



Monetização e Descarbonização de Gás Natural do Pré-Sal via GTW (Gas-To-Wire), Captura de CO₂ e EOR (Enhanced Oil Recovery): uma Análise de Engenharia de Sistemas

Fabio Pereira Fleming

João Victor Miranda de Assis

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

George Victor Brigagão, D. Sc.

José Luiz de Medeiros, D. Sc.

Dezembro de 2020

MONETIZAÇÃO E DESCARBONIZAÇÃO DE GÁS NATURAL DO PRÉ-SAL VIA GTW (GAS-TO-WIRE), CAPTURA DE CO₂ E EOR (ENHANCED OIL RECOVERY): UMA ANÁLISE DE ENGENHARIA DE SISTEMAS

Fabio Pereira Fleming

João Victor Miranda de Assis

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

Aprovado por:

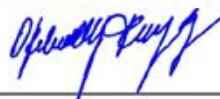


Prof. Eduardo Mach Queiroz, D.Sc.



Ana Paula Santana Musse, D.Sc.

Orientado por:



Prof. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.



Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.



George Victor Brigagão, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Dezembro de 2020

Fleming, Fabio Pereira. Assis, João Victor Miranda de.

Monetização e descarbonização de gás natural do Pré-Sal via GTW (gas-to-wire), captura de CO₂ e EOR (enhanced oil recovery): uma análise de engenharia de sistemas/ Fabio Pereira Fleming, João Victor Miranda de Assis. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2020.

xiii, 83 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2020.

Orientadores: Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo e George Victor Brigagão e José Luiz de Medeiros.

1. Gas-to-wire. 2. Captura e armazenamento de carbono. 3. Gás natural. 4. Pré-Sal. 5. CO₂.

6. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 7. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, George

Victor Brigagão, José Luiz de Medeiros. I. Monetização e descarbonização de gás natural do Pré-Sal via GTW (gas-to-wire), captura de CO₂ e EOR (enhanced oil recovery): uma análise de engenharia de sistemas.

Dedicamos este trabalho a Kiara Von Ludolf, Zeus, Sofia, Chiara, Ludmila e, é claro, Zaninha. Não poderia ser diferente.

“If I have seen further it is by standing on the shoulders of Giants.” – Isaac Newton

Agradecimentos

Aos nossos familiares por todo o apoio e condições dadas para que chegássemos até aqui.

A todos os nossos amigos pelos bons momentos e, em especial aos da Escola de Química, por todas as trocas e ajuda ao longo dos últimos 5 anos.

À nossa orientadora Ofélia, coorientadores José Luiz e, especialmente, George, por todo o conhecimento transmitido, pela proposição do tema, pela confiança e por sempre se mostrarem tão acessíveis ao longo deste trabalho.

A todos os professores que, de alguma forma, contribuíram positivamente para nossa formação.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de bacharel em Engenharia Química.

MONETIZAÇÃO E DESCARBONIZAÇÃO DE GÁS NATURAL DO PRÉ-SAL VIA GTW (GAS-TO-WIRE), CAPTURA DE CO₂ E EOR (ENHANCED OIL RECOVERY): UMA ANÁLISE DE ENGENHARIA DE SISTEMAS

Fabio Pereira Fleming

João Victor Miranda de Assis

Dezembro, 2020

Orientadores: Prof^a. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.

Prof. José Luiz de Medeiros, D. Sc.

George Victor Brigagão, D. Sc.

Tem-se em curso uma transição da matriz energética mundial em direção a emissões reduzidas e menor participação relativa de combustíveis fósseis. O gás natural é considerado um combustível de transição no processo de descarbonização, com uma demanda mundial crescente. Os reservatórios do Pré-Sal brasileiro, além da alta produtividade, apresentam elevada razão gás/óleo quando comparados a outros cenários exploratórios do Brasil, tornando-os a principal fonte doméstica para suprimento de gás natural nos próximos anos. Todavia, a exportação deste gás para aproveitamento comercial concorre com seu uso como fluido de reinjeção para recuperação avançada de petróleo. Esta opção se dá, geralmente, devido aos elevados teores de CO₂ do gás associado em alguns reservatórios. Estima-se que já em 2026 seja atingido o limite de escoamento da produção de gás natural do Pré-Sal pela infraestrutura atual e em construção. O presente trabalho propõe a monetização do gás natural do Pré-Sal através de uma termelétrica flutuante com captura e armazenamento de carbono - proposta GTW-CCS. Por meio de simulações no software Aspen HYSYS, foram analisados os efeitos que variações na vazão de gás natural, teor de CO₂ no mesmo e percentual de captura exercem sobre parâmetros de interesse do processo completo. Análises de viabilidade e desempenho econômico de diversos casos e cenários de taxaço de carbono indicam lucratividade para um número limitado de casos, sendo o retorno sobre investimento fortemente dependente do cenário de taxaço de carbono. De maneira geral, as condições mais lucrativas se mostraram como aquelas beneficiadas pela economia de escala ao se trabalhar com vazões maiores, além de teores de CO₂ mais baixos no gás natural, mesmo com o custo mais elevado de obtenção deste. Em um futuro com taxaço agressiva de carbono, a implementação de tecnologias CCS pode se tornar condição *sine qua non* para a viabilidade econômica do uso de gás natural como fonte de energia. Aliar este armazenamento de carbono à reinjeção com recuperação avançada de petróleo favorece ainda mais a consideração de uma termelétrica offshore com CCS.

ÍNDICE

1. INTRODUÇÃO	1
1.1. Motivações	1
1.2. Proposta e objetivos	3
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	5
2.1. Geração de energia elétrica a partir do gás natural	5
2.1.1. Turbinas a Gás	6
2.1.2. Ciclo a Vapor	8
2.1.3. Ciclo Combinado	10
2.1.4. Recuperação de calor e geração de vapor	11
2.2. Sistemas de geração de energia <i>offshore</i> para óleo e gás.....	14
2.2.1. Geração de energia em unidades <i>offshore</i>	14
2.2.2. Termelétricas <i>offshore</i>	17
2.3. Redução da emissão de gases do efeito estufa	19
2.3.1. Captura, armazenamento e utilização de CO ₂	19
2.3.2. Rotas de captura de carbono	20
2.3.3. Absorção com aminas	21
2.3.4. Recuperação avançada de petróleo com CO ₂	22
3. ESTUDOS DE CASOS: PLANTAS TERMELÉTRICAS OFFSHORE COM CAPTURA DE CO ₂	24
3.1. Especificações da corrente de GN tratado	25
3.2. Parâmetros e simulação da turbina a gás (ciclo Brayton)	26
3.3. Parâmetros e simulação do ciclo a vapor (Rankine).....	29
3.4. Parâmetros e simulação da planta de captura de CO ₂	31
3.4.1. Resfriamento do gás exausto.....	31
3.4.2. Coluna de absorção	33
3.4.3. Coluna de regeneração e integração energética	38
3.4.4. Trem de compressão	40
3.5. Estimativa de investimento da planta.....	41
3.6. Estimativa de custo de produção.....	44
3.7. Análise de viabilidade econômica.....	44
4. RESULTADOS E DISCUSSÃO	47
4.1. Resultados das simulações	47

4.1.1.	Parâmetros e respostas das simulações	47
4.1.2.	Resultados de simulação	48
4.2.	Resultado dos cálculos de custo	53
4.2.1.	Cálculo de custo dos equipamentos e FCI	53
4.2.2.	Avaliação de VPL	55
4.2.3.	Modelo <i>surrogate</i>	61
5.	CONCLUSÃO	63
5.1.	Sugestões para trabalhos futuros	65
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	66
	Apêndice A – Resultados das simulações	73
	Apêndice B	78
	Trocadores de calor	78
	Compressores e bombas	80
	Vasos de pressão	80
	Colunas de absorção de regeneração	81
	Apêndice C	83

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Produção nacional de gás natural associado no Pré-Sal (ANP, 2020).....	2
Figura 2 - Previsão de produção de gás natural associado no Pré-Sal (ANP, 2020).....	2
Figura 3 - Previsão de produção líquida de gás natural do Pré-Sal e capacidade de escoamento (adaptado por ANP, 2020 de EPE, 2020).....	3
Figura 4 - Geração de Energia Elétrica por Fontes no Brasil - 2019 (EPE, 2020).....	5
Figura 5 - Diagrama simplificado do Ciclo Brayton (Medeiros, 2003).....	6
Figura 6 - Componentes básicos de uma turbina a gás (adaptado por Tolmasquim, 2016 de Wikimedia Commons, 2008).....	7
Figura 7 - Representação dos principais componentes do ciclo a vapor (Nascimento et al., 2004).....	9
Figura 8 - Fluxo de vapor através da turbina (Sarkar, 2015).....	10
Figura 9 - Turbina de múltiplos estágios (GE, 2020).....	10
Figura 10 - Diagrama T-Q para HRSG de pressão única (adaptado por Silva, 2018 de Kehlhofer, 1997).....	12
Figura 11 - Esquema de um HRSG de duas pressões (adaptado de Sarkar, 2015).....	13
Figura 12 - Representação de um sistema OTSG (adaptado por Silva, 2018 de Gule, 2016)..	14
Figura 13 - LM 2500 sem a carcaça metálica (Tech Released, 2018).....	15
Figura 14 - Módulo de Geração de Energia da P-57 (Dyna Mac, 2020).....	15
Figura 15 - Turbina Heavy Duty da GE (Diesel Gas Turbina, 2018).....	16
Figura 16 - Planta Sevan GTW (Hetland, 2009).....	18
Figura 17 - Fluxograma básico para um sistema de captura de CO ₂ por aminas (adaptado de Agbonghae et al., 2014).....	21
Figura 18 - Turbina industrial SGT5-8000HL (SIEMENS ENERGY, 2020).....	27
Figura 19 - Fluxograma da simulação da turbina a gás (ciclo Brayton) no Aspen HYSYS	28
Figura 20 - Fluxograma da simulação do ciclo a vapor (Rankine) no Aspen HYSYS	29
Figura 21 - Fluxograma completo da simulação da planta de captura de CO ₂ no Aspen HYSYS	31
Figura 22 - Fluxograma do sistema de resfriamento do gás exausto no Aspen HYSYS	32
Figura 23 - Recheio estruturado Mellapak 250.X (SULZER, 2020).....	34
Figura 24 - Variação de HETP frente ao fator F (adaptado de Sulzer, 2020).....	35
Figura 25 - Variação da queda de pressão por estágio teórico frente ao fator F (adaptado de Sulzer, 2020).....	36
Figura 26 - Fluxograma do sistema de absorção química no Aspen HYSYS.....	37
Figura 27 - Fluxograma do sistema de regeneração no Aspen HYSYS.....	38
Figura 28 - Representação esquemática de um trocador de calor de placas (adaptado de Green, 2007).....	40
Figura 29 - Fluxograma do trem de compressão no Aspen HYSYS.....	41
Figura 30 - Investimento de capital fixo por kilowatt em função da potência líquida (elaboração própria a partir de dados de Gas Turbine World, 2010).....	43
Figura 31 - Razão massa de solvente/massa de CO ₂ do gás rico por fração de CO ₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm ³ por dia.....	49

Figura 32 - Razão carga térmica do refeedor/massa de CO ₂ capturado vs fração de CO ₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm ³ /d.....	50
Figura 33 - Potência líquida vs fração de CO ₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm ³ /d.....	51
Figura 34 - Eficiência global do processo vs fração de CO ₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm ³ /d.....	52
Figura 35 - Razão massa de CO ₂ emitido/energia gerada vs fração de CO ₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm ³ /d.....	53
Figura 36 - FCI total em MM USD.....	55
Figura 37 - VPL sem taxaço de Carbono em MM USD.....	57
Figura 38 - VPL com taxaço de carbono de 50 USD/t CO ₂ em MM USD.....	59
Figura 39 - VPL com taxaço de carbono de 100 USD/t CO ₂ em MM USD.....	60
Figura 40 - Fluxograma completo da simulaço, dividido nas subseçoões.....	83

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Tempo de construção de Usinas de Geração.....	5
Tabela 2 - Parâmetros de processo variados.....	24
Tabela 3 - Composição e condições do gás natural tratado.....	25
Tabela 4 - Composição molar das correntes de gás natural simuladas	26
Tabela 5 - Parâmetros operacionais das turbinas industriais classes H e HL da Siemens Energy.....	27
Tabela 6 - Parâmetros para sistema de recuperação de calor e geração de vapor	30
Tabela 7 - Parâmetros para sistema de resfriamento do gás exausto.....	32
Tabela 8 - Composição inicial da corrente de MEA pobre	34
Tabela 9 - Parâmetros da coluna de absorção.....	38
Tabela 10 - Parâmetros da coluna de regeneração	39
Tabela 11 - Parâmetros do trem de compressão	41
Tabela 12 - Casos com cálculo de VPL.....	45
Tabela 13 - Premissas econômicas adotadas para cálculos de VPL.....	45
Tabela 14 - FCI total.....	54
Tabela 15 - VPL em USD sem taxaço de carbono	56
Tabela 16 - VPL em USD com taxaço de carbono de 50 USD/t CO ₂	58
Tabela 17 - VPL em USD com taxaço de carbono de 100 USD/t CO ₂	59
Tabela 18 - Modelo <i>surrogate</i> para o caso sem taxaço	61
Tabela 19 - Modelo <i>surrogate</i> para o caso com taxaço de 50 USD/t de CO ₂	62
Tabela 20 - Modelo <i>surrogate</i> para o caso com taxaço de 100 USD/t de CO ₂	62
Tabela 21 - Resultados das simulaçoes	73
Tabela 22 - Coeficientes globais de troca térmica.....	79

LISTA DE SIGLAS

AMP	2-amino-2-metilpropanol
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
CCS	<i>Carbon Capture and Storage</i>
CCU	<i>Carbon Capture and Utilisation</i>
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
COM	<i>Cost Of Manufacturing</i>
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
DEA	Dietanolamina
EOR	<i>Enhanced Oil Recovery</i>
EPE	Empresa de Pesquisa Energética
FCI	<i>Fixed Capital Investment</i>
FPSO	<i>Floating Production, Storage and Offloading</i>
GE	<i>General Electric</i>
GEE	Gases de Efeito Estufa
GN	Gás Natural
GNL	Gás Natural Liquefeito
GTW	<i>Gas-To-Wire</i>
HETP	<i>Height Equivalent to a Theoretical Plate</i>
HRSG	<i>Heat Recovery Steam Generator</i>

IBAMA	Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis
IEA	<i>International Energy Agency</i>
LHV	<i>Lower Heating Value</i>
MDEA	Metildietanolamina
MEA	Monoetanolamina
O&G	Óleo e Gás
OTSG	<i>Once Through Steam Generator</i>
PDE 2029	Plano Decenal de Expansão de Energia 2029
RGO	Razão Gás-Óleo
UEP	Unidade de Exploração e Produção
USD	Dólares Americanos
VPL	Valor Presente Líquido
WHRB	<i>Waste Heat Recovery Boiler</i>

1. INTRODUÇÃO

1.1. Motivações

Tem-se em curso uma transição da matriz energética mundial em direção a emissões reduzidas e menor participação relativa de combustíveis fósseis (KRAMER, 2018). Neste contexto, o gás natural é considerado um combustível de transição no processo de descarbonização, com uma demanda mundial crescente. Devido às particularidades de cada região/país, este combustível assumirá diferentes relevâncias neste processo, não havendo um caminho de transição único e universalmente aplicável. No cenário brasileiro, se fazem necessários estudos mais detalhados quanto ao papel do gás natural como complemento das fontes renováveis intermitentes e não despacháveis (EPE, 2018).

Dados de 2019 compilados pela ANP indicam que as reservas brasileiras provadas de gás natural apresentam um volume de 364 bilhões de m³, com uma estimativa de até 549 bilhões de m³ para as reservas possíveis. No mesmo ano, a produção *offshore* de gás natural no Brasil atingiu 112 milhões de m³/dia, representando 80% da produção nacional (ANP, 2020). Com base no Plano Decenal de Expansão de Energia 2029 (EPE, 2020), a produção total nacional apresenta tendência de crescimento, chegando a 253 milhões de m³/dia. Esse crescimento é reflexo da expectativa de aumento da produção de petróleo, baseada nas novas Unidades de Exploração e Produção (UEP) previstas nos planos de negócio da Petrobras, principalmente no Pré-Sal. Além da alta produtividade, os reservatórios do Pré-Sal apresentam elevada Razão Gás-Óleo (RGO) quando comparados a outros cenários exploratórios do Brasil, tornando-os a principal fonte doméstica para suprimento de gás natural nos próximos anos. Todavia, a exportação deste gás para aproveitamento comercial concorre com seu uso como fluido de reinjeção para *Enhanced Oil Recovery* – Recuperação Avançada de Óleo (EOR). Esta opção se dá, geralmente, devido aos elevados teores de CO₂ do gás associado em alguns reservatórios. Dessa forma, a reinjeção evita as emissões de gás carbônico e aumenta a recuperação de óleo.

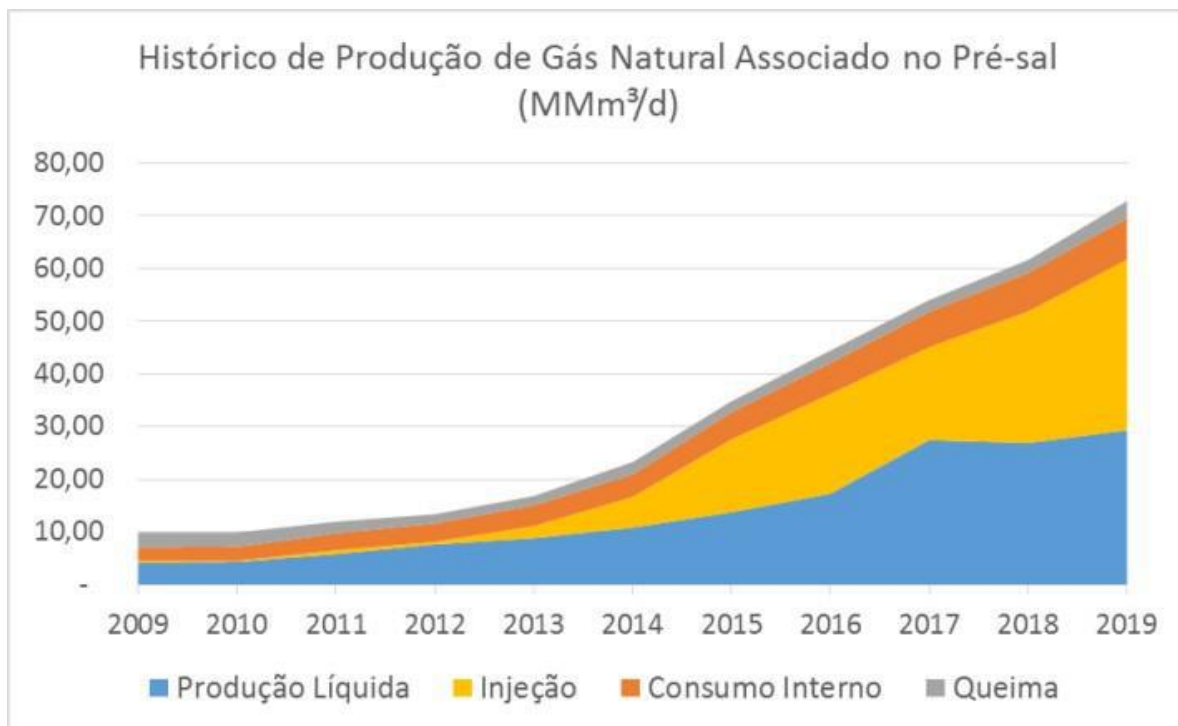


Figura 1 - Produção nacional de gás natural associado no Pré-Sal (ANP, 2020)

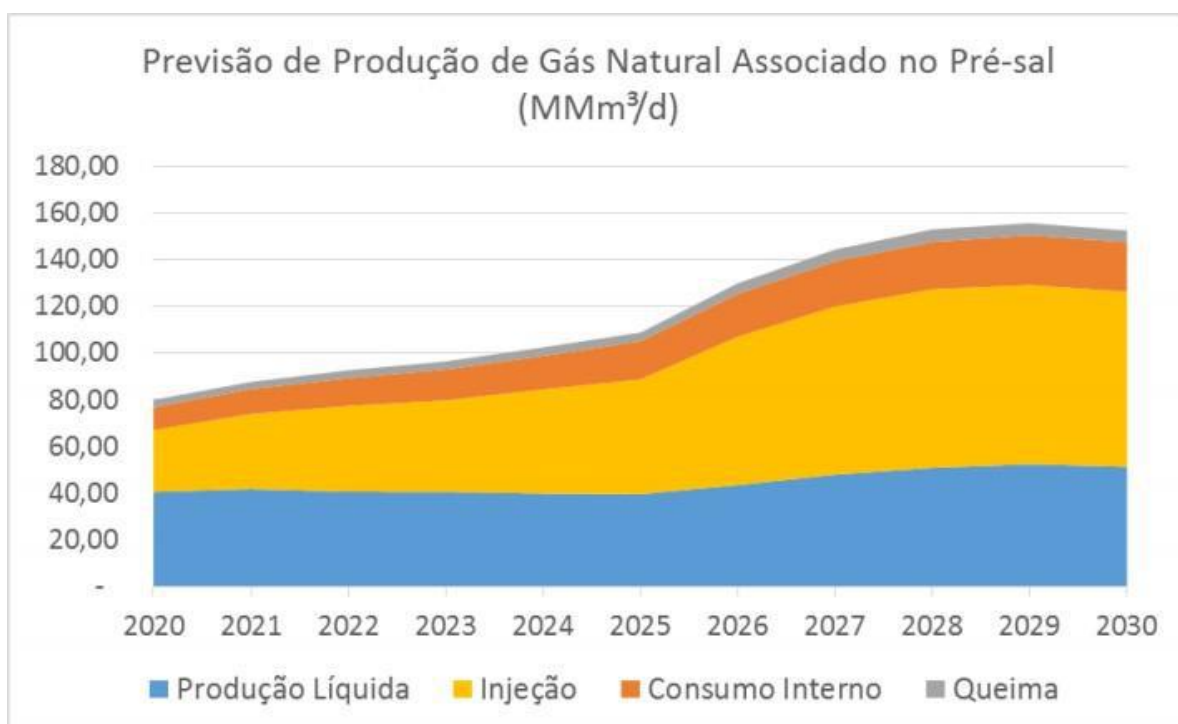


Figura 2 - Previsão de produção de gás natural associado no Pré-Sal (ANP, 2020)

Conforme gráficos das Figuras 1 e 2, o volume de gás reinjetado no Pré-Sal já é superior à produção líquida, com a diferença se tornando ainda maior até 2030. Mesmo com a eventual implementação de alternativas para tratamento e subsequente

comercialização, a infraestrutura atual - e em construção - representaria um entrave. Pelo cenário base do PDE 2029, estima-se que já em 2026 seja atingido o limite de escoamento da produção de gás natural do Pré-Sal (EPE, 2020), como indica a Figura 3.

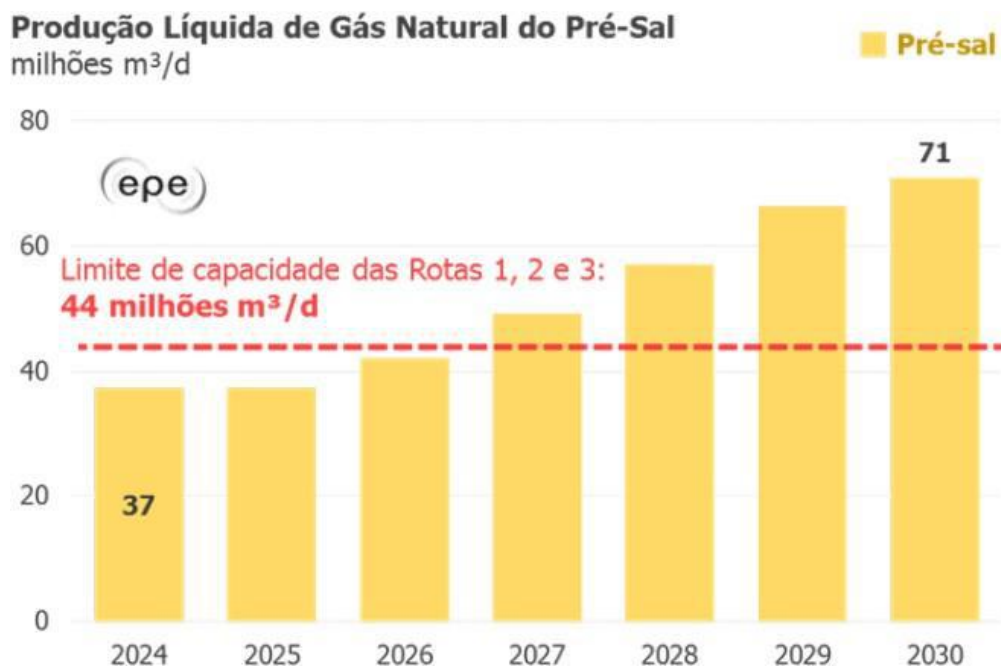


Figura 3 - Previsão de produção líquida de gás natural do Pré-Sal e capacidade de escoamento (adaptado por ANP, 2020 de EPE, 2020)

1.2. Proposta e objetivos

Diante deste cenário, o presente trabalho busca uma alternativa para monetização do gás natural associado do Pré-Sal, sem ocupação da infraestrutura *offshore* de escoamento, mantendo concomitantemente o processo de EOR para minimizar emissões de CO₂ (gás de efeito estufa) e maximizar a produção de óleo. Especificamente, o gás natural é usado como combustível em uma termelétrica flutuante, evitando a exportação do gás para o continente, o que consiste na proposta *Gas to Wire – Energia do Gás para o Cabo (GTW)*. Pelo acoplamento de uma planta de captura de CO₂ do gás exausto, a emissão deste gás de efeito estufa pode ser reduzida em até 90%. O gás CO₂ é comprimido e utilizado como fluido de injeção para EOR, chegando então à proposta GTW-CCS.

