enquanto a segunda age sobre o fundo da regeneradora. Por isso, é esperado que uma combinação entre ambas as modificações resultará em uma melhoria ainda maior para o sistema. Essa combinação é mostrada na **Figura 16** a seguir.

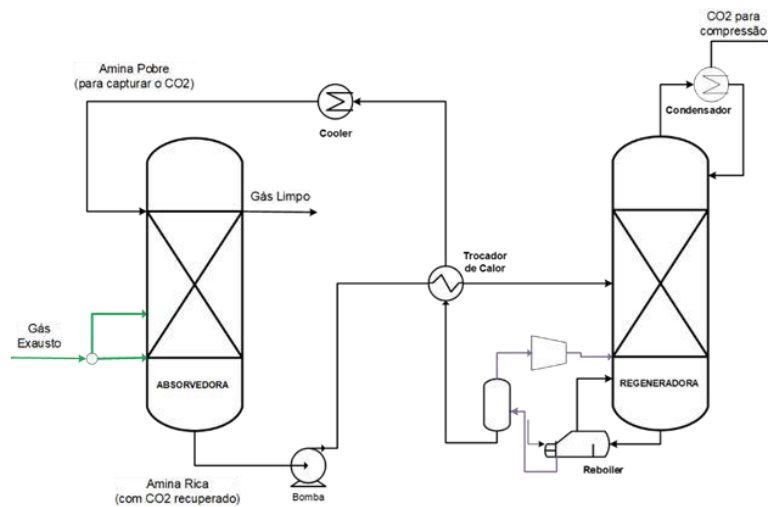


Figura 16: Esquema da Absorção Química com ASF e LVR

Na **Tabela 19** a seguir é apresentado o resultado da performance dessa combinação, comparando-se com a simulação base, com o cenário de apenas ASF e com o de apenas LVR. Nota-se que, em relação ao cenário original, a combinação entre as duas melhores modificações levou a uma redução de quase 40% no gasto energético. A performance dos outros parâmetros (razão de captura, delta *loading* e perda de amina) ficou igual ao cenário de apenas ASF, que atua na performance da coluna absorvedora.

Tabela 19: Performance do cenário ASF + LVR com compressor

Indicadores	Simulação Base	Apenas ASF	Apenas LVR	ASF + LVR
Gasto Energético do <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	4,232	3,157	3,158	2,554
Razão de Captura	22,86	14,96	22,89	14,97
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,2195	0,3359	0,2195	0,3359
Amina perdida (%)	0,1685	0,2700	0,1685	0,2700

Conclui-se que a configuração com a divisão da corrente de gás exausto e a recompressão de vapor de fundo da regeneradora traz o melhor benefício para a planta de captura. O gasto de eletricidade da recompressão ainda resta a ser analisado, como será visto a seguir.

III.4.10 Oportunidade de melhoria: EJETOR

O gasto de eletricidade do compressor do LVR é o maior ponto negativo dessa modificação, requerendo 5320 kW para sua operação. Uma forma de contornar isso foi pela utilização de um **ejetor**. Ejetores são como bombas ou compressores, mas de vácuo, com um formato de um Venturi, como mostrado na **Figura 17**. Eles convertem a energia de pressão de um fluido em energia cinética. Na entrada, injeta-se um fluido motriz (nesse caso sendo o vapor oriundo da termelétrica) e o fluido de sucção (nesse caso sendo o vapor de topo do *flash* do LVR). O resultado é uma conversão da velocidade imposta aos fluidos em uma pressão maior na saída do bico de descarga (VMF, s.d.).

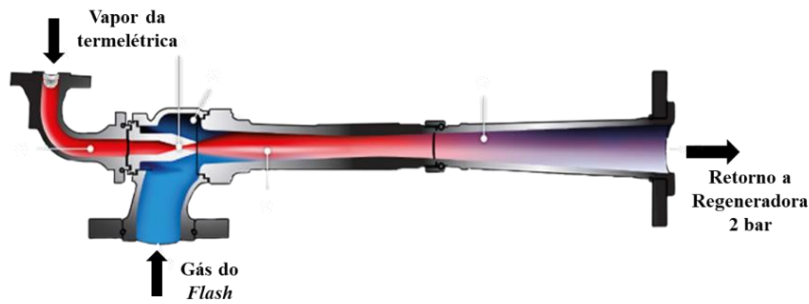


Figura 17: Representação de um ejetor. Adaptado de (Köerting, s.d.)

Ao adicionar o ejetor no lugar do compressor, utilizou-se a função *ADJUST* regular a vazão de vapor necessária para que a corrente resultante atingisse 2 bar, necessária para voltar à regeneradora. O resultado foi ainda melhor: além de reduzir o gasto energético do *reboiler* ainda mais (de 2,554 para 1,972 GJ/ton CO₂), o uso do vapor da termelétrica, de 10 bar e 180°C, foi de apenas 30 m³/h aproximadamente, o que resulta em um gasto energético baixo, de apenas 0,1725 GJ/ton CO₂. Somando-se com o gasto energético do *reboiler*, o total ficou em apenas 2,145 GJ/ton CO₂. A **Tabela 20** mostra os resultados dessa última modificação, em relação ao ponto de partida de antes das modificações. Abaixo estão os destaques:

- Gasto energético total reduzido em 49,3% e do *reboiler* em 53,4%;
- Razão de captura reduzida em 34,5%;
- Capacidade de absorção (delta de *loading*) aumentada em 53%.

Tabela 20: Performance da modificação ASF + LVR com ejetor

Indicadores	Simulação Base	ASF + LVR com ejetor
Gasto Energético Total (GJ/ton CO ₂)	4,232	2,145
Razão de Captura	22,86	14,96
Delta <i>Loading</i> (mol/mol)	0,2195	0,3359
Amina perdida (%)	0,1685	0,2700

III.5 Ajustes Finais

Após a definição da melhor configuração para a planta de captura, é necessário realizar alguns ajustes antes de seguir para o dimensionamento e análise econômica. Esses ajustes foram listados abaixo, mas alguns também estarão presentes na **Tabela 23** de premissas técnicas para a planta final e podem ser acompanhadas pela simulação da **Figura 19**, ambas ao final do capítulo.

Adição dos estágios de compressão

Como o intuito deste trabalho é de integrar o CO₂ com uma planta de Metanol, são necessários 3 estágios de compressão para que a pressão atinja um valor próximo a 60 bar, cada estágio com razão de pressão 1:3. Na literatura, geralmente são encontradas plantas com 4 estágios, com o intuito de realizar a estocagem geológica de CO₂. Cada estágio de compressão possui um compressor, um *cooler* e um vaso de *knock-out*.

Reciclos de *Knock-out*

O vaso de *knock-out* é como um *flash* onde o líquido sai pelo fundo e o gás, rico em CO₂, sai pelo topo. Esse líquido tem uma vazão pequena em relação ao total, principalmente no 3º estágio, mas é muito rico em CO₂. Por isso, uma integração de processo importante é de realizar o reciclo dessas correntes de volta para a regeneradora. Essa corrente de reciclo vai entrar na Regeneradora no primeiro estágio mais ao topo da coluna, o que também ajuda a diminuir o gasto energético do condensador.

Número de pratos

Como mostra a **Tabela 21**, foram realizados testes para diferentes configurações de números de pratos da absorvedora e regeneradora. O melhor resultado para todos os indicadores foi o da configuração 20/20, que também ofereceu uma redução de altura para as colunas em relação ao cenário 25/25.

Tabela 21: Performances de diferentes números de pratos

	Pratos Absorvedora/Regeneradora								
	25/25	25/20	25/15	25/10	20/20	20/15	20/10	15/15	15/10
Gasto Energético (GJ/ton CO ₂)	2,145	2,160	2,179	2,494	2,128	2,179	2,548	2,304	2,697
Razão de Captura	14,97	14,46	14,46	14,46	14,19	15,08	15,09	16,31	16,31
Delta Loading (mol/mol)	0,3359	0,3478	0,3478	0,3478	0,3543	0,3334	0,3334	0,3081	0,3081

Perda de Carga nos trocadores e colunas

A perda de carga dos trocadores foi definida em 20 kPa (0,2 bar) nos tubos e 10 kPa (0,1 bar) no casco. O condensador também sofre uma perda de carga de 20 kPa. As colunas perdem 1 kPa (0,01 bar) por prato, o que fornece 0,2 bar de perda total no caso de 20 pratos.

Torre de Têmpera e *Blower*

Como foi adicionada uma perda de carga, a pressão da coluna absorvedora foi para 1,2 bar no fundo, e 1 bar no toppo. Assim, foi necessário adicionar um ***Blower*** para que o gás exausto atingisse esse valor de pressão. O *blower* funciona como um pequeno compressor, que fornece um incremento de pressão. Como ele inevitavelmente aumenta a temperatura do gás exausto, foi necessária adicionar também a Torre de Têmpera para aliviar a alta temperatura, já que a absorvedora é favorecida em menores temperaturas. A torre de têmpera é mais interessante que um *cooler* por ter um menor gasto de água de resfriamento. Mais adiante será feito o detalhamento da posição da torre e da quantidade de água necessária para o sistema.

Lavador de amina (*Scrubber*)

Foi adicionada uma torre para recuperar a amina presente no gás “limpo” de saída do topo da absorvedora. Ela foi definida como uma torre de pratos, apesar de poder ter internos diferentes do que o simulado. Foram testadas duas configurações. A primeira, com 3 estágios e 30 m³/h de entrada de água, forneceu um gás de saída ainda com 4,98 ppm de MEA e apenas traços de AMP (total de aproximadamente 12 kg/h). A segunda, com 10 estágios e a mesma vazão de água, resultou em um gás de saída com 0,0468 ppb de MEA e praticamente sem AMP (total de aproximadamente 0,011g/h). O MEA e AMP podem ser tóxicos e

prejudiciais ao meio-ambiente quando emitidos mesmo em baixas concentrações, por isso foi escolhida a coluna de 10 estágios, que propicia a melhor limpeza do gás. A perda de carga nessa torre foi considerada nula.

III.5.1 Análise da Torre de Têmpera

Foram testadas duas configurações da torre de têmpera, detalhadas a seguir:

1. Simulou-se a Torre antes do *Blower*. Espera-se que essa configuração necessite de menos água, já que recebe o gás exausto a 50°C (como pré-definido), do que se tivesse após o *Blower*, com uma temperatura maior.
2. Testou-se Torre após o *Blower*. Como citado acima, espera-se que nessa configuração será necessária mais água para a mesma quantidade de resfriamento.

A **Figura 18** a seguir mostra uma representação básica da torre de têmpera com as quatro correntes a serem analisadas. É necessária uma análise de sensibilidade para definir o melhor entre os dois casos.

Caso 1: corrente (1) está a 50°C. Se for definido 100 m³/h na (2), obtém-se um gás exausto a 43,07°C em (3), bem próximo do valor esperado de 40°C. No entanto, para atingir o valor exato de 40°C, seria necessária uma vazão de 1175 m³/h da corrente (2), o que impactaria diretamente nos custos operacionais. Assim, foi definido o uso de 100 m³/h de água de resfriamento no primeiro cenário, o que leva a uma perda de 5,08 m³/h de água para o gás exausto por saturação. Nesse cenário, o gás exausto chega à absorvedora a 68,62°C.

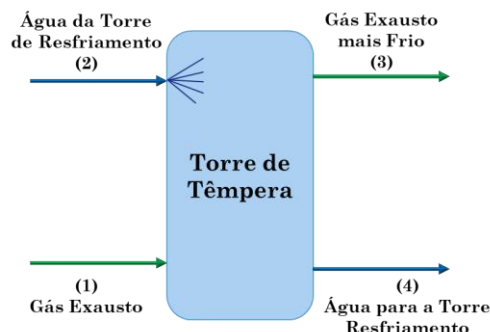


Figura 18: Representação básica da Torre de Têmpera

Caso 2: a corrente (1) não está mais a 50°C, pois já passou pelo *Blower*, agora apresentando uma temperatura de 75°C. Não se deve comparar os dois casos atingindo a mesma temperatura, já que a temperatura de entrada não é a mesma. Para poder realizar essa comparação, definiu-se que a perda de água por saturação deveria ser próxima ao valor do caso anterior de 5,08 m³/h. Assim, a torre, nessa configuração, necessitou de 700 m³/h de água para que o gás atingisse uma temperatura de 46,87°C, que, pelo lado positivo, já é a temperatura de entrada da absorvedora, praticamente 20°C menor do que o caso anterior. A **Tabela 22** a seguir resume esses resultados obtidos.

Tabela 22: Performance entre duas configurações para a Torre e *Blower*

Indicadores	Torre antes do <i>Blower</i>	Torre depois do <i>Blower</i>
Água de resfriamento (m ³ /h)	100	700
Consumo <i>Blower</i> (MW)	18,43	18,26
Temperatura de Entrada da Torre (1) (°C)	50	75,37
Temperatura de Saída da Torre (3) (°C)	43,07	46,87
Temperatura de Entrada da Absorvedora (°C)	68,62	46,87
Gasto Energético Total (GJ/ton CO ₂)	2,180	2,128

O primeiro caso foi escolhido como melhor configuração devido a menor quantidade de água necessária, o que favorece diretamente os custos com utilidades da planta.

III.5.2 Resultados da concepção da planta

As premissas técnicas da planta de captura final são mostradas na **Tabela 23**, demonstrando o que foi estabelecido até esse ponto por todos os ajustes apresentados anteriormente, além de algumas informações que serão utilizadas no dimensionamento dos equipamentos.

Tabela 23: Premissas técnicas da planta de captura final

Item	Premissas
Pacote Termodinâmico	Absorção Química: <i>DBRAmine</i> / Vapor: <i>ASME Steam</i> ; UNISIM
Fonte Combustível Termelétrica	Gás Natural
Corrente Gás Exausto	49,7 MMSm ³ /d; T = 50°C; P = 1bar; (% mol) 4,04%CO ₂ , 8,67%H ₂ O, 74,32%N ₂ , 12,09%O ₂ , 0,88%Ar
Corrente Amina Pobre	2137 ton/h; (% massa) 3,3%CO ₂ , 66,7%H ₂ O, 20%MEA, 10%AMP; <i>loading</i> = 0,17 mol/mol
Corrente Amina Rica	<i>loading</i> = 0,5104 mol/mol
Corrente de CO ₂ (produto)	1,8 MMSm ³ /d; T = 40°C; P = 53,80 bar; (% mol) 99,677%CO ₂ , 0,297%H ₂ O, 0,02%N ₂ , 0,006%H ₂ O
Coluna Absorvedora	20 estágios; P = 1,2 bar; Perda de Carga = 0,2 bar; Eficiência de Captura = 90%; Recheio: Flexipac (Mellapac) 250
Coluna Regeneradora	20 estágios; P = 2 bar; Perda de Carga = 0,2 bar; Gasto Energético = 2,008 GJ/ton CO ₂ ; Recheio: Flexipac (Mellapac) 250
Torre de Têmpera	3 estágios; P = 1 bar; Perda de Carga = 0; Recheio: Flexipac (Mellapac) 125
<i>Scrubber</i>	10 estágios; P = 1 bar; Perda de Carga = 0; Recheio: Flexipac (Mellapac) 125
Trocadores de Calor	$\Delta T_{\text{Approach}} = 10^{\circ}\text{C}$; Perda de Carga = 0,2 bar Tubo, 0,1 bar Casco
<i>Blower</i>	Razão de compressão = 1,237; Eficiência Adiabática = 75%
Bombas	Eficiência Adiabática = 75%
Compressores	3 estágios com <i>cooler</i> e vaso de <i>knock-out</i> ; Razão máxima de compressão = 3,3; Eficiência Adiabática = 75%
<i>Drives</i>	<i>Drives</i> elétricos - <i>Explosion Proof</i>
Ejetor	Vapor = 29,53 m ³ /h; Gasto Energético = 0,172 GJ/ton CO ₂
Água de Resfriamento	T ^{entrada} = 30°C; T ^{saída} = 45°C; P = 4 bar
Vapor para Aquecimento	Saturado; P = 10 bar; T ^{entrada} = 180°C
Make-ups	Água = 40 m ³ /h; Amina = 0,254 kg/h

A modelagem final pode ser vista na **Figura 19** a seguir.

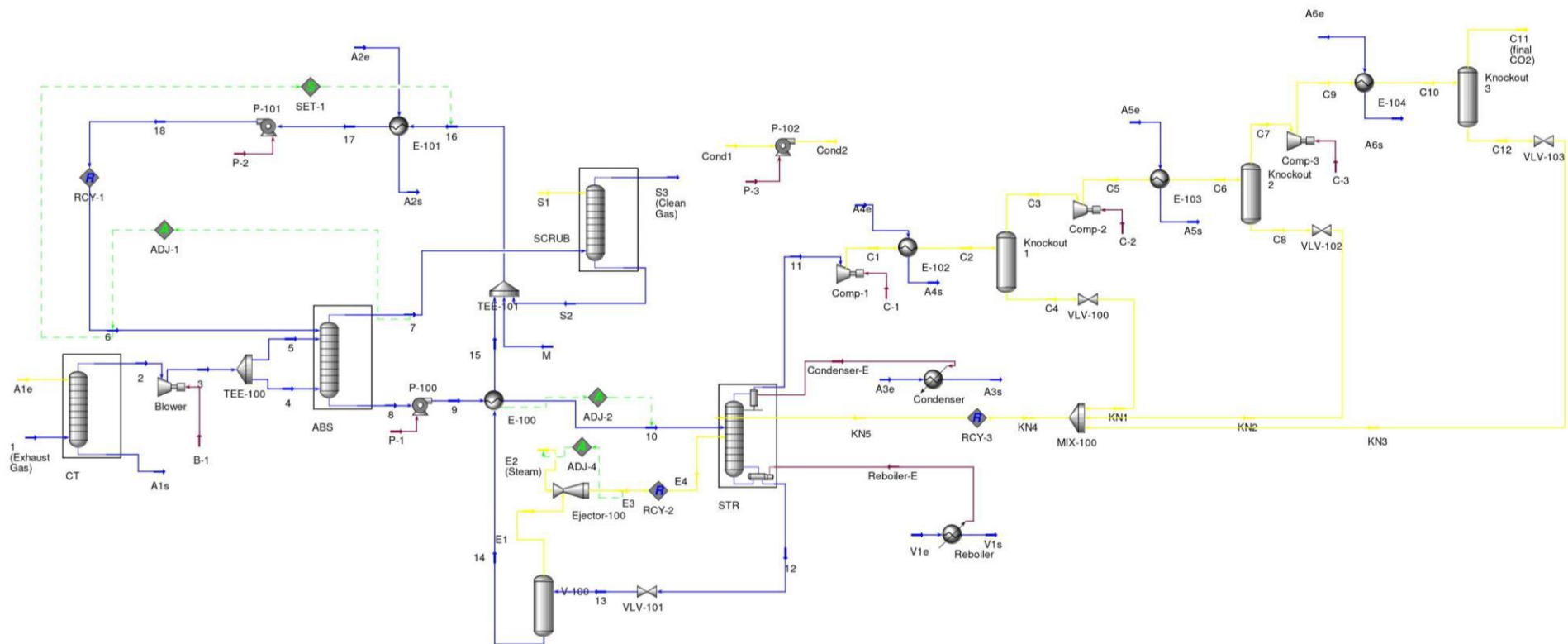


Figura 19: Modelagem final da planta de captura

Na **Tabela 24** a seguir são mostradas a composição, pressão, temperatura e vazão mássica de cada corrente.

Tabela 24: Temperatura, Pressão, Vazão Mássica e Composição de cada corrente

Correntes	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Vazão Mássica (kg/h)	Fração Mássica CO ₂	Fração Mássica H ₂ O	Fração Mássica N ₂	Fração Mássica O ₂	Fração Mássica Arg	Fração Mássica MEA	Fração Mássica AMP
Looping principal de Captura de CO₂										
1	50,00	1,00	2484000	0,06265	0,05504	0,73360	0,13632	0,01239	0,00000	0,00000
2	43,07	0,97	2489066	0,06252	0,05696	0,73211	0,13605	0,01236	0,00000	0,00000
3	68,62	1,20	2489066	0,06252	0,05696	0,73211	0,13605	0,01236	0,00000	0,00000
4	68,62	1,20	622267	0,06252	0,05696	0,73211	0,13605	0,01236	0,00000	0,00000
5	68,62	1,20	1866800	0,06252	0,05696	0,73211	0,13605	0,01236	0,00000	0,00000
6	40,00	1,00	2137164	0,03291	0,66709	0,00000	0,00000	0,00000	0,20000	0,10000
7	52,71	1,00	2409755	0,00646	0,08332	0,75620	0,14052	0,01277	0,00072	0,00001
8	53,96	1,20	2216476	0,09493	0,61660	0,00001	0,00000	0,00000	0,19206	0,09641
9	54,00	2,20	2216476	0,09493	0,61660	0,00001	0,00000	0,00000	0,19206	0,09641
10	90,52	2,00	2216476	0,09493	0,61660	0,00001	0,00000	0,00000	0,19206	0,09641
11	40,00	1,80	142446	0,98236	0,01746	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
12	121,17	2,00	2181436	0,03441	0,67183	0,00000	0,00000	0,00000	0,19579	0,09797
13	101,70	1,00	2181436	0,03441	0,67183	0,00000	0,00000	0,00000	0,19579	0,09797
14	101,70	1,00	2105875	0,03348	0,66291	0,00000	0,00000	0,00000	0,20215	0,10147
15	64,71	0,90	2105875	0,03348	0,66291	0,00000	0,00000	0,00000	0,20215	0,10147
16	64,43	0,90	2137164	0,03312	0,66688	0,00000	0,00000	0,00000	0,20000	0,10000
17	40,00	0,70	2137164	0,03312	0,66688	0,00000	0,00000	0,00000	0,20000	0,10000
18	40,01	1,00	2137164	0,03312	0,66688	0,00000	0,00000	0,00000	0,20000	0,10000
Unidade do Ejetor										
E1	101,70	1,00	75561	0,06031	0,92054	0,00000	0,00000	0,00000	0,01871	0,00044
E2	180,00	10,00	29470	0,00000	1,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
E3	122,13	2,00	105031	0,04339	0,94283	0,00000	0,00000	0,00000	0,01346	0,00032
E4	122,13	2,00	105066	0,04344	0,94278	0,00000	0,00000	0,00000	0,01346	0,00032
Unidade do Scrubber										
S1	30,00	4,00	29940	0,00000	1,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
S2	51,10	1,00	27843	0,01060	0,92589	0,00001	0,00000	0,00000	0,06244	0,00105
S3	50,66	1,00	2409780	0,00633	0,08419	0,75619	0,14052	0,01277	0,00000	0,00000
Trem de Compressão										
C1	158,75	6,00	142446	0,98236	0,01746	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C2	40,00	5,80	142446	0,98236	0,01746	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C3	40,00	5,80	140725	0,99430	0,00552	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C4	40,00	5,80	1721	0,00579	0,99418	0,00000	0,00000	0,00000	0,00004	0,00000
C5	151,57	18,00	140725	0,99430	0,00552	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C6	40,00	17,80	140725	0,99430	0,00552	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C7	40,00	17,80	140234	0,99773	0,00209	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C8	40,00	17,80	492	0,01665	0,98335	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
C9	151,21	54,00	140234	0,99773	0,00209	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C10	40,00	53,80	140234	0,99773	0,00209	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C11	40,00	53,80	140106	0,99861	0,00122	0,00013	0,00004	0,00000	0,00000	0,00000
C12	40,00	53,80	128	0,04047	0,95953	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Outras correntes (Retorno de Knock-out e Condensador da Regeneradora)										
KN1	39,97	2,00	1720,90	0,00579	0,99418	0,00000	0,00000	0,00000	0,00004	0,00000
KN2	39,87	2,00	491,64	0,01665	0,98335	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
KN3	39,66	2,00	128,09	0,04047	0,95953	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
KN4	39,93	2,00	2340,64	0,00997	0,99001	0,00000	0,00000	0,00000	0,00003	0,00000
KN5	39,93	2,00	2340,50	0,00994	0,99003	0,00000	0,00000	0,00000	0,00003	0,00000
Cond1	34,61	1,60	23973,13	0,00179	0,99713	0,00000	0,00000	0,00000	0,00108	0,00000
Cond2	34,61	1,80	23973,13	0,00179	0,99713	0,00000	0,00000	0,00000	0,00108	0,00000

A Tabela 24 foi dividida em quatro grupos. O primeiro representa o looping de captura, que engloba a absorção e a regeneração do CO₂, além das correntes de gás exausto, com torre de têmpera e *blower*. No segundo grupo, as três correntes da torre de *scrubber* podem ser vistas. O terceiro grupo mostra todas as correntes dos estágios de compressão que passam pelos compressores, *coolers* e vasos de *knock-out*. O grupo de “outras correntes” engloba as de retorno do *knock-out* e duas chamadas de “Cond1” e “Cond2”. Essas duas correntes são hipotéticas e simulam o retorno de condensado da regeneradora, que acontece dentro do “ambiente de simulação” dessa coluna. Essa adaptação foi feita para poder calcular a capacidade da bomba de retorno, que deve levar o condensado cuja pressão é 1,6 bar até à pressão do topo da coluna, de 1,8 bar.

Na **Tabela 25**, é listada a demanda energética dos seguintes equipamentos: *blower* (B-1), bombas (P-1 da bomba P-100; P-2 da bomba P-101; P-3 da bomba P-102) e compressores (C-1 de Comp-1; C-2 de Comp-2; C-3 de Comp-3).

Tabela 25: Balanço de Consumo de eletricidade da planta

Corrente de Energia	Consumo (GJ/h)	Consumo (kW)
B-1	66,34	18427,78
P-1	0,2825	78,47
P-2	0,0841	23,36
P-3	0,0006432	0,18
C-1	15,67	4352,78
C-2	13,92	3866,67
C-3	12,69	3525,00
Total	108,99	30274,23

Já na **Tabela 26**, é listada a demanda de água de resfriamento das seguintes corrente: A1 (Torre de Têmpera), A2 (*Cooler* de Amina Pobre, **E-101**), A3 (Condensador da Regeneradora), A4 (de **E-102**), A5 (de **E-103**) e A6 (de **E-104**).

Tabela 26: Demanda de água de resfriamento da planta

Correntes de Resfriamento	Consumo de Água (m ³ /h)	Consumo Energético (GJ/h)
A1	100	57,60
A2	2988	187,00
A3	1049	65,66
A4	322,7	20,28
A5	266,4	16,66
A6	303	19,00
Total	5029,1	366,2

IV. ANÁLISE ECONÔMICA DA PLANTA DE CAPTURA

IV.1 Dimensionamento dos equipamentos

Para realizar a análise de investimentos diretos (como custo de compra do equipamento com materiais e custo de instalação) é necessário realizar o dimensionamento dos equipamentos antes. Isso inclui a quantidade de cada equipamento (unidades), tamanho de colunas (diâmetro e altura), área de trocadores de calor, capacidade de bombas e compressores, entre outros. Também é necessário estabelecer o tipo de material (aço carbono, aço inoxidável, etc.) e os internos de certos equipamentos, como torres e vasos. O dimensionamento foi dividido em 6 seções: 1. Torres; 2. Vasos; 3. Trocadores de Calor; 4. Bombas; 5. *Blower* e Ejetor; 6. Compressores.

IV.1.1 Torres

Esse dimensionamento inclui 4 colunas: Torre de Têmpera, Absorvedora, Regeneradora e *Scrubber*. A utilidade “*Tray Sizing*” do UNISIM foi utilizada para realização dos cálculos, com interno do tipo “empacotamento” e correlação “SLE” para todas as colunas. Para o processo de absorção química, foi constatado em diversos artigos que o melhor recheio é o “Mellapack 250y”, fornecendo a coluna mais eficiente, com menor tamanho e maior eficiência. Assim, para a Absorvedora e Regeneradora foi adotado esse empacotamento, cujo nome no UNISIM é “Flexipac (Metal Structured) Mellapac 250”. Para a torre de têmpera e *scrubber* foi usado o mesmo tipo de empacotamento, mas modelo 125, que forneceu as menores alturas.

Em relação à quantidade de pratos teóricos e reais foi constatado que o número de estágios adotados na simulação corresponde aos pratos reais, já que foi imposta uma eficiência de 100%. Para comprovar essa suposição, foi realizado um teste de eficiência na Absorvedora, antes estabelecida com 20 pratos. Segundo CAMPBELL, a eficiência de colunas absorvedoras varia de 25 a 40%. Foi testado o melhor cenário de 40% de eficiência diretamente no UNISIM, na aba “*Parameters*” em “*Efficiencies*”. Ao mudar de 100% para 40%, com os mesmos 20 pratos estabelecidos, a coluna passou a ter uma captura de quase 98%, bem acima dos 90% adotados anteriormente. Foi necessário reduzir o número de estágios até que se atingisse os 90% de captura, obtendo-se 8 pratos. Constata-se que 8 pratos com 40% de eficiência se tornam os 20 pratos reais simulados anteriormente.

Torre de Têmpera

Essa torre foi simulada com 3 estágios. O seu dimensionamento resultou em um diâmetro de 10,97m e altura de 3,077m com HETP de 1,026m (*Frank Correlation*). Essa altura representa apenas o tamanho da seção de empacotamento. Em alguns sites de fornecedores (por exemplo, GEA) é indicado que a torre seria como um tanque aberto, sem recheio. Como pode variar de caso a caso, foi assumido que a torre teria 10 metros de altura com 3 metros de recheio ao centro da coluna. Já o diâmetro, 10,97m, é muito grande para ser adotado na prática, sendo necessário dividir em mais de uma coluna, o que resultou em 4 torres de 5,5 metros de diâmetro.

Scrubber – Lavador de Amina

O *Scrubber* foi simulado com 10 estágios, como dito anteriormente. Seu dimensionamento forneceu um diâmetro de 11,89m, com HETP de 1,051m (*Frank Correlation*). Resultou em 4 colunas de 6 metros de diâmetro, empacotamento de 10,51 metros e uma altura total de cada coluna assumida em 12,5 metros (um metro ao topo e ao fundo da coluna sem empacotamento).

Absorvedora

A coluna de absorção foi simulada com 20 estágios, HETP de 1,038m (*Frank Correlation*), resultando em um total de 20,77m de empacotamento. O diâmetro obtido pelo dimensionamento foi de 11,43m, resultando em 4 colunas de aproximadamente 5,7 metros de diâmetro cada uma. A altura total foi assumida em 23 metros.

Regeneradora

A coluna de regeneração é composta por 20 estágios mais o condensador e *reboiler* (22 no total). O HETP obtido pelo *Tray Sizing* foi de 0,756m, o que forneceu uma altura de empacotamento de 15,11m. Já o diâmetro obtido foi de 3,95m, não necessitando de mais de uma coluna. Assim, o resultado aproximado é de apenas uma coluna com 4 metros de diâmetro, 15 metros de empacotamento e altura total de 17 metros.

Todos esses resultados estão expostos na **Tabela 27**. Também foi adicionada a porcentagem de inundação (*Max Flooding %*) para melhor compreensão do recheio.

Tabela 27: Dimensionamento das Torres

Coluna	Un.	Diâmetro (m)	Altura Total (m)	Volume (m ³)	Recheio	Altura Recheio (m)	Inund. Máx. (%)
Torre de Têmpera	4	5,5	10	237,58	Mellapac 125	3	55,86
<i>Scrubber</i>	4	6	12,5	353,43	Mellapac 125	10,51	59,17
Absorvedora	4	5,7	23	586,90	Mellapac 250	20,77	54,76
Regeneradora	1	4	17	213,63	Mellapac 250	15,11	50,8

IV.1.2 Vasos

Os vasos também foram dimensionados com o “*Tray Sizing*” do UNISIM. Nessa análise, são inclusos os três vasos de *Knock-out*, o *Flash* do LVR e o Tambor de Refluxo do condensador. Todos eles, com a exceção do refluxo, foram concebidos tendo um *demister*, tela ou filtro que aumenta a eficiência ao impedir que gotículas passem pela saída da fase vapor. Foi assumido que a posição do *demister* em relação ao topo teria uma distância equivalendo a 10% da altura total do vaso. Além disso, foi adotada uma especificação, já pré-definida pelo UNISIM, de $L/D=3$, ou seja, a largura (ou altura do vaso) deve ter 3 vezes o tamanho do diâmetro.

Flash

O *flash* foi dimensionado com 6,71m de diâmetro e 23,47m de altura. Ele foi dividido em 2 vasos de 4,7 metros de diâmetro e 14,10 metros de altura.

Tambor de Refluxo

Para esse vaso, foi feita uma análise comparativa, já que ele não está incluso na simulação. Foi constatado que a vazão que passa por esse tambor é 1% da vazão de amina rica que entra na regeneradora. Como mostrado pela Tabela 27, essa coluna possui aproximadamente 214 m³ de volume, sendo 1% igual a 2,14 m³. Assumindo que o vaso opera em 50% de volume e adicionando uma margem, foi assumido o tambor de refluxo com 5m³. Considerando a razão adotada $L/D=3$, obtém-se um diâmetro de 1,29 metro e uma largura de 3,9 metros (vaso horizontal).

Vasos de *Knock-out*

Esses vasos não sofreram nenhuma alteração em relação ao obtido pelo UNISIM. Eles são apresentados na **Tabela 28** junto ao dimensionamento do *Flash* e tambor de refluxo, citados anteriormente.