A ideia de uma planta GTW–*Carbon Capture and Storage* – Captura e Armazenamento de Carbono (GTW-CCS) *offshore* não é inédita na literatura (ver Hetland et al., 2009; Silva, 2018; e Interlenghi et al.,2019)). O presente estudo preenche lacuna no que tange aos impactos que a vazão de gás natural, teor de CO₂ e percentual de captura do mesmo exercem sobre respostas de processo - potência produzida, razão solvente de captura/CO₂ e carga térmica para regeneração de solvente - e viabilidade econômica do projeto em diferentes condições.

Hetland et al. (2009) utilizam apenas uma vazão e composição de gás natural, assim como percentual de captura de CO₂, e sem análise de viabilidade econômica do processo. Silva (2018) realiza uma análise econômica completa com foco em sistema GTW-CCS em *Floating Production, Storage and Offloading units* – Unidades Flutuantes de Produção, Armazenamento e Descarregamento (FPSO), sofrendo severas restrições na escala do processo por restrições de *footprint*. Interlenghi et al. (2019) conduzem uma extensiva análise técnico-econômica com variação da composição do gás natural. Todavia, os autores não analisam a influência de escala no desempenho econômico do processo, e trabalham com uma eficiência fixa de captura de CO₂ (90%).

Com base na proposta (objetivo principal) e nas lacunas identificadas na literatura, os seguintes objetivos específicos são definidos para o estudo:

1. Simular no *software* Aspen HYSYS o sistema completo da termelétrica GTW-CCS seguida de EOR em caso base;
2. Conduzir análise de viabilidade econômica do caso base;
3. Variar a vazão e composição do gás natural combustível, assim como o percentual de captura de CO₂, analisando seus impactos sobre parâmetros de processo e viabilidade econômica;
4. Avaliar os impactos de diferentes cenários de taxaço de carbono sobre a viabilidade econômica.

2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1. Geração de energia elétrica a partir do gás natural

A Figura 4 mostra a distribuição da geração de energia elétrica por fonte no Brasil para o ano de 2019, evidenciando o atual espaço do gás natural no setor elétrico nacional. Mesmo que o setor hidrelétrico seja de maior relevância no Brasil, sua capacidade de expansão já se encontra muito limitada, com usinas cada vez mais impactantes para o meio ambiente e a sociedade, envolvendo inundação de grandes áreas (Souza, 2000). No restante do mundo, a maior parte da geração se dá por termelétricas.

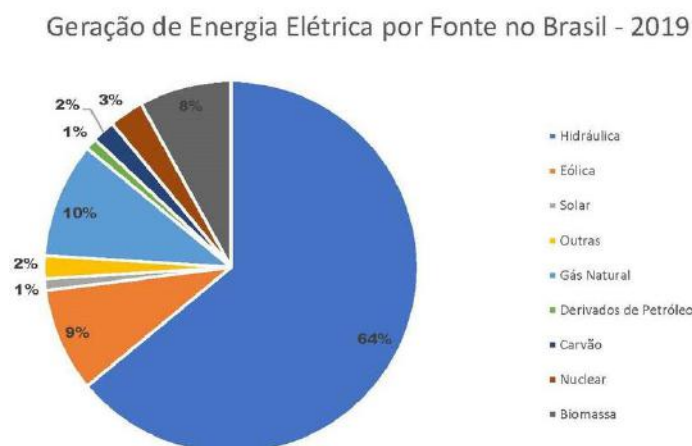


Figura 4 - Geração de Energia Elétrica por Fontes no Brasil - 2019 (EPE, 2020)

A Tabela 1 mostra o tempo médio de construção das diversas categorias de usinas e parques de geração de energia. Percebe-se que outra vantagem da termelétrica frente à hidrelétrica é o tempo de construção, que pode chegar a metade.

Tabela 1 - Tempo de construção de Usinas de Geração

Tipo	Tempo Médio
Usina Hidrelétrica	45 meses
Pequena Central Hidrelétrica	29 meses
Central Geradora Eólica	18 meses
Usina Termelétrica	24 meses
Central Geradora Fotovoltaica	12 meses

No caso do gás natural como fonte de energia, a tecnologia mais comum de geração de energia elétrica é por turbinas a gás, que podem ser combinadas ou não com um ciclo a vapor para aproveitamento do calor do gás exausto da turbina (SARKAR, 2015).

2.1.1. Turbinas a Gás

A turbina a gás é o equipamento mais comum para a conversão da energia química do gás natural em energia mecânica ou térmica. A intenção de usar combustíveis em turbinas para a geração de energia mecânica vem de antes do século XV. Porém, apenas no começo do século XX a turbina a gás como conhecemos conseguiu ter um balanço de energia positivo, gerando mais energia do que consome. As bases termodinâmicas do equipamento foram fundadas pelo engenheiro americano George Brayton, a quem o nome do ciclo de potência alude, como representado na Figura 5 (SARKAR, 2015).

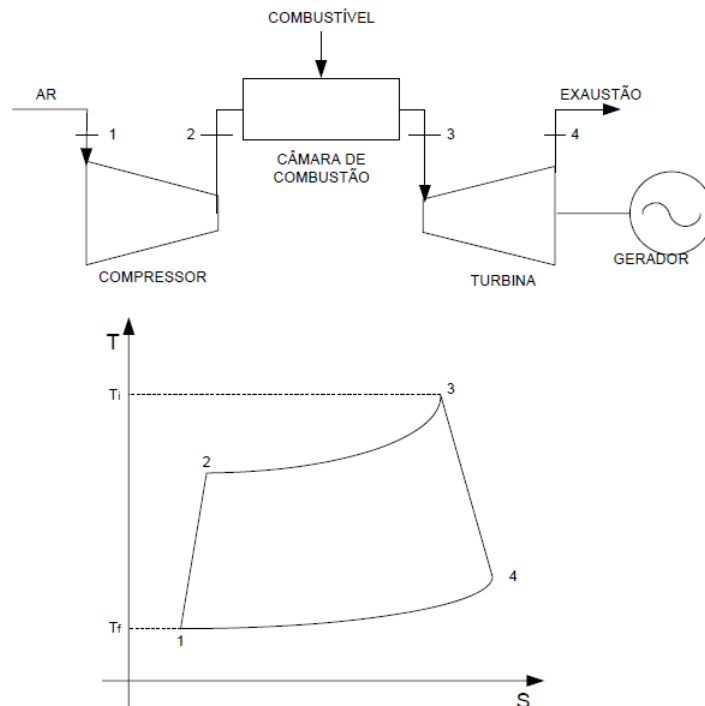


Figura 5 - Diagrama simplificado do Ciclo Brayton (Medeiros, 2003)

Este ciclo é constituído por 3 elementos principais: o compressor de ar, a câmara de combustão ou combustor, e a turbina propriamente dita (TOLMASQUIM,

2016). O compressor é conectado diretamente à turbina (à jusante), com o combustível no meio (SARKAR, 2015). O papel do compressor é comprimir o ar atmosférico até a pressão de combustão (MEDEIROS, 2003). A mistura deste ar comprimido com o combustível injetado no combustor é queimada a pressão constante, elevando a temperatura da corrente (SARKAR, 2015). Este gás aquecido é então expandido nas lâminas da turbina propriamente dita, fazendo o eixo girar, gerando trabalho mecânico. Para o caso no qual os gases provenientes da turbina são descarregados para a atmosfera, caracteriza-se o Ciclo Brayton aberto. (TOLMASQUIM, 2016). A Figura 6 ilustra o funcionamento de uma turbina a gás.

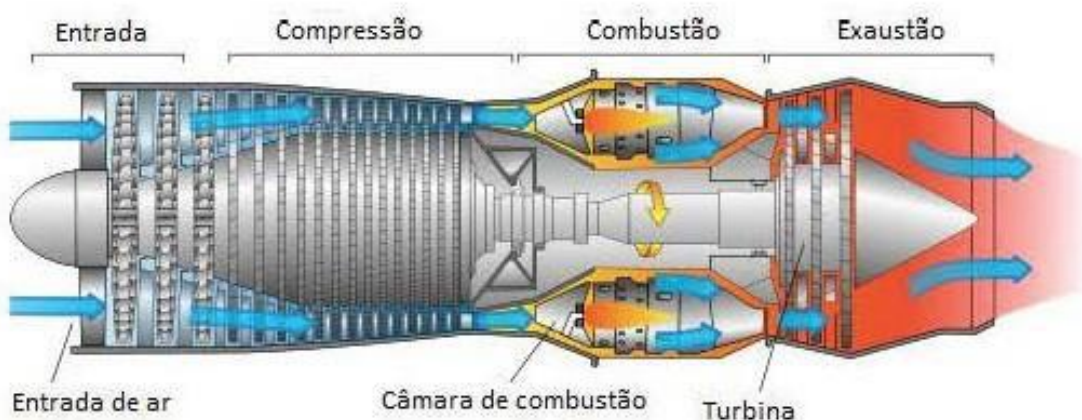


Figura 6 - Componentes básicos de uma turbina a gás (adaptado por Tolmasquim, 2016 de Wikimedia Commons, 2008)

Entre as diversas vantagens de turbinas a gás, estão a possibilidade de uso de uma enorme gama de combustíveis (como gás natural, diesel ou até querosene) e o fato de possuírem uma massa e tamanho muito menores que outras opções de geração de energia, diminuindo, entre outros custos, os de transporte e armazenamento. Estes fatores, combinados a uma partida rápida do equipamento, colocam a turbina a gás como uma excelente opção para o uso em aeronaves, instalações offshore e geração em períodos de pico de consumo de energia. Ainda, as turbinas a gás apresentam um baixo custo de instalação e manutenção (SARKAR, 2015).

Há, basicamente, 2 categorias de turbinas a gás: as aeroderivadas e as *heavy-duty*. As primeiras são projetadas para uso em aeronaves, caracterizando-se por serem mais leves, menores e possuírem eficiência maior, sendo relativamente mais caras e aplicáveis para faixas de menor potência. Já as do tipo *heavy-duty*, são mais

baratas, robustas e de maior capacidade, porém de maior peso relativo por potência gerada (SARKAR, 2015).

Com o objetivo de aumentar a eficiência do equipamento, a turbina propriamente dita é construída com múltiplos estágios, para altas, médias e baixas pressões. Para o caso onde o eixo destas não é o mesmo, pode-se usar uma para alimentar o compressor, e outro para fornecer energia para o gerador acoplado (MEDEIROS, 2003).

2.1.2. Ciclo a Vapor

A maneira mais comum de se retirar energia elétrica de uma corrente quente é através do ciclo a vapor, que se baseia no ciclo Rankine. Este consiste em uma caldeira, que queima um combustível e produz vapor (MEDEIROS, 2003). A caldeira pode ser substituída por um OTSG, que usa a corrente aquecida provinda de outra parte do processo para gerar o vapor pressurizado, podendo ou não ser dividido entre geração de potência e suprimento de fluido térmico para o processo (INTERLENGHI et al., 2019). A energia termomecânica do vapor é transformada em trabalho de eixo, sendo acoplado a um gerador, produzindo energia elétrica. Após a expansão na turbina, o vapor de baixa pressão tem seu calor rejeitado em um condensador e o líquido, após ser pressurizado por uma bomba, retorna à caldeira (SARKAR, 2015). A Figura 7 mostra, para o caso geral de uma termelétrica a vapor, como estes componentes se encaixam no processo.

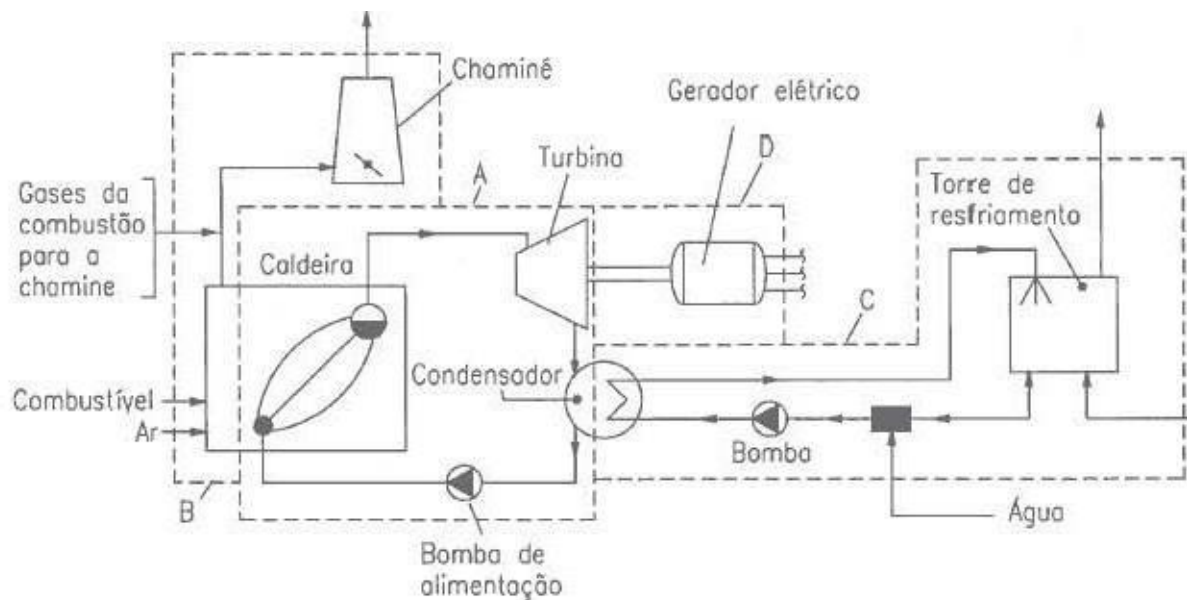


Figura 7 - Representação dos principais componentes do ciclo a vapor (Nascimento et al., 2004)

Por se tratar de um equipamento de combustão externa, a turbina a vapor apresenta uma alta confiabilidade e baixo custo de manutenção. Além disso, ao mesmo tempo que pode operar com altas pressões no vapor de entrada, também permite uma descarga em vácuo, explorando o máximo do potencial termomecânico do vapor (SARKAR, 2015).

As pressões de entrada e exaustão da turbina, bem como as suas respectivas temperaturas, ditam a energia teórica disponível para o equipamento produzir trabalho. Para isso, o vapor flui através de uma série de lâminas móveis, no chamado rotor, e fixas, nos chamados estatores. Estas duas categorias de lâminas combinadas fazem com que o fluxo de vapor gere trabalho mecânico no rotor, como mostra a Figura 8 (SARKAR, 2015). Para se retirar ainda mais energia da corrente de vapor, é comum combinar mais de uma turbina, ou então, uma turbina com mais de um estágio. Nesse caso, o primeiro estágio é responsável pelo vapor de alta pressão, que é exausto para um segundo estágio, de pressão menor, e assim por diante. A Figura 9 ilustra uma turbina a vapor de múltiplos estágios (SARKAR, 2015).

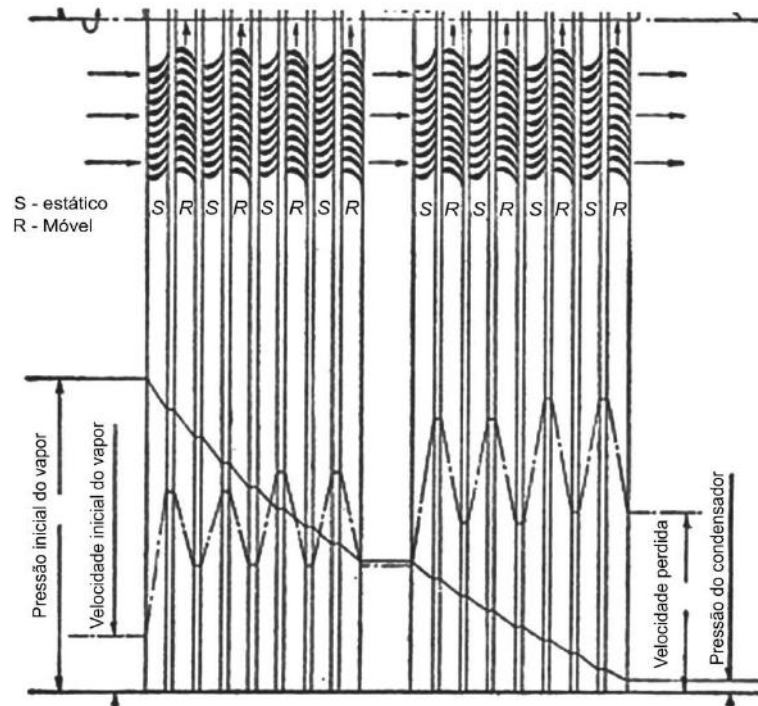


Figura 8 - Fluxo de vapor através da turbina (Sarkar, 2015)

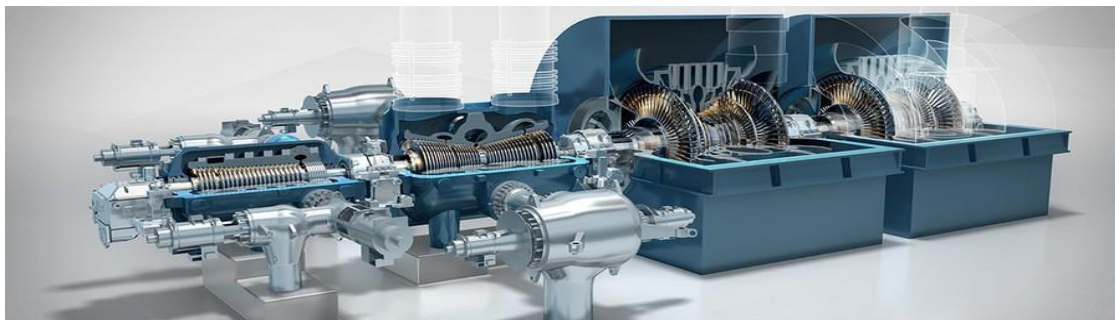


Figura 9 - Turbina de múltiplos estágios (GE, 2020)

2.1.3. Ciclo Combinado

Uma termelétrica que opera em ciclo simples perde mais de 60% da energia admitida no processo em termos de poder calorífico do combustível, mostrando que, mesmo com os diversos avanços tecnológicos atingidos ao longo do tempo, operar usinas de ciclo simples não é a melhor opção quando a eficiência térmica é um parâmetro relevante (FLATEBØ, 2012). Para o caso de uma turbina a gás, a corrente exausta do último estágio da turbina, tem a temperatura na casa de 673-823K, com vazões grandes (uma vez que, para que a máquina possa resistir as altíssimas temperaturas do processo, estas trabalham com excesso de mais de 400% de ar), resultando em grandes quantidades significativas de energia desperdiçada, podendo chegar a 75% daquela presente no combustível (SARKAR, 2015).

Com o objetivo de aumentar a eficiência do processo, pode ser configurado um ciclo combinado, acoplado a uma planta operando com um ciclo Rankine, usando como fonte de energia a corrente de gás quente exausta da turbina a gás (TOLMASQUIM, 2016).

2.1.4. Recuperação de calor e geração de vapor

Os sistemas de recuperação de calor e geração de vapor consistem em um *Heat Recovery Steam Generator* – Gerador de Vapor Recuperador de Calor (HRSG) ou *Waste Heat Recovery Boiler* – Caldeira de Recuperação de Calor Rejeitado (WHRB), que, pelas individualidades e condições de cada processo, é fabricado especificamente para cada planta. Podem ser compostos de ciclos simples de vapor, ou ciclos mais complexos, envolvendo reaquecimento de vapor em até 4 níveis diferentes de pressão (SARKAR, 2015).

O HRSG consiste basicamente de 3 regiões de transferência de calor: economizador, vaporizador e *superheater* (FLATEBØ, 2012). Em um HRSG de ciclo simples, a corrente de líquido passa, primeiro, pelo economizador, onde tem sua temperatura elevada até uma próxima do ponto de bolha. O fluido segue, então, para o vaporizador, onde ocorre a vaporização em pressão praticamente constante. Por último, o vapor saturado passa pelo *superheater*, onde ele é superaquecido para alimentar a turbina (FLATEBØ, 2012).

Esta corrente é aquecida dentro do HRSG, resfriando o gás quente advinda da turbina a gás, e estas trocas térmicas são planejadas para aproveitar ao máximo a energia do sistema (KEHLHOFER et al., 1997). Dentre os principais parâmetros do HRSG, dois se destacam com importante relevância, especialmente para o tamanho do equipamento como um todo: o ponto de *pinch* térmico e a temperatura de *approach* (FLATEBØ, 2012).

O ponto em que se tem a menor diferença de temperatura, onde ocorre o mínimo *approach*, é o ponto de *pinch* térmico (tipicamente na entrada do vaporizador, onde o gás quente já foi resfriado pela vaporização contra-corrente, e a corrente fria encontra-se em ponto de bolha) (KEHLHOFER et al., 1997). A Figura 10 ilustra o diagrama que representa a transferência de calor dentro do HRSG para um ciclo simples de vapor sem reaquecimento.

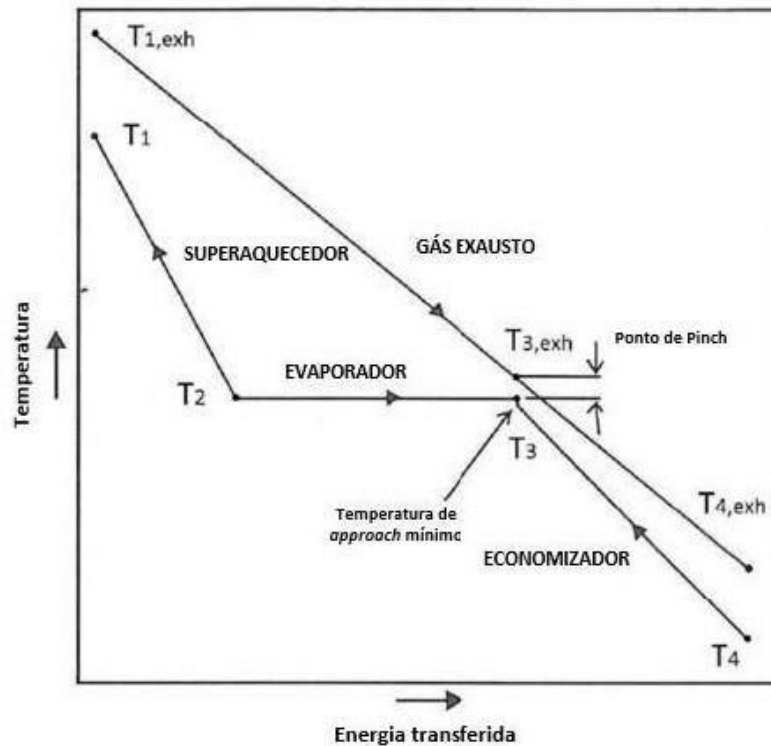


Figura 10 - Diagrama T-Q para HRSG de pressão única (adaptado por Silva, 2018 de Kehlhofer, 1997)

Conforme ilustrado pela Equação 2.1, quanto menor a temperatura de *approach* no ponto de *pinch*, maior a área de troca térmica necessária para a transferência de calor, podendo aumentar drasticamente o tamanho e custo do equipamento.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{LM}} \quad (2.1)$$

Na Equação 2.1, que modela a troca térmica, o termo ΔT_{LM} é a média logarítmica da diferença de temperatura das correntes, enquanto Q, U e A são, respectivamente, a energia térmica transferida, o coeficiente global de transferência de calor e a área de troca térmica. Como relatado anteriormente, percebe-se que a variação do termo ΔT_{LM} é inversamente proporcional à área do equipamento (FLATEBØ, 2012).

Para plantas de alta eficiência, que visam um maior aproveitamento de energia, o ponto de *pinch* pode ficar em torno de 12° C. Já para plantas onde investimento, tamanho e massa são mais importantes, o mínimo *approach* no *pinch* térmico pode chegar a 35° C, uma vez que quanto mais próximas as temperaturas das correntes, maior a área necessária para a transferência de calor (KEHLHOFER et al., 1997).

Como opção ao HRSG para projetos que precisam de plantas mais leves e compactas, pode-se usar o *Once-through heat recovery steam generator* – Recuperador de calor gerador de vapor de passagem única (OTSG) (NORD; BOLLAND, 2013). Como pode ser observado pelas Figuras 11 e 12, representando um HRSG de dois níveis de pressão e um OTSG de ciclo simples a vapor, respectivamente, o processo decresce muito de tamanho com perda dos diversos vasos e passes de CC, podendo reduzir até 25% do peso, de acordo com a estimativa de Nord e Bolland (2012).