Tabela 28: Dimensionamento dos vasos

Vaso	Unidades	Diâmetro (m)	Altura Total (m)	Volume (m ³)	Distância <i>Demister</i> para o topo (m)
Vaso <i>Flash</i>	2	4,7	14,1	244,63	1,4
Tambor de Refluxo	1	1,29	3,87	5,06	Sem <i>demister</i>
<i>Knock-out</i> 1	1	3,5	10,5	101,02	1,1
<i>Knock-out</i> 2	1	2,3	6,9	28,67	0,7
<i>Knock-out</i> 3	1	1,6	4,8	9,65	0,5

IV.1.3 Trocadores de Calor

Nessa parte, são dimensionados os seguintes equipamentos: *lean-rich* (**E-100**), *lean cooler* (**E-101**), Condensador, *Coolers* de Compressão 1, 2 e 3 (**E-102**, **E-103** e **E-104**), que foram simulados como casco-tubo com “*fixed tube*”. Também foi analisado o *Reboiler* do tipo “*kettle Reboiler*”. Os trocadores são dimensionados a partir da área disponível de troca térmica, pela **Equação 6**.

$$A = \frac{Q}{U \times \text{LMTD}} \quad (6)$$

Onde:

A = Área de Transferência de Calor (m²)

Q = Taxa de Transferência de Calor (kJ/h) ou (Btu/h)

U = Coeficiente de Troca Térmica Global (kJ/h.m².°C) ou (Btu/h.ft².°F)

LMTD = Diferença de Temperatura Média Logarítmica (**Equação 7**)

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (7)$$

Onde T₁ e T₂ são as temperaturas de entrada e saída, respectivamente, do fluido do tubo e t₁ e t₂ são as temperaturas de entrada e saída, respectivamente, do fluido do casco.

Todos os trocadores, incluindo *reboiler* e condensador, foram calculados a partir das Equações 6 e 7, com os valores de Q (taxa de transferência de calor) e temperaturas de entradas e saídas obtidos pelo UNISIM. Os valores utilizados para U foram obtidos a partir de duas referências: (ASSOCIATES, s.d.) (PRIMO, 2012). O *Process Associates* fornece diretamente as faixas típicas de U em (Btu/h.ft².°F) para o tratamento com aminas, ou seja, para os trocadores *rich-lean*, condensador, *reboiler* e *lean cooler*. Já a segunda referência mostra faixas típicas de U para diversos tipos de troca térmica. Nesse documento, foram coletados os coeficientes para os *coolers* de compressão, do tipo “*Gas at high pressure inside and liquid outside tubes*”. Para ambos os casos, foi considerado o maior valor da faixa indicada de U, que, segundo a Equação 6, vai fornecer a menor área de troca. Os valores de U considerados estão listados na **Tabela 29**.

Tabela 29: Valores de U para cada trocador de calor

Trocador de Calor	Coeficiente Global de Troca Térmica	
	U (Btu/h.ft ² .°F)	U (kJ/h.m ² .°C)
<i>Lean-Rich</i>	90	1840
<i>Lean Cooler</i>	90	1840
Condensador	90	1840
<i>Reboiler</i>	120	2453
<i>Coolers</i> de Compressão	70	1431

Na **Tabela 30** a seguir são apresentados os resultados do cálculo de área dos trocadores.

Tabela 30: Áreas calculadas para os trocadores de calor

Trocador de Calor	U (kJ/h.m ² .°C)	Q (GJ/h)	LMTD	Área Calculada (m ²)	Un.	Área por Unidade (m ²)
<i>Lean-Rich</i>	1840	291,30	10,94	14466,8	4	3616,71
<i>Lean Cooler</i>	1840	173,30	14,21	6628,5	2	3314,27
Condensador	1840	65,66	22,30	1600,3	2	800,17
<i>Reboiler</i>	2453	281,10	58,65	1953,6	5	390,72
<i>Cooler 1 Comp.</i>	1431	20,28	42,66	332,2	1	332,22
<i>Cooler 2 Comp.</i>	1431	16,66	40,82	285,2	1	285,21
<i>Cooler 3 Comp.</i>	1431	19,00	40,72	326,1	1	326,10

Pela tabela acima, pode-se notar que alguns trocadores apresentaram áreas muito grandes, o que pode gerar dúvidas. Esse é o caso do trocador *Lean-Rich*, que obteve uma área calculada de mais de 14 mil m². Duas referências consultadas obtiveram valores próximos.

Por exemplo, KHALIPOUR & ZAFARANLOO, 2020, chegaram ao valor de 17922,04 m² para o trocador *lean-rich* em simulação de uma captura de termelétrica a carvão de 300 MW. Já JONES (2018) obteve 13 unidades de 1000 m² para o mesmo trocador, em captura de termelétrica a carvão de 643 MWe.

Como será analisado mais adiante, valores acima de 1000 m² para os trocadores casco-tubo e 100 m² para o *reboiler* extrapolam as correlações de cálculo de investimento. Assim, alguns trocadores foram divididos em mais de uma unidade para que não seja realizada uma extrapolação exagerada, mas também não foram adotados números excessivos de trocadores. Por exemplo, para o *lean-rich* o ideal para a correlação seria dividir em 14 ou 15 unidades. Foram escolhidas 4 unidades que fornecem uma extrapolação de capacidade de 3,6 vezes, ao invés de 14,4 vezes.

IV.1.4 Bombas

As bombas P-100, P-101 e P-102 são dimensionadas pelas suas potências, que já foram apresentadas na Tabela 25 pelo consumo de eletricidade. Elas foram elaboradas como sendo bombas centrífugas, informação necessária para o cálculo de investimento.

IV.1.5 Blower e Ejetor

O *blower* e o ejedor estão na mesma categoria por serem dimensionados pela vazão de ar que passa por eles. Como mostra a Tabela 25, o *blower* tem um consumo excessivo, bem maior do que a potência das bombas e o consumo dos compressores. A vazão de ar (condição padrão) que passa por ele é de 575 m³/s, levando o gás exausto de 1 bar até 1,2 bar (0,2 bar de dP). Já a vazão imposta nos compressores é aproximadamente 22 m³/s (condição padrão), apesar de fornecer ganhos de 4,2, 12,2 e 36,2 bar para os estágios 1, 2 e 3, respectivamente.

A vazão de 575 m³/s extrapola o máximo de 100 m³/s na correlação que será vista mais adiante. Com isso, o *blower* foi dividido em cinco unidades, como mostrado na **Tabela 31**. Essa tabela também apresenta a vazão do ejedor de 36 m³/s, sendo dimensionado como um “*Fan Axial Tube*”, mas sem nenhum *drive* interno.

Tabela 31: Capacidades para *Blower* e Ejetor

<i>Fan</i>	Unidades	Vazão Ar (m ³ /s)
<i>Blower</i>	5	115
Ejetor	1	36

IV.1.6 Compressores

Para finalizar, os compressores Comp-1, Comp-2 e Comp-3 também já foram dimensionados, com as potências indicadas pela Tabela 23 de 4,35, 3,87 e 3,53 MW, respectivamente. Eles foram pensados também como compressores centrífugos tendo *driver* elétrico do tipo “*Explosion Proof*”.

IV.2 Cálculo do Investimento

A metodologia de estimativa de investimento de plantas químicas (FCI, *Fixed Capital Investment*) usada no presente trabalho foi a de TURTON, et al., (2012). A estimativa apresentada pertence à “Classe 4” – *Concept Study or Feasibility* – ou seja, estudo da viabilidade de implementação da planta de captura. A acurácia esperada desse estudo é de ± 3 a 12 vezes em relação à acurácia da estimativa de Classe 1, que tem incerteza variando de +6% a -4%. Assim, na menor faixa para o investimento, o estudo terá uma incerteza de +18% a -12% e, na maior faixa, de +72% e -48%. Essas faixas de acurácia serão apresentadas ao final do cálculo de investimento.

A metodologia de TURTON, et al., é chamada de CAPCOST, sendo acompanhada por um Excel com Macro para cálculos de investimento e outros custos, mas ele não foi usado como ferramenta devido às limitações de capacidade de equipamentos.

A técnica específica utilizada é a de “Custo de Módulo” – *Module Costing* – que leva em conta o tipo de equipamento, a pressão do sistema e os materiais de construção (MOC). O custo base dessa técnica é o C_{BM} , “*Bare Module Cost*”, calculado pela **Equação 8**, onde C_p^0 é o preço de compra nas condições base. Ele representa a soma de custos diretos e indiretos:

- **Custos diretos:** custo de compra do equipamento *f.o.b.* (C_p), materiais necessários para instalação (C_M) e mão-de-obra requerida para instalação do equipamento e materiais (C_L);
- **Custos indiretos:** frete, seguro e taxas (C_{FIT}); custos gerais de construção relacionado aos trabalhadores, como férias e benefícios (C_O) e despesas com a engenharia contratada (C_E).

$$C_{BM} = C_p^0 F_{BM} \quad (8)$$

O fator F_{BM} inclui parâmetros como pressão e custo de materiais de construção e vai variar de acordo com cada tipo de equipamento. Para alguns casos, é utilizado diretamente um

fator do tipo F_{BM} e, para outros, serão usados fatores como F_P de pressão e F_M de material que irão compor o F_{BM} da Equação 8.

O custo de compra na condição base, C_{p^0} , é obtido a partir da **Equação 9**, a seguir:

$$\log_{10} C_{p^0} = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 (\log_{10} A)^2 \quad (9)$$

Cujos valores de K_1 , K_2 e K_3 são fornecidos para cada tipo de equipamento e A representa a capacidade do mesmo (volume, área, potência, etc.). A partir da Equação 9, obtém-se o valor de C_{p^0} para o ano de 2001, sendo necessário realizar uma correção temporal para 2020. O índice de correção utilizado foi o CEPCI – *Chemical Engineering Plant Cost Index*. A estimativa desse índice foi feita ao final de 2020, de acordo com as atualizações mensais no site *CHEMENGONLINE* (2020). Essas atualizações são mostradas como uma variação percentual em relação ao mesmo período do ano anterior. A estimativa foi realizada coletando todas essas variações (apresentadas pela **Tabela 32**), calculando a média entre elas e aplicando ao CEPCI do ano anterior (2019: 607,5). Assim, pode-se ter uma boa aproximação para o CEPCI atual: de **593**.

Tabela 32: Variação CEPCI ao longo de 2020 em rel. a 2019/ mesmo período

Atualização CEPCI 2020	
Jan-Fev	-3,5%
Fev-Mar	-2,9%
Mar-Abr	-3,5%
Abr-Mai	-3,2%
Mai-Jun	-3,0%
Jun-Jul	-1,8%
Jul-Ago	-1,3%
Ago-Set	-1,6%
Set-Out	-0,6%
<i>Média</i>	-2,4%

O CEPCI de 2001 foi de 394. Com isso, pode-se aplicar a correção de tempo para todos os C_{p^0} calculados, a partir da **Equação 10**:

$$C_{p^0}(2020) = C_{p^0}(2001) \times \frac{593}{394} \quad (10)$$

O índice zero de C_{p^0} representa sempre condições padrões: pressão de aproximadamente 1 atm ~ 1 bar ~ 0 barg e equipamento em Aço Carbono (o mais barato dos materiais). Além do C_{BM} pela Equação 8, também é possível obter o custo de compra, C_P do equipamento nas condições reais através de:

$$C_p = C_{p0} F_p F_M \quad (11)$$

Onde F_p e F_M são fatores de pressão e temperatura, respectivamente.

Para alguns casos, também será necessário utilizar a regra dos “seis-décimos” para calcular o custo em capacidades maiores do que o máximo da correlação, como demonstrada pela **Equação 12** a seguir.

$$C_{real} = C_{máximo} \left(\frac{A_{real}}{A_{máximo}} \right)^{0,6} \quad (12)$$

Onde o índice C representa o custo de equipamento e A a capacidade.

Após o cálculo de C_{BM} , são adicionados mais dois custos: *Total Module* (C_{TM}) e *Grassroots* (C_{GR}). O primeiro vai incluir custos de contingência e outras taxas relacionadas ao contrato da planta. Já o segundo inclui um custo de desenvolvimento do local, construções auxiliares e vários materiais e produtos necessários para iniciar a planta. O custo adicional para obter o C_{TM} é estimado como sendo 18% do C_{BM} utilizado, enquanto para chegar ao *Grassroots* é necessário adicionar 50% do C_{BM}^o . As **Equações 13 e 14** a seguir mostram o cálculo de C_{TM} e C_{GR} , em função do somatório dos custos BM e BM^o dos equipamentos, respectivamente.

$$C_{TM} = 1,18 \sum_{i=1}^n C_{BM, i} \quad (13)$$

$$C_{GR} = C_{TM} + 0,5 \sum_{i=1}^n C_{BM, i}^o \quad (14)$$

Ao custo *grassroots*, C_{GR} , também será somado o custo de inventário inicial aproximado de Aminas para fazer o *start-up* da planta. Ele foi estimado da seguinte forma:

1. Soma dos volumes das quatro absorvedoras e regeneradora = 2562 m³
2. Considera-se 50% de enchimento desse volume = 1281 m³
3. O solvente é 30% em peso MEA e AMP, sendo aproximado como volume:
 - a. 20% MEA = 256,2 m³
 - b. 10% AMP = 128,1 m³
4. A densidade do MEA é de 1010 kg/m³ e a do AMP é de 934 kg/m³:

- a. Inventário MEA = 258762 kg
 - b. Inventário AMP = 119645 kg
5. Preços MEA e AMP obtidos de (JONES, 2018), corrigidos por inflação (2018 a 2020):
- a. Preço MEA = 1819 US\$/1000 kg
 - b. Preço AMP = 3133 US\$/1000 kg
6. Custo MEA, AMP e total de inventário:
- a. Custo MEA = US\$ 470688,08
 - b. Custo AMP = US\$ 374849,04
 - c. Total Inventário = US\$ 845537,12

Assim, esse custo total do inventário vai ser adicionado ao C_{GR} formando o chamado FCI, *Fixed Capital Investment*, investimento fixo de capital, que será usado para outros cálculos como de COM (custo de manufatura) e LCOE (custo de eletricidade).

A seguir, serão apresentadas as metodologias de cálculo para os diferentes grupos de equipamentos. Esses cálculos podem ser acompanhados pelas tabelas do **Apêndice A**, divididas em grupos, onde são mostrados todos os resultados e fatores citados.

A planta inteira foi concebida em Aço Carbono (CS), com a exceção dos recheios *Mellapac* e *demister*, feitos de Aço Inoxidável (SS). Assume-se que o potencial de corrosão da amina, que está diluída em água, é baixo e espera-se que o impacto do uso de Aço Carbono seja percebido apenas ao final do tempo de vida do projeto, após 20 anos. Com isso, pode-se esperar uma redução considerável do investimento em relação ao encontrado na literatura, que adota, em geral, equipamentos em Aço Inoxidável.

Torres e Vasos

O máximo de volume da correlação é de 520 m³. De todas as torres e vasos, apenas a Absorvedora ultrapassou esse valor, com 587 m³ por unidade. A seguir são apresentadas as etapas do cálculo de C_{BM} :

1. O cálculo de C_p^o de 2001 é feito a partir da **Equação 9**, onde K_1 , K_2 e K_3 são diferentes para vasos verticais e vasos horizontais (apenas tambor de refluxo).
2. C_p^o de 2020 é calculado pela **Equação 10**. Utiliza-se a **Equação 12** caso necessite de aumento de capacidade acima da máxima da correlação.
3. F_p é calculado pela **Equação 15** a seguir:

$$F_P = \frac{\frac{(P+1)D}{2[850-0,6(P+1)]} + 0,00315}{0,0063} \quad (15)$$

Onde P é a pressão em *barg* e D é o diâmetro em *metros*.

4. O F_M é dado para “*Process Vessels – Horizontal, Vertical (including towers) – CS*” = 1.
5. O C_{BM} é calculado pela **Equação 16** a seguir:

$$C_{BM} = C_{p0}(B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (16)$$

Onde $F_{BM} = B_1 + B_2 F_P F_M$, cujos B_1 e B_2 são dados para torres e vasos horizontais.

Empacotamento das torres

O máximo de volume da correlação é de 628 m³. Nenhuma unidade ultrapassou esse valor. A seguir são apresentadas as etapas do cálculo de C_{BM} :

- As etapas 1 e 2 são idênticas às das Torres e Vasos, com valores de K_1 , K_2 e K_3 diferentes.
3. É coletado o valor de F_{BM} para o empacotamento “SS” (*Stainless Steel*) = 7,1.
 4. Calcula-se C_{BM} diretamente pela **Equação 8**.

Demisters

O máximo de área de *demister* da correlação é de 10,5 m². Apenas os *demisters* dos dois vasos *flash* ultrapassaram esse valor (17,35 m²). A seguir são apresentadas as etapas do cálculo de C_{BM} :

- As etapas 1 e 2 são idênticas às das Torres e Vasos, com valores de K_1 , K_2 e K_3 diferentes.
3. É coletado o valor de F_{BM} para o “*Demister Pad*” de “SS” = 1;
 4. Calcula-se o valor de F_q a partir da **Equação 17** a seguir, onde N é o nº de demisters (1 para cada unidade de equipamento).

$$\log_{10} F_q = 0,4771 + 0,08516 \log_{10} N - 0,3473 K_3 (\log_{10} N)^2 \quad (17)$$

5. Calcula-se C_{BM} pela **Equação 18** a seguir:

$$C_{BM} = C_{p0} N F_{BM} F_q \quad (18)$$

Trocadores de Calor

O máximo de área da correlação é de 1000 m² para os trocadores casco-tubo e 100 m² para o *Reboiler*. Ultrapassaram esse valor: *lean-rich*, *lean cooler*, condensador e *reboiler*. Apenas os *coolers* dos compressores não precisaram da regra dos seis décimos. A seguir são apresentadas as etapas do cálculo de C_{BM}:

- As etapas 1 e 2 são idênticas às das Torres e Vasos, com valores de K₁, K₂ e K₃ diferentes.
3. Calcula-se o valor de F_p pela **Equação 19**:

$$\log_{10}F_P=C_1+C_2\log_{10}P+C_3(\log_{10}P)^2 \quad (19)$$

Onde P é a pressão em *barg* e C₁, C₂ e C₃ são fornecidos.