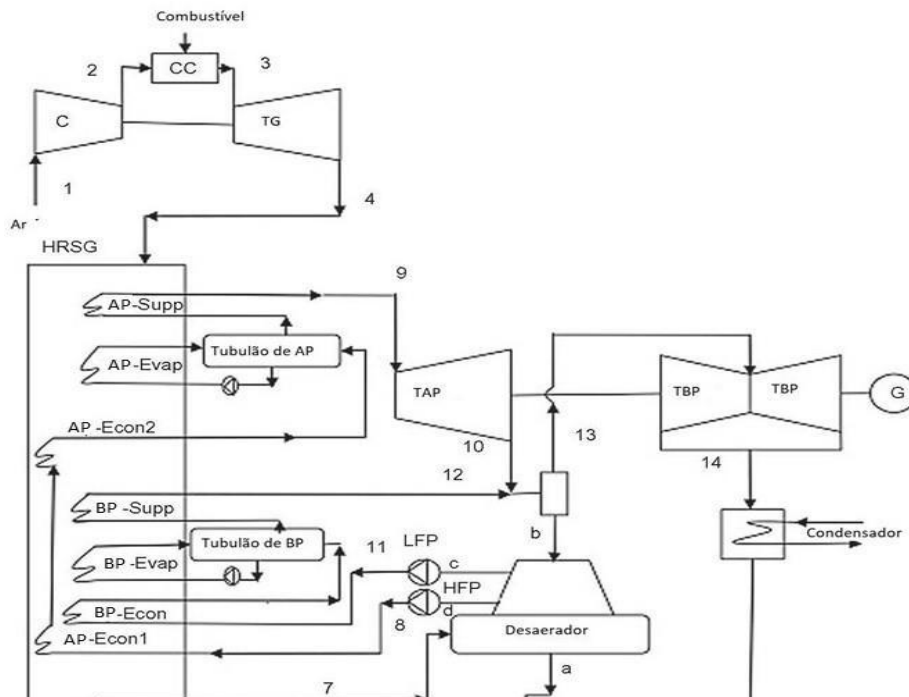


Figura 11 - Esquema de um HRSG de duas pressões (adaptado de Sarkar, 2015)

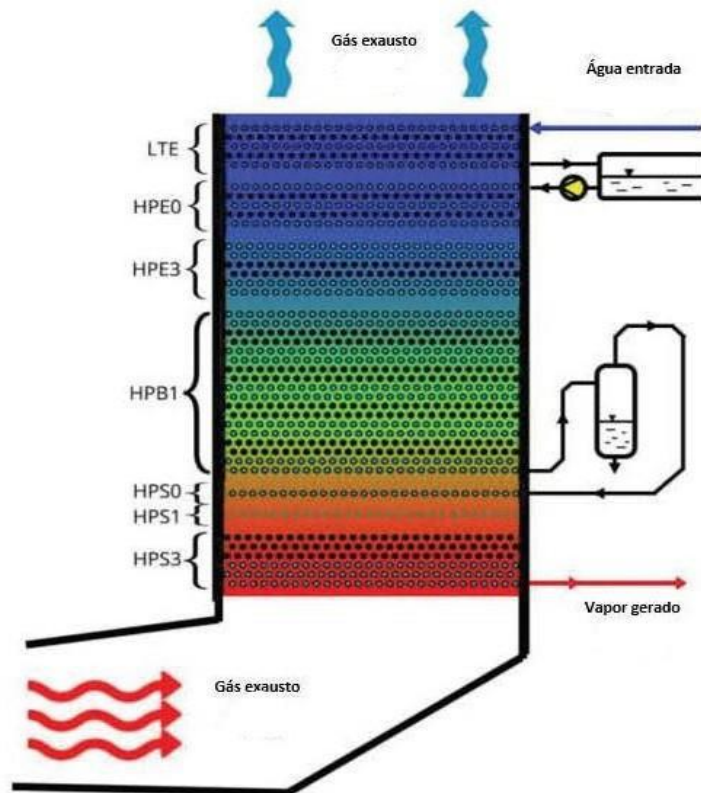


Figura 12 - Representação de um sistema OTSG (adaptado por Silva, 2018 de Gule, 2016)

2.2. Sistemas de geração de energia *offshore* para óleo e gás

2.2.1. Geração de energia em unidades *offshore*

A energia elétrica produzida em um FPSO e em outras unidades *offshore* deriva da queima de gás natural produzido no próprio campo, com o objetivo quase que exclusivo de prover energia aos módulos de produção, ao casario e aos sistemas de marinha (FLATEBØ, 2012).

Confiabilidade, baixo custo de manutenção, facilidade de reparo e simplicidade são características muito importantes para os sistemas elétricos das unidades *offshore*. Estes fatores somados ao espaço limitado do *footprint* em uma unidade de produção *offshore* resultam em um largo uso de turbinas a gás em ciclo simples para geração de potência (BIMÜLLER; NORD, 2015). Um exemplo disso é o módulo de geração de potência da P-57, mostrado na Figura 13.



Figura 14 - Módulo de Geração de Energia da P-57 (Dyna Mac, 2020)

Mais especificamente, para se ter um *footprint* mínimo no *topside* das unidades offshore, são usadas turbinas a gás aeroderivadas. Estas possuem uma alta razão energia gerada/peso e *footprint*, além de apresentarem simplicidade e confiabilidade. Contudo, essas turbinas são, normalmente, de baixa potência, diferente das *heavy-duty* usadas em termelétricas *onshore* (BIMÜLLER, NORD 2015). A Figura 14 apresenta um modelo de turbina aeroderivada, a LM2500 da GE, e a Figura 15 mostra um exemplo de modelo *heavy-duty*.



Figura 13 - LM 2500 sem a carcaça metálica (Tech Released, 2018)



Figura 15 - Turbina Heavy Duty da GE (Diesel Gas Turbina, 2018)

O ciclo simples é notadamente um sistema de baixa eficiência, apesar de apresentar algumas vantagens para um sistema offshore, principalmente quanto ao *footprint*, pois apresenta enorme perda de calor pelo gás exausto da turbina a gás (FLATEBØ, 2012). O uso de ciclo combinado Brayton+Rankine é a melhor forma de aumentar a eficiência global da geração de potência, com a contrapartida de aumento de investimento, peso e área ocupada de *topside* da plataforma, o que envolve a implementação de um ciclo de potência à jusante da turbina a gás baseado em geração de vapor por recuperação de calor do gás exausto. Este aumento da eficiência reduz o gasto de combustível por kW elétrico e, por consequência, também as emissões de CO₂ (BIMÜLLER; NORD, 2015). Além disso, permite ainda incorporar um sistema de cogeração, fornecendo calor para o processo, o que também costuma envolver grande gasto energético (FLATEBØ, 2012). Apesar das diversas vantagens, o uso de ciclos combinados em unidades de processamento *offshore* só têm sido mais largamente usados em um espaço de tempo mais recente, com o aumento da preocupação das emissões e início da taxaço de poluição atmosférica em países como Noruega e Suécia (WORLD BANK GROUP; ECOFYS; VIVEDECONOMICS, 2017). Com a intensificação das taxaço de carbono (ARAÚJO; MEDEIROS, 2017), o ganho de eficiência energética têm sido uma alternativa importante para diminuir a penalidade econômica pela emissão de gases de efeito estufa, viabilizando a implantação de ciclos combinados offshore apesar de seus desafios (*footprint*, peso e consumo de água tratada para *make-up*).

2.2.2. Termelétricas *offshore*

Uma outra forma de se empregar sistemas termelétricos *offshore*, é o uso de sistemas flutuantes exclusivamente para a geração de energia, não tendo mais o foco na produção de O&G, as chamadas termelétricas flutuantes. Há mais de 60 plantas operando globalmente, que tem como foco regiões que possuem pico de demanda e regiões que não possuem infraestrutura *onshore* para suprir a demanda local. Exemplos destas localidades são o Sudeste Asiático e a África (SONG et al., 2017).

Estas unidades normalmente são construídas para o uso de GNL (Gás Natural Liquefeito), podendo ter unidade de armazenamento e evaporação do mesmo (SONG et al., 2017). Podem ser adaptadas para o uso de gás natural, importado de gasodutos ou terminais próximos (WINDÉN et al., 2014).

Outro exemplo relevante da literatura é o estudo de Hetland et al. (2009) sobre a unidade da Sevan Marine em conjunto com a Siemens, a Sevan GTW, representada na Figura 16. Esta unidade apresenta, ainda, outro diferencial: a opção de uma planta de CCS instalada. A parte de geração de energia consiste de quatro blocos idênticos, formados por 2 turbinas a gás, 2 HRSGs e uma turbina a vapor cada, além de um ciclo a vapor em comum, com uma turbina de 4 estágios (para o caso com CCS). Sem CCS, a potência líquida produzida por ela é de 540 MW, com 54% LHV de eficiência global, e com CCS é de 450 MW, com 45% LHV de eficiência. A planta de captura permite uma absorção de até 90%, com reinjeção do CO₂ para EOR em reservatórios geológicos vizinhos. A Sevan GTW também conta com equipamentos para a transmissão da energia gerada - tanto para a costa quanto para um *cluster* de outras unidades *offshore* (HETLAND et al., 2009).

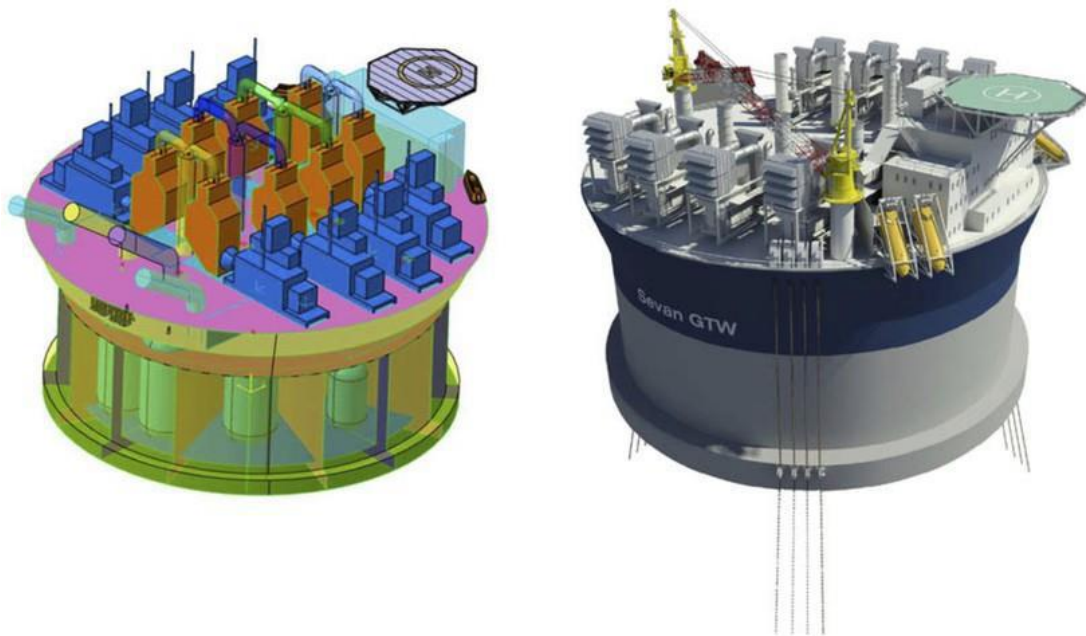


Figura 16 - Planta Sevan GTW (Hetland, 2009)

O estudo de Chang (2001) compara a tecnologia GTW com outras opções de monetização do gás natural produzido offshore. Os custos de transporte nulo - fator importante quando comparado com gasodutos e navios de transporte GNL - e \$1/Watt apresentados mostram importantes vantagens deste tipo de tecnologia. Também são apresentadas comparações de custo operacional, receita gerada e tempo de *payback*, colocando o GTW como uma boa opção, frente aos outros meios de aproveitamento do GN (CHANG, 2001). O uso de termelétricas offshore pode alavancar ainda mais as vantagens de GTW, uma vez que leva esta tecnologia para outra escala.

Já o artigo de Relva et al. (2020) apresenta o cenário do uso de GTW offshore no Brasil, do ponto de vista de planejamento do setor de energia elétrica no longo prazo, visto que esta tecnologia pode facilitar o uso do GN dos campos do Pré-Sal. Os desafios regulatórios desta implementação estão, principalmente, nos termos dos leilões de concessões, o modelo a ser usado na recepção e transmissão da energia em terra, os termos dos contratos de fornecimento de energia (se aproximando mais dos solares e eólicos), além de levantar o papel da ANP como regulador das emissões geradas pelas termelétricas offshore (RELVA et al., 2020). É neste ponto que o presente trabalho procura atuar.

2.3. Redução da emissão de gases do efeito estufa

Em termos de emissões de CO₂ por energia produzida, o gás natural é considerado o mais limpo dos combustíveis fósseis, reforçando seu papel como fonte energética de transição. Contudo, em termos absolutos, sua queima ainda resulta em grandes quantidades de GEE (MIRANDA, 2012). O uso de ciclos combinados aumenta a eficiência da planta termelétrica, diminuindo a razão g CO₂/kWh, mas ainda mantendo emissões significativas (NORD; BOLLAND, 2013).

A geração de energia elétrica a partir de gás natural e carvão ainda corresponde a 42% das emissões antropogênicas de CO₂ no planeta (IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2017). Dessa forma, enquanto novas fontes de energia não estiverem globalmente estabelecidas, se fazem necessárias tecnologias para abatimento deste gás, tais como a captura e armazenamento de carbono (*Carbon Capture and Storage – CCS*) e a captura e utilização de carbono (*Carbon Capture and Utilization – CCU*) (BILYOK; CANEPA; HANAK, 2015; AL-MAMOORI et al., 2017).

2.3.1. Captura, armazenamento e utilização de CO₂

O CO₂ gerado por grandes fontes estacionárias de emissão, tais como termelétricas, é capturado e comprimido para transporte e armazenamento em formações geológicas subterrâneas. No cenário offshore, a corrente de CO₂ concentrado usualmente é reinjetada como fluido de EOR (GOZALPOUR; REN; TOHIDI, 2005), configurando uma alternativa de utilização de CO₂, contribuindo com o aumento da produção de petróleo e consequente melhoria do potencial lucrativo geral das atividades offshore.

O uso comercial de tecnologia CCS – sem envolver EOR – é relativamente recente, com sua primeira aplicação se dando em 1996, pela petroleira Statoil (atual Equinor), na Noruega (EQUINOR, 2020). Segundo a IEA, há uma tendência de aumento da implementação de projetos de CCS. Desde 2017, mais de 30 novos planos para unidades integradas foram anunciados, com a grande maioria nos Estados Unidos e Europa. Se todos os projetos forem concretizados, a capacidade mundial de captura de CO₂ aumentará em mais de três vezes, chegando a 130 milhões t CO₂/ano (IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2020).

2.3.2. Rotas de captura de carbono

Em sua revisão do estado da arte da tecnologia CCS, Araújo e Medeiros (2017) destacaram três rotas para captura de carbono: pré-combustão, pós-combustão e oxidação.

Em uma termelétrica a gás com captura do tipo pré-combustão, o gás natural é usado como matéria-prima para a produção de H_2 , assim descarbonizando o combustível para uma queima limpa. Primeiramente, o gás é reformado (por reação com vapor e/ou ar ou oxigênio puro) gerando corrente constituída principalmente por H_2 e CO (gás de síntese), a ser enriquecida em H_2 por conversão do CO a CO_2 através da reação de *water-gas-shift*. O CO_2 é capturado por absorção química ou física, sendo ambos os processos facilitados pela alta pressão parcial de CO_2 , que se deve tanto pelo maior teor na corrente quanto pela maior pressão do gás a tratar.

Na pós-combustão, o gás de queima proveniente de combustível fóssil se encontra a temperaturas moderadas (50-100 °C) e baixa pressão (<1,5 bar). Para captura pós-combustão, absorção química é a tecnologia mais adequada para processos em larga escala e implementação em plantas já existentes (LEUNG; CARAMANNA; MAROTO-VALER, 2014), assim como também para o processamento de gás natural. Na absorção química, o CO_2 e o solvente de captura se ligam quimicamente, resultando em alta seletividade e baixa perda de hidrocarbonetos. As razões de captura são da ordem de 10-15 kg solvente/kg CO_2 capturado, requerendo 2000-4500 kJ/kg CO_2 para separação do solvente de captura e CO_2 na etapa de regeneração. O processo é favorecido por maior fugacidade do CO_2 (maior pressão parcial de CO_2) e desfavorecido pelo aumento da temperatura (OLAJIRE, 2010).

Por fim, a oxidação consiste na queima com oxigênio puro ao invés de ar. Diferentemente da pós-combustão, onde o gás exausto é rico em N_2 , na oxidação esta corrente é constituída basicamente por CO_2 e H_2O . Dessa forma, o CO_2 é obtido após simples etapa de condensação da água, resultando em uma corrente com 90-98% de CO_2 (LUO, 2016). Contudo, a oxidação requer a instalação de plantas de separação do ar em larga escala, o que envolve elevado investimento e consumo de potência, o que desafia a competitividade desta rota em comparação à alternativa da

pós-combustão. Além disso, turbinas a gás baseadas em oxidação estão ainda em fase de desenvolvimento.

Conclui-se então que a via de pós-combustão – já madura e amplamente utilizada comercialmente – apresenta menor risco técnico e econômico de aplicação quando comparada às outras tecnologias. Somando-se isso ao considerável número de casos optando pela rota de absorção química para cenários offshore (HETLAND et al., 2009; SILVA, 2018; INTERLENGHI et al., 2019), esta foi a rota considerada para o presente estudo.

2.3.3. Absorção com aminas

A absorção reativa com soluções aquosas de aminas é apresentada como a tecnologia mais madura para a captura de CO₂ pós-combustão (ROCHELLE, 2009). O principal entrave consiste no alto consumo de calor requerido para regeneração do solvente. A redução desta demanda energética é por sinal o foco da maior parte da pesquisa conduzida globalmente no campo da captura de CO₂ por aminas (AGBONGHAE et al., 2014). Um exemplo de fluxograma para uma planta de captura de CO₂ por aminas está representado na Figura 17.

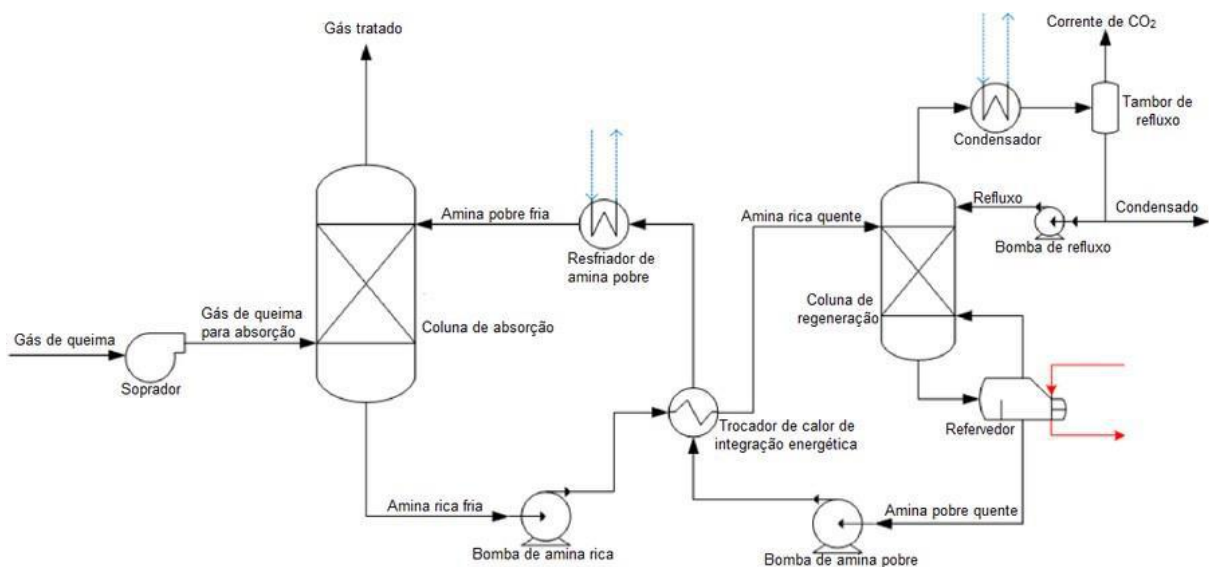


Figura 17 - Fluxograma básico para um sistema de captura de CO₂ por aminas (adaptado de Agbonghae et al., 2014)

Soluções aquosas de alcanolaminas são aplicadas há mais de 50 anos em processos de remoção de H₂S e CO₂ na indústria de O&G (JAMAL; MEISEN; LIM, 2006). Alcanolaminas apresentam baixo custo e são produzidas em larga escala na

indústria petroquímica, o que favorece a aquisição de solvente para a instalação de plantas de elevada capacidade de captura de CO₂, como requerido por termelétricas convencionais (KVAMSDAL; ROCHELLE, 2008). Entre as aminas comumente utilizadas, tem-se a monoetanolamina (MEA), a dietanolamina (DEA), a metildietanolamina (MDEA) e a estericamente impedida 2-amino-2-metilpropanol (AMP) (MEDEIROS; BARBOSA; ARAÚJO, 2013).

A MEA é uma referência na captura de CO₂, apresentando boa capacidade de absorção, cinética rápida, solubilidade em água e baixo custo (LEPAUMIER et al., 2009). No entanto, também apresenta desvantagens, principalmente quanto à regeneração do solvente, tais como elevada carga térmica necessária, corrosividade, degradação e perdas por vaporização.

A DEA é menos reativa que a MEA, mas, em contrapartida demanda menos energia para regeneração, assim como menor degradação, corrosividade e volatilidade. Já a MDEA é a menos reativa frente ao CO₂, mas também apresenta algumas vantagens: maior capacidade de absorção, menor degradação e energia requerida para regeneração, seletividade para H₂S frente CO₂ e perdas por vaporização desprezíveis. Alcanolaminas com impedimento estérico podem melhorar a capacidade ou velocidade de absorção (HOOK, 1997). A AMP, particularmente, apresenta capacidade de absorção de CO₂ semelhante àquela da MDEA, porém com uma cinética mais rápida (SAMANTA; BANDYOPADHYAY, 2009).

Misturas de alcanolaminas – terciária com secundária/primária – podem ser utilizadas para balancear as vantagens e desvantagens de cada uma (MANDAL; BANDYO- PADHYAY, 2006), atingindo uma condição específica. Em comparação ao uso de uma única amina, misturas de MDEA com MEA/DEA apresentam melhores resultados em termos de absorção, corrosividade e carga térmica requerida (LI; SHEN, 1993).

2.3.4. Recuperação avançada de petróleo com CO₂

A recuperação avançada de petróleo (EOR) é baseada na injeção de fluidos e/ou produtos químicos nos poços de extração, aumentando a produtividade e vida útil dos mesmos (LEUNG; CARAMANNA; MAROTO-VALER, 2014). Para uso do CO₂ como fluido de injeção em EOR, o gás deve ser levado a uma condição supercrítica e

bombeado até a pressão adequada para o reservatório, tipicamente acima de 300 bar. O CO₂ injetado estimula o escoamento e em mistura com o fluido de reservatório diminui a densidade e viscosidade do óleo, o que também contribui para aumentar sua fluidez e facilitar sua elevação. Estima-se que para cada tonelada de CO₂ injetado, tem-se uma recuperação adicional de 1-3 barris de óleo (LUU; MILANI; ABBAS, 2016).

Segundo Gozalpour, Ren e Tohidi (2005), 60% do CO₂ injetado nos reservatórios pode ser armazenado de forma permanente, o que configura a CO₂-EOR como um recurso vantajoso não só do ponto de vista econômico, mas também no contexto do combate à mudança climática, por seu enquadramento como rota de captura e utilização de CO₂. É esperado que, até 2050, a estratégia de captura de CO₂ para posterior utilização em EOR deverá resultar no armazenamento de 240 Gt de CO₂ e uma recuperação adicional de 375 bilhões de barris de óleo. (IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY, 2015).

3. ESTUDOS DE CASOS: PLANTAS TERMELÉTRICAS OFFSHORE COM CAPTURA DE CO₂

Este capítulo descreve a metodologia, premissas adotadas e resultados obtidos nas simulações realizadas para diferentes configurações do processo de geração de energia elétrica em ciclo combinado e captura de CO₂. O fluxograma do processo foi baseado nos trabalhos desenvolvidos por Silva (2018) e Interlenghi et al. (2019).

Os balanços de massa e energia foram resolvidos por meio do simulador comercial Aspen HYSYS (ASPENTECH INC., 2020b), permitindo cálculos termodinâmicos e cinéticos rigorosos a partir de modelos termodinâmicos. Para a linha de processo da turbina a gás, foi utilizada a Equação-de-Estado Peng-Robinson, indicada para uso em sistemas com hidrocarbonetos, componentes do ar e CO₂. Para sistemas de água e vapor foi utilizado o pacote ASME Table. Já para a planta de captura de CO₂, o pacote escolhido foi o de Gases Ácidos (*Acid Gas*), recomendado para operações com aminas. Além disso, a biblioteca de operações unitárias do *software* conta com diversos modelos de equipamentos industriais utilizados no processo estudado, como compressores, expansores, trocadores de calor, colunas de absorção e destilação, entre outros.

A vazão de gás natural, composição do mesmo e porcentagem de gás carbônico capturado após o ciclo combinado foram os parâmetros variados de modo a observar a influência destes em relação à potência líquida produzida pela planta, assim como sua eficiência termodinâmica global de geração de potência.

Tabela 2 - Parâmetros de processo variados

Vazão de GN (MM Nm ³ /d)	%CO ₂ GN	%CO ₂ capturado
4	15	80
6	19	82
8	23	84
-	30	86
-	38	88
-	45	90

Conforme análise combinatória das condições expostas na Tabela 2, tem-se um total de 108 casos estudados. Estes estão dispostos na Tabela 21, no Apêndice A.

3.1. Especificações da corrente de GN tratado

Para este estudo foi utilizado como base o gás natural tratado do trabalho de Silva (2018), conforme Tabela 3.