4. Obtém-se os valores de F_M para “*Heat Exchangers*” do tipo “*Fixed Tube*” e “*Kettle Reboiler*” com material “*CS-shell/CS-tube*” = 1.
5. C_{BM} é obtido pela **Equação 16**, com B₁ e B₂ fornecidos.

Bombas

As bombas têm a mesma metodologia de cálculo dos Trocadores de Calor, mas C₁, C₂ e C₃ são iguais a zero, fornecendo F_p = 1. O F_M obtido (CS) é igual a 1,6. O máximo da correlação é de potência de 300 kW, nenhuma bomba fica acima disso. O valor mínimo é de 1 kW, e a bomba P-102 (corrente de retorno do condensador) fica abaixo desse limite. Por isso, foi definida a potência de 1 kW ao invés de 0,18 kW para o cálculo dessa bomba.

Blower e Ejetor

Máximo da correlação é de 100 m³/s para a vazão de ar. O *Blower*, mesmo dividido em 5 unidades, apresentou uma vazão ligeiramente maior que esse máximo, aplicando-se a correção dos 0,6. Já o ejetor fica abaixo do mínimo de 1 m³/s e, por isso, foi adotada a vazão mínima para esse equipamento. A seguir são apresentadas as etapas do cálculo:

- As etapas 1 e 2 são idênticas às das Torres e Vasos, com valores de K₁, K₂ e K₃ diferentes.
3. Calcula-se o valor de F_p pela **Equação 19**. C₁, C₂ e C₃ são iguais a zero para o Ejetor, mas iguais a 0, 0,20899 e -0,0328, respectivamente, para o *Blower*.
 4. Obtém-se os valores de F_{BM} para “*Blowers*” e “*Fans*” do tipo “CS” = 2,8.
 5. C_{BM} é calculado pela **Equação 20** a seguir:

$$C_{BM} = C_p F_{BM} F_P \quad (20)$$

Compressores e Drives

O máximo de potência da correlação para compressores é de 3000 kW e de 2600 kW para os *drives*. Eles têm o cálculo idêntico ao do empacotamento das torres:

- As etapas 1 e 2 são idênticas às das Torres e Vasos, com valores de K_1 , K_2 e K_3 diferentes.
- 3. É coletado o valor de F_{BM} para o material “CS” (*Carbon Steel*) = 2,8.
- 4. Calcula-se C_{BM} diretamente pela **Equação 8**.

Na **Tabela 33** são apresentados os resultados de C_p , C_{BM}^0 e C_{BM} para cada equipamento, além do somatório desses três custos. O C_{BM} é necessário para o cálculo do *total module*, o C_{BM}^0 é usado para calcular o *Grassroots* e o C_p serve para calcular o FCI pelo “Fator de *Lang*”, como será detalhado mais adiante.

Pela Tabela 33, pode ser concluído que o maior contribuinte para os gastos com construção da planta é a Absorvedora, como esperado. Ela, junto com seu empacotamento, contribui para 25% do custo total *Bare Module*. O *scrubber* aparece em segundo lugar (contando também com o seu empacotamento), contribuindo para 15% do total de C_{BM} . Em terceiro lugar fica o gasto com o *Reboiler*, com 9,5% de participação sobre o *Bare Module* total.

Já os resultados C_{BM} total, C_{TM} , C_{GR} e FCI estão apresentados na **Tabela 34**, em seguida. A análise fornece um FCI próximo a **89 MMUS\$**.

Tabela 33: Resultados de C_P, C^o_{BM} e C_{BM} para cada equipamento

Equipamentos	C_p	C_{bm0}	C_{bm}
Torre de Têmpera	\$ 888.772,71	\$ 3.617.304,91	\$ 3.617.304,91
Scrubber	\$ 1.310.300,93	\$ 5.332.924,80	\$ 5.332.924,80
Absorvedora	\$ 2.084.199,17	\$ 8.482.690,62	\$ 8.482.690,62
Regeneradora	\$ 250.568,00	\$ 817.142,78	\$ 907.771,16
E. Torre de Têmpera	\$ 802.715,61	\$ 113.058,54	\$ 802.715,61
E. Scrubber	\$ 3.334.920,86	\$ 469.707,16	\$ 3.334.920,86
E. Absorvedora	\$ 6.030.238,44	\$ 849.329,36	\$ 6.030.238,44
E. Regeneradora	\$ 529.229,09	\$ 74.539,31	\$ 529.229,09
Vaso Flash	\$ 457.030,27	\$ 1.860.113,22	\$ 1.860.113,22
Tambor de Refluxo	\$ 7.948,80	\$ 33.365,58	\$ 28.598,68
Knock-out 1	\$ 250.023,33	\$ 412.127,91	\$ 682.877,30
Knock-out 2	\$ 159.102,52	\$ 146.660,07	\$ 370.644,02
Knock-out 3	\$ 147.707,02	\$ 67.646,36	\$ 306.223,41
D. Flash	\$ 147.288,33	\$ 49.762,78	\$ 49.762,78
D. Knock-out 1	\$ 49.844,75	\$ 16.615,73	\$ 16.615,73
D. Knock-out 2	\$ 20.921,61	\$ 6.974,21	\$ 6.974,21
D. Knock-out 3	\$ 11.703,22	\$ 3.901,26	\$ 3.901,26
Lean-Rich	\$ 1.002.089,83	\$ 3.296.875,55	\$ 3.296.875,55
Lean Cooler	\$ 475.467,80	\$ 1.564.289,05	\$ 1.564.289,05
Condensador	\$ 199.910,08	\$ 657.704,16	\$ 657.704,16
Reboiler	\$ 1.692.814,02	\$ 5.495.974,40	\$ 5.533.000,84
Cooler 1 Comp.	\$ 59.854,78	\$ 196.922,24	\$ 196.922,24
Cooler 2 Comp.	\$ 58.518,91	\$ 182.174,41	\$ 187.398,02
Cooler 3 Comp.	\$ 72.550,85	\$ 195.028,37	\$ 217.059,42
P-100	\$ 26.580,88	\$ 53.826,28	\$ 67.282,85
P-101	\$ 13.560,09	\$ 27.459,17	\$ 34.323,97
P-102	\$ 6.558,88	\$ 13.281,73	\$ 16.602,17
Blower	\$ 962.509,91	\$ 343.753,54	\$ 962.509,91
Ejetor	\$ 19.256,15	\$ 6.877,20	\$ 19.256,15
Comp-1	\$ 3.162.614,05	\$ 1.129.505,02	\$ 3.162.614,05
Comp-2	\$ 2.945.895,64	\$ 1.052.105,58	\$ 2.945.895,64
Comp-3	\$ 2.804.357,58	\$ 1.001.556,28	\$ 2.804.357,58
Drive Blower	\$ 2.406.150,13	\$ 1.503.843,83	\$ 2.406.150,13
Drive Comp-1	\$ 531.809,04	\$ 332.380,65	\$ 531.809,04
Drive Comp-2	\$ 495.366,78	\$ 309.604,24	\$ 495.366,78
Drive Comp-3	\$ 468.605,71	\$ 292.878,57	\$ 468.605,71
Total	\$ 33.886.985,77	\$ 40.009.904,86	\$ 57.931.529,35

Legenda: “E” = Empacotamento; “D” = Demister

Tabela 34: Resultados da análise de investimento (FCI)

Investimento		
<i>Bare Module</i>	\$	57.931.529,35
<i>Total Module</i>	\$	68.359.204,64
<i>Total Grassroots</i>	\$	88.364.157,07
Amina	\$	845.537,12
Total - FCI	\$	89.209.694,18

Caso fosse escolhido construir a planta com materiais de Aço Inoxidável em sua maioria, obter-se-ia o valor próximo de 150 MMUS\$ para o FCI, 68% mais alto que o obtido na Tabela 34. Essa análise é interessante para poder comparar com valores na literatura, como em JONES (2018), onde foram calculados investimentos semelhantes para as diferentes análises realizadas nesse artigo.

Uma outra forma de calcular o FCI, com muito menos detalhamento, é através do “Fator de *Lang*”. Para uma planta de processamento de fluidos, a técnica do fator de *Lang* estima que o FCI da planta (ou C_{TM}) pode ser obtido pela multiplicação do somatório dos custos de compra dos equipamentos (somatório de $C_p = 33,87$ MMUS\$) pelo fator de 4,74, o que forneceria uma planta de 160,5 MMUS\$ de FCI. Essa estimativa fica mais próxima ao cenário de equipamentos mais caros, com material de aço inoxidável, sendo 80% maior do que o proposto neste trabalho, utilizando Aço Carbono.

Para finalizar a análise de investimento, as duas faixas de acurácia para a estimativa do FCI (maior e menor valores de variação), comentadas ao início do capítulo, são apresentadas na **Tabela 35**. O FCI poderia atingir, em sua estimativa mais alta, 153,4 MMUS\$ na maior faixa e 105,2 MMUS\$ na menor faixa.

Tabela 35: Variação da estimativa do FCI em duas faixas de acurácia

FCI Calculado (US\$)	\$	89.209.694,18	
		Menor FCI	Maior FCI
Menor Faixa		\$78.504.530,88	\$105.267.439,13
Maior Faixa		\$46.389.040,97	\$153.440.673,99

IV.3 Cálculo do Custo de Manufatura

Para calcular o custo de manufatura (COM – *Cost of Manufacturing*) também foi utilizada a metodologia proposta por TURTON, et al. (2012). O COM é a soma de três custos diferentes: **DMC – Custo Direto de Manufatura; FMC – Custo Fixo de Manufatura e GE – Despesas Gerais.**

O **DMC** inclui custos com matéria-prima (*make-ups*) (C_{RM}), tratamento de esgoto industrial (C_{WT}), utilidades (eletricidade, água, vapor...) (C_{UT}), mão-de-obra (C_{OL}), supervisão direta e mão-de-obra administrativa, manutenção e reparo, suprimentos para operação (outros materiais), cargas com laboratório, além de patentes e *royalties*. O *make-up* necessário, custo de utilidades e o gasto com a mão-de-obra são estimados neste trabalho. O custo com tratamento de esgoto industrial foi considerado nulo, já que a planta será uma extensão da termelétrica, usando a mesma unidade de tratamento. Já os outros custos são calculados em função de outros gastos como C_{OL} e FCI, como será demonstrado mais adiante.

O **FMC** é composto pela depreciação (10% do FCI), taxas locais e seguro (3,2% do FCI) e outros custos gerais da planta, que existem mesmo se não houver operação da planta (estimada como uma fração de C_{OL} e do FCI).

Por último, o **GE** engloba custos administrativos, custos de venda e distribuição e custo de P&D. O custo de administração é uma fração de C_{OL} e do FCI. O custo de venda e distribuição foi considerado nulo nesta análise, já que não há transporte nem venda de CO₂. Já os custos de P&D representam uma parcela do próprio COM.

IV.3.1 Suposições para a planta de captura (Brasil)

As premissas econômicas são apresentadas na **Tabela 36**. Como pode ser visto, foi considerado um tempo de vida do projeto de 25 anos, com 2 anos de construção, o que resulta em 23 anos de operação. Essa estimativa é comum em diversos artigos na literatura, onde o tempo de projeto varia de 20 a 25 anos.

A planta deve operar 24 horas por dia durante o ano inteiro. No entanto, sempre podem acontecer *downtimes* não planejados, assim como paradas para manutenção programada. Um ano de 365 dias possui 8760 horas. Ao considerar 8000 horas de operação ao ano, estima-se que a planta terá uma ocupação anual de 91,3%, o que é condizente com plantas reais com boa capacidade de produção e com premissas encontradas na literatura.

Tabela 36: Premissas Econômicas para a planta de captura

Item	Premissa	
Tempo de Construção	2 anos	
Tempo de Vida do Projeto	25 anos	
Operação Anual da Planta (horas/ano)	8000	
Taxa de Juros Anual	10%	
Eletricidade perdida a cada 1 Joule de Vapor	0,19 J	
<i>Make-up</i> de Água para cada GJ de Resfriamento	1 m ³	
Cotação Dólar	5 Reais	
CEPCI (2020)	593	
Depreciação Anual	10% FCI	
Preço Eletricidade (\$/MWh) - Venda	\$	50,00
Preço Gás Natural (\$/GJ)	\$	7,00
Preço de Água de Processo (\$/m ³)	\$	0,049
Preço de Químicos para Água (\$/m ³)	\$	0,114
Custo Resfriamento da Água (\$/m ³)	\$	0,01182
Preço MEA (\$/1000 kg)	\$	1.819,00
Preço AMP (\$/1000 kg)	\$	3.133,00
Custo Operador (\$/mês)	\$	4.602,40

Todos as moedas estão em dólares americanos (US\$)

Outras premissas da Tabela 36 são explicadas a seguir:

Preço de Eletricidade

Segundo o site da ENEL, o preço da eletricidade para o consumidor final (B1 – RESIDENCIAL NORMAL) no período de 01 de abril de 2019 até 14 de março de 2020 foi de 0,68322 R\$/kWh (tarifa amarela). Em dólar, isso corresponderia a 0,137 US\$/kWh. No entanto, esse valor é o de compra para os consumidores residenciais. O preço de eletricidade necessário para as estimativas de COM é o de venda, o qual a termelétrica deixa de ganhar caso venda menos energia elétrica. Para isso, foi acessado o resultado dos “Leilões de Geração” no site da ANEEL que indicou um preço médio de 194,59 R\$/MWh para abril de 2019. Esse valor foi corrigido em inflação para dezembro de 2020, obtendo-se 251,71 R\$/MWh, o que equivale a aproximadamente 50 dólares por MWh (ou 0,05 US\$/kWh).

Preço do Gás Natural

O preço para o GN pode ser muito variável, ainda mais quando se considera uma integração direta com campos de Pré-sal. Uma estimativa foi obtida pelo “Boletim Mensal de Acompanhamento da Indústria de Gás Natural” (MME, 2020), onde é apresentado o preço médio do gás natural da Petrobras para as distribuidoras para três contratos diferentes (“Novo Mercado de Gás”, “Gás Importado” e “Nova Política Modalidade Firme”), com totais que variam de 6,090 a 7,691 US\$/MMBtu. 1 GJ equivale a 0,947817 MMBTU, por isso foi estimado um preço de aproximadamente 7 US\$/GJ para o gás natural, que será utilizado no cálculo do custo de eletricidade.

Preço de Água de Processo e de Químicos

Esses preços foram corrigidos por câmbio e inflação sobre os fornecidos por TURTON, et al. (2012) de 0,067 US\$/1000 kg para água de processo e de 0,156 US\$/1000 kg de água, para os químicos necessários. Esses preços foram convertidos para a moeda Real pela cotação da época (2 reais) e corrigidos pela inflação brasileira. Através desses valores é calculado o custo de resfriamento da água, que será demonstrado em seguida.

Custo por Operador por Mês

A ABIQUIM, em 2017, lançou um estudo chamado “O Custo Total da Mão de Obra no segmento de produtos químicos de uso industrial – CTMO”, demonstrando que o custo médio do empregado foi de 5037 US\$/mês para as empresas (TM, 2018). Esse valor foi convertido para o Real da época (média de 3,2 reais/dólar para 2017) e foi feita a correção inflacionária para final de 2020. O resultado forneceu o valor de 4602,40 US\$/mês, o que equivale a 28,77 US\$/h (20 horas mensais por trabalhador).

Relação Eletricidade/ Vapor

Essa estimativa foi proposta por KHALIPOUR & ABBAS (2014) para poder quantificar a penalidade energética (em eletricidade) relacionado ao uso do vapor no processo de captura – deixando de usar em turbinas para geração de energia. Assim, é estimado que para cada GJ de vapor usado no *Reboiler* (e no Ejetor), 0,19 GJ de eletricidade deixa de ser gerada, o que equivale a 0,0528 MWh.

***Make-Up* de Água de Resfriamento**

Essa estimativa é um atalho para se ter uma aproximação da quantidade de água perdida a cada *loop* de resfriamento (nos coolers, torre de têmpera e condensador), obtida em ABU-ZHARA, et al. (2007). Ela equivale a 1 m³ de *make-up* de água para cada GJ térmico de resfriamento no processo (fornecido pela Tabela 26).

Além das suposições da Tabela 36, a capacidade de produção de energia da termelétrica foi assumida como sendo 500 MW, valor que será reduzido após a instalação de uma planta de captura, o que é chamado de “penalidade energética”.

A seguir, serão detalhados o cálculo dos custos com Utilidades (C_{UT}), com Mão-de-Obra (C_{OL}) e com *make-up* de água e amina (C_{RM}), que irão compor o COM.