Tabela 3 - Composição e condições do gás natural tratado

Temperatura (°C)	25,0
Pressão (bar)	34,09
Composição (% molar)	-
CO₂	21,85
CH₄	75,22
C₂H₆	2,35
C₃H₈	0,54
i-C₄H₁₀	0,03
n-C₄H₁₀	0,01

A partir deste caso base, a fração molar de CO₂ foi modificada para 15%, 19%, 23%, 30%, 38% e 45%. Pela alteração do percentual de dióxido de carbono no *software* Aspen HYSYS, as demais frações são recalculadas de forma ponderada, resultando nas composições finais dispostas na Tabela 4. Para este estudo foi utilizado como base o gás natural tratado do trabalho de Silva (2018), conforme Tabela 3.

Tabela 4 - Composição molar das correntes de gás natural simuladas

Composição (% molar)						
CO₂	15,00	19,00	23,00	30,00	38,00	45,00
CH₄	81,81	77,96	74,12	67,37	59,68	52,94
C₂H₆	2,56	2,44	2,32	2,10	1,86	1,65
C₃H₈	0,59	0,56	0,53	0,48	0,43	0,38
i-C₄H₁₀	0,03	0,03	0,03	0,03	0,02	0,02
n-C₄H₁₀	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01

3.2. Parâmetros e simulação da turbina a gás (ciclo Brayton)

Para o cenário *offshore*, especialmente em FPSOs, é notável a presença majoritária de turbinas a gás aeroderivadas, uma vez que estas apresentam maior razão potência/peso (SILVA; OLIVEIRA JUNIOR, 2018). As turbinas aeroderivadas geralmente apresentam potências de até 50 MW. A maioria das FPSOs do pré-sal opera com 3 turbinas de 30-35 MW simultaneamente (ARAÚJO et al., 2016), respeitando o limite de categoria de geração abaixo de 100 MW, conforme definido pelas licenças de operação, que se apoiam na Resolução CONAMA nº 382/2006 (IBAMA, 2017).

Devido às altas vazões de gás simuladas, faz-se necessário o uso de turbinas industriais (*heavy duty*). Por este estudo tratar de uma unidade focada na geração de energia elétrica, diferentemente de uma FPSO, cujo foco é a produção de óleo e gás, os problemas apontados de *footprint* e regulamentação de potência máxima não se aplicam. A partir do catálogo de turbinas a gás da Siemens Energy, foram coletados os parâmetros operacionais dos modelos das linhas H e HL – turbinas a gás de alta eficiência e refrigeração totalmente a ar – conforme mostra a Tabela 5 (SIEMENS ENERGY, 2020). A Figura 18 mostra um destes modelos, a SGT5-8000HL.

Tabela 5 - Parâmetros operacionais das turbinas industriais classes H e HL da Siemens Energy

Modelo	Potência produzida (MW)	Razão de pressão	Temperatura do gás exausto (°C)
SGT5-8000H	450	21,0:1	630
SGT6-8000H	310	21,0:1	645
SGT5-8000HL	481	24,0:1	680
SGT5-9000HL	593	24,0:1	670
SGT6-9000HL	405	24,0:1	670

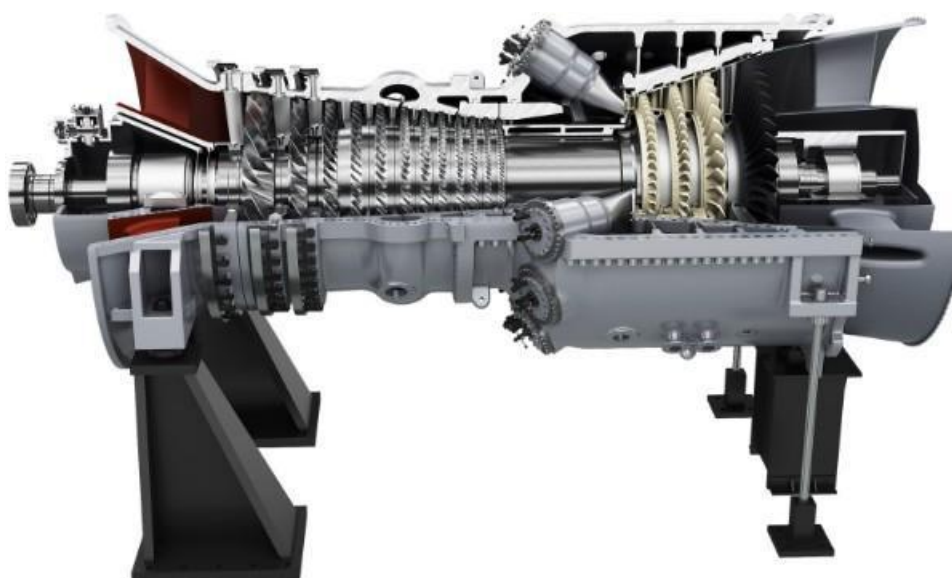


Figura 18 - Turbina industrial SGT5-8000HL (SIEMENS ENERGY, 2020)

Por não possuir turbinas a gás em sua biblioteca, a simulação da mesma no Aspen HYSYS foi conduzida pela organização de 3 equipamentos em série: compressor, reator de conversão e expensor. O resultado deste arranjo no simulador está representado na Figura 19.

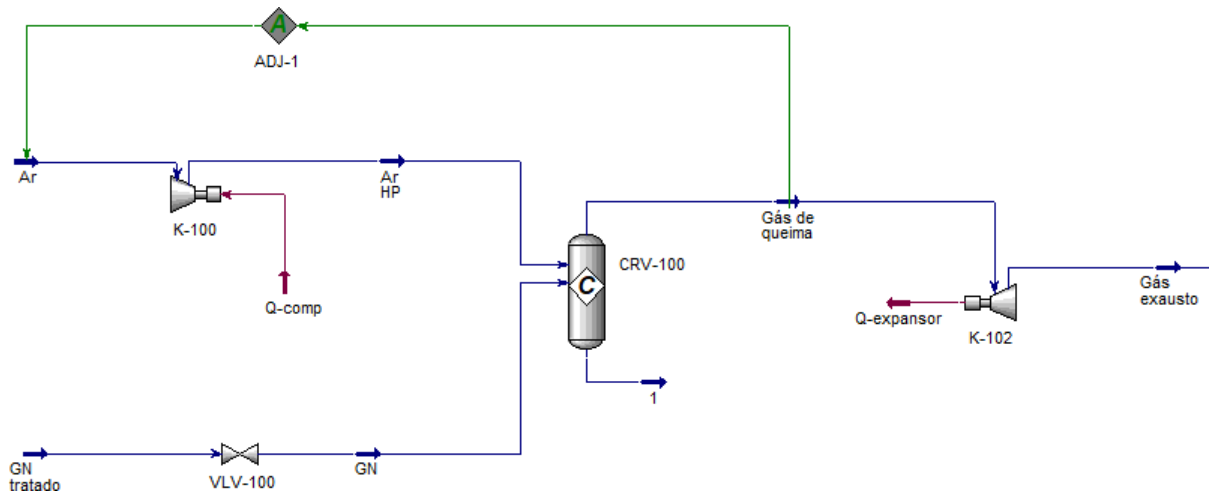
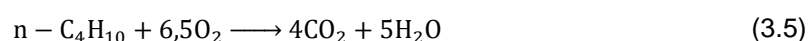
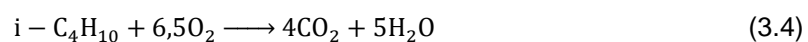
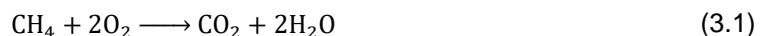


Figura 19 - Fluxograma da simulação da turbina a gás (ciclo Brayton) no Aspen HYSYS

Os estágios de compressão da turbina foram representados na simulação como um único compressor com eficiência adiabática de 85%. Baseado nas razões de pressão da Tabela 5, optou-se por definir a mesma pressão de descarga de 23 bar utilizada por Silva (2018) e Interlenghi et al. (2019). O gás natural tratado passa por uma válvula despressurizadora para expandi-lo de 34,09 bar até 23 bar. A queda de temperatura pela expansão do gás natural – de 25 °C a 18 °C – tem efeito desprezível sobre a eficiência da turbina (SILVA, 2018).

A câmara de combustão é simulada como um reator de conversão isobárico e com 100% de conversão. Por meio da ferramenta *adjust*, a vazão da corrente “Ar” na Figura 20 é ajustada de modo a prover um excesso capaz de fixar a temperatura do “Gás de queima” em 1300 °C, sendo esta a temperatura considerada para a câmara de combustão da turbina (*firing temperature*). A corrente “1” não participa efetivamente do processo e apresenta vazão nula (*dummy liquid stream*). As reações de combustão definidas para o reator são apresentadas nas Equações 3.1 a 3.5. A composição molar definida para a corrente de ar foi de 79% N₂ e 21% O₂.



Por fim, tem-se a expansão do gás de queima em expansor com eficiência adiabática também definida em 85%. A pressão de saída do expansor foi definida em 103,8 kPa, resultando em temperaturas de 608 °C a 615 °C, próximas da temperatura

de gás exausto da turbina modelo SGT5-8000H. A expansão não ocorre até pressão atmosférica de modo a compensar a posterior perda de carga de 2,5 kPa definida para o HRSG do ciclo Rankine.

A corrente de gás exausto resfriado segue para a planta de captura de CO₂. Esta deixa o HRSG à pressão atmosférica, mas com temperaturas que variam de 114 °C a 135 °C. A variação de temperatura se dá pelas diferentes cargas térmicas exigidas para regeneração de solvente em cada caso, resultando em diferentes vazões de vapor no ciclo Rankine.

3.3. Parâmetros e simulação do ciclo a vapor (Rankine)

O ciclo de vapor foi simulado utilizando como fonte quente o gás exausto proveniente da turbina a gás. A troca térmica se dá em um HRSG do tipo OTSG. Este equipamento foi representado no Aspen HYSYS por um trocador do tipo LNG, uma vez que este equipamento permite a troca de calor entre múltiplas correntes, ajustando a troca térmica para uma condição teórica de ótimo desempenho – *pinch design*. O ciclo combinado é composto pela sequência dos fluxogramas das Figuras 19 e 20.

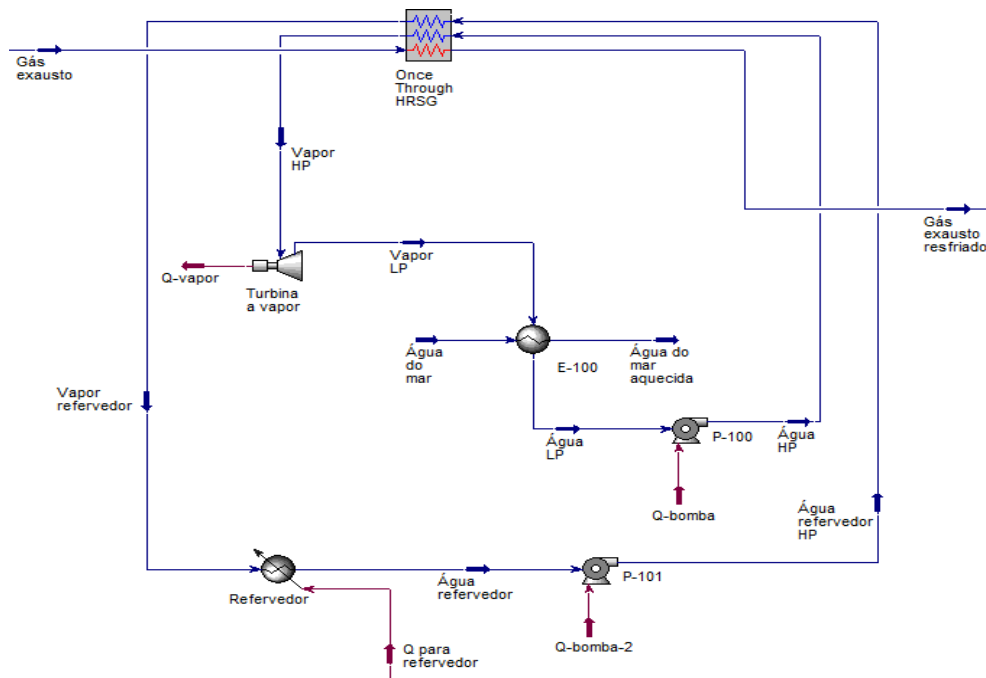


Figura 20 - Fluxograma da simulação do ciclo a vapor (Rankine) no Aspen HYSYS

Além da produção de vapor superaquecido para expansão e geração de potência, também é conduzida a vaporização de uma segunda corrente de água para fornecer calor aos refervedores das colunas de regeneração de solvente.

A corrente de vapor superaquecido deixa o HRSG a 24 bar (SILVA, 2018) e 550 °C (TOLMASQUIM, 2016), sendo então expandida na turbina a vapor até 0,05 bar. A corrente "Vapor LP" apresenta temperatura de 33,15 °C e qualidade de 93,85%. Já a corrente de vapor saturado destinado ao refervedor deixa o HRSG a 4 bar e 143,6 °C. O trocador de calor denominado "Refervedor" representa todos os refervedores das colunas de regeneração em paralelo. A carga térmica do mesmo é definida utilizando as ferramentas *set* e *recycle*, que fazem convergir a simulação por comparação com a demanda total de calor requerida para regeneração do solvente, conforme Figuras 22 e 28.

As correntes de saída dos demais trocadores ("Água LP" e "Água refervedor") foram definidas como saturadas e totalmente condensadas, uma vez que não deve haver vapor nas correntes de entrada das bombas.

A corrente de gás exausto resfriado segue para a planta de captura de CO₂. Esta deixa o HRSG à pressão atmosférica, mas com temperaturas que variam de 114 °C a 135 °C. A variação de temperatura se dá pelas diferentes cargas térmicas exigidas pelos refervedores em cada caso, resultando em diferentes vazões de vapor na integração energética.

Os demais parâmetros adotados estão dispostos na Tabela 6.

Tabela 6 - Parâmetros para sistema de recuperação de calor e geração de vapor

Eficiência adiabática da turbina a vapor (expansor)	90%
Eficiência adiabática das bombas	75%
$\Delta T_{approach}$ HRSG (°C)	20,0
Queda de pressão para fluido quente no HRSG (bar)	0,025
Queda de pressão para fluido frio no HRSG (bar)	0,5
Queda de pressão no refervedor (bar)	0,5

Utilidade fria (CRUZ, 2016)

Água do mar com captação submarina

Temperatura de entrada da utilidade fria (°C)

7,0

Temperatura de saída da utilidade fria (°C)

12,0

3.4. Parâmetros e simulação da planta de captura de CO₂

A captura de CO₂ do gás exausto ocorre em uma coluna absorvedora alimentada com MEA (pobre) pelo topo. O solvente rico em CO₂ (MEA rica) é regenerado em uma coluna de destilação, sendo a carga térmica do refervedor totalmente provida por calor recuperado no HRSG.

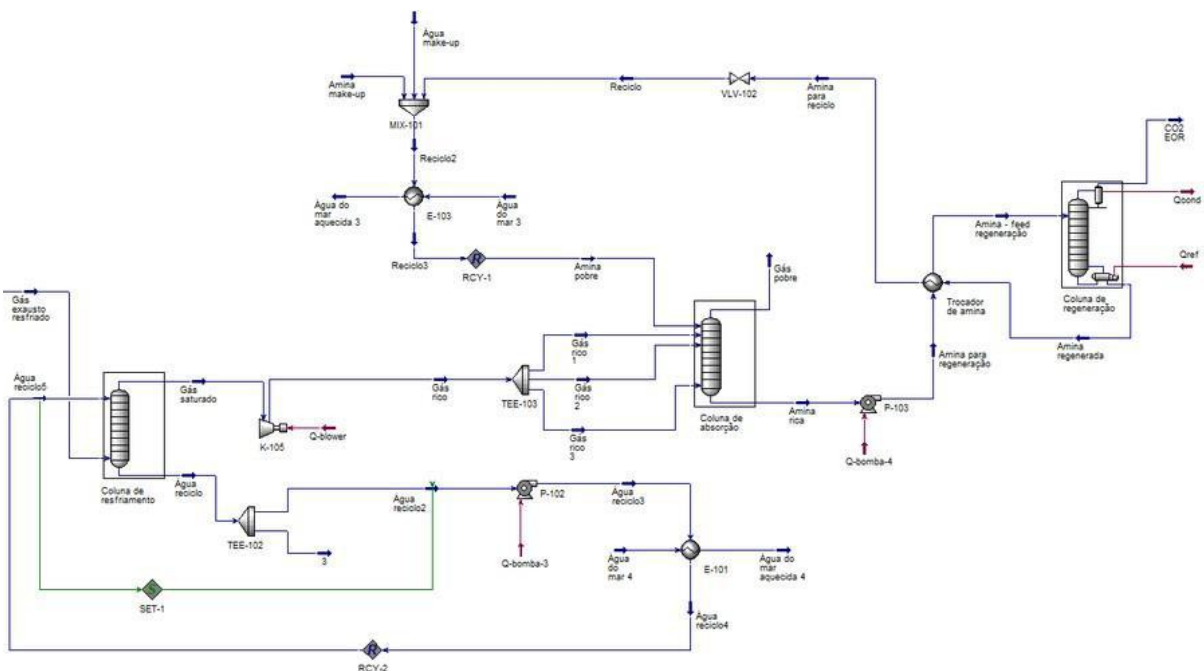


Figura 21 - Fluxograma completo da simulação da planta de captura de CO₂ no Aspen HYSYS

A partir do fluxograma da Figura 21, esta parte do processo pode ser dividida em 3 etapas principais, conforme seções 3.4.1 a 3.4.3: resfriamento do gás exausto, absorção de CO₂ e, por fim, regeneração do solvente.

3.4.1. Resfriamento do gás exausto

Inicialmente, o gás exausto proveniente do HRSG passa por uma coluna de resfriamento em contato direto, alimentada por água pura em contracorrente. Esta etapa tem como objetivo resfriar o gás, que ainda está acima de 100 °C. Segundo

Medeiros et al. (2013), a absorção química é favorecida por baixas temperaturas e pressões elevadas.

A coluna de resfriamento é representada na simulação como uma coluna de absorção com 3 estágios teóricos. A vazão de água no topo da coluna é ajustada de modo que o gás exausto, que entra pelo fundo, seja resfriado até cerca de 25 °C. Com o resfriamento, ocorre também a condensação da maior parte da água (proveniente das reações de combustão).

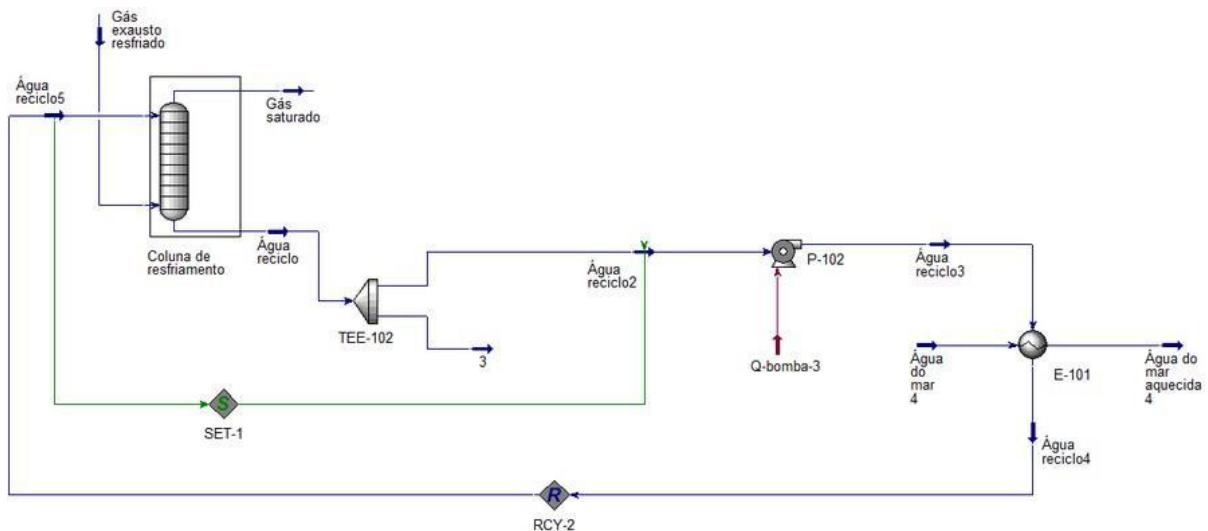


Figura 22 - Fluxograma do sistema de resfriamento do gás exausto no Aspen HYSYS

A corrente de fundo da coluna é composta pela água de resfriamento de retorno, que carrega o condensado da corrente gasosa. Um divisor de corrente é utilizado para representar a purga da quantidade de água correspondente ao condensado - corrente "3" na Figura 22. A ferramenta *set* garante que a vazão de água que sai do divisor para recirculação seja a mesma definida para a entrada de topo da coluna. A água a ser recirculada é pressurizada por uma bomba, de modo a elevar o líquido até o topo da coluna e compensar a perda de carga sofrida no trocador de calor, onde ocorre resfriamento até 15°C para então alimentar a coluna.

Os demais parâmetros adotados estão dispostos na Tabela 7.

Tabela 7 - Parâmetros para sistema de resfriamento do gás exausto

Temperatura de entrada da água de resfriamento (°C)	15,0
Queda de pressão do gás ao longo da coluna (bar)	0,013
Eficiência adiabática da bomba	75%

Queda de pressão no trocador de calor (bar)	0,5
Utilidade fria (CRUZ, 2016)	Água do mar com captação submarina
Temperatura de entrada da utilidade fria (°C)	7,0
Temperatura de saída da utilidade fria (°C)	12,0

3.4.2. Coluna de absorção

Esta seção descreve o processo de definição dos parâmetros para a absorção química, desde a escolha do solvente até o tipo de coluna e seus respectivos parâmetros hidráulicos para operação, assim como a aplicação dos mesmos nos 108 casos simulados.

3.4.2.1. Seleção do solvente de captura e concentração na alimentação

O solvente de captura escolhido para o processo foi a monoetanolamina (MEA) em solução aquosa. Devido ao volume de ar em excesso na combustão, o CO₂ é um componente minoritário da corrente de gás exausto, correspondendo a apenas 4,30% mol no caso do GN com 15% de CO₂ e 6,79% mol no caso do GN com 45% de CO₂. Considerando que o gás exausto se encontra em pressão atmosférica, para baixas pressões parciais de CO₂, a solução aquosa de MEA é o solvente de captura mais indicado (NGUYEN et al., 2016).

Uma vez que o solvente é regenerado e recirculado, a corrente que entra na coluna de absorção apresenta um percentual de CO₂ remanescente do processo de regeneração. Dessa forma, a composição molar da corrente de MEA pobre é usualmente expressa em função do parâmetro *loading*, definido conforme Equação 3.6.

$$\text{loading} = \frac{\text{fração molar de CO}_2}{\text{fração molar de MEA}} \quad (3.6)$$

A partir do trabalho de Interlenghi et al. (2019), a corrente de MEA pobre foi inicialmente definida conforme Tabela 8. A composição final da corrente varia levemente devido ao reciclo de solvente após a regeneração.

Tabela 8 - Composição inicial da corrente de MEA pobre

H₂O (% m/m)	64,32
MEA (% m/m)	29,24
CO₂ (% m/m)	6,44
<i>loading</i>	0,31

3.4.2.2. Seleção de recheio

Com base nos trabalhos desenvolvidos por Agbonghae et al. (2014), Hetland et al. (2009) e Interlenghi et al. (2019), optou-se pela utilização de uma coluna empacotada com recheio estruturado. A partir do catálogo de recheios da Sulzer, o modelo Mellapak 250.X foi selecionado.

Este recheio é indicado para aplicações em absorvedores e *strippers* de CO₂, apresentando alta eficiência em colunas com diâmetro de até 15 m (SULZER LTD., 2020). Recheios randômicos não foram considerados para aplicação, uma vez que aqueles estruturados promovem maior área de contato gás-líquido, melhor distribuição radial e menor queda de pressão (HETLAND et al., 2009). O Mellapak 250.X está disponível no Aspen HYSYS como um dos recheios com modelos já incorporados à biblioteca do *software*.



Figura 23 - Recheio estruturado Mellapak 250.X (SULZER, 2020)

3.4.2.3. Cálculos dos parâmetros hidráulicos

A modelagem pelo pacote *Acid Gas* de colunas de absorção e regeneração de etanolaminas no Aspen HYSYS é baseada em um modelo misto que se baseia em estágios de equilíbrio e cinética de reações envolvendo espécies químicas derivadas da etanolamina, sendo a cinética diretamente influenciada por propriedades e geometria do recheio escolhido (ASPENTECH INC., 2020a). Por esta razão, o diâmetro das colunas influencia significativamente diversos parâmetros operacionais, tais como eficiência de absorção e carga térmica necessária para regeneração.

O dimensionamento das colunas foi feito em paralelo às simulações, a partir de dados do fabricante acerca do recheio Mellapak 250.X. As Figuras 24 e 25 mostram, respectivamente, como os parâmetros HETP e queda de pressão variam em função do fator F , conforme definido na Equação 3.7 (SULZER LTD., 2020).

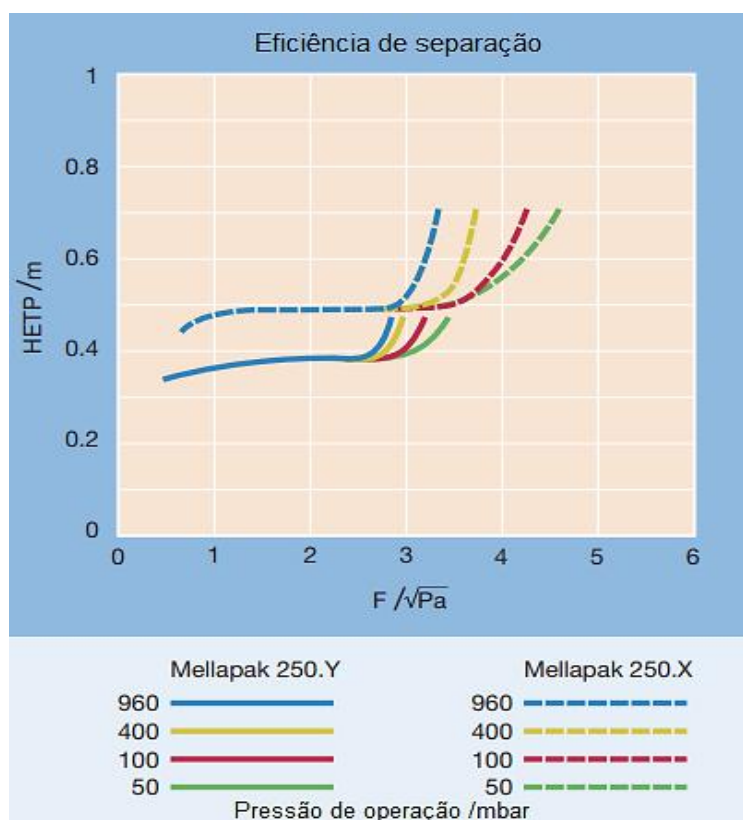


Figura 24 - Variação de HETP frente ao fator F (adaptado de Sulzer, 2020)

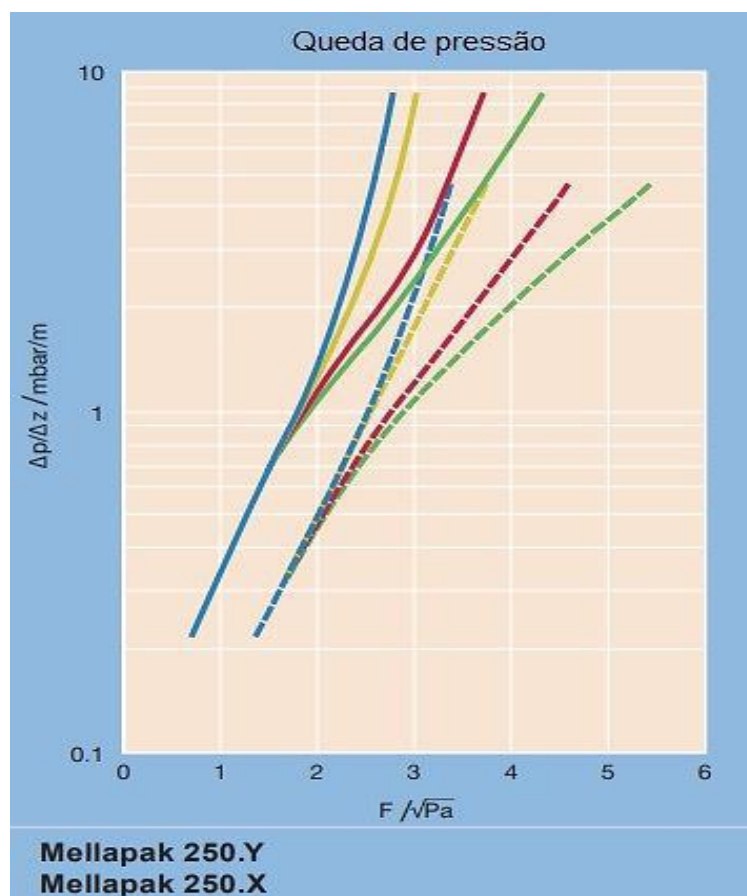


Figura 25 - Variação da queda de pressão por estágio teórico frente ao fator F (adaptado de Sulzer, 2020)

$$F = W_G * \sqrt{\rho_G} \tag{3.7}$$

$$W_G = Q * \frac{4}{\pi D^2} \tag{3.8}$$

$F = [\sqrt{\text{Pa}}]$, fator F

$W_G = [\text{m/s}]$, velocidade superficial do gás (coluna vazia)

$Q = [\text{m}^3/\text{s}]$, vazão volumétrica do gás na coluna

$D = [\text{m}]$, diâmetro da coluna

$\rho_G = [\text{kg}/\text{m}^3]$, densidade do gás

A Equação 3.9 é obtida substituindo a Equação 3.8 na Equação 3.7 e é utilizada para determinar o diâmetro da coluna em função do fator F. Este valor indica o diâmetro equivalente à área de seção transversal total necessária para processar todo

o gás exausto a ser tratado, que terá de ser dividido entre múltiplas colunas em paralelo.

$$D = \sqrt{Q * \frac{4}{\pi F} * \sqrt{\rho_G}} \quad (3.9)$$

Com base no gráfico da Figura 25, optou-se por um fator $F = 3$, uma vez que quanto menor o fator F , maior o diâmetro da coluna, sendo que o drástico aumento de HETP para valores de F acima que 3 não se mostra vantajosa. A partir do gráfico da Figura 26, definiu-se uma queda de pressão de 2 mbar/m de recheio.

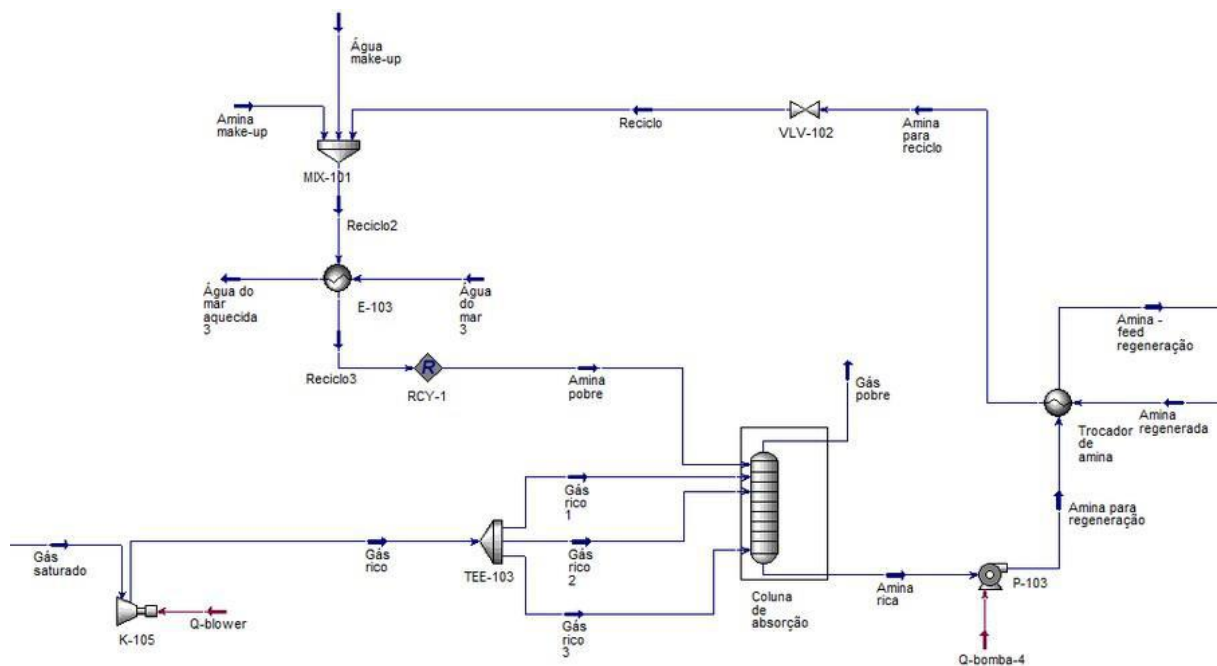


Figura 26 - Fluxograma do sistema de absorção química no Aspen HYSYS

A coluna de absorção foi simulada com 25 estágios teóricos, possuindo alimentação fracionada em 3 entradas de gás pelos estágios teóricos 1, 7 e 15 na contagem ascendente. Antes da coluna, foi adicionado um soprador responsável por pressurizar a corrente de gás exausto advinda da torre de resfriamento o bastante para que a mesma deixe o topo da coluna de absorção à pressão atmosférica. Apesar de o processo de absorção química ser favorecido a altas pressões, optou-se por conduzir o mesmo a uma pressão próxima da atmosférica, uma vez que o custo energético para compressão da corrente gasosa seria muito elevado devido às altas vazões estudadas. Parâmetros e condições operacionais da coluna são apresentados na Tabela 9. O fluxograma da etapa de absorção é mostrado na Figura 26.

Tabela 9 - Parâmetros da coluna de absorção

Número de estágios teóricos	25
HETP (m/estágio)	0,5
Altura de recheio (m)	12,5
ΔP através do recheio (kPa)	2,5
ΔP dos distribuidores (kPa)	2,5
Pressão no fundo (kPa)	106,3
Pressão no topo (kPa)	101,3
Temperatura da MEA pobre (°C)	35

Conforme a Figura 26, o solvente regenerado (MEA pobre) é reciclado de volta à absorvedora. O Aspen HYSYS não considera as perdas ocorridas no processo real por degradação da amina, dessa forma, as correntes de *make-up* adicionadas na simulação são responsáveis apenas por compensar as perdas de MEA e água ocasionadas por carreamento nas colunas de absorção e regeneração, mantendo constante a composição da corrente de amina pobre.

3.4.3. Coluna de regeneração e integração energética

A coluna de destilação foi definida com 10 estágios teóricos, utilizando o mesmo recheio e metodologia da coluna de absorção para o cálculo dos parâmetros hidráulicos. A corrente de amina rica a ser regenerada entra na coluna pelo estágio 5.

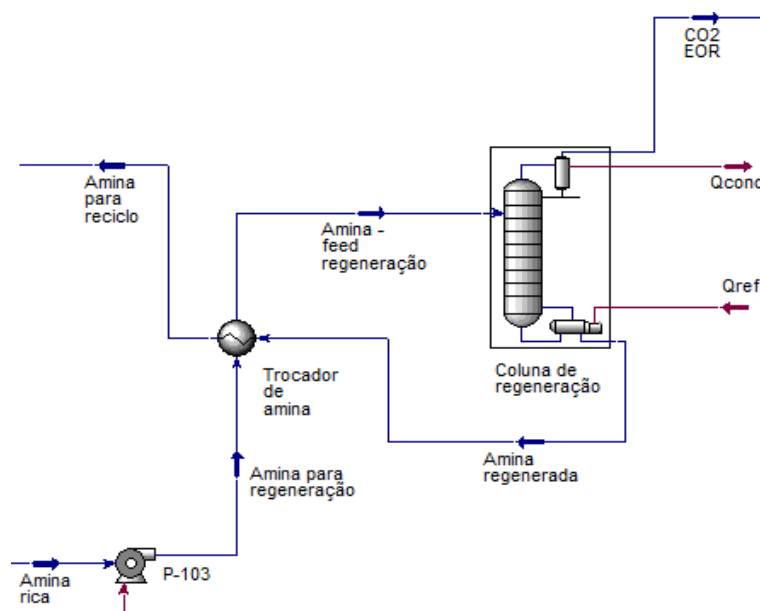


Figura 27 - Fluxograma do sistema de regeneração no Aspen HYSYS

As especificações para convergência foram definidas como a temperatura de topo a 40 °C e produto de fundo com teor de 6% em massa de CO₂. A temperatura correspondente da corrente que deixa o refulvedor é de, aproximadamente, 111,6 °C. Parâmetros e condições operacionais da coluna são apresentados na Tabela 10. O fluxograma da etapa de regeneração é mostrado na Figura 27.

A bomba no fluxograma da Figura 27 é responsável por pressurizar o fluido até 200 kPa, de modo a compensar perda de carga no trocador de calor e garantir um produto de topo a 150 kPa. A escolha por um produto de topo a 150 kPa se deu de modo a auferir uma pequena economia energética no processo de compressão do CO₂, uma vez que reduz a razão de compressão para EOR. Pressões mais elevadas não foram consideradas, pois o processo de regeneração é favorecido a pressões mais baixas e a temperatura máxima de amina no fundo é limitada a 120-130°C para evitar a degradação. Os parâmetros do processo são representados na Tabela 10.

Tabela 10 - Parâmetros da coluna de regeneração

Número de estágios teóricos	10
HETP (m/estágio)	0,5
Altura de recheio (m)	5,0
ΔP através do recheio (kPa)	1,0
ΔP dos distribuidores (kPa)	2,5
Pressão no fundo (kPa)	153,5
Pressão no topo (kPa)	150,0
Temperatura da MEA pobre (°C)	111,6

A corrente de amina regenerada necessita de resfriamento de resfriamento, uma vez que deve alimentar a coluna de absorção a 35 °C. O "Trocador de amina" no fluxograma da Figura 27 resfria a corrente de fundo da coluna de destilação utilizando como fonte fria a corrente de amina rica proveniente da absorção, uma vez que a mesma deve ser aquecida para alimentação na coluna de regeneração. Esta integração energética diminui a carga térmica requerida pelo refulvedor e, por

consequência, o consumo de vapor para aquecimento, o que proporciona aumento da eficiência global da geração de potência.

A temperatura de alimentação da corrente de amina rica na coluna de destilação foi definida de modo que o $\Delta T_{\text{approach}}$ do trocador de calor ficasse entre 5 °C e 6 °C, o que é viável para trocadores de placas normalmente utilizados para esta aplicação, representado na Figura 28. Tal configuração resultou em alimentações com temperaturas de 95 °C a 97 °C

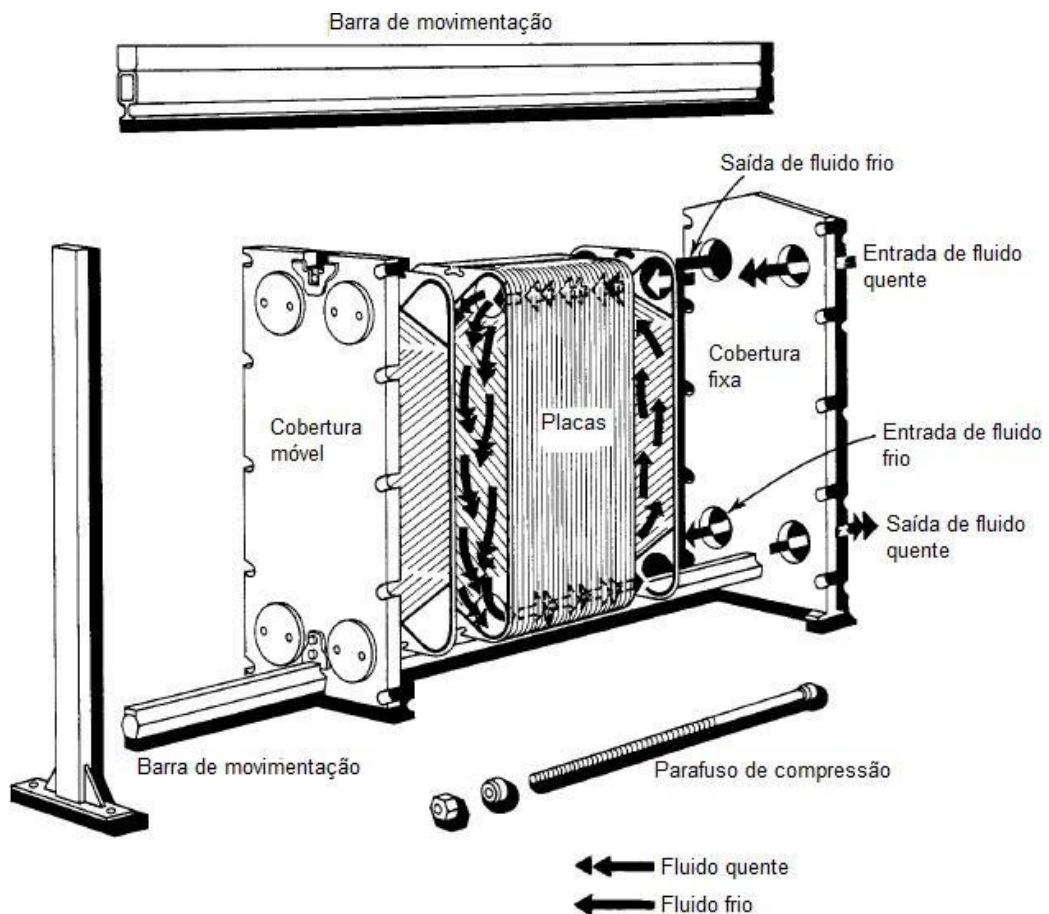


Figura 28 - Representação esquemática de um trocador de calor de placas (adaptado de Green, 2007)

3.4.4. Trem de compressão

A corrente de CO₂ produto da coluna de regeneração segue para o trem de compressão, onde é pressurizada até 300 bar para EOR. Esta seção do processo é mostrada na Figura 30 consiste em uma série de estágios de compressão, inter-

resfriamento seguido por separação de condensado e bombeamento de fluido supercrítico.

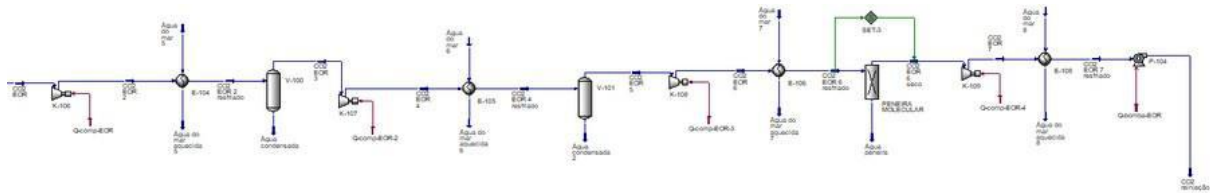


Figura 29 - Fluxograma do trem de compressão no Aspen HYSYS

Conforme fluxograma da Figura 29, após os dois primeiros estágios de compressão, a água condensada é removida por vasos separadores, enquanto no terceiro faz-se uso de uma peneira molecular de modo a reduzir a concentração de água na corrente até 100 ppm-mol. A peneira molecular é representada no Aspen HYSYS por um *component splitter*. Na última etapa, o CO₂ se encontra em estado supercrítico e é então pressurizado por uma bomba ao invés de compressor.

Uma vez que não há mais presença de aminas, o pacote termodinâmico utilizado é novamente o de Peng-Robinson. As premissas do sistema foram baseadas no trabalho de Interlenghi et al. (2019) e dispostas na Tabela 11.

Tabela 11 - Parâmetros do trem de compressão

Razão de compressão de cada estágio	3
Eficiência adiabática dos compressores e bomba (%)	75
Temperatura do gás após <i>intercoolers</i> (°C)	35
ΔP de cada <i>intercooler</i> (kPa)	50

3.5. Estimativa de investimento da planta

O investimento de capital fixo (*Fixed Capital Investment - FCI*) é o custo para construção de uma nova planta com base nos seus equipamentos principais. Para estimativa do FCI, além do custo direto do equipamento projetado, também são considerados custos indiretos tais como preparação do local, instalações elétricas, suportes, tubulações, seguros, entre outros. Esta metodologia de cálculo é conhecida como técnica de cálculo de custos do módulo (*module costing technique*) (TURTON et al., 2012).

O método de Turton et al. (2012) para cálculo do FCI, bem como para a análise econômica completa envolvendo projeção do fluxo de caixa, encontra-se consolidado em uma planilha Microsoft Excel chamada CAPCOST distribuída junto com o livro. A partir de dados fornecidos pelo usuário - área de troca térmica de trocadores de calor, potência de bombas e compressores, material do equipamento, entre outros -, o custo de cada módulo é calculado. De modo a corrigir os valores calculados pela inflação, o *software* utiliza o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) disponibilizado pela revista *Chemical Engineering* (2020). Para este trabalho, foi adotado o valor de 592,1 correspondente a dezembro de 2019. Na Equação 3.10, C_i é o investimento do item de processo i . O sobrescrito *REF* refere ao ano de referência do CAPCOST para estimação do FCI.

$$C_i = C_i^{REF} * \left(\frac{CEPCI}{CEPCI^{REF}} \right) \quad (3.10)$$

No caso de equipamentos cuja capacidade se encontrava fora da faixa disponibilizada pelo CAPCOST, calculou-se o valor correspondente ao limite superior da faixa, partir do qual foi feita extrapolação com base na Equação 3.11, conhecida como “regra dos seis décimos” (TURTON et al., 2012). A variável A_i representa a capacidade do equipamento i (área, volume, potência, etc) e C_i é o investimento do mesmo, já corrigido para o ano de análise. O subscrito a se refere à capacidade real de operação e o b à capacidade limite para validade do método de Turton et al. (2012) para estimação de investimento deste tipo de equipamento.

$$\frac{C_{i,a}}{C_{i,b}} = \left(\frac{A_{i,a}}{A_{i,b}} \right)^{0,6} \quad (3.11)$$

No presente trabalho, os cálculos de dimensionamento e custo dos módulos foram realizados para os equipamentos da planta de captura de CO₂ e trem de compressão. Os custos da coluna de resfriamento e a peneira molecular não foram calculados, por serem considerados de baixa relevância frente ao custo total da planta de captura (IEAGHG, 2014). Já para a planta termelétrica, devido às particularidades de projeto e custos dos equipamentos como turbina a gás e HRSG, foram utilizados valores de mercado de plantas termelétricas de ciclo combinado obtidos a partir do *GTW Handbook* (GAS TURBINE WORLD, 2010).

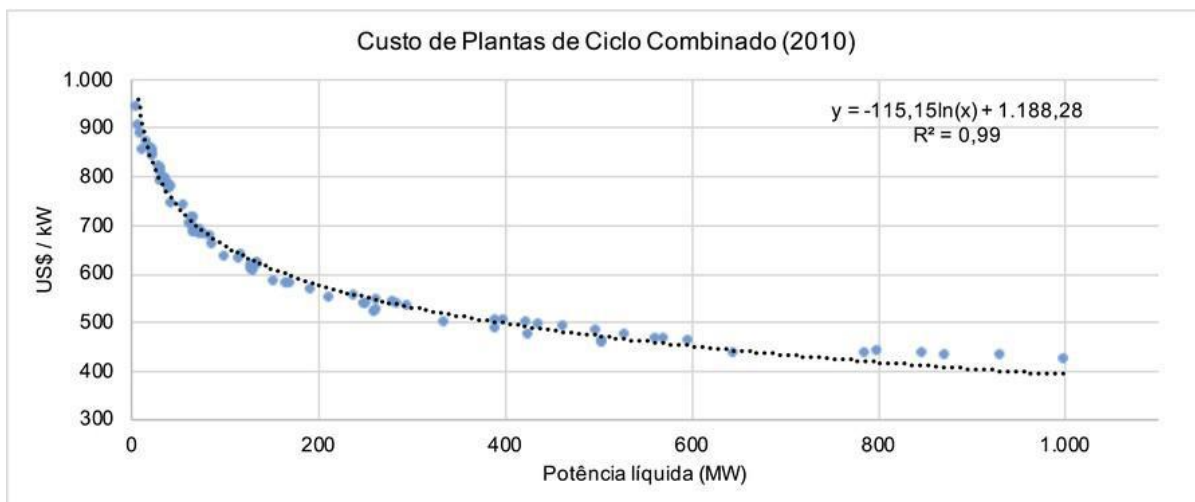


Figura 30 - Investimento de capital fixo por kilowatt em função da potência líquida (elaboração própria a partir de dados de Gas Turbine World, 2010)

A partir dos valores disponibilizados pelo *GTW Handbook*, a regressão logarítmica do gráfico da Figura 30 foi calculada (Equação 3.12), apresentando ótima correlação ($R^2 = 0,99$). A equação resultante foi utilizada para calcular o FCI dos ciclos combinados de cada caso. De modo a validar este procedimento, o valor fornecido pelo *GTW Handbook* para a turbina a gás GE-LM2500 foi comparado com aquele utilizado por Silva (2018), com base no relatório da Forecast International (2010), para a instalação do *skid* do mesmo modelo de turbina.

O valor reportado pelo *GTW Handbook* é de \$11.875.600, frente aos \$12.250.000 utilizados por Silva (2018). A diferença inferior a 5% valida o uso dos dados obtidos a partir de Gas Turbine World (2010). Os valores obtidos para as plantas de ciclo combinado também foram corrigidos pelo CEPCI.

$$\frac{FCI}{PowerCapacity} \left(\frac{MM\ US\$}{MW} \right) = -0,11515 * \ln(PowerCapacity) + 1,18828 \quad (3.12)$$

O procedimento reproduzido de Richard Turton et al. (2012) é aplicável a plantas *onshore*. As plantas *offshore* propostas no presente trabalho apresentam custos adicionais devido a complexidades de instalação e manutenção inerentes deste tipo de cenário. Dessa forma, o FCI final calculado é multiplicado por dois, conforme sugerido por Araújo et al. (2016), de modo a fazer a correção do cenário *onshore* para *offshore*, conforme Equação 3.13.

$$FCI_{offshore} = 2 * FCI_{onshore} \quad (3.13)$$

3.6. Estimativa de custo de produção

O custo de produção (*Cost of Manufacturing* - COM) é o custo total anual da planta. Para estimativa do COM, são considerados:

- Custos diretos da produção, tais como matéria-prima, utilidades, mão de obra para operação, entre outros. Estes estão diretamente ligados à taxa de produção.
- Custos fixos, como seguros, mão de obra e alguns impostos;
- Gastos gerais, como despesas administrativas, distribuição e vendas.