IV.3.2 Custo de Utilidades

Para obter o custo com utilidades, é necessário calcular a perda de eletricidade total e o custo de água de resfriamento, que também tem uma metodologia apresentada em TURTON, et al. Para se obter esse custo, basta somar o custo de eletricidade (preço E), com o custo de químicos para água (preço Q) e o custo da água de processo para *make-up* (preço A). O custo de água de resfriamento (AR) pode ser obtido pela **Equação 21** a seguir:

$$\text{Custo de AR} = E(2,36+1,61) + \frac{Q(517,3)}{1000} + \frac{A(517,3)}{1000} \quad (21)$$

Onde E = 0,05 US\$/kWh; Q=0,114 US\$/1000 kg-água; A=0,049 US\$/1000 kg-água.

Assim, o custo de Água de Resfriamento obtido é de 0,28 US\$/GJ, que vai resultar em 11,82 US\$/1000 m³, como visto na Tabela 36. Esse custo é convertido em US\$/h multiplicando-o pelo total de água de resfriamento, mostrado na Tabela 26.

Já para a penalidade energética, é necessário calcular demanda de vapor (GJ/h), convertendo em eletricidade através da relação fornecida pela Tabela 36 e somar o consumo “parasita” em bombas, compressores e *blower*, da Tabela 25.

Todos esses gastos com utilidades são demonstrados na **Tabela 37** a seguir, que também representa a performance da planta de captura (taxa de captura e gasto energético).

Tabela 37: Gasto com Utilidades (C_{UT})

Performance da Planta de Captura	
Captura (tonelada CO ₂ /hora)	142,4
Demanda Energética de Vapor	
Gasto de Vapor <i>Reboiler</i> (GJ/ton CO ₂)	2,008
Gasto de Vapor Ejetor (GJ/ton CO ₂)	0,172
Total de Gasto de Vapor (GJ/hora)	310,4
<i>Demanda Total de Vapor (MW)</i>	16,38
Eletricidade consumida em máquinas	
<i>Blower</i> (MW)	18,428
<i>Rich Amine</i> P-100 (MW)	0,078
<i>Lean Amine</i> P-101 (MW)	0,023
Condensador P-102 (MW)	0,0002
Compressor 1 (MW)	4,353
Compressor 2 (MW)	3,867
Compressor 3 (MW)	3,525
<i>Demanda Total de Eletricidade (MW)</i>	30,27
Geração de Energia Elétrica	
Capacidade Original Estimada (MW)	500
Capacidade Corrigida com Captura (MW)	453,3
<i>Perda de Venda de Eletricidade (\$/h)</i>	\$ 2.332,91
Consumo de Água de Resfriamento	
Consumo Total (m ³ /h)	5029,1
Custo de Água de Resfriamento (\$/m ³)	\$ 0,01182
<i>Custo de Água de Resfriamento (\$/h)</i>	\$ 59,44

Assim, na base anual (8000 horas), serão gastos aproximadamente 19 MMUS\$ com utilidades (vapor, eletricidade e água de resfriamento) para operar a planta de captura, sendo o gasto energético o maior contribuinte. Caso fosse optado por não implementar as modificações de processo propostas (ASF e LVR), com gasto energético de 4,232 GJ/ton CO₂, o gasto anual seria de 25,3 MMUS\$ apenas com eletricidade, 6 MMUS\$ a mais do que no cenário aperfeiçoado mostrado na Tabela 37.

IV.3.3 Custo de Mão-de-Obra

Para calcular o custo de mão-de-obra é necessário estimar a quantidades de operadores necessários para operar a planta. Essa estimativa também foi realizada utilizando a

metodologia de TURTON, et al., detalhada a seguir e na **Tabela 38**. A **Equação 22** mostra o cálculo do número de operadores por *shift* (N_{OL}) em função de P (número de etapas de processo envolvendo o manuseio de partículas sólidas, que nesse caso é zero) e N_{np} , que representa o número de etapas de processo incluindo compressão, aquecimento e resfriamento, mistura e reação. Entram nessa conta as torres, trocadores de calor, *blower*, ejetor e compressores. Não são incluídos os vasos nem as bombas. Assim, se forem contadas todas as unidades dos equipamentos citados, chega-se ao valor de $N_{np} = 36$.

$$N_{OL} = (6,29 + 31,7P^2 + 0,23N_{np})^2 \quad (22)$$

O valor encontrado para N_{OL} é de 3,88, o que seria arredondado para 4 operadores. Ou seja, seriam necessárias 4 “posições” para operar a planta. Se fossem considerados apenas 4 operadores, haveria apenas um operador por posição, o que não reflete a realidade, na qual o operador vai trabalhar apenas 8 horas por dia e vai tirar férias uma vez ao ano. Esses fatores são considerados no raciocínio apresentado a seguir (resultados na Tabela 38):

- Das 52 semanas do ano, um operador trabalha 48; em uma semana ele trabalha 5 *shifts*. Assim, em um ano ele trabalhará 240 *shifts*;
- Um dia possui 3 *shifts* diferentes (24 h/dia) e um ano tem 365 dias (mesmo quando a planta está parada, conta-se o custo da mão-de-obra), o que resulta em 1095 *shifts* ao ano para apenas uma posição (das 3,88 calculadas);
- O número de operadores necessários para a mesma posição é calculado a partir do total do ano (1095) sobre a quantidade de *shifts* que um operador vai trabalhar ao ano (240), fornecendo um total de 4,56 operadores por “posição”;
- O número de operadores é calculado pelo nº de operadores por posição (4,56) vezes o nº de posições (3,88), o que resulta em um total de 18 operadores, já arredondado para cima.

Como o custo por operador (Tabela 36) é de 4602,40 US\$/mês, para 18 operadores esse custo passa a ser US\$ 82843,20/ mês.

Tabela 38: Cálculo do Custo de Mão-de-Obra (COL)

Custo de Mão de Obra	
Unidades de Equipamentos	38
Nº de operadores por Shift	3,88
Shifts por Operador por Ano	240
Nº de Shifts por dia (mesma posição)	3
Nº de Shifts por ano (mesma posição)	1095
Nº de Operadores para a mesma posição	4,56
Nº total de Operadores na Planta	18
<i>Custo de Mão de Obra Operadores (\$/mês) \$ 82.843,20</i>	

IV.3.4 Custo de *Make-up*

O custo dos *make-ups* é relativamente baixo. Como optou-se por usar o *scrubber*, implicando em um aumento do FCI, pouca amina é perdida. O balanço de massa da simulação resulta em 158,4 kg de MEA e 1,44 kg de AMP perdidos ao mês, como mostra a **Tabela 39**. Quase todo o custo de *make-up* vem da água de processo necessária tanto para a planta quanto para o resfriamento. O custo de água de processo inclui tanto o preço da água quanto o preço dos químicos utilizados nessa água.

Tabela 39: Cálculo do custo de *Make-up* de Água e Aminas (CRM)

<i>Make-ups</i> Água e Amina	
<i>Make-up</i> de Água de Processo (m ³ /h)	40
<i>Make-up</i> de Água de Resfriamento (m ³ /h)	366,2
<i>Make-up</i> de MEA (kg/h)	0,22
<i>Make-up</i> de AMP (kg/h)	0,002
Custo <i>Make-up</i> Água (\$/h)	\$ 66,21
Custo <i>Make-up</i> Amina (\$/h)	\$ 0,41
<i>Custo total de Make-up \$ 66,62</i>	

IV.3.5 Resultados do Custo de Manufatura

A **Tabela 40** mostra todos os custos detalhados do DMC, FMC e GE. O COM obtido é de aproximadamente **48 MMUS\$**, que fica um pouco abaixo dos encontrados na literatura. Como explicitado pela tabela, vários custos são estimados a partir do FCI que, como dito anteriormente, ficou baixo em comparação com a literatura por ter sido considerado Aço Carbono como MOC da planta inteira. Caso tivesse sido considerado Aço Inoxidável o COM subiria para 64 MMUS\$, mais próximo do que é encontrado nos artigos. Por exemplo,

KHALIPOUR & ZAFARANLOO (2020) calcularam o valor de 63,57 MMUS\$ para o COM. Já JONES (2018) encontrou valores que variam de 70 a 80 MMUS\$.

Um outro fator para o COM mais baixo deste trabalho em relação à literatura está no gasto energético de vapor de 2,180 GJ/ ton CO₂, valor mais baixo do que qualquer artigo consultado (que ficam próximos a 4 GJ/ton CO₂ em sua maioria). Além disso, a capacidade da planta e vazão de CO₂ capturado (que depende também da fonte combustível) também são fatores que afetam o custo de manufatura, já que uma vazão maior vai implicar em custos com utilidades maiores. Por isso, a comparação com a literatura deve ser feita caso a caso.

Tabela 40: Discriminação dos custos de manufatura (COM)

Custo de Manufatura (COM)			
Custos Diretos de Manufatura (DMC)			
Matéria Prima	CRM	\$	532.936,37
Tratamento de Esgoto	CWT	\$	-
Utilidades	CUT	\$	19.138.809,83
Custo de Mão-de-Obra	COL	\$	994.118,40
Supervisão direta e trabalho administrativo	0,18 COL	\$	178.941,31
Manutenção e Reparo	0,06 FCI	\$	5.352.581,65
Suprimento de Operação	0,009 FCI	\$	802.887,25
Custo de Laboratório	0,15 COL	\$	149.117,76
Patentes e Royalties	0,03 COM	\$	1.428.890,32
Custos Fixos de Manufatura (FMC)			
Depreciação	0,1 FCI	\$	8.920.969,42
Taxas Locais e Seguro	0,032 FCI	\$	2.854.710,21
Outras despesas gerais	0,708 COL + 0,036 FCI	\$	3.915.384,82
Despesas Gerais de Manufatura (GE)			
Custo de Administração	0.177 COL + 0.009 FCI	\$	978.846,20
Custo de Venda e Distribuição (zero)	0,11 COM		-
Pesquisa e Desenvolvimento	0.05 COM	\$	2.381.483,87
		Total - COM	\$ 47.629.677,42

IV.4 Custo de Eletricidade

O LCOE (*Levelized Cost of Electricity*) representa o custo para se produzir cada MWh gerado pela termelétrica. Assim, tem-se uma estimativa para uma planta de 500 MW que, sem captura, terá um certo custo. Ao adicionar a captura, essa capacidade diminui, como mostrado na Tabela 37, através da “penalidade energética”. Além disso, o custo também aumenta (custos da termelétrica mais os custos da captura), o que faz com que o LCOE também aumente.

O “L” de *Levelized* indica que o investimento (que é pago ao início do projeto) é “diluído” ao longo dos anos, através do fator FCF (*Fixed Charge Factor*) – por (RUBIN, et al., 2015) – ou, termo mais comum, CRF (*Capital Recovery Factor*) (MATHIEU & BOLLAND, 2013), calculado pela **Equação 23** sendo **i** a taxa de juros (cujo valor é fornecido na Tabela 34, de 10%) e **T** o tempo de vida do projeto (25 anos).

$$CRF = \frac{i(1+i)^T}{(1+i)^T - 1} \quad (23)$$

O CRF calculado com os dados fornecidos é de **0,110168**.

Adaptando as equações das fontes citadas para a nomenclatura do presente trabalho, o LCOE pode ser obtido através da **Equação 24** a seguir:

$$LCOE = \frac{CRF \times FCI}{MW \times TO} + \frac{COM}{MW \times TO} + \frac{EC}{MW} \times PC \quad (24)$$

Onde:

LCOE = Custo de Eletricidade (US\$/MWh)

CRF = Fator de Recuperação de Capital, pela Eq. 23

FCI = Investimento Fixo de Capital

MW = Capacidade da Planta: 500 MW sem captura e 453,3 MW com captura

TO = Taxa de Ocupação da planta em horas/ano: 8000

COM = Custo de Manufatura

EC = Entrada de combustível na termelétrica em GJ

PC = Preço do Combustível, nesse caso sendo o Gás Natural, em US\$/GJ

Para calcular o **EC**, foi considerada uma eficiência de 60% para a termelétrica sem captura, valor encontrado em alguns artigos. Assim, para produzir 500 MW de eletricidade, seriam necessários 833,33 MW de Gás Natural para combustão, o que equivale a 3000 GJ.

Como pode ser visto pela Equação 24, o LCOE é composto por três fatores, o primeiro sendo de “Capital”, o segundo de “Manufatura” e o terceiro de “Combustível”. Assim, pode ser analisado a contribuição de cada um desses fatores individualmente para o custo de eletricidade e realizar alguns testes de sensibilidade.

IV.4.1 LCOE sem captura

Para calcular o LCOE sem captura, é necessário obter os valores de FCI e COM para uma termelétrica do tipo NGCC (ciclo combinado). Para isso, foi realizada uma pesquisa bibliográfica, encontrando o artigo de SCHRÖNDER, et al. (2013) que mostra os custos de geração de eletricidade para diversas termelétricas com perspectivas até 2050. Eles mostram o custo de capital (FCI), custos fixos de manufatura (equivalente ao FCM+GE) e custos variáveis de manufatura (equivalente ao DCM) de diversas fontes. A escolhida foi a do IEA, 2010 e 2011, que fornece os custos apresentados na **Tabela 41**, na primeira coluna, onde o FCI é fornecido como uma faixa de valores. Na segunda coluna, é feita uma correção para o dólar, usando o câmbio médio da época de 1 Euro = 1,3 Dólar. Já na terceira coluna, é aplicada a inflação dos anos de 2010/2011 ao ano de 2020, sendo escolhido um FCI dentro da faixa indicada (US\$1100 em 2011).

Tabela 41: Custos de investimento e manufatura de uma NGCC

<i>Ano</i>	2010/2011	2010/2011	2020
<i>Moeda</i>	EURO	DÓLAR	DÓLAR
FCI (por kW)	790-1210	1027-1573	\$ 1.312,30
FCM + GE (por kW)	17	23,63	\$ 27,34
DCM (por MWh)	5	6,5	\$ 7,75

Os valores da terceira coluna são usados na Equação 24, fornecendo os resultados para o LCOE presentes na **Tabela 42**.

Tabela 42: Custo de Eletricidade para NGCC sem captura

LCOE SEM CAPTURA (US\$/MWh)		
Capital	\$	18,07
Manufatura	\$	11,17
Combustível	\$	42,00
Total (US\$/MWh)	\$	71,24

Como pode ser observado, o custo do combustível, “matéria-prima” da termelétrica, é o maior contribuinte para o LCOE. O preço do Gás Natural pode variar muito de ano a ano e em cada país. Após a obtenção do LCOE com captura, será feita uma análise de sensibilidade com o preço do GN.

IV.4.2 LCOE com captura

O custo de eletricidade com captura é calculado com o FCI da Tabela 34 (89 MMUS\$) e o COM da Tabela 40 (47,6 MMUS\$), usando a Equação 24, mas sem o fator do combustível que já é calculado no LCOE sem captura. A capacidade **MW** é de 453,3 MW, valor atingido após aplicação da penalidade energética na Tabela 37. O valor de **TO** é de 8000 horas e o **CRF** é o mesmo utilizado para o LCOE sem captura.

Os resultados para o cálculo do LCOE são apresentados na **Tabela 43** a seguir.

Tabela 43: Custo de Eletricidade para NGCC com captura

LCOE COM CAPTURA (US\$/MWh)		
Capital - Planta de Captura	\$	2,71
Manufatura - Planta de Captura	\$	13,13
LCOE sem Captura (US\$/MWh)	\$	71,24
Total (US\$/MWh)	\$	87,08

A adição da planta de captura aumenta o custo de eletricidade em US\$ 15,62 por MWh gerado. Importante também comentar que nessa análise não foi considerado nenhum preço/crédito de carbono, já que a ideia principal não é realizar o CCS, mas sim tornar o CO₂ matéria-prima do Metanol, o que já é uma forma de retorno financeiro.

IV.4.3 Variação de LCOE pelo preço do Gás Natural

Além do preço proposto neste trabalho para o Gás Natural de 7 US\$/GJ, foram testados outros 3 preços para o cálculo de LCOE: 4 / 15 / 20 US\$/GJ. A variação do custo de eletricidade pode ser vista pela **Figura 20**. Em um cenário de preço do GN alto (20 US\$/GJ),

o LCOE sem captura ficaria próximo a 150 US\$/MWh, enquanto no cenário mais barato (4 US\$/GJ), esse valor ficaria próximo a 50 US\$/MWh, 3 vezes mais baixo.