Segundo a metodologia descrita por Turton et al. (2012), estes fatores podem ser compilados em uma única equação (Equação 3.14), para obtenção de uma estimativa do COM.

$$COM = 0,18 * FCI + 2,73 * C_{OL} + 1,23 * (C_{UT} + C_{WT} + C_{RM}) \quad (3.14)$$

O FCI corresponde ao valor total final calculado pelo processo descrito no Apêndice B. O custo de mão de obra para operação (*Cost of operating labor* - C_{OL}) foi estimado assumindo um total de 150 operadores, cada um custando 89100 USD/ano (BLS - Bureau of Labour Statistics, 2018). O custo de utilidades (C_{UT}) se resume àquele da corrente de make-up devido às perdas por degradação. Este foi considerado como 0,19 USD/t CO₂, conforme estudo conduzido por Davis e Rochelle (2009). Já o custo de tratamento de efluentes (C_{WT}) foi considerado nulo, uma vez que a utilidade de resfriamento é água do mar e o subproduto da operação da planta é o CO₂ que passa pela planta de captura.

Por fim, a parcela relativa ao custo de matéria-prima (C_{RM}) foi calculada considerando o gasto com gás natural, com um preço de 2,82 USD/MMBTU (US-EIA - Energy Information Administration, 2018).

3.7. Análise de viabilidade econômica

Para análise de viabilidade econômica das plantas propostas, foram calculados o VPL de 12 casos. Estes 12 casos foram selecionados a partir de um planejamento

fatorial de 3 variáveis (vazão de GN, teor de CO₂ e percentual de captura) com 2 níveis (mínimo e máximo de cada variável). Casos com teor de CO₂ intermediário também foram adicionados de modo a refinar a análise.

Tabela 12 - Casos com cálculo de VPL

Caso	Vazão de GN (MM Nm³/d)	Teor molar de CO₂ (%)	CO₂ capturado (%)
1	4	15	80
6	4	15	90
13	8	15	80
18	8	15	90
55	4	30	80
60	4	30	90
67	8	30	80
72	8	30	90
91	4	45	80
96	4	45	90
103	8	45	80
108	8	45	90

Além dos valores de FCI e COM calculados nas seções 3.5 e 3.6 com suas respectivas premissas, novas suposições se fazem necessárias para o cálculo do VPL. Estas estão listadas na Tabela 13.

Tabela 13 - Premissas econômicas adotadas para cálculos de VPL

Preço da eletricidade (USD/kWh) (US-EIA - ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION, 2018)	0,1026
Operação anual (horas/ano)	8400
Horizonte de operação (anos) (MINERAL ENGENHARIA E MEIO AMBIENTE LTDA, 2017)	30
Tempo de construção (anos)	2
Taxa mínima de atratividade (%)	10
Taxa de depreciação anual (% FCI)	10
Impostos (%) (DELOITTE TOUCHE TOHMATSU LIMITED, 2020)	34

Adicionalmente, considerou-se que o FCI foi aplicado em duas parcelas de 40% e 60% no primeiro e segundo ano de construção, respectivamente. O capital de giro

seguiu a aplicação do FCI, sendo definido como 10% deste. Ao fim do horizonte de operação do projeto, o capital de giro não foi recuperado, sendo destinado ao descomissionamento da unidade.

Além de calcular o VPL para os 12 cenários inicialmente propostos, foram adicionadas mais duas outras hipóteses, com taxaçoão do CO₂ emitido pela planta. O primeiro cenário considerou uma taxa de 50 USD/t de CO₂ emitido (SILVA, 2018). Já o segundo, um cenário de taxaçoão mais agressiva, com o custo de 100 USD/t CO₂ emitido, uma vez que, com exceçoão da Suécia com 140 USD/t CO₂, todos os países se encontram abaixo dos 100 USD/t CO₂, sendo este um bom valor de referênciã para um cenário mais agressivo para o futuro (World Bank Group et al., 2017).

De modo a avaliar o comportamento do VPL frente a variaçoões nos 3 parâmetros conforme Tabela 12, os resultados obtidos para os 3 cenários de taxaçoão de carbono foram alimentados no *software* Design-Expert (Stat-Ease Inc., 2020) para obtençoão de uma equaçoão matemática que representasse o VPL de cada cenário como função da vazão de GN, teor de CO₂ e percentual de captura, de modo a localizar o ponto ótimo de cada um.

4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1. Resultados das simulações

4.1.1. Parâmetros e respostas das simulações

Como resultado das 108 simulações conduzidas com o simulador de processos Aspen HYSYS, foram extraídos:

- A potência líquida obtida da planta: A soma das potências líquidas das turbinas a gás e a vapor, subtraídos os consumos de bombas e compressores. A energia usada no refeedores das colunas de regeneração já está contabilizada, uma vez que o OTSG retira essa carga térmica da corrente de gás exausto, assim penalizando a potência do Ciclo Rankine. Este parâmetro demonstra o valor criado durante o processo, uma vez que a energia elétrica é o produto desta unidade.
- A eficiência global da geração de potência: A eficiência global foi calculada pela razão entre a potência líquida e a energia de carga do processo na forma de poder calorífico (vazão molar de gás multiplicada pelo LHV da corrente). Esta variável indica o desempenho geral do processo, e considera o consumo de calor da planta de captura e de eletricidade do trem de compressão, podendo ser usada para avaliar a qualidade da geração de valor.
- A razão carga da térmica de regeneração por massa de CO₂ capturado (*heat ratio*): Foi calculada como a razão entre a soma da carga térmica dos refeedores das colunas de regeneração e a massa de CO₂ capturado (diferença da massa de CO₂ nas correntes de gás rico e gás pobre da coluna de regeneração), em GJ/t. Esta variável indica o quanto de calor foi gasto para separar o CO₂ advindo das turbinas, sendo relevante para avaliação do custo-benefício de cada cenário.
- A razão das vazões mássicas de solvente pela de CO₂ de carga: Também conhecida como "capacidade de captura" (SILVA, 2018) ou Circulação de Solvente, esta foi obtida pela razão da vazão mássica de solvente (MEA+água) na corrente de amina pobre, pela vazão mássica de CO₂ na corrente de gás rico. Esta razão acompanha, indiretamente, o aumento no custo de operação da planta.
- A massa de CO₂ emitida por energia gerada: Calculada pela razão da massa de CO₂ emitida por hora na planta, pela potência produzida (em g de CO₂ por kWh de eletricidade). Esta taxa de emissão permite comparar o desempenho do projeto, não

só com outras plantas conjuntas de CCS, mas, também, com termelétricas convencionais.

Estes parâmetros foram escolhidos para o estudo por permitirem avaliar as vantagens e desvantagens de cada uma das simulações, tanto na energia elétrica gerada quanto na facilidade de remover o CO₂ poluente da corrente de gás exausto da turbina. Além disso, o cálculo de variáveis de referência utilizadas neste tipo processo, como a capacidade de captura (massa de solvente / massa de CO₂ no gás de carga), possibilita uma melhor comparação com outros trabalhos, mesmo para plantas de diferentes escalas.

4.1.2. Resultados de simulação

A Tabela do Apêndice A mostra que os parâmetros avaliados que variam com a vazão de GN o fazem linearmente, não apresentando relevância nos resultados. Por esta razão, foi decidido analisar as simulações tomando como base os resultados variando, apenas, a fração de CO₂ absorvido e a qualidade do GN tratado. Para fazer essas análises, foram usados os casos de vazão de GN tratado de 8 MM Nm³/d.

Com o objetivo de uniformizar a análise dos dados, foram gerados gráficos de cada um dos resultados das variáveis analisadas vs a qualidade do GN tratado e da porcentagem de captura. Para isso, foi tomada a porcentagem de captura como eixo das abscissas, enquanto as diferentes qualidades do GN tratado foram traçadas como curvas separadas, visando facilitar a visualização simultânea do comportamento da variável analisada em relação a ambos os parâmetros.

A Figura 31 mostra os resultados da variável Circulação de Solvente Porcentagem de Captura nas diversas simulações. Percebe-se um claro aumento da Circulação de Solvente com o incremento da Porcentagem de Captura, indicando um gasto maior com a separação. O resultado apresentado na Figura 31 mostra que para o caso com 90% de captura e 45% de teor de CO₂ no GN, a circulação de solvente é de 18,0 kg de solvente/kg de CO₂, o que está próximo do valor reportado por Interlenghi et al. (2019), de 17.5 kg de solvente/kg de CO₂.

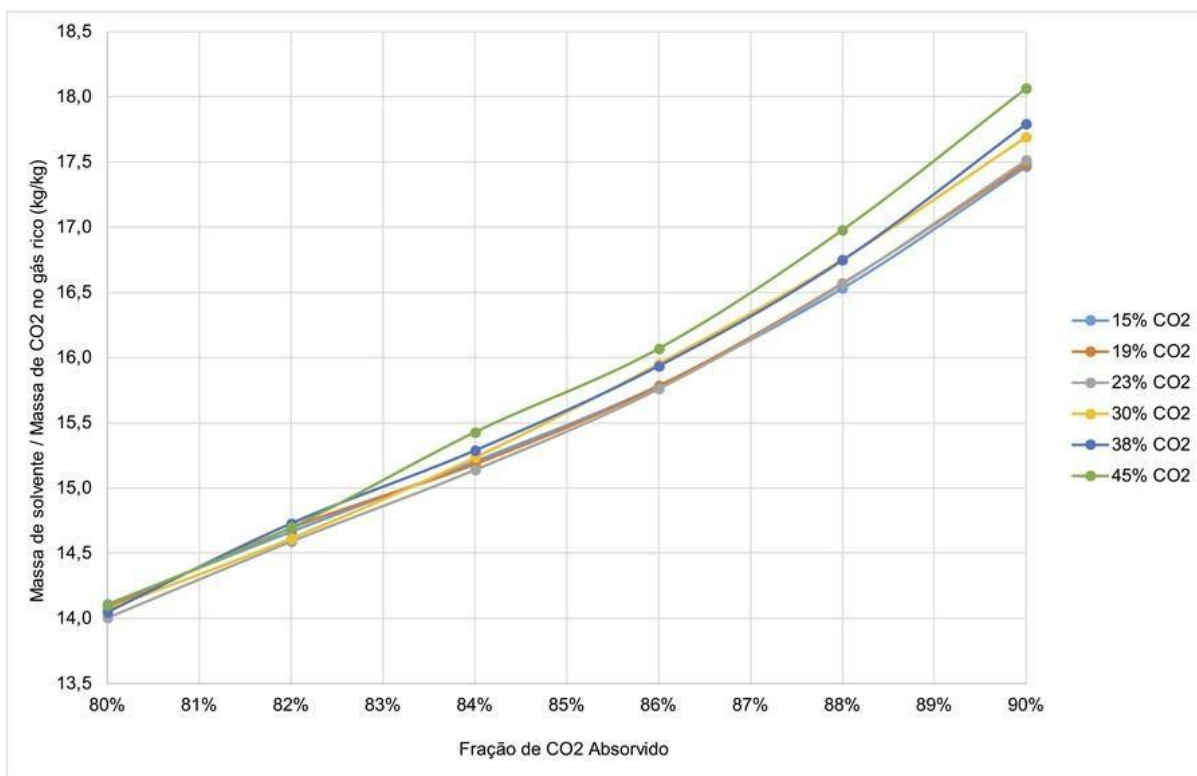


Figura 31 - Razão massa de solvente/massa de CO₂ do gás rico por fração de CO₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm³ por dia

A Figura 32 mostra um comportamento parecido para a *Heat Ratio*, quando comparado com o da Circulação de Solvente. A *Heat Ratio* cresce com o aumento da Porcentagem de Captura, o que resulta em menor carga térmica disponível para o ciclo Rankine no OTSG, resultando em menor geração de potência. O teor de CO₂ na MEA rica, para os casos de maior Porcentagem de Captura é menor e essa diluição resulta em uma quantidade maior de solvente que precisa ser aquecida para desprender o CO₂ para a fase gasosa, aumentando o consumo de calor do refeedor para uma mesma quantidade de CO₂. Considerando os valores dispostos na Figura 32, têm-se *Heat Ratios* de 3715 kJ/kg a 3755 kJ/kg, apresentando uma diferença de 0,04% a 1,5% para o resultado apresentado como ideal por Hetland et al. (2009), de 3770 kJ/kg para os casos de 90% CO₂ absorvido. Os valores encontrados nas simulações também ficam abaixo do limite de 3800 kJ/kg usado no trabalho de Interlenghi et al., 2019.

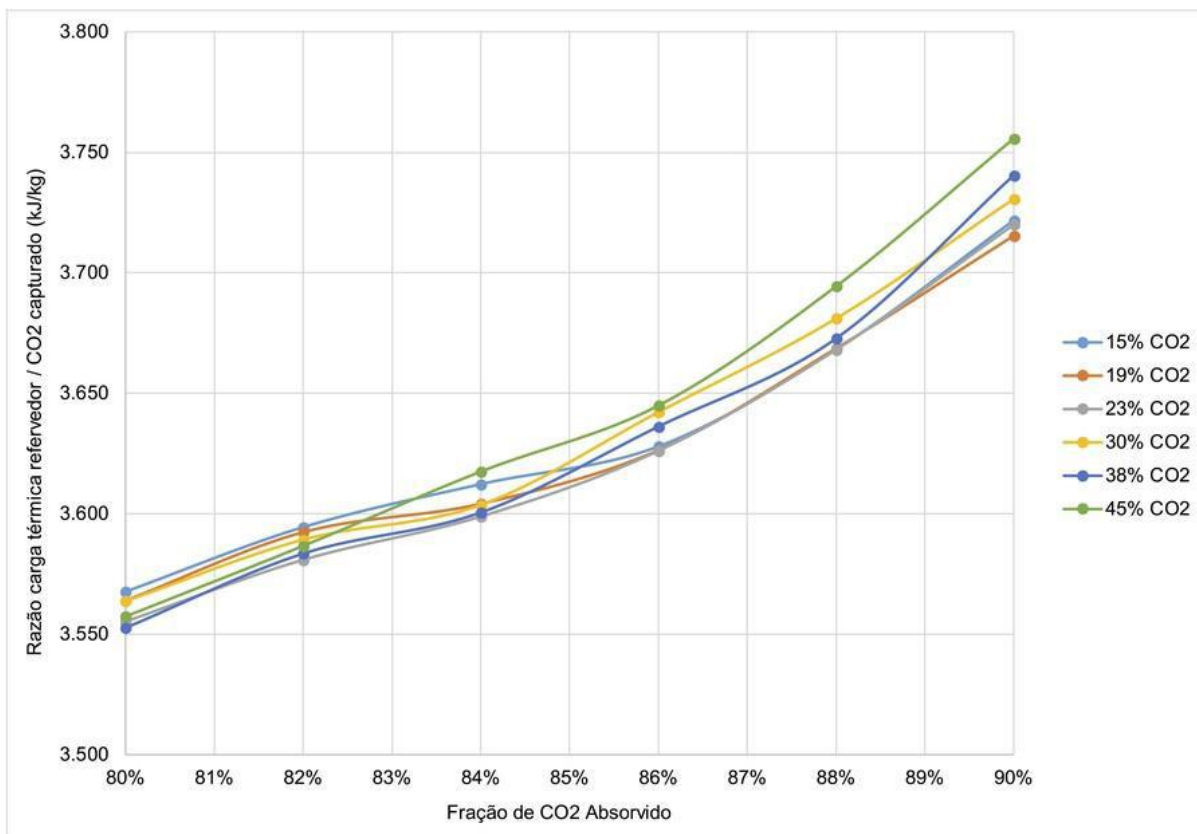


Figura 32 - Razão carga térmica do refeedor/massa de CO₂ capturado vs fração de CO₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm³/d

A Figura 33 mostra a variação da potência líquida do processo com a variação da fração de CO₂ absorvido e da qualidade da corrente de GN tratado. Vale ressaltar que essa potência foi calculada subtraindo, da potência líquida gerada nas turbinas, aquela consumida no processo (tanto diretamente, pelo trem de compressão e bombas, quanto indiretamente, pelo calor retirado do OTSG para o refeedor). Analisando este gráfico, pode-se chegar a duas principais conclusões: primeiramente, a potência líquida é significativamente afetada pelo teor de CO₂ da corrente de carga de GN, uma vez que, por ter um LHV menor em decorrência da quantidade maior de CO₂ (gás inerte na geração de energia), tem menos energia a ser gerada. Além disso, a potência líquida do processo também diminui com o aumento da Porcentagem de Captura, o que se deve ao aumento da *Heat Ratio*. Como resultado, embora não tendo ocorrido nas simulações realizadas, o decréscimo da Porcentagem de Captura pode ser usado para compensar uma queda da vazão de GN para manter a potência gerada pela planta.

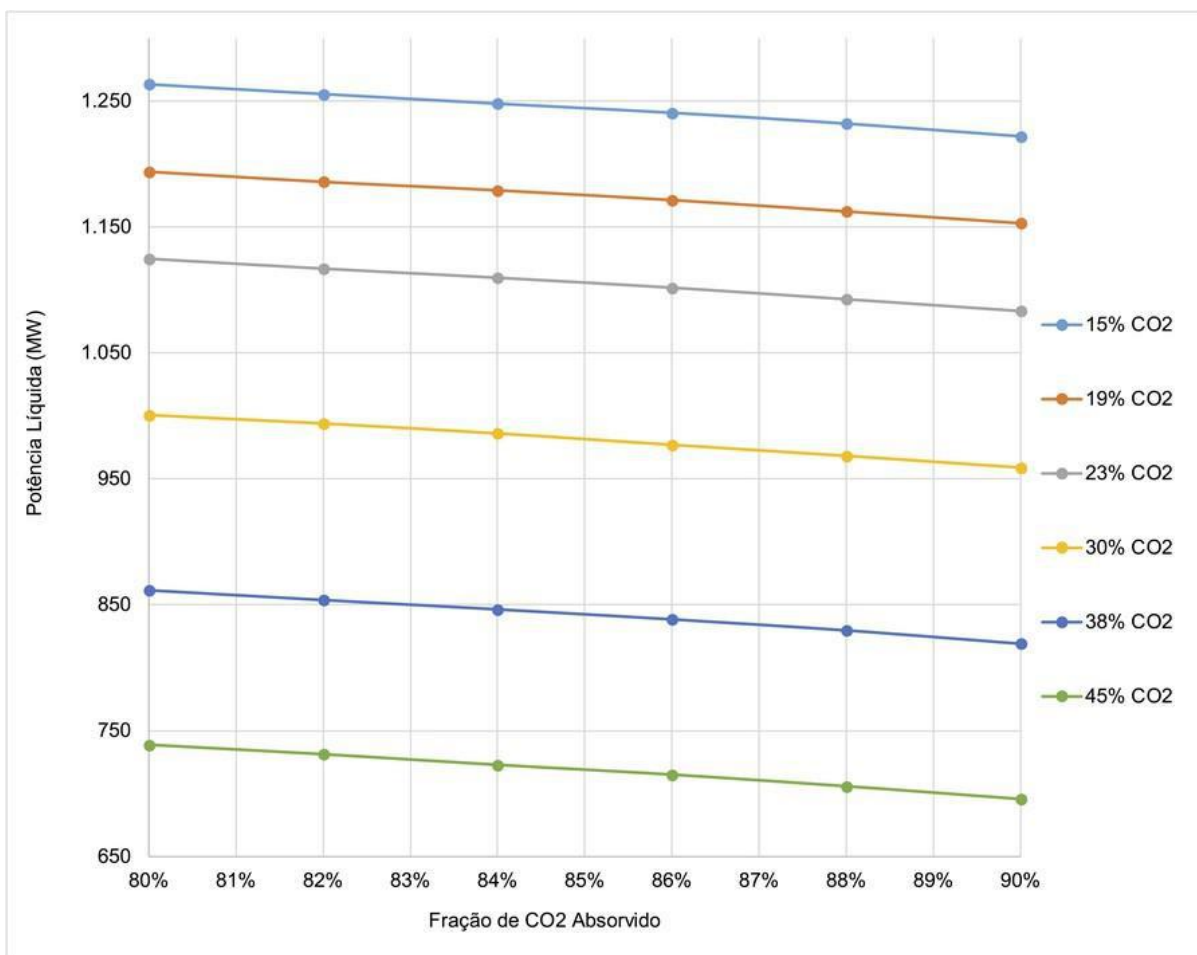


Figura 33 - Potência líquida vs fração de CO₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm³/d

O valor de eficiência global de geração de potência encontrado por Silva (2018) para o caso mais próximo daqueles simulados e apresentados na Figura 34 foi de 44%, apresentando uma pequena diferença para os 43,2% resultantes da simulação com a corrente de GN contendo 23% de CO₂. Como a eficiência global é calculada como a razão da potência líquida pela energia presente na corrente de GN (através do LHV), o comportamento representado na Figura 34 segue o mesmo da Figura 33, em que se tem maior penalidade pelo aumento da separação de CO₂. Em termos econômicos, para compensar essa perda de eficiência e justificar os custos de captura e compressão, é importante considerar, como contraponto, o próprio custo de se emitir CO₂. Embora muitas empresas tenham decidido reduzir suas emissões por compromissos ambientais, alguns países começaram a taxar emissões de CO₂, como Suécia e Noruega, como discutido na seção 3.7. É possível que, em um futuro no qual a taxação de carbono seja severa, a única forma de termelétricas baseadas em fósseis serem economicamente viáveis é justamente implementando tecnologias de CCS ou CCU.

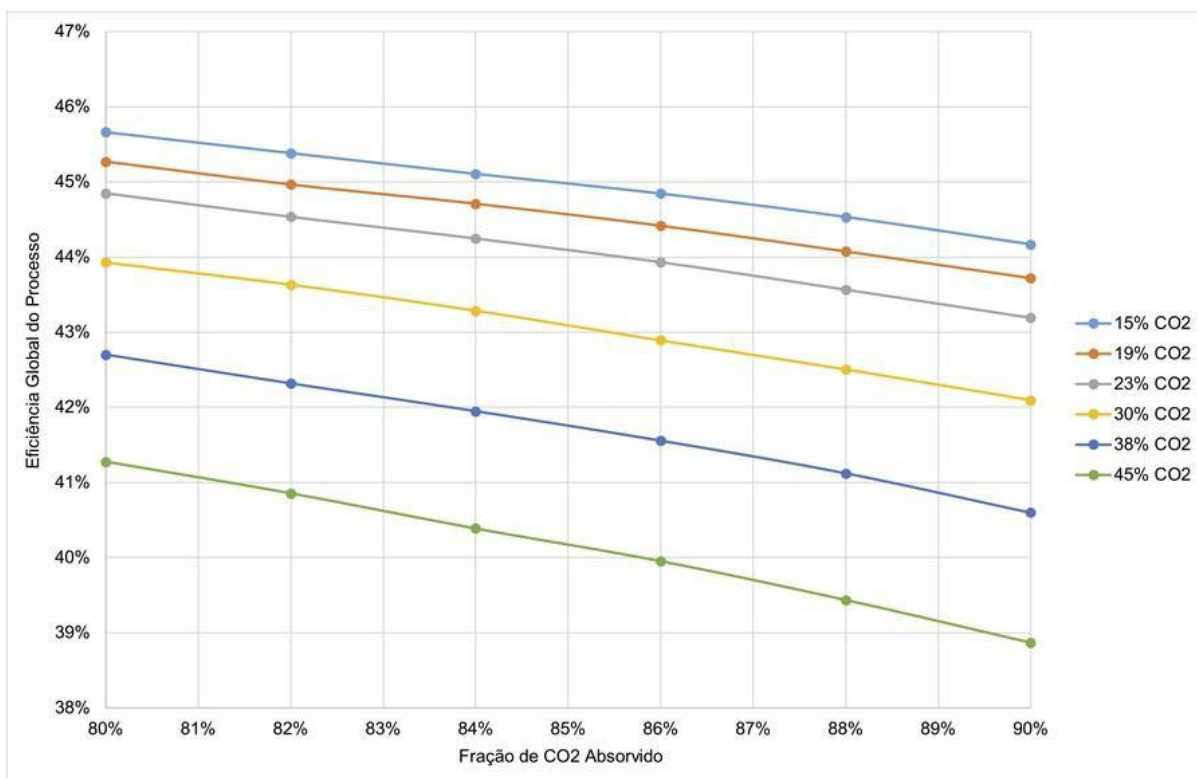


Figura 34 - Eficiência global do processo vs fração de CO₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm³/d

O coeficiente de emissão de CO₂ encontrado para condições de processo similares às de Interlenghi et al. (2019) (90% de captura com GN 45% de CO₂) apresentou uma diferença de menos de 5%, tendo alcançado 91,3 g/kWh frente aos 87,0 g/kWh por eles encontrado. A Figura 35 mostra que, embora uma maior Porcentagem de Captura exija um consumo maior de calor, este gasto não é suficiente para fazer com que a emissão por potência gerada seja maior, nos casos simulados. Ou seja, mesmo no valor limite de 90%, ainda se consegue minimizar o coeficiente de emissão da termelétrica pelo aumento da circulação de solvente.