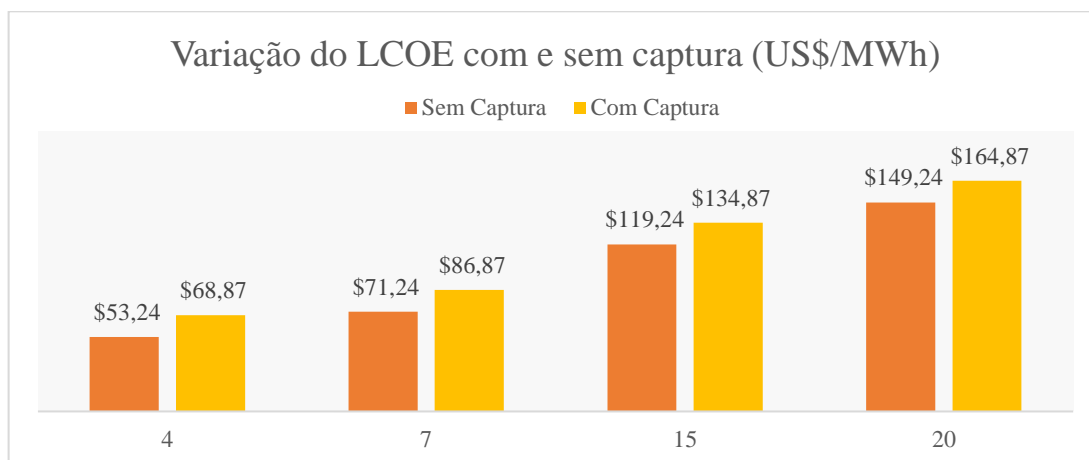


Figura 20: Variação do LCOE em função do preço do GN

MATHIEU & BOLLAND (2013) fazem a mesma análise de LCOE sem e com captura e testam variações do preço do Gás Natural (4,5 / 8 / 11 €/GJ). Para o cenário com Gás Natural a 4,5 €/MWh, eles calculam que o LCOE sem captura seja de 47,2 €/MWh e o com captura, de 73,7 €/MWh, o que equivale a 61,36 e 95,81 US\$/MWh, respectivamente, na época. Já para o cenário com Gás Natural a 8 €/MWh, o LCOE sem captura é de 72 €/MWh e com captura, de 103,5 €/MWh, o que equivaleria a 93,6 e 134,55 US\$/MWh, respectivamente, naquele ano. O Gás Natural deste trabalho tem um valor intermediário entre esses dois cenários, fornecendo um LCOE sem captura também intermediário de 71,24 US\$/MWh (entre os valores 61,36 e 93,6). No entanto, o LCOE sem captura fica abaixo do menor cenário proposto por eles (de Gás Natural a 4,5 €/MWh), o que indica que os custos de investimento e manufatura para a planta de captura do presente trabalho estão abaixo da média da literatura.

Com a Figura 20, conclui-se que o custo de geração de energia é muito sensível ao preço do gás natural. Assim, antes da implementação da termelétrica, o cenário de mercado de gás no presente e futuro deve ser analisado para identificação de possíveis riscos.

IV.5 Custo de CO₂ evitado

Um outro indicativo da performance da planta de captura é o Custo de CO₂ evitado (ou custo de captura de CO₂). Ele é um indicativo do quanto se gasta, apenas com a planta de

captura, para evitar a emissão de CO₂ para atmosfera, por toneladas. Ele pode ser calculado diretamente por uma adaptação da Equação 24, mas com a taxa de captura de CO₂ (ton/h) no lugar de MW e sem o fator de combustível. Ele também pode ser calculado pela **Equação 25** a seguir, em função do LCOE que já foi obtido anteriormente.

$$\text{Custo de CO}_2\text{evitado} \left(\frac{\text{US\$}}{\text{ton}} \right) = \frac{\text{LCOE}_{\text{com captura}} - \text{LCOE}_{\text{sem captura}}}{\text{CO}_2^e_{\text{, sem captura}} - \text{CO}_2^e_{\text{, com captura}}} \quad (25)$$

No numerador, é calculada a diferença entre o LCOE com captura e sem captura, resultados das Tabelas 43 e 42, respectivamente. Já no denominador, é calculada a diferença entre a emissão de CO₂ em tonelada por MW no cenário sem captura e com captura. A emissão de CO₂ sem captura é de aproximadamente 158 ton/h em um cenário de 500 MW, o que fornece 0,32 ton/MW. Já no cenário com captura a emissão é de 15,8 ton/h em um cenário de 453,3 MW (após penalidade energética), o que fornecerá 0,03 ton/MWh.

Assim, o custo de CO₂ evitado calculado é de **56,26 US\$/ tonelada de CO₂ capturado**.

A **Tabela 44** mostra o custo de captura de CO₂ em cinco artigos diferentes. Se for comparado com os artigos de antes de 2010, o valor do presente trabalho estaria na média encontrada. Porém, em relação aos valores mais recentes fica claro que o custo para se capturar CO₂ do presente trabalho fica abaixo da média da literatura. Se fosse considerada a planta em Aço Inoxidável, obter ia-se o valor próximo de 72 US\$/ton CO₂, que fica na média dos 3 artigos mais recentes citados.

Tabela 44: Custo de CO₂ evitado em diferentes artigos

Custo de CO ₂ evitado (por tonelada)	Referência	Ano
\$ 55,00	SINGH, et al.	2003
€ 39,30	ABU-ZHARA, et al.	2007
\$ 72,29	SIPÖCZ, et al.	2011
\$ 67,08	CORMOS	2013
\$ 75,90	VACCARELLI, et al.	2014

Com a obtenção do custo de captura de CO₂, finaliza-se o capítulo de análise econômica da planta de captura, além de toda a análise em relação à recuperação de CO₂. No próximo capítulo, será demonstrado brevemente se seria rentável economicamente transformar o CO₂ em Metanol através do processo de hidrogenação, no cenário do presente trabalho.

V. INTEGRAÇÃO COM PRODUÇÃO DE METANOL

V.1 Estudo de referência

Dentre os estudos disponíveis na literatura, o de WIESBERG, et al. (2016) foi utilizado como base de referência para o balanço econômico por apresentar dados detalhados de diferentes custos. Nesse artigo, é adotada uma configuração avançada para a planta de hidrogenação da Figura 6, adicionando mais um reator em série (dois no total).

A fonte de hidrogênio verde considerada é a de gaseificação da biomassa, cuja capacidade indicada de produção no Brasil é de 160 toneladas por dia, no ano de 2001. É considerado como preço médio de Hidrogênio o valor de 1250 US\$/tonelada, mas é realizada uma análise de sensibilidade sobre esse preço e como ele influencia o fluxo de caixa. Devido às incertezas relacionadas ao preço de H₂, não será aplicada uma correção nesse valor para os dias atuais. Outros dados sobre a planta desse artigo são listados a seguir:

- Preço Metanol 2014 de 395 US\$/tonelada. Esse valor será corrigido por inflação;
- Produção de 979 kmol/h de Metanol a partir de 1000 kmol/h de CO₂. Esses valores serão escalonados para corresponderem à planta deste trabalho;
- CEPCI (2015) de 556,8. Será feita uma correção para 2020, com CEPCI de 593;
- Não é considerado um preço para o gás carbônico (CO₂);
- Considerado um preço de eletricidade de 0,127 US\$/kWh, não corrigido por ser o preço da eletricidade para o consumidor.
- O cenário de integração no escoamento de Metanol (“*Step 2 Integrated*”) é adotado como base de referência, por ser melhor do que sem integração (necessário estoque de Metanol).

V.2 Balanço Econômico

No artigo citado, são feitas várias análises de custo. As principais são: Fluxo de Caixa anual (MMUS\$), custo de produção anual (MMUS\$) e o custo de produção por tonelada de Metanol produzido (US\$/ton).

A **Equação 26** a seguir é utilizada para calcular o Fluxo de Caixa (CF – *Cash Flow*):

$$CF=REV-WC-IC-COM-T \quad (26)$$

Onde:

CF = *Cash Flow*

REV = *Revenue* (ganho com a venda de Metanol)

WC = Capital de Trabalho

IC = Custos Iniciais

COM = *Cost of Manufacturing*

T = Taxas (calculadas a partir dos ganhos antes de taxas e juros – EBIT – e dos juros). O EBIT é uma função do VER, COM e DEP (depreciação);

Dentro dos custos de WC são levados em conta os preços de matéria-prima (hidrogênio), do FCI e do custo da mão-de-obra. Já no COM são levados em conta os custos de mão-de-obra, manutenção, custos de operação, custos gerais, matéria-prima, utilidades, catalisador e custos gerais e administrativos. Esses custos serão fixados por tempo (CEPCI) e escala (regra “seis-décimos”), como mostrado na **Tabela 45** a seguir. Apenas os valores de REV (*Revenue*) são fixados por inflação e escala total (sem usar a regra dos 0,6) já que está relacionado diretamente ao preço e venda do Metanol.

Tabela 45: Custos a serem corrigidos para a planta de Metanol

Custo	Método de Correção
FCI	Fixado por tempo e escala
WC	Fixado por tempo e escala
IC	Fixado por tempo e escala
TFC	Fixado por tempo e escala
TVC	Fixado por tempo e escala
COM	Fixado por tempo e escala
REV	Fixado por inflação e escala total
T	32%*(EBIT+interest (zero))
EBIT	REV - COM - DEP
DEP	10% FCI
Cash Flow	REV - WC - IC - COM - T

O fator de escala foi realizado sobre a vazão de entrada de CO₂ em kmol/h, como mostrado na **Equação 27**. Já a correção de tempo (por CEPCI) é demonstrada na **Equação 28**. A correção inflacionária do período é de 9,2% (Estados Unidos).

$$\left(\frac{3189}{1000}\right)^{0,6} = 2,005 \quad (27)$$

$$\frac{593}{557} = 1,065 \quad (28)$$

Os valores de WIESBERG, et al. (2016) para os custos da Tabela 45 e as correções para o presente trabalho estão apresentadas na **Tabela 46** a seguir.

Tabela 46: Correção dos custos da planta de Metanol e Fluxo de Caixa

<i>em MMUS\$ anual</i>			
Custo	WIESBERG, et al.		Estimativa deste Trabalho
FCI	\$	45,00	\$ 96,09
WC	\$	10,70	\$ 22,85
IC	\$	6,90	\$ 14,73
TFC	\$	12,90	\$ 27,55
TVC	\$	70,80	\$ 151,18
COM	\$	83,70	\$ 178,73
REV	\$	101,00	\$ 351,44
T	\$	4,10	\$ 52,19
EBIT	\$	12,80	\$ 163,10
DEP	\$	4,50	\$ 9,61
Cash Flow	\$	-4,40	\$ 82,94

O fluxo de caixa do artigo fica em um valor negativo (próximo a zero), que foi constatado pelos autores. É interessante notar que ao aumentar a escala, o REV aumenta proporcionalmente, mas os custos aumentam em função do expoente 0,6 e, por isso, o fluxo de caixa resultante é positivo, o que significaria uma planta rentável.

No entanto, nessa análise não é considerado o custo de captura, devendo ser adicionado às despesas. Assim, o fluxo de caixa foi ajustado levando em consideração o custo de CO₂ evitado obtido no capítulo anterior. Esse ajuste é apresentado na **Tabela 48**, que usa os dados de produção de Metanol e consumo de CO₂ da **Tabela 47**. Na Tabela 48 também são mostrados os custos de produção absolutos e por toneladas de metanol para ambos os casos.

Tabela 47: Consumo de CO₂ e Produção de Metanol (toneladas/ano)

	WIESBERG, et al.	Estimativa deste Trabalho
Uso de CO ₂ (tonelada/ano)	352000	1139200
Produção de Metanol (tonelada/ano)	250624	799240

Pela Tabela 48, é possível ver um fluxo de caixa positivo mesmo com a aplicação do custo de captura obtido anteriormente (56,26 US\$/ton CO₂). Importante comentar que essa análise é muito dependente do preço do hidrogênio. Preços maiores podem facilmente inviabilizar o projeto enquanto preços menores, por exemplo, na ordem dos 800 US\$/ton. de H₂ podem se tornar um grande atrativo para o CCUS com produção de Metanol.

Tabela 48: Resultados da Análise de Integração com Metanol

	WIESBERG, et al.		Este Trabalho	
	Sem Custo de Captura	Com Custo de Captura	Sem Custo de Captura	Com Custo de Captura
Fluxo de Caixa (MM US\$)	\$ -4,40	\$ -24,20	\$ 82,94	\$ 18,84
Custo de Produção Anual (MM US\$)	\$ 105,40	\$ 125,20	\$ 268,50	\$ 332,60
Custo de Produção Anual por tonelada de MeOH (US\$)	\$ 420,53	\$ 499,56	\$ 335,95	\$ 416,14

V.3 Riscos Associados e Recomendações

Nessa análise, a fonte de hidrogênio é obtida a partir da gaseificação da biomassa. Pelo trabalho de WIESBERG, et al., seriam necessárias 144 toneladas de hidrogênio por dia para a produção de Metanol. Já neste trabalho são necessárias 460 toneladas diárias de H₂, 3 vezes mais alta. Assim, o maior risco associado à esta análise é em relação à fonte de Hidrogênio que poderá não ser suficiente caso se opte apenas pela fonte verde de gaseificação da biomassa. A fonte fóssil não pode ser considerada, como comentado no Capítulo II, pois emite CO₂ durante o processo de produção, indo contra ao proposto por este trabalho.

Assim, outras opções podem ser elaboradas:

- Uma parte do CO₂ capturado vai para a produção de Metanol. A capacidade da planta de hidrogenação é pensada de acordo com a capacidade de produção de hidrogênio por fonte verde (gaseificação) disponível na região. A outra parte do CO₂ recuperado vai para CCS.

Nesse caso, devem ser considerados os custos de transporte, assim como a implementação de mais um estágio de compressão. Por outro lado, poderão ser considerados créditos de carbono, que ajudam a diminuir os gastos com o CCS.

- Todo o CO₂ vai para CCS ao invés de ser convertido a metanol. Para isto, espera-se que tenham muitos reservatórios esgotados *offshore* perto da região da termelétrica. Poderá ser pensado um cenário com 100% de CCS, adicionando-se mais créditos de carbono. Custos com transporte e compressão extra devem ser considerados.
- Todo o CO₂ vai para hidrogenação para produção de Metanol, mas o H₂ é obtido por eletrólise. Nesse caso, a ideia é de modelar uma planta de eletrólise combinada à termelétrica e às plantas de captura e produção de Metanol. Devem ser calculados os custos FCI e COM para essa nova planta. Espera-se que a penalidade energética da termelétrica aumentará consideravelmente.
- Investigação da possibilidade de produção de H₂ *offshore*. Nesse cenário, a produção de hidrogênio ocorre em integração com eólicas *offshore*, por eletrólise. O H₂ produzido é comprado e escoado diretamente à planta de Metanol, que será instalada no litoral integrada às plantas de captura e termelétrica.
- Por último, pode ser realizado um cenário combinado de CCS e produção de metanol por hidrogênio oriundo de eletrólise.

VI. CONCLUSÃO

Neste trabalho, uma planta de captura de CO₂ integrada a uma termelétrica NGCC (a gás natural com ciclo combinado) foi estudada em detalhes. Diferentes tecnologias de pós-combustão foram pesquisadas, decidindo-se seguir com a Absorção Química, a mais comum para esse processo. Diversas melhorias, tanto de solvente quanto de modificação de processo, foram analisadas por simulação em UNISIM DESIGN para obter o mínimo consumo de vapor, principal indicador de desempenho da planta. O menor gasto atingido foi de 2,18 GJ por tonelada de CO₂ recuperado, utilizando o solvente MEA/AMP nas proporções mássicas de 20%/10% e variações de processo por ASF (divisão da corrente de gás exausto) e LVR (recompressão do vapor de fundo da regeneradora). Esse valor é menor do que qualquer artigo consultado e citado nas **Referências**, sendo a média encontrada na literatura de 3,9 a 4,2 GJ/ton CO₂, quase duas vezes maior do que o conquistado neste trabalho. Em alguns artigos, considerando melhorias, foram encontrados valores próximos a 2,5 GJ/ton CO₂, sendo o menor valor encontrado de 2,24 GJ/ton CO₂ por ZHAO, et al. (2017) onde foi utilizado o solvente MDEA/PZ nas frações mássicas de 30%/20%.

Além de ter obtido um gasto energético muito baixo, também foi proposta uma inovação de processo pelo uso do Ejetor na técnica de LVR. Essa modificação é encontrada na literatura com certa frequência, mas sempre com o uso de compressor. O uso de um Ejetor para realizar a compressão reduz tanto o gasto energético no LVR especificamente (5,32 MW com compressor para 1,29 MW com o Ejetor) quanto reduz o gasto energético por vapor total (de 2,554 usando um compressor para 2,145 GJ/ton CO₂ com ejetor). Isso acontece porque além de ter o benefício de recuperar o vapor de fundo da regeneradora propriamente dito, o vapor oriundo da termelétrica também ajuda a reduzir o calor requerido pelo *reboiler*.

O gasto energético é o item de maior impacto no custo de manufatura da planta de captura. Nesse cenário aprimorado, considerando tanto o gasto com vapor quanto o consumo de eletricidade parasitário, ele contribui para quase 40% do total do COM (Custo de Manufatura), com 18 MMUS\$. Caso não fossem implementadas as modificações propostas, com gasto energético de 4,2 GJ/ton CO₂, esse valor subiria para 24,7 MMUS\$, o que representaria 45% do COM. A maior penalidade energética, que ainda poderá ser investigada, é pelo uso do *Blower* antes da coluna de absorção, que apresenta um consumo de eletricidade de 18,43 MW, maior do que o total de gasto com vapor e equivalendo a 39,5% do total do gasto energético. Mesmo com um pequeno incremento de pressão (de 1 a 1,2 bar), a vazão de

gás exausto que vai ser comprimida pelo *blower* é muito alta, de 575 m³/s, o que resulta nesse grande gasto energético.

Os valores de FCI (investimento), COM (custo de manufatura), LCOE (custo de eletricidade) com captura e custo de CO₂ evitado ficaram abaixo do normalmente encontrado na literatura. Isso se deve em grande parte pelo uso de material de Aço Carbono nos equipamentos do processo, no lugar de Aço Inoxidável que é o mais adotado por outros trabalhos. O uso do Aço Carbono ao invés de Aço Inoxidável tem o potencial de reduzir em 60% o FCI, o que impacta diretamente os outros custos. Ainda resta a analisar com mais detalhes o impacto do uso desse tipo de equipamento em relação ao potencial real de corrosão do MEA e AMP, que estão diluídos em água neste processo (66% p/p de água no solvente).

O destino do CO₂ capturado proposto neste trabalho é o de hidrogenação para produção de Metanol, espécie química utilizada em diferentes indústrias e para a produção de biodiesel. A análise desta etapa foi superficial, utilizando-se uma base de referência de WIESBERG, et al. (2016) e aplicando correções de tempo e escala para os custos originais. Assim, um fluxo de caixa originalmente nulo passou a ser positivo em 82 MMUS\$/ano, sem considerar o custo de captura de CO₂. Considerando-se esse custo, o fluxo de caixa que seria negativo ainda apresenta um valor positivo de 19 MMUS\$/ano, se mostrando rentável nesta proposta. No entanto, alguns riscos estão associados à análise. Primeiro, relacionado diretamente à estimativa realizada, que necessita de mais estudos como a própria modelagem da planta e a atualização dos preços reais de metanol, hidrogênio, eletricidade, entre outros. Em seguida, em relação à fonte de hidrogênio, que deve ser obrigatoriamente verde pelo proposto neste trabalho e que pode não ser suficiente para a vazão necessária de todo CO₂ recuperado.

Sugestões de Trabalhos Futuros

A seguir, estão listadas algumas sugestões que ainda podem ser estudadas relacionadas a este trabalho, algumas já comentadas anteriormente. Além dessas sugestões, outras ideias podem surgir durante a leitura deste trabalho.

- Análise mais detalhada do solvente MEA/MDEA;
- Estudo e melhoria do uso do *Blower*;

- Análise de implementação da técnica EGR, que pode se mostrar muito promissora para uma captura de NGCC;
- Estudo do impacto de corrosão da planta de captura ao utilizar materiais como Aço Carbono em um solvente com 30% em peso de Aminas;
- Estudo, modelagem e simulação da Planta de Metanol com oportunidades de melhoria. Pesquisa da capacidade de produção de hidrogênio por gaseificação da Biomassa e atualização do preço real do H₂;
- Análise da implementação de uma planta de eletrólise para produzir hidrogênio para a produção de metanol;
- Análise da produção de hidrogênio por plantas eólicas *offshore* para suprir a demanda do mesmo na produção de Metanol;
- Análise do cenário de estocagem geológica de CO₂ (CCS) no Brasil;
- Estudo de destinos híbridos de CO₂ considerando-se combinações CCS e CCU, também podendo ser analisadas outras possibilidades CCU no lugar da produção de Metanol.

Ao estudar e implementar projetos como este, contribuimos para a evolução de tecnologias que visam a reduzir a emissão de carbono, valorizando o processo com a redução de custos que, junto com o aumento do crédito de carbono, vai tornar a captura cada vez mais rentável e possível em larga escala.

Referências

- ((o)) *eco*. (2015). Acesso em 20 de Abril de 2020, disponível em O que é o Protocolo de Quioto: <https://www.oeco.org.br/dicionario-ambiental/28947-o-que-e-o-protocolo-de-quioto/>
- ABDULKADIR, A., & ABU-ZHARA, M. (2013). *Measurements of reaction enthalpies for aqueous amine solutions for post-combustion carbon capture applications*. Paper presented at IEAGHG 2nd Post Combustion Capture Conference (PCCC2).
- AGBONGHAE, E. O., Hughes, K. J., Ingham, D. B., Ma, L., & Pourkashanian, M. (2014). Optimal Process Design of Commercial-Scale Amine-Based Capture Plants. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 53, pp. 14815-14829.
- AGHEL, B., Sahraie, S., Heidaryan, E., & Varmirad, K. (2019). Experimental study of carbon dioxide absorption by mixed aqueous solutions of methyl diethanolamine (MDEA) and piperazine (PZ) in a microreactor. *Process Safety and Environmental Protection*, 131, pp. 152-159.
- ANEEL. (2008). Parte III, Fontes não-renováveis. 9 Carvão Mineral. Em ANEEL, *Atlas da Energia Elétrica do Brasil*. (3ª ed., p. 236). Acesso em 20 de Maio de 2020, disponível em http://www2.aneel.gov.br/arquivos/pdf/atlas_par3_cap9.pdf
- ANEEL. (2020). *SIGA*. Acesso em 06 de Maio de 2020, disponível em Sistema de Informações de Geração da ANEEL: <https://www.aneel.gov.br/siga>
- ANP. (2019). *Painel Dinâmico da ANP*. Acesso em 14 de Maio de 2020, disponível em <http://www.anp.gov.br/exploracao-e-producao-de-oleo-e-gas/painel-dinamico-de-producao-de-petroleo-e-gas-natural>
- ANP. (s.d.). *Metanol*. Acesso em 02 de Setembro de 2020, disponível em <http://www.anp.gov.br/petroleo-derivado/solventes/metanol>
- ARAUJO, O., Reis, A. C., Medeiros, J. L., Nascimento, J. F., Grava, W. M., & Musse, A. P. (2017). Comparative analysis of separation technologies for processing carbon dioxide rich natural gas in ultra-deepwater oil fields. *Journal of Cleaner Production*, 155, pp. 12-22.

- AROONWILAS, A., & VEAWAB, A. (2007). Integration of CO₂ capture unit using single- and blended-amines into supercritical coal-fired power plants: Implications for emission and energy management. *International Journal of Greenhouse Gas*, 1, pp. 143-150.
- ASSOCIATES, P. (s.d.). *Typical Overall Heat Transfer Coefficients*. Acesso em 31 de Dezembro de 2020, disponível em PROCESS ASSOCIATES: <https://www.processassociates.com/process/heat/uvalues1.htm>
- ATSONIOS, K., Kyriakos, D., Panopoulos, K. D., & Kakaras, E. (2016). Investigation of technical and economic aspects for methanol production through CO₂ hydrogenation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41, pp. 2202-2214.
- CAMPBELL, J. M. (1992). *Gas Conditioning and Processing* (Vol. Volume 2: The Equipment Modules). U.S.A.: Campbell Petroleum Series.
- Carbon Brief*. (2014). Acesso em 8 de Junho de 2020, disponível em Around the world in 22 carbon capture projects: <https://www.carbonbrief.org/around-the-world-in-22-carbon-capture-projects>
- Chevalier, B. (04 de Dezembro de 2019). *FIRJAN*. Acesso em 16 de Maio de 2020, disponível em Geração termelétrica a gás natural – Potencial de Oportunidades para de Oportunidades para o Rio de Janeiro: www.firjan.com.br
- CHOI, W.-J., Seo, J.-B., Jang, S.-Y., Jung, J.-H., & Oh, K.-J. (2009). Removal characteristics of CO₂ using aqueous MEA/AMP solutions in the absorption and regeneration process. *Journal of Environmental Sciences*, 21, pp. 907-913.
- Climate Watch*. (2017). Acesso em 25 de Abril de 2020, disponível em Historical GHG Emissions: <https://www.climatewatchdata.org/>
- CONCEPCION, E., Gomez-Hernandez, A., Carmen Martin, M., & Segovia, J. J. (2017). Density and viscosity measurements of aqueous amines at high pressures: DEA-water, DMAE-water and TEA-water mixtures. *J. Chem. Thermodynamics*, 112, pp. 227-239.
- CORMOS, C.-C. (2015). Assessment of chemical absorption/adsorption for post-combustion CO₂ capture from Natural Gas Combined Cycle (NGCC) power plants. *Applied Thermal Engineering*(82), pp. 120-128.

- CRI. (s.d.). *Methanol*. Fonte: Carbon Recycling International: <https://www.carbonrecycling.is/products>
- DE RIVA, J., Suarez-Reyes, J., Moreno, D., Díaz, I., Ferro, V., & Palomar, J. (2017). Ionic liquids for post-combustion CO₂ capture by physical absorption: Thermodynamic, kinetic and process analysis. *Journal of Greenhouse Gas Control*, 61, pp. 61-70.
- DU, Y., Yuan, Y., & Rochelle, G. T. (2017). Volatility of amines for CO₂ Capture. *International Journal of Greenhouse Gas*, 28, pp. 1-9.
- eCycle. (s.d.). Acesso em 15 de Abril de 2020, disponível em Créditos de carbono: o que são?: <https://www.ecycle.com.br/6218-creditos-de-carbono.html>
- EPA. (2018). Acesso em 15 de Abril de 2020, disponível em Overview of Greenhouse Gas: <https://www.epa.gov/ghgemissions/overview-greenhouse-gases>
- FRANCISCO, W. C. (s.d.). *Metanol*. Acesso em 02 de Setembro de 2020, disponível em Brasil Escola: <https://brasilescola.uol.com.br/geografia/metanol.htm>
- GEA. (s.d.). *Torre de Têmpera da GEA*. Acesso em 30 de Dezembro de 2020, disponível em GEA: <https://www.gea.com/pt/products/emission-control/gas-cleaning/quench-tower-rapid-gas-cooling.jsp>
- GIBBINS, J., & CHALMERS, H. (2008). Carbon Capture and Storage. *Energy Policy*, 36, pp. 4317-4322.
- GONZÁLEZ-SALAZAR, M. A. (2015). Recent developments in carbon dioxide capture technologies for gas turbine power generation. *International Journal of Greenhouse Gas*, 34, pp. 106-116.
- GUNASEKARAN, P., Veawab, A., & Aroonwilas, A. (2013). Corrosivity of single and blended amines in CO₂ capture process. *Energy Procedia*, 37, pp. 2094-2099.
- HENRI, A., Hromek, J., Tontiwachwuthikul, P., & Chakma, A. (2003). Volumetric Properties and Viscosities for Aqueous AMP Solutions from 25 °C to 70 °C. *J. Chem. Eng. Data*, 48, pp. 551-556.
- HUSEBYE, J., Brunsvold, A., Roussanaly, S., & Zhang, X. (2012). Techno economic evaluation of amine based CO₂ capture: impact of CO₂ concentration and steam supply. *Energy Procedia*, 23, pp. 381-390.

- IDEM, R., Wilson, M., Tontiwachwuthikul, P., Chakma, A., Veawab, A., Aroonwilas, A., & Gelowitz, D. (2006). Pilot plant studies of the CO₂ capture performance of aqueous MEA and mixed MEA/MDEA solvents at the University of Regina CO₂ capture technology development plant and the boundary dam CO₂ capture demonstration plant. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 45, pp. 2414-2420.
- IEA. (2017). Acesso em 20 de Maio de 2020, disponível em Data and Statistics: <https://www.iea.org/data-and-statistics?country=WORLD&fuel=Energy%20supply&indicator=CoalProdByType>
- IPCC. (s.d.). Acesso em 20 de Abril de 2020, disponível em About the IPCC: <https://www.ipcc.ch/about/>
- IPCC. (2005). Carbon Dioxide Capture and Storage. *Cambridge University Press*, 431.
- JONES, D. A. (24 de Setembro de 2018). Technoeconomic Evaluation of MEA versus Mixed Amines and a Catalyst System for CO₂ Removal at Near-Commercial Scale at Duke Energy Gibson 3 Plant and Duke Energy Buck NGCC Plant. *LAWRENCE LIVERMORE NATIONAL LABORATORY*, 97.
- KHALIPOUR, R. K., & ZAFARANLOO, A. (2020). Generic techno-economic optimization methodology for concurrent design and operation of solvent-based PCC processes. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 99. doi:<https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2020.103079>
- KITTEL, J., & GONZALEZ, S. (2014). Corrosion in CO₂ Post-Combustion Capture with Alkanolamines – A Review. *Oil & Gas Science and Technology*, 69, pp. 915-929.
- Koerting. (s.d.). *Ejetores a Jato Koerting – visão geral do produto*. Acesso em 15 de Janeiro de 2021, disponível em <https://www.koerting.de/pt/ejetores-a-jato.html>
- LE MOULLEC, Y., & KANNICHE, M. (2011). Screening of flowsheet modifications for an efficient monoethanolamine (MEA) based post-combustion CO₂ capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 5, pp. 727-740.
- LEPAUMIER, H., Picq, D., & Carrette, P.-L. (2009). New Amines for CO₂ Capture. I. Mechanisms of Amine Degradation in the Presence of CO₂. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 48, pp. 9061-9067.

- LEPAUMIER, H., Picq, D., & Carrette, P.-L. (2009). New Amines for CO₂ Capture. II. Oxidative Degradation Mechanisms. *Ind. End. Chem. Res*, 48, pp. 9061-9067.
- LI, T., & KEENER, C. T. (2016). A review: Desorption of CO₂ from rich solutions in chemical absorption processes. *International Journal of Greenhouse Gas*, 51, pp. 290-304.
- LIANG, Z., Rongwong, W., Lui, H., Fu, K., Gao, H., Cao, F., . . . Abu-Zahra, M. (2015). Recent progress and new developments in post-combustion carbon-capture technology with amine based solvents. *International Journal of Greenhouse Gas*, 40, pp. 26-54.
- MERKEL, T. C., Lin, H., Wei, X., & Baker, R. (2010). Power plant post-combustion carbon dioxide capture: An opportunity for membranes. *Journal of Membrane Science*, 359, pp. 126-139.
- MME. (2020). *Resenha Energética Brasileira*. Secretaria de Planejamento e Desenvolvimento Energético., Departamento de Informações e Estudos Energéticos. .
- MUDHASAKUL, S., Ku, H.-m., & Douglas, P. L. (2013). A simulation model of a CO₂ absorption process with methyldiethanolamine solvent and piperazine as an activator. *International Journal of Greenhouse Gas*, 15, pp. 134-141.
- NGUYEN, T., Hilliard, M., & Rochelle, G. T. (2010). Amine Volatility in CO₂ Capture. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 4, pp. 707-715.
- NORHASYIMA, R. S., & MAHLIA, T. M. (2018). Advances in CO₂ utilization technology: A patent landscape review. *Journal of CO₂ Utilization*, 26, pp. 323-335.
- NWAOHA, C., Supap, T., Idem, R., Saiwan, C., Tontiwachwuthikul, P., J. AL-Marri, M., & Benamor, A. (2017). Advancement and new perspectives of using formulated reactive amine blends for post-combustion carbon dioxide (CO₂) capture technologies. *PETROLEUM*, 3, pp. 10-36.
- OEXMANN, J., Hasenbein, C., & Kather, A. (2011). Semi-empirical model for the direct simulation of power plant with integrated post-combustion CO₂ capture processes by wet chemical absorption. *Energy Procedia*, 4, pp. 1276-1285.
- OLALEYE, A. K., & WANG, M. (2017). Conventional and advanced exergy analysis of post-combustion CO₂ capture based on chemical absorption integrated with

- supercritical coal-fired power plant. *International Journal of Greenhouse Gas*, 64, pp. 246-256.
- OOI, Z. L., Tan, P. Y., Tan, L. S., & Yeapl, S. P. (2020). Amine-based solvent for CO₂ absorption and its impact on carbon steel corrosion: A perspective review. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 28, pp. 1357-1367.
- PATRIA. (19 de Dezembro de 2019). *Pátria Investimentos, Shell e Mitsubishi Hitachi anunciam a assinatura do contrato com BNDES para financiamento da termelétrica Marlim Azul*. Fonte: PATRIA: <https://www.patria.com/media/press-releases/patria-investimentos-shell-e-mitsubishi-hitachi-anunciam-a-assinatura-do-contrato-com-bndes-para-financiamento-da-termeletrica-marlim-azul>
- PENNER, S. (2006). Steps toward the hydrogen economy. *Energy*, 31, pp. 33-43.
- PERRY, R. J., Grocela-Rocha, T. A., O'Brien, M. J., Genovese, S., Wood, B. R., Lewis, L. N., . . . Tapryal, D. (2010). Aminosilicone Solvents for CO₂ Capture. *ChemSusChem*, 3, pp. 919-930.
- PISTER, P. (2014). Análise Exergética de Processos de Separação para Captura de CO₂ de Gás Exausto. *Dissertação (Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos)*. Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, RJ.
- PRIMO, J. (2012). Shell and Tube Heat Exchangers Basic Calculations. *PDH Online Course M371*. 5272 Meadow Estates Drive. Fonte: www.PDHonline.org
- REZAZADEH, F., Gase, W. F., Rochelle, G. T., & Sachde, D. (2017). Effectiveness of Absorber Intercooling for CO₂ Absorption from Natural Gas Fired Flue Gases Using Monoethanolamine Solvent. *International Journal of Greenhouse Gas*, 58, pp. 246-255.
- RIBEIRO, M. C. (2017). Modelagem e Simulação do Controle de Processos em uma planta de produção de Metanol. *Monografia em Engenharia Química*. Departamento de Engenharia Química e de Petróleo, Universidade Federal Fluminense, RJ.
- ROCHELLE, ., G., Bishnoi, S., Chi, S., Dang, H., & Santos, J. (2001). *Research needs for CO₂ capture from flue gas by aqueous absorption/stripping*. Research Report for P.O.: No. DE-AF26-99FT0102, U.S. Department of Energy.