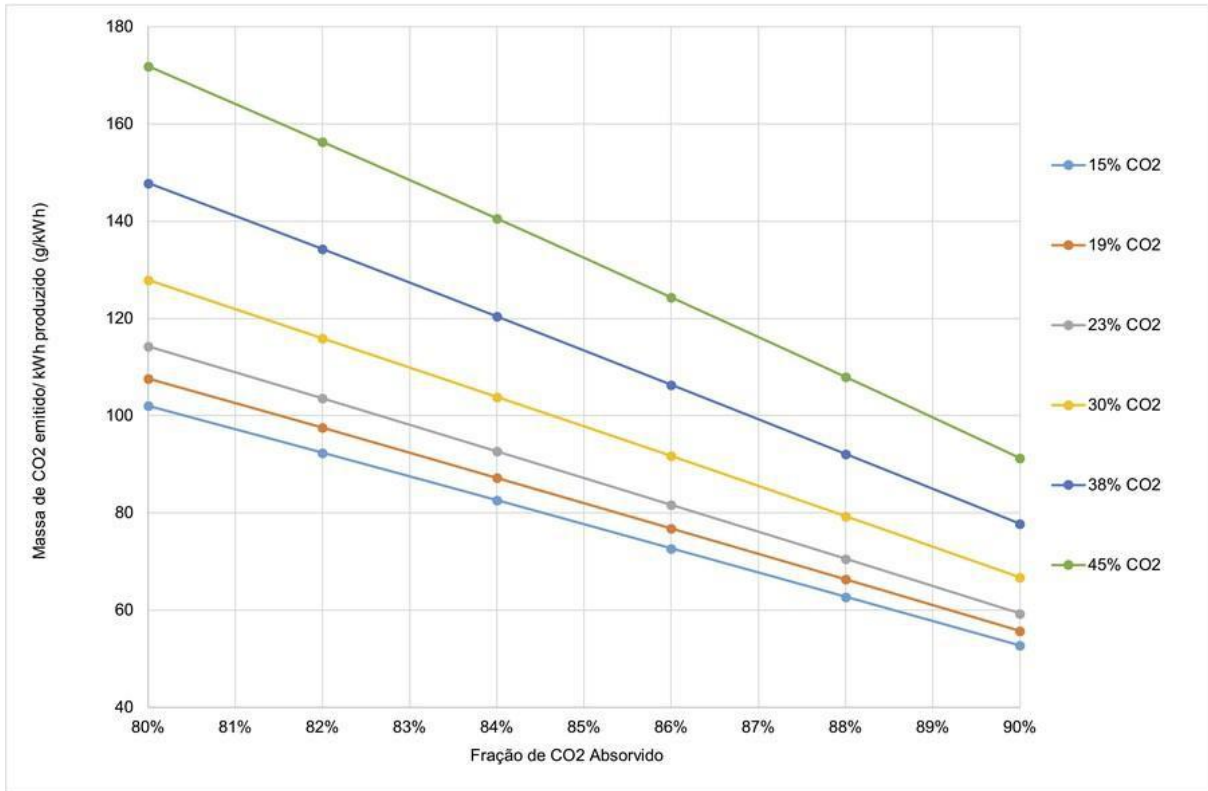


Figura 35 - Razão massa de CO₂ emitido/energia gerada vs fração de CO₂ absorvido para os casos de vazão de 8 MM Nm³/d

4.2. Resultado dos cálculos de custo

4.2.1. Cálculo de custo dos equipamentos e FCI

Casos escolhidos para a próxima etapa, a análise de custo de capital, FCI, e estimativa de VPL foram os extremos de cada um dos parâmetros: vazão de GN teor de CO₂ do GN e porcentagem de captura de CO₂. Foram, então, calculados os custos dos equipamentos da unidade de geração de potência, da planta de captura e do trem de compressão para 12 casos, ao todo: vazões de GN de 4 e 8 MM Nm³/d, teores de 15%, 30% e 45% de CO₂ no GN, e porcentagens de captura de 80% e 90%. Os métodos de cálculo do custo de cada módulo se encontra no Apêndice B.

A Tabela 14 apresenta o resultado final destes cálculos, o investimento de capital fixo (FCI) da unidade de processo completa, somando a planta de geração de energia e os equipamentos individuais da planta de captura e do trem de compressão.

Tabela 14 - FCI total

Vazão (MM Nm³/d)	CO₂ (%)	Absorção (%)	Potência líquida total (MW)	FCI (MM USD)
4	15	80	631,6	\$ 992,739
4	15	90	611,2	\$ 1.001,144
4	30	80	500,6	\$ 853,875
4	30	90	479,5	\$ 884,599
4	45	80	369,0	\$ 733,920
4	45	90	347,4	\$ 756,007
8	15	80	1.263,3	\$ 1.664,263
8	15	90	1.222,0	\$ 1.705,240
8	30	80	1.000,7	\$ 1.489,046
8	30	90	959,0	\$ 1.528,155
8	45	80	738,9	\$ 1.285,417
8	45	90	695,8	\$ 1.322,185

A Figura 36 mostra o gráfico de barras com os valores dos FCIs de cada um dos casos, onde cores diferentes foram usadas para os casos de 80% e 90% de absorção. É possível notar que existe uma economia de escala, e que os projetos de maior porte levam vantagem no custo sobre os menores, fato que pesa na escolha do projeto final.

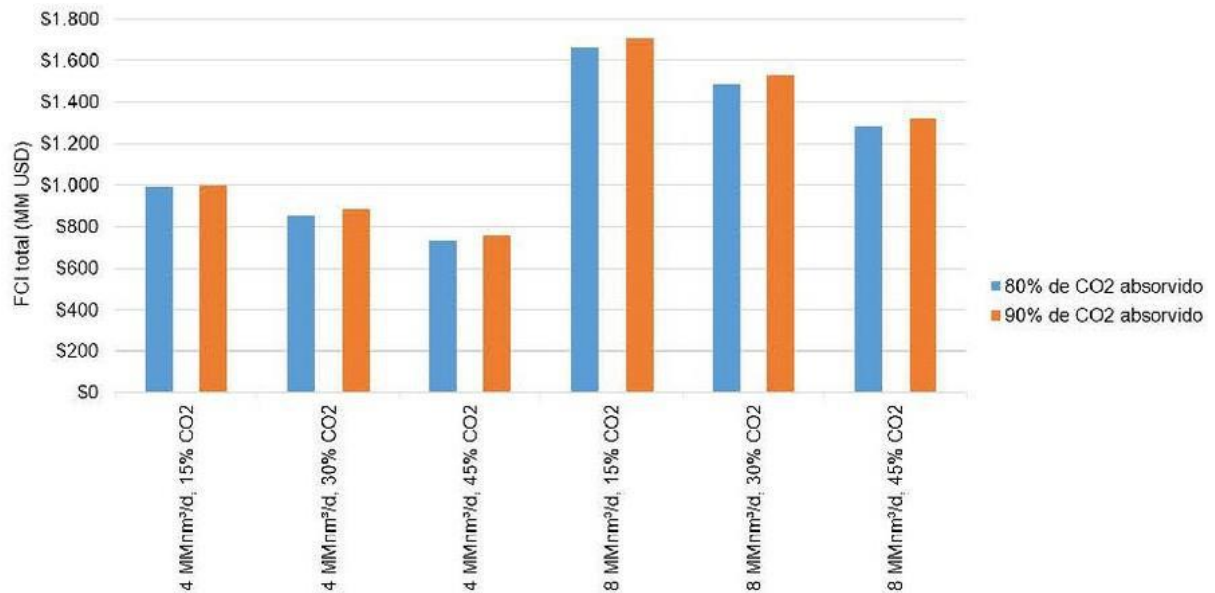


Figura 36 - FCI total em MM USD

Outro parâmetro observado que influencia o custo da unidade com alguma relevância é a qualidade do GN tratado. Quanto mais CO₂ na corrente de entrada, menor o investimento total, embora também seja menor a potência. Isso se dá por 2 motivos: o menor teor de hidrocarbonetos reduz a potência das turbinas e resulta em uma menor vazão de ar a comprimir (necessita de menos ar para diluir o calor gerado pela combustão) e menor teor de N₂ no gás exausto, reduzindo o investimento em turbinas e planta de captura (o diâmetro da absorvedora, por exemplo, é determinado pela vazão de gás que ela trata, tendo seu custo reduzido com a diminuição da vazão).

Já a porcentagem de captura influencia pouco o investimento da planta. A maior variação da fração de CO₂ absorvido (de 80% para 90%) gerou um aumento de FCI quase irrisório, se comparado com o impacto da vazão e da qualidade do GN de carga. Isso pode favorecer mais ainda uma maior captura em casos onde houver incidência de taxaço de CO₂ emitido.

4.2.2. Avaliação de VPL

Foram realizados os cálculos do VPL de cada um dos projetos propostos ao final de 30 anos de operação, usando como base os FCIs e COMs apresentados e discutidos nas seções 3.5, 3.6 e 4.2.1. O valor do VPL foi a base para a análise da viabilidade econômica das plantas.

4.2.2.1. Resultados sem taxaço de CO₂

Os resultados de VPL de cada um dos casos para um cenário sem incidência de taxaço de CO₂ estão dispostos na Tabela 15. Considera-se que apenas os casos que tiveram VPL positivo ao final do horizonte de proje o. Apresentaram viabilidade econômica com base nas premissas adotadas. A Figura 37 apresenta os resultados de VPL de longo prazo de todos os casos avaliados em que cada par de colunas compara o desempenho de duas op es de porcentagem de captura de CO₂: 80% e 90%.

Tabela 15 - VPL em USD sem taxaço de carbono

Vazão (MM Nm³/d)	CO₂ no GN (%mol)	Captura (%)	VPL (MM USD)
4	15	80	227,67
4	15	90	112,19
4	30	80	-12,92
4	30	90	-173,65
4	45	80	-319,23
4	45	90	-512,52
8	15	80	1.264,02
8	15	90	985,57
8	30	80	588,33
8	30	90	311,19
8	45	80	-30,65
8	45	90	-310,30

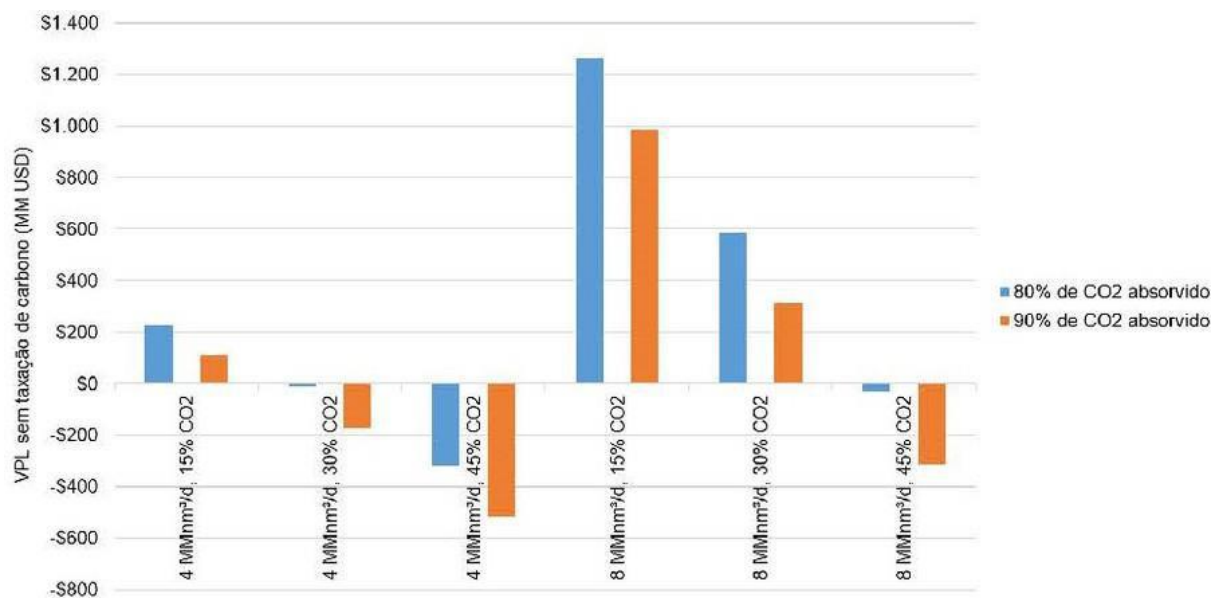


Figura 37 - VPL sem taxaço de Carbono em MM USD

Nota-se como os diferentes parâmetros dos processos influenciam o VPL final de cada uma das propostas de planta.

O teor de CO₂ do GN se demonstra como determinante para a viabilidade econômica de cada um dos casos. Embora seja mais barato utilizar um GN mais rico em CO₂ e, por consequência, com menor poder calorífico, como colocado na se o 3.6, a diminui o do C_{RM} não compensa a diminui o da receita em fun o da queda de eficiência de gera o de potência, resultando em um VPL menor para casos de maior teor de CO₂. Este parâmetro tem uma influência tão grande no resultado final, que nenhum dos casos com 45%mol de CO₂ no GN apresentou VPL positivo.

  evidente, têm, que a escala do processo (pautada pela vazão de gás natural usado) pesa muito no resultado econômico. O FCI tem grande peso no resultado final de cada projeto, apresentando efeito característico de economia de escala, ao passo que a receita por gera o de potência e o COM variam linearmente com a vazão (embora o C_{OL} seja constante entre casos, o C_{RM} tem um peso significativamente maior no cáculo do COM). Este efeito se demonstra imprescindível para cargas de GN com 30% de CO₂, visto que a 4 MM Nm³/d o VPL do projeto   levemente negativo mesmo ao final de 30 anos de opera o, enquanto que a 8 MM Nm³/d o projeto se revela financeiramente viável a longo prazo

Ademais, a porcentagem de captura de CO₂ também exerce uma influência considerável. A mudança de 80% para 90% de absorção gera um aumento no FCI e também no COM, o que sem nenhum ganho de valor em contrapartida resulta em um VPL menor.

4.2.2.2. Resultados com taxaço de CO₂

Foram feitos, também, estudos do VPL considerando uma eventual taxaço de carbono, com os valores de 50 USD/t de CO₂ e 100 USD/t de CO₂. Os resultados para a menor taxaço, de 50 USD/t de CO₂, estão dispostos na Tabela 16, e ilustrados na Figura 38. Já os valores obtidos considerando a taxaço mais agressiva, de 100 USD/t de CO₂, encontram-se na Tabela 17 e na Figura 39.

Tabela 16 - VPL em USD com taxaço de carbono de 50 USD/t CO₂

Vazão (MM Nm³/d)	CO₂ no GN (%mol)	Captura (%)	VPL (MM USD)
4	15	80	77,50
4	15	90	37,10
4	30	80	-162,74
4	30	90	-248,57
4	45	80	-469,00
4	45	90	-588,40
8	15	80	963,68
8	15	90	835,40
8	30	80	288,63
8	30	90	161,34
8	45	80	-330,55
8	45	90	-460,25

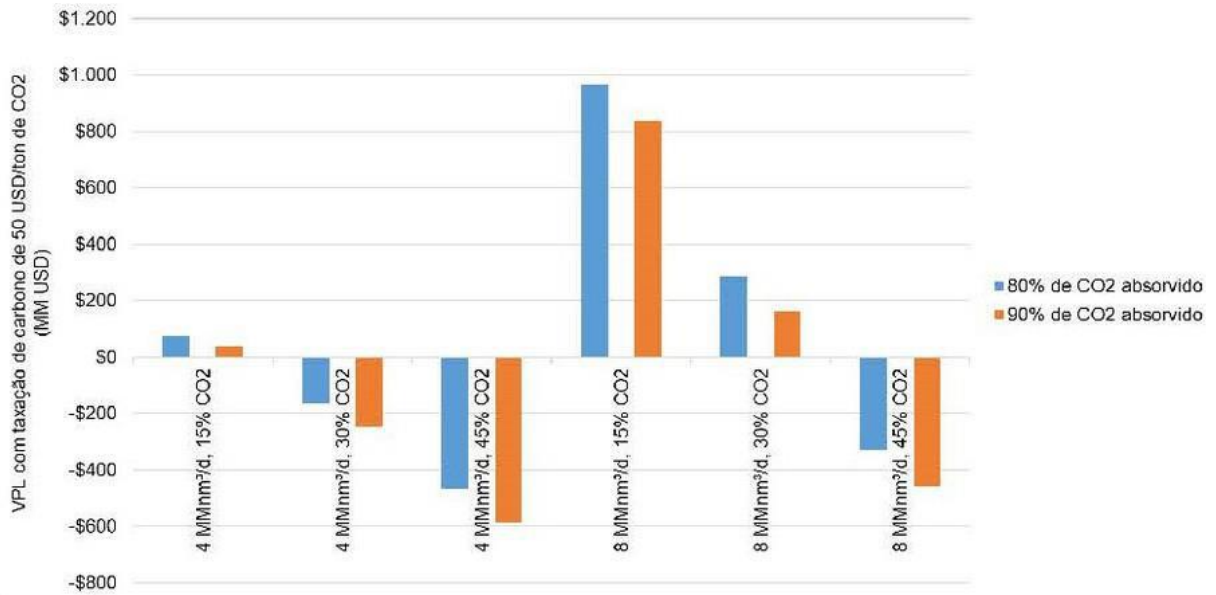


Figura 38 - VPL com taxaço de carbono de 50 USD/t CO₂ em MM USD

Tabela 17 - VPL em USD com taxaço de carbono de 100 USD/t CO₂

Vazão (MM Nm ³ /d)	CO ₂ no GN (%mol)	Captura (%)	VPL (MM USD)
4	15	80	-72,66
4	15	90	-37,98
4	30	80	-312,57
4	30	90	-323,48
4	45	80	-618,77
4	45	90	-663,28
8	15	80	663,34
8	15	90	685,23
8	30	80	-11,07
8	30	90	11,49
8	45	80	-630,45
8	45	90	-610,20

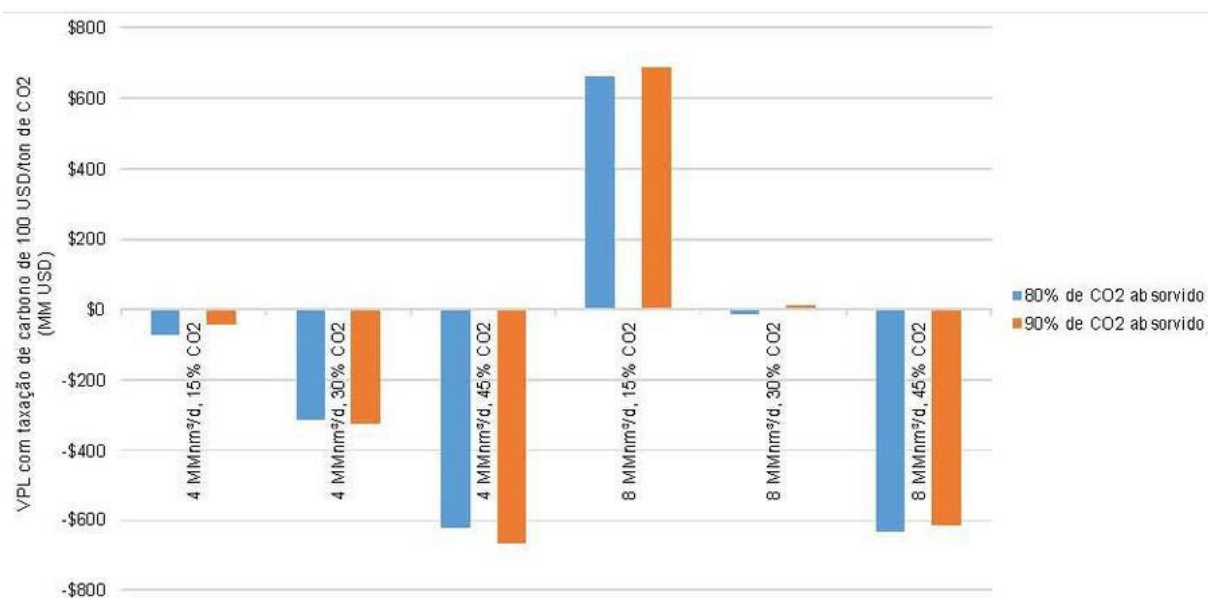


Figura 39 - VPL com taxação de carbono de 100 USD/t CO₂ em MM USD

Para os casos de vazão igual 4 MM Nm³/d, apenas o caso de menor teor de CO₂ no GN apresentou VPL positivo para taxação mais branda, caindo para resultado negativo com a taxação mais agressiva. Portanto, mesmo com o abatimento das emissões de CO₂, em cenários com taxação de CO₂ moderada, as termelétricas baseadas em GN rico em CO₂ operam com margens mais apertadas, de tal modo que podem não serem capazes de alcançar *payback* nem em uma janela de longo prazo de 30 anos. Nesse contexto, as unidades de maior escala se saem melhor, desde que seja válido o pressuposto de que estas usinas seriam operadas com total capacidade durante praticamente todo o ano. Já a qualidade do-GN novamente apresentou efeito de diminuição do VPL final para teores mais elevados de CO₂.

O estudo do caso de taxação mais agressiva apresentou, porém, uma inversão da tendência de resultados melhores para casos com captura de 80% quando comparados com os de 90%. Isso se dá pelo fato de que, com a taxa de 100 USD/t de CO₂ emitido, o acréscimo do FCI e do COM gerados pela maior captura acabam sendo compensados com a contrapartida do decréscimo do custo por emitir CO₂, melhorando a vantagem relativa do VPL. Com exceção dos casos de 4 MM Nm³/d com 30% e 45%mol de CO₂ no GN, todos os casos estudados apresentaram um VPL de 30 anos melhor com 90% de captura do que com 80%. Esta melhoria resultou em prejuízos menores, lucros maiores ou na definição se ocorre ou não o *payback* do

investimento no longo prazo, como visto nos casos de 8 MM Nm³/d com 30%mol de CO₂ no GN.

4.2.3. Modelo *surrogate*

Foi implementado um modelo *surrogate* do VPL de cada um dos 3 cenários de taxaço com base nas variáveis utilizadas para definição dos casos alternativos, com o intuito de otimizá-los e encontrar o caso que apresenta o melhor retorno.

Para todos os cenários, o modelo sugerido foi simples, de interação de dois fatores. Os resultados obtidos estão dispostos nas Tabelas 18, 19 e 20. Nelas, a variável que representa a vazão de GN (em MM Nm³/d) foi chamado de A, a que representa o teor de CO₂ no GN (em %mol de CO₂) de B, e a da porcentagem de captura de CO₂ (em %) de C. O resultado do VPL se dá por uma equação resultante da soma destas variáveis sozinhas e combinadas dois a dois, sendo cada termo multiplicado por um coeficiente. Todos os modelos apresentaram um valor-p menor que 0,0001, garantindo a significância estatística, estando abaixo de 0,05.

Tabela 18 - Modelo *surrogate* para o caso sem taxaço

Parâmetro	Coeficiente
A	5,91E08
B	1,54E07
C	9,27E05
AB	-5,91E06
AC	-3,10E06
BC	-1,33E05
-	-9,25E08

Tabela 19 - Modelo *surrogate* para o caso com taxaço de 50 USD/t de CO₂

Parâmetro	Coefficiente
A	4,03E08
B	1,55E07
C	9,39E05
AB	-5,91E06
AC	-1,23E06
BC	-1,34E05
-	-9,26E08

Tabela 20 - Modelo *surrogate* para o caso com taxaço de 100 USD/t de CO₂

Parâmetro	Coefficiente
A	2,16E08
B	1,56E07
C	9,51E05
AB	-5,91E06
AC	6,5E05
BC	-1,35E05
-	-9,27E08

  possível notar a mudança do comportamento da equa o para o caso de taxaço mais agressiva, apresentado na Tabela 20. Nele, o coeficiente do parâmetro AC (produto da vazão pela fra o de absor o) se torna positivo, gerando a inversão de tendência do VPL maior para menores fra o de captura, como já discutido na se o 4.2.2.

Além disso, todas as curvas já apresentam o resultado do caso ótimo dentro dos parâmetros testados. Estes têm maior vazão e menor teor de CO₂ no GN, variando apenas na porcentagem de captura, sendo esta 90% para o caso de taxaço mais agressiva e 80% para os demais. Não cabe, portanto, um novo caso  timo.

5. CONCLUSÃO

O estudo teve como objetivo avaliar a viabilidade econômica da proposta de monetização e descarbonização do gás natural do Pré-Sal, através do seu uso em uma termelétrica flutuante com uma planta de CCS acoplada, para reinjeção do CO₂ separado, visando EOR, em uma gama de diferentes cenários, embora a receita de EOR não tenha sido contabilizada na avaliação financeira dos casos. A partir do gás natural rico em CO₂ advindo do trabalho de Silva (2018), e dos processos de Silva (2018) e Interlenghi et al. (2019), foram conduzidos os estudos de viabilidade econômica da termelétrica offshore. Conforme sugerido por Silva (2018), estas avaliações foram baseadas em uma plataforma flutuante exclusiva para geração de potência e captura de CO₂, que recebe GN rico em CO₂ de um ou mais FPSOs. Seguindo estas sugestões, foram considerados diferentes cenários de vazão e composição do GN, além da porcentagem de captura de CO₂ na unidade.

As simulações desenvolvidas no programa Aspen HYSYS serviram como base para os estudos de caso, que consideraram 3 variações de condições operacionais: vazões de GN iguais a 4 MM Nm³/d, 6 MM Nm³/d e 8 MM Nm³/d; seus teores de CO₂ variaram entre 15%, 19%, 23%, 30%, 38% e 45%mol; além de considerar captura de 80%, 82%, 84%, 86%, 88% e 90%. Um arranjo de 108 simulações possibilitou uma análise mais profunda de como cada um das variáveis afeta os diversos parâmetros do processo. Em cada caso de simulação, foi possível observar o comportamento da potência líquida obtida, da eficiência global da planta, da razão carga térmica do refervedor por massa de CO₂ capturado, da massa de CO₂ emitida por potência gerada e da razão das vazões mássicas de solvente pela de CO₂ de carga.