- ROCHELLE, G. T. (2012). Thermal Degradation of amines for CO₂ Capture. *Current Opinion in Chemical Engineering, 1*, pp. 183-190.
- RODRIGUEZ, N., Mussati, S., & Scenna, N. (2011). Optimization of post-combustion CO₂ process using DEA-MDEA mixtures. *Chemical Engineering Research and Design, 89*, pp. 1763-1773.
- SALVINDER, K. M., Zabiri, H., T., S. A., Ramasamy, M., Isa, F., Rozali, N. E., . . . Shariff, A. M. (2019). An overview on control strategies for CO₂ capture using absorption/stripping system. *Chemical Engineering Research and Design, 147*, pp. 319-337.
- SEEG Brasil. (2019). Acesso em 25 de Abril de 2020, disponível em Emissões Totais: http://plataforma.seeg.eco.br/total_emission
- SHIFLETT, M., Drew, D., Cantini, R., & Yokozeki, A. (2010). Carbon Dioxide Capture Using Ionic Liquid 1-Butyl-3-methylimidazolium Acetate. *Energy Fuels, 24*, pp. 5781-5789.
- SIPÖCZ, N., & TOBIESEN, F. A. (2011). Optimization of MEA based post combustion CO₂ capture process: Flowsheeting and energetic integration. *Energy Procedia, 4*, pp. 1303-1309.
- SIPÖCZ, N., Tobiesen, A., & Assadi, M. (2011). Integrated modelling and simulation of a 400 MW NGCC power plant with CO₂ capture. *Energy Procedia, 4*, pp. 1941-1948.
- SOBRINO, M., Concepcion, E., Gomez-Hernandez, A., Carmen Martin, M., & Segovia, J. J. (2016). Viscosity and density measurements of aqueous amines at high pressures: MDEA-water and MEA-water mixtures for CO₂ capture. *The Journal of Chemical Thermodynamics, 141*, pp. 231-241.
- STUARDI, F. M. (2019). Integrated CO₂ capture and utilization: A priority research direction. *Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry, 16*. p.71–76, 2019., 16, pp. 71-76.
- SUAREZ, P. (2008). *Metanol ou Etanol: algumas considerações*. Acesso em 02 de Setembro de 2020, disponível em Biodiesel BR: <https://www.biodieselbr.com/noticias/colunistas/suarez/metanol-ou-etanol-consideracoes-20-02-08>

- SULEMAN, H., Shah Maulud, A., & Man, Z. (2018). Experimental measurements and modelling of carbon dioxide solubility in aqueous AMP/MDEA and Piperazine/MDEA blends. *Fluid Phase Equilibria*, 463, pp. 142-148.
- TRL. (2011). *Technology Readiness Assessment Guide*. U.S. Department of Energy. Acesso em 7 de Agosto de 2020, disponível em <http://www.directives.doe.gov/>
- VMF. (s.d.). *Ejetores*. Acesso em 15 de Janeiro de 2021, disponível em <https://vmf.ind.br/portugues/ejetor/>
- WANG, M., Joel, A. S., Ramshaw, C., Eimer, D., & Musa, N. M. (2015). Process intensification for post-combustion CO₂ capture with chemical absorption: A critical Review. *Applied Energy*, 158, pp. 275-291.
- WANG, M., Lawal, A., Stephenson, P., Sidders, J., Ramshaw, C., & Yeung, H. (2011). Post-combustion CO₂ capture with chemical absorption: a state-of-the-art review. *Chem. Eng. Res. Des*, 89, pp. 1609-1624.
- WANG, Y., Zhao, L., Otto, A., Robinius, M., & Stolten, D. (2017). A Review of Post-combustion CO₂ Capture Technologies from Coal-fired Power Plants. *Energy Procedia*, 40, pp. 650-655.
- WIESBERG, I. L., Medeiros, J. L., Alvez, R. M., Coutinho, P. L., & Araújo, O. Q. (2016). Carbon dioxide management by chemical conversion to methanol: HYDROGENATION and BI-REFORMING. *Energy Conversion and Management*.
- WRI. (2016). Acesso em 23 de Abril de 2020, disponível em World Greenhouse Gas Emissions: 2016: <https://www.wri.org/resources/data-visualizations/world-greenhouse-gas-emissions-2016>
- WRI BRASIL. (2020). Acesso em 23 de Abril de 2020, disponível em 4 gráficos para entender as emissões de gases de efeito estufa por país e por setor: <https://wribrasil.org.br/pt/blog/2020/02/quatro-graficos-explicam-emissoes-de-gases-de-efeito-estufa-por-pais-e-por-setor>
- YU, C.-H., Huang, C.-H., & Tan, C.-S. (2012). A Review of CO₂ Capture by Absorption and Adsorption. *Aerosol and Air Quality Research*, 12, pp. 745-769.
- YU, H. (2018). Recent developments in aqueous ammonia-based post-combustion CO₂ capture technologies. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 26, pp. 2255-2265.

- ZHANG, R., Zhang, X., Yang, Q., Yu, H., Liang, Z., & Luo, X. (2017). Analysis of the reduction of energy cost by using MEA-MDEA-PZ solvent for post-combustion carbon dioxide capture (PCC). *Applied Energy*, 205, pp. 1002-1011.
- ZHANG, T., Yu, Y., & Zhang, Z. (2018). An interactive chemical enhancement of CO₂ capture in the MEA/PZ/AMP/DEA binary solutions. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 74, pp. 119-129.
- ZHAO, B., Liu, F., Cui, Z., Liu, C., Yue, H., Tang, S., . . . Liang, B. (2017). Enhancing the energetic efficiency of MDEA/PZ-based CO₂ capture technology for a 650MW power plant: Process improvement. *Applied Energy*, 185, pp. 362-375.

APÊNDICE A – Detalhamento do cálculo de CBM

Torres	Unidades	Diâmetro (m)	Altura Total (m)	Volume (m³)	Máximo Correlação (m³)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Pressão (Barg)	Fp	Fm	Cp (2020)	B1	B2	Cbm	Cbm0
Torre de Têmpera	4	5,5	10	238	520	DENTRO	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 590.516,77	\$ 888.772,71	0	1	1	\$ 888.772,71	2,25	1,82	\$3.617.304,91	\$3.617.304,91
Scrubber	4	6	12,5	353	520	DENTRO	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 870.587,80	\$ 1.310.300,93	0	1	1	\$1.310.300,93	2,25	1,82	\$5.332.924,80	\$5.332.924,80
Absorvedora	4	5,7	23	587	520	FORA	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 1.384.779,89	\$ 2.084.199,17	0	1	1	\$2.084.199,17	2,25	1,82	\$8.482.690,62	\$8.482.690,62
Regeneradora	1	4	17	214	520	DENTRO	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 133.396,69	\$ 200.772,18	1	1,25	1	\$ 250.568,00	2,25	1,82	\$ 907.771,16	\$ 817.142,78

Empacotamento	Unidades	Diâmetro (m)	Altura Total (m)	Volume (m³)	Máximo Correlação (m³)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Pressão (Barg)	Fbm	Cp (2020)	Cbm	Cbm0
E. Torre de Têmpera	4	5,5	3	71,27	628	DENTRO	2,4493	0,9744	0,0055	\$ 75.118,15	\$ 113.058,54	0	7,1	\$ 802.715,61	\$ 802.715,61	\$ 113.058,54
E. Scrubber	4	6	10,5	296,88	628	DENTRO	2,4493	0,9744	0,0055	\$ 312.081,99	\$ 469.707,16	0	7,1	\$3.334.920,86	\$3.334.920,86	\$ 469.707,16
E. Absorvedora	4	5,7	21	535,87	628	DENTRO	2,4493	0,9744	0,0055	\$ 564.309,89	\$ 849.329,36	0	7,1	\$6.030.238,44	\$6.030.238,44	\$ 849.329,36
E. Regeneradora	1	4	15	188,50	628	DENTRO	2,4493	0,9744	0,0055	\$ 49.525,27	\$ 74.539,31	1	7,1	\$ 529.229,09	\$ 529.229,09	\$ 74.539,31

Vasos	Unidades	Diâmetro (m)	Altura Total (m)	Volume (m³)	Máximo Correlação (m³)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Pressão (Barg)	Fp	Fm	Cp (2020)	B1	B2	Cbm	Cbm0
Vaso Flash	2	4,7	14,1	244,63	520	DENTRO	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 303.659,24	\$ 457.030,27	0	1	1	\$ 457.030,27	2,25	1,82	\$1.860.113,22	\$1.860.113,22
Tambor de Refluxo	1	1,29	3,87	5,06	520	DENTRO	3,5565	0,3776	0,0905	\$ 7.365,02	\$ 11.084,91	0,8	0,717082545	1	\$ 7.948,80	1,49	1,52	\$ 28.598,68	\$ 33.365,58
Knock-out 1	1	3,5	10,5	101,02	520	DENTRO	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 67.278,94	\$ 101.259,93	5	2,469124134	1	\$ 250.023,33	2,25	1,82	\$ 682.877,30	\$ 412.127,91
Knock-out 2	1	2,3	6,9	28,67	520	DENTRO	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 23.941,92	\$ 36.034,42	17	4,415293477	1	\$ 159.102,52	2,25	1,82	\$ 370.644,02	\$ 146.660,07
Knock-out 3	1	1,6	4,8	9,65	520	DENTRO	3,4974	0,4485	0,1074	\$ 11.043,11	\$ 16.620,73	53	8,88691641	1	\$ 147.707,02	2,25	1,82	\$ 306.223,41	\$ 67.646,36

Demisters	Unidades Totais	Diâmetro (m)	Área (m²)	Máximo Correlação (m²)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Pressão (Barg)	Fbm	Fq	Cp (2020)	Cbm	Cbm0
D. Flash	2	4,7	17,35	10,5	FORA	3,2353	0,4838	0,3434	\$ 33.063,30	\$ 49.762,78	0	1	2,96	\$ 147.288,33	\$ 147.288,33	\$ 49.762,78
D. Knock-out 1	1	3,5	9,62	10,5	DENTRO	3,2353	0,4838	0,3434	\$ 11.039,79	\$ 16.615,73	5	1	3,00	\$ 49.844,75	\$ 49.844,75	\$ 16.615,73
D. Knock-out 2	1	2,3	4,15	10,5	DENTRO	3,2353	0,4838	0,3434	\$ 4.633,79	\$ 6.974,21	17	1	3,00	\$ 20.921,61	\$ 20.921,61	\$ 6.974,21
D. Knock-out 3	1	1,6	2,01	10,5	DENTRO	3,2353	0,4838	0,3434	\$ 2.592,07	\$ 3.901,26	53	1	3,00	\$ 11.703,22	\$ 11.703,22	\$ 3.901,26

Trocadores de Calor	Unidades	Área (m²)	Máximo Correlação (m²)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Maior Pressão (Barg)	C1	C2	C3	Fp	Fm	Cp (2020)	B1	B2	C _{hm}	C _{hf}
Lean-Rich	4	3616,71	1000	FORA	4,3247	-0,303	0,1634	\$ 665.806,74	\$ 1.002.089,83	1	0,03881	-0,11272	0,08183	1,00	1	\$ 1.002.089,83	1,63	1,66	\$ 3.296.875,55	\$ 3.296.875,55
Lean Cooler	2	3314,27	1000	FORA	4,3247	-0,303	0,1634	\$ 315.909,46	\$ 475.467,80	3	0,03881	-0,11272	0,08183	1,00	1	\$ 475.467,80	1,63	1,66	\$ 1.564.289,05	\$ 1.564.289,05
Condensador	2	800,17	1000	DENTRO	4,3247	-0,303	0,1634	\$ 132.823,90	\$ 199.910,08	3	0,03881	-0,11272	0,08183	1,00	1	\$ 199.910,08	1,63	1,66	\$ 657.704,16	\$ 657.704,16
Reboiler	5	390,72	100	FORA	4,4646	-0,5277	0,3955	\$ 1.109.916,56	\$ 1.670.508,94	9	0,03881	-0,11272	0,08183	1,01	1	\$ 1.692.814,02	1,63	1,66	\$ 5.533.000,84	\$ 5.495.974,40
Cooler 1 Comp.	1	332,22	1000	DENTRO	4,3247	-0,303	0,1634	\$ 39.768,61	\$ 59.854,78	5	0,03881	-0,11272	0,08183	1,00	1	\$ 59.854,78	1,63	1,66	\$ 196.922,24	\$ 196.922,24
Cooler 2 Comp.	1	285,21	1000	DENTRO	4,3247	-0,303	0,1634	\$ 36.790,27	\$ 55.372,16	17	0,03881	-0,11272	0,08183	1,06	1	\$ 58.518,91	1,63	1,66	\$ 187.398,02	\$ 182.174,41
Cooler 3 Comp.	1	326,10	1000	DENTRO	4,3247	-0,303	0,1634	\$ 39.386,14	\$ 59.279,14	53	0,03881	-0,11272	0,08183	1,22	1	\$ 72.550,85	1,63	1,66	\$ 217.059,42	\$ 195.028,37

Bombas	Unidades	Potência (kW)	Máximo Correlação (kW)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Maior Pressão (Barg)	C1	C2	C3	Fp	Fm	Cp (2020)	B1	B2	C _{hm}	C _{hf}
P-100	1	78,47	300	DENTRO	3,3892	0,0536	0,1538	\$ 11.038,01	\$ 16.613,05	1	0	0	0	1,00	1,6	\$ 26.580,88	1,89	1,35	\$ 67.282,85	\$ 53.826,28
P-101	1	23,36	300	DENTRO	3,3892	0,0536	0,1538	\$ 5.630,98	\$ 8.475,05	3	0	0	0	1,00	1,6	\$ 13.560,09	1,89	1,35	\$ 34.323,97	\$ 27.459,17
P-102	1	0,18	300	DENTRO	3,3892	0,0536	0,1538	\$ 2.723,65	\$ 4.099,30	3	0	0	0	1,00	1,6	\$ 6.558,88	1,89	1,35	\$ 16.602,17	\$ 13.281,73

Fans	Unidades	Vazão (m³/s)	Máximo Correlação (m³/s)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Delta Pressão (Barg)	C1	C2	C3	Fp	F _{hm}	Cp (2020)	C _{hm}	C _{hf}
Blower	5	115	100	FORA	3,5391	-0,3533	0,4477	\$ 228.396,11	\$ 343.753,54	0,2	0	0,20899	-0,0328	1	2,8	\$ 962.509,91	\$ 962.509,91	\$ 343.753,54
Ejetor	1	36	100	DENTRO	3,0414	-0,3375	0,4722	\$ 4.569,33	\$ 6.877,20	1	0	0	0	1	2,8	\$ 19.256,15	\$ 19.256,15	\$ 6.877,20

Compressores	Unidades	Potência (kW)	Máximo Correlação (kW)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Delta Pressão (Barg)	C1	C2	C3	Fp	F _{hm}	Cp (2020)	C _{hm}	C _{hf}
Comp-1	1	4353,58	3000	FORA	2,2897	1,3604	-0,1027	\$ 750.463,70	\$ 1.129.505,02	4,2	0	0	0	1	2,8	\$ 3.162.614,05	\$ 3.162.614,05	\$ 1.129.505,02
Comp-2	1	3867,81	3000	FORA	2,2897	1,3604	-0,1027	\$ 699.038,11	\$ 1.052.105,58	12,2	0	0	0	1	2,8	\$ 2.945.895,64	\$ 2.945.895,64	\$ 1.052.105,58
Comp-3	1	3525,87	3000	FORA	2,2897	1,3604	-0,1027	\$ 665.452,23	\$ 1.001.556,28	36,2	0	0	0	1	2,8	\$ 2.804.357,58	\$ 2.804.357,58	\$ 1.001.556,28

Drives	Unidades	Potência (kW)	Máximo Correlação (kW)	Dentro ou Fora?	K1	K2	K3	Cp0 (2001)	Cp0 (2020)	Delta Pressão (Barg)	C1	C2	C3	Fp	F _{hm}	Cp (2020)	C _{hm}	C _{hf}
Drive Blower	5	3685,6	2600	FORA	2,4604	1,4191	-0,1798	\$ 999.181,23	\$ 1.503.843,83	0,2	0	0	0	1	1,6	\$ 2.406.150,13	\$ 2.406.150,13	\$ 1.503.843,83
Drive Comp-1	1	4353,58	2600	FORA	2,4604	1,4191	-0,1798	\$ 220.839,76	\$ 332.380,65	4,2	0	0	0	1	1,6	\$ 531.809,04	\$ 531.809,04	\$ 332.380,65
Drive Comp-2	1	3867,81	2600	FORA	2,4604	1,4191	-0,1798	\$ 205.706,69	\$ 309.604,24	12,2	0	0	0	1	1,6	\$ 495.366,78	\$ 495.366,78	\$ 309.604,24
Drive Comp-3	1	3525,87	2600	FORA	2,4604	1,4191	-0,1798	\$ 194.593,85	\$ 292.878,57	36,2	0	0	0	1	1,6	\$ 468.605,71	\$ 468.605,71	\$ 292.878,57