Para que fosse possível analisar economicamente as propostas levantadas nas simulações, foram calculados os investimentos de capital fixo de 12 das 108 simulações, selecionados a partir de um planejamento fatorial das 3 variáveis de processo estudadas (com a adição de um ponto central no teor de CO₂ da corrente de GN). Para a unidade termelétrica, o investimento se baseou em dados de planta de ciclo combinado apresentados em Gas Turbine World (2010). Para a planta de captura, cada equipamento teve seu investimento calculado individualmente conforme a metodologia de Turton et al. (2012). Unidos destes valores, foram calculados,

também, os custos de manufatura (TURTON et al., 2012), visando a análise dos fluxos de caixa e do valor presente líquido ao final de 30 anos de operação.

Com o objetivo de avaliar o desempenho econômico dos projetos, foram comparados os valores de VPL para 3 diferentes cenários: sem taxaço de CO₂ emitido; com taxaço moderada de 50 USD/t CO₂; e com taxaço severa de 100 USD/t CO₂. A viabilidade econômica em cada um destes cenários se deu da seguinte forma:

- O cenário sem taxaço de carbono, o menos desafiador, resultou em 6 casos viáveis: os de 8 MM Nm³/d de GN com 15% e 30%mol de CO₂ e o de 4 MM Nm³/d de GN com 15% mol CO₂, todos para uma captura de 80% e 90%. Os casos restantes se mostraram inviáveis já neste cenário. As duas opções de porcentagem de captura não foram determinantes para a viabilidade neste cenário, porém reduzindo o VPL em todos os casos na condição de 90%;
- O cenário com taxaço moderada resultou na definição dos mesmos 6 casos viáveis e inviáveis, mas com todos os VPLs reduzidos. Novamente, os casos de maior porcentagem de captura não afetaram o VPL a ponto de torna-lo negativo;
- Para o cenário mais desafiador, com taxaço severa de 100 USD/t CO₂, os únicos casos em que o VPL se mantém positivo, foram ambos os de maior vazão e melhor qualidade do GN, além daquele com 90% de absorção do CO₂ e vazão de 8 MM Nm³/d com 30% de gás carbônico. Neste cenário, ocorreu a inversão da tendência de melhor desempenho para menor captura, fazendo a diferença na viabilidade de um dos casos.

Em um futuro com taxaço agressiva de carbono, a implementação de tecnologias CCS pode se tornar condição *sine qua non* para a viabilidade econômica do uso de GN como fonte de energia. Aliar este armazenamento de carbono à reinjeção com EOR favorece ainda mais a consideração de uma termelétrica *offshore* com captura de CO₂. Este deslocamento da planta termelétrica para os campos de produção do GN oferece como vantagem a retirada da infraestrutura de escoamento do GN como limitação para produção de O&G *offshore* (especialmente para campos com elevada RGO), além de melhorar a recuperação do óleo dos reservatórios.

5.1. Sugestões para trabalhos futuros

- Estudo das perdas de energia durante o processo de transmissão para o continente;
- Análise da redução de capital gerada pela troca do escoamento de gás até o continente pelo sistema GTW;
- Análise de sensibilidade dos custos da energia elétrica e do gás natural sobre a viabilidade e desempenho econômico do projeto;
- Avaliação técnica, ambiental e econômica da reinjeção de CO₂ em aquíferos submarinos ao invés de CO₂-EOR por este projeto, visando a manutenção dos níveis de qualidade do gás associado no reservatório.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGBONGHAE, E. O. et al. Optimal Process Design of Commercial-Scale Amine-Based CO₂ Capture Plants. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 53, n. 38, p. 14815 – 14829, Agosto 2014. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie5023767>.

AL-MAMOORI, A. et al. Carbon capture and utilization update. **Energy Technology: generation, conversion, storage, distribution**, v. 5, p. 834 – 849, 2017.

ANP. **Estudo sobre o Aproveitamento do Gás Natural do Pré-Sal**. [S.l.], 2020. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/arquivos/estudos/aproveitamento-gn-pre-sal.pdf>. Acesso em: 17/11/2020.

ARAÚJO, O. de Q. F.; MEDEIROS, J. L. de. Carbon capture and storage technologies: present scenario and drivers of innovation. **Current Opinion in Chemical Engineering**, v. 17, p. 22 – 34, June 2017.

ARAÚJO, O. de Q. F. et al. Comparative analysis of separation technologies for processing carbon dioxide rich natural gas in ultra-deepwater oil fields. **Journal of Cleaner Production**, v. 155, p. 12 – 22, Junho 2016. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.06.073>.

ARINELLI, L. de O. **Dinâmica de Processamento Offshore de Gás Natural Rico em CO₂**: Expansão Joule-Thomson e Permeação em Membranas versus Separador Supersônico. 2017. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos) — EQ/UFRJ.

ASPENTECH INC. **Acid Gas Cleaning Using Amine Solvents: Validation with Experimental and Plant Data**. 2020a. Disponível em: [https://www.aspentech.com/en/-](https://www.aspentech.com/en/-/media/aspentech/home/resources/white-papers/pdfs/at-03942-wp-acid-gas-cleaning-using-amine-solvents.pdf)

[/media/aspentech/home/resources/white-papers/pdfs/at-03942-wp-acid-gas-cleaning-using-amine-solvents.pdf](https://www.aspentech.com/en/-/media/aspentech/home/resources/white-papers/pdfs/at-03942-wp-acid-gas-cleaning-using-amine-solvents.pdf). Acesso em: 26/10/2020.

ASPENTECH INC. **Aspen HYSYS**. 2020b. Disponível em: <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspentech-hysys>. Acesso em: 10/10/2020.

BILİYOK, C.; CANEPA, R.; HANAK, D. P. Investigation of Alternative Strategies for Integrating Postcombustion CO₂ Capture to a Natural Gas Combined Cycle Power Plant. **Energy & Fuels**, v. 29, p. 4624 – 4633, 2015.

BIMÜLLER, J.; NORD, L. O. Process Simulation and Plant Layout of a Combined Cycle Gas Turbine for Offshore Oil and Gas Installations. **Journal of Power Technologies**, v. 95, n. 1, p. 40 – 47, January 2015. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/292988936_Process_Simulation_and_Plant_Layout_of_a_Combined_Cycle_Gas_Turbine_for_Off

BLS - BUREAU OF LABOUR STATISTICS. **Oil and Gas Extraction: NAICS**

211, Workforce Statistics. 2018. Disponível em: <https://www.bls.gov/iag/tgs/iag211.htm#iag211cesehallemp.f.p>.

CAMPBELL, J. M. **Gas Conditioning and Processing: The Equipment Modules.** 7. ed. Norman: Campbell Petroleum Series, 1992. ISBN 978-9992925805.

CHANG, S. Comparing Exploitation and Transportation Technologies for Monetisation of Offshore Stranded Gas. In: **SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference and Exhibition.** Jakarta: [s.n.], 2001. Disponível em: <https://doi.org/10.2118/68680-MS>.

CHEMICAL Engineering: essential for the CPI professional. Access Intelligence, LLC, Abril 2020.

CRUZ, M. de A. **Efeitos da captação profunda de água do mar na eficiência energética, emissões de CO₂, CAPEX e OPEX de um FPSO do pré-sal.** 2016. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) — Escola Politécnica/Escola de Química - UFRJ.

DAVIS, J.; ROCHELLE, G. Thermal degradation of monoethanolamine at stripper conditions. **Energy Procedia**, v. 1, n. 1, p. 327 – 333, Fevereiro 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.01.045>. Acesso em: 20/09/2020.

DELOITTE TOUCHE TOHMATSU LIMITED. **Corporate Tax Rates 2020.** 2020.

Disponível em:

<https://www2.deloitte.com/content/dam/Deloitte/global/Documents/Tax/dttl-tax-corporate-tax-rates.pdf>. Acesso em: 20/09/2020.

EPE. **Considerações sobre a Participação do Gás Natural na Matriz Energética no Longo Prazo:** Documento de Apoio ao PNE 2050. [S.I.], 2018. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-227/topico-457/Considera%C3%A7%C3%B5es%20sobre%20a%20Participa%C3%A7%C3%A3o%20do%20G%C3%A1s%20Natural%20na%20Matriz%20Energ%C3%A9tica%20no%20Longo%20Prazo.pdf>. Acesso em: 17/11/2020.

20na%20Matriz%20Energ%C3%A9tica%20no%20Longo%20Prazo.p
df. Acesso em: 17/11/2020.

EPE. **Plano Decenal de Expansão de Energia 2029.** [S.I.], 2020. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/Documents/PDE%202029.pdf>. Acesso em: 17/11/2020.

EQUINOR. **Sleipner area.** 2020. Disponível em:

<https://www.equinor.com/en/what-we-do/norwegian-continental-shelf-platforms/sleipner.html>. Acesso em: 01/11/2020.

FLATEBØ, Ø. **Off-design simulation of offshore combined cycles.** 2012. 79 p. Dissertação (Mechanical Engineering) — Norwegian University of Science and Technology.

FORECAST INTERNATIONAL. **The market of gas turbines marine engines – sample**. 2010. Disponível em:

https://www.forecastinternational.com/samples/F649_CompleteSample.pdf. Acesso em: 26/09/2020.

GAS TURBINE WORLD. **2010 GTW Handbook**. [S.l.]: Pequot Publishing Inc, 2010. v. 28.

GOZALPOUR, F.; REN, S.; TOHIDI, B. CO₂ EOR and Storage in Oil Reservoirs. **Oil Gas Science and Technology**, v. 60, n. 3, p. 537 – 546, 2005.

GREEN, D. W.; PERRY, R. H. (ed.). **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 8. ed. [S.l.]: McGraw-Hill Professional Publishing, 2007. ISBN 978-0071422949.

HETLAND, J. et al. Integrating a full carbon capture scheme onto a 450 MWe NGCC electric power generation hub for offshore operations: Presenting the Sevan GTW concept. **Applied Energy**, v. 86, n. 11, p. 2298 – 2307, Novembro 2009.

Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2009.03.019>.

HOOK, R. J. An Investigation of Some Sterically Hindered Amines as Potential Carbon Dioxide Scrubbing Compounds. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 36, n. 5, p. 1779 – 1790, Maio 1997. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie9605589>.

IBAMA. **LICENÇA DE OPERAÇÃO Nº 1397/2017**. 2017. Disponível em:

<https://www.gov.br/ibama/pt-br/centrais-de-conteudo/lo-1397-2017-tld-de-libra-pdf>. Acesso em: 11/10/2020.

IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **Carbon Capture and Storage: The solution for deep emissions reductions**. 2015.

Disponível em:

<https://www.iea.org/publications/freepublications/publication/CarbonCaptureandStorageThesolutionfordeepemissionsreductions.pdf>. Acesso em: 21/09/2020.

IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **CO₂ Emissions from Fuel Combustion 2017**. Paris, 2017. Disponível em:

https://doi.org/10.1787/co2_fuel-2017-en. Acesso em: 01/11/2020.

IEA - INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **Carbon capture, utilisation and storage**

- **Fuels & Technologies - IEA**. 2020. Disponível em:

<https://www.iea.org/fuels-and-technologies/carbon-capture-utilisation-and-storage>. Acesso em: 01/11/2020.

IEAGHG. **Evaluation and analysis of the performance of dehydration units for CO₂ capture**. [S.l.], 2014.

INTERLENGHI, S. F. et al. Low-emission offshore Gas-To-Wire from natural gas with carbon dioxide: Supersonic separator conditioning and post-combustion decarbonation. **Energy Conversion and Management**, v. 195, p. 1334 –

1349, Setembro 2019. Disponível em:
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.05.096>.

JAMAL, A.; MEISEN, A.; LIM, C. J. Kinetics of carbon dioxide absorption and desorption in aqueous alkanolamine solutions using a novel hemispherical contactor—II: Experimental results and parameter estimation. **Chemical Engineering Science**, v. 61, n. 19, p. 6590 – 6603, Outubro 2006. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2006.04.047>.

KANNICHE, M. et al. Pre-combustion, post-combustion and oxy-combustion in thermal power plant for CO₂ capture. **Applied Thermal Engineering**, v. 30, n. 1, p. 53 – 62, Janeiro 2010. Disponível em:
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2009.05.005>.

KEHLHOFER, R. et al. **Combined-Cycle Gas & Steam Turbine Power Plants**. [S.l.]: PennWell Books, 1997. 434 p.

KRAMER, M. The Role of Natural Gas in the Energy Transition. In: **27th World Gas Conference**. Washington, D.C.: International Gas Union, 2018. Disponível em: <https://igu.org/app/uploads-wp/2020/06/6-WFES-Decarbonisation-160117-Marcel-Kramer-min.pdf>. Acesso em: 18/11/2020.

KURZ, R.; SHEYA, C. Gas Turbines or Electric Drives in Offshore Applications. In: **ASME Turbo Expo 2005: Power for land, sea, and air**. Nevada: [s.n.], 2005. Disponível em:
https://www.researchgate.net/publication/267499521_Gas_Turbines_or_Electric_Drives_in_Offshore_Applications.

KVAMSDAL, H. M.; ROCHELLE, G. T. Effects of the Temperature Bulge in CO₂ Absorption from Flue Gas by Aqueous Monoethanolamine. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 47, n. 3, p. 867 – 875, Janeiro 2008. Disponível em:
<https://doi.org/10.1021/ie061651s>.

LEPAUMIER, H.; PICQ, D.; CARRETTE, P. New Amines for CO₂ Capture. I. Mechanisms of Amine Degradation in the Presence of CO₂. **Ind. Eng. Chem. Res.**, v. 48, n. 20, p. 9061 – 9067, Setembro 2009. Disponível em:
<https://doi.org/10.1021/ie900472x>.

LI, M. H.; SHEN, K. P. Solubility of hydrogen sulfide in aqueous mixtures of monoethanolamine with N-methyldiethanolamine. **J. Chem. Eng. Data**, v. 38, n. 1, p. 105 – 108, Janeiro 1993. Disponível em:
<https://doi.org/10.1021/je00009a025>.

LUO, X. **Process Modelling, Simulation and Optimization of Natural Gas Combined Cycle Power Plant integrated with Carbon Capture, Compression and Transport**. 2016. Tese (Doutorado) — University of Hull. Disponível em: <https://hydra.hull.ac.uk/resources/hull:14005>.

LUU, M. T.; MILANI, D.; ABBAS, A. Analysis of CO₂ utilization for methanol synthesis integrated with enhanced gas recovery. **Journal of Cleaner Production**, v. 112, n. 4, p. 3540 – 3554, Janeiro 2016. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2015.10.119>.

MANDAL, B.; BANDYOPADHYAY, S. S. Simultaneous Absorption of CO₂ and H₂S Into Aqueous Blends of N-Methyldiethanolamine and Diethanolamine. **Environ. Sci. Technol.**, v. 40, n. 19, p. 6076 – 6084, Agosto 2006.

Disponível em: <https://doi.org/10.1021/es0606475>.

MEDEIROS, A. M. **Bases metodológicas para a incorporação da variável ambiental no planejamento da expansão termelétrica no Brasil**. 2003. Dissertação (Ciências em Planejamento Energético) — Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE.

MEDEIROS, J. L. de; BARBOSA, L. C.; ARAÚJO, O. de Q. F. Equilibrium Approach for CO₂ and H₂S Absorption with Aqueous Solutions of Alkanolamines: Theory and Parameter Estimation. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 52, n. 26, p. 9203 – 9226, Junho 2013. Disponível em: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie302558b>.

MEDEIROS, J. L. de et al. Simulation of an Offshore Natural Gas Purification Process for CO₂ Removal with Gas–Liquid Contactors Employing Aqueous Solutions of Ethanolamines. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, v. 52, n. 22, p. 7074 – 7089, Fevereiro 2013. Disponível em: <https://doi.org/10.1021/ie302507n>.

MINERAL ENGENHARIA E MEIO AMBIENTE LTDA. **RELATÓRIO DE IMPACTO AMBIENTAL: ATIVIDADE DE PRODUÇÃO E ESCOAMENTO DE PETRÓLEO E GÁS NATURAL DO POLO PRÉ-SAL DA BACIA DE SANTOS – ETAPA 3**. [S.I.], 2017. Disponível em: https://www.comunicabaciadesantos.com.br/sites/default/files/RIMA_Etapa_3.pdf. Acesso em: 20/09/2020.

MIRANDA, M. M. de. **Fator de Emissão de Gases de Efeito Estufa da Geração de Energia Elétrica no Brasil**: implicações da aplicação da Avaliação do Ciclo de Vida. 2012. Dissertação (Mestrado em Engenharia Ambiental) — Universidade de São Paulo. Disponível em: <https://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/18/18139/tde-22012013-112737/publico/DissertacaoMarianaMaiaDeMiranda.pdf>

Acesso em: 01/11/2020.

NASCIMENTO, M. A. R. D.; LORA, E. E. S. **Geração termelétrica**: Planejamento, projeto e operação. [S.I.]: Interciência, 2004.

NGUYEN, T. et al. CO₂-mitigation options for the offshore oil and gas sector. **Applied Energy**, v. 161, p. 673–694, 2016. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2015.09.088>.

NORD, L. O.; BOLLAND, O. Steam bottoming cycles offshore - Challenges and possibilities. **Journal of Power Technologies**, v. 92, n. 3, p. 201 – 207, Maio 2012.

NORD, L. O.; BOLLAND, O. Design and off-design simulations of combined cycles for offshore oil and gas installations. **Applied Thermal Engineering**, v. 54, n. 1, p. 85 – 91, Maio 2013.

OLAJIRE, A. A. CO₂ capture and separation technologies for end-of-pipe applications – A review. **Energy**, v. 35, n. 6, p. 2610 – 2628, Junho 2010. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2010.02.030>.

PEREIRA, J. A. M.; JESUS, J. D. D. Caracterização dos sistemas de geração elétrica dos FPSOs em operação no Brasil. **Engevista**, v. 17, n. 3, p. 433 – 443, April 2015. Disponível em: https://www.researchgate.net/publication/326797976_CHARACTERIZACAO_DOS_SISTEMAS_DE_GERACAO_ELETRICA_DOS_FPSOs_E

PIEROBON, L. et al. Waste heat recovery technologies for offshore platforms. **Applied Energy**, v. 136, p. 228 – 241, Dezembro 2014. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0306261914009325>.

RELVA, S. G. et al. Regulating the electro-energetic use of natural gas by gas-to-wire offshore technology: Case study from Brazil. **Utilities Policy**, v. 66, 2020. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0957178720300801>.

ROCHELLE, G. T. Amine Scrubbing for CO₂ Capture. **Science**, v. 325, n. 5948, p. 1652 – 1654, 2009. Disponível em: <http://dx.doi.org/10.1126/science.1176731>.

SAMANTA, A.; BANDYOPADHYAY, S. S. Absorption of carbon dioxide into aqueous solutions of piperazine activated 2-amino-2-methyl-1-propanol. **Chemical Engineering Science**, v. 64, n. 6, p. 1185 – 1194, Março 2009. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2008.10.049>.

SARKAR, D. K. **Thermal Power Plant: Design and Operation**. 1. ed. [S.I.]: Elsevier, 2015.

SIEMENS ENERGY. **SGT5-8000HL heavy-duty gas turbine (50Hz)**. 2020. Disponível em: <https://www.siemens-energy.com/global/en/offerings/power-generation/gas-turbines/sgt5-8000hl.html>. Acesso em: 11/10/2020.

SILVA, J. A. da; OLIVEIRA JUNIOR, S. de. Unit exergy cost and CO₂ emissions of offshore petroleum production. **Energy**, v. 147, p. 757 – 766, Março 2018. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.01.100>.

SILVA, R. de P. F. Avaliação de Sistemas Termelétricos e de Captura e Sequestro de Carbono em Processamento Offshore de Gás Natural Rico em CO₂. 2018. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Processos Químicos e Bioquímicos) - EQ-UFRJ.

SONG, M. et al. SAMSUNG energy plant: all-in-one solution for floating power plants with gas-fired combined cycle gas turbines. In: **Gastech**. Tokio: [s.n.], 2017.

SOUZA, W. L **IMPACTO AMBIENTAL DE HIDRELÉTRICAS: UMA ANÁLISE COMPARATIVA DE DUAS ABORDAGENS**. 2000. Dissertação (Progama de Planejamento Energético) – COPEE UFRJ

STAT-EASE INC. **Design-Expert**. 2020. Disponível em:

<https://www.statease.com/software/design-expert/>. Acesso em: 23/11/2020.

SULZER LTD. **Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation**. 2020. Disponível em: https://www.sulzer.com/-/media/files/products/separation-technology/liquid_liquid_extraction/brochures/structured_packings.ashx. Acesso em: 27/05/2020.

TOLMASQUIM, M. T. **Energia Termelétrica: Gás Natural, Biomassa, Carvão, Nuclear**. Rio de Janeiro: Empresa de Pesquisa Energética, 2016. ISBN 978-85-60025-05-3. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/sites-pt/publicacoes-dados-abertos/publicacoes/PublicacoesArquivos/publicacao-173/Energia%20Termel%C3%A9trica%20-%20Online%2013maio2016.pdf>. Acesso em: 13/10/2020.

TURDERA, E. M. V. **Disponibilidade de energia termelétrica a gás natural na Região Centro-Oeste**. [S.l.]: UFGD, 2009.

TURTON, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 4. ed. [S.l.]: Prentice Hall, 2012. ISBN 978-0-13-261812-0.

US-EIA - ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION. **Electric Power Monthly**. 2018a. Disponível em: https://www.eia.gov/electricity/monthly/epm_table_grapher.php?t=epmt_5_03.

US-EIA - ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION. **Henry Hub Natural**

Gas Spot Price (Dollars per Million Btu). 2018b. Disponível em: <https://www.eia.gov/dnav/ng/hist/rngwhhdm.htm>.

WINDÉN, B. et al. Investigation of offshore thermal power plant with carbon capture as an alternative to carbon dioxide transport. **Ocean Engineering**, v. 76, p. 152 – 162, Janeiro 2014. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0029801813003132#!>

WORLD BANK GROUP; ECOFYS; VIVEDECONOMICS. **State and trends of carbon pricing 2017**. Washington DC, 2017. Disponível em: https://openknowledge.worldbank.org/bitstream/handle/10986/28510/wb_report_171027.pdf?sequence=7&isAllowed=y. Acesso em: 22/09/2020.

LEUNG, D.; CARAMANNA, G.; MAROTO-VALER, M. M. An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 39, p. 426 – 443, Novembro 2014. Disponível em: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.093>.

Apêndice A – Resultados das simulações

Tabela 21 - Resultados das simulações

Caso	Fração CO ₂ (%)	Vazão (MM m ³ /d)	Absorção (%)	Potência líquida (MW)	Eficiência global (%)	MEA / CO ₂ (kg/kg)	Razão carga térmica refeedor / CO ₂ capturado (GJ/t)	Diâmetro absorção (m)	Diâmetro regeneração (m)
1	15	4	80	631,65	45,66	14,10	3,57	23,5	6,4
2	15	4	82	627,62	45,37	14,67	3,60	23,5	6,5
3	15	4	84	624,07	45,11	15,16	3,61	23,5	6,6
4	15	4	86	620,25	44,83	15,79	3,63	23,5	6,8
5	15	4	88	616,06	44,53	16,51	3,67	23,5	6,9
6	15	4	90	611,24	44,18	17,40	3,72	23,5	7,1
7	15	6	80	948,10	45,64	14,18	3,58	28,9	7,9
8	15	6	82	942,86	45,38	14,65	3,59	28,9	8,0
9	15	6	84	937,09	45,10	15,20	3,61	28,9	8,2
10	15	6	86	931,64	44,84	15,77	3,63	28,9	8,3
11	15	6	88	925,23	44,53	16,50	3,66	28,9	8,5
12	15	6	90	917,71	44,17	17,43	3,72	28,9	8,7
13	15	8	80	1.263,27	45,66	14,11	3,57	33,3	9,1
14	15	8	82	1.255,56	45,38	14,66	3,59	33,3	9,2
15	15	8	84	1.247,95	45,10	15,20	3,61	33,3	9,4
16	15	8	86	1.240,67	44,84	15,78	3,63	33,3	9,6
17	15	8	88	1.232,07	44,53	16,53	3,67	33,3	9,8
18	15	8	90	1.221,99	44,16	17,46	3,72	33,3	10,1
19	19	4	80	596,00	45,27	14,08	3,56	23,0	6,4
20	19	4	82	592,13	44,97	14,66	3,59	23,0	6,5

Caso	Fração CO₂ (%)	Vazão (MM m³/d)	Absorção (%)	Potência líquida (MW)	Eficiência global (%)	MEA / CO₂ (kg/kg)	Razão carga térmica refeedor / CO₂ capturado (GJ/t)	Diâmetro absorção (m)	Diâmetro regeneração (m)
21	19	4	84	588,22	44,68	15,21	3,61	23,0	6,6
22	19	4	86	584,84	44,42	15,76	3,62	23,0	6,8
23	19	4	88	580,23	44,07	16,55	3,67	23,0	6,9
24	19	4	90	575,54	43,71	17,44	3,72	23,0	7,1
25	19	6	80	894,15	45,27	14,05	3,56	28,1	7,8
26	19	6	82	888,29	44,98	14,64	3,59	28,1	8,0
27	19	6	84	882,95	44,71	15,15	3,60	28,1	8,1
28	19	6	86	877,03	44,41	15,77	3,63	28,1	8,3
29	19	6	88	870,72	44,09	16,52	3,66	28,1	8,5
30	19	6	90	863,10	43,70	17,46	3,72	28,1	8,7
31	19	8	80	1.193,87	45,26	14,08	3,56	32,5	9,0
32	19	8	82	1.185,85	44,96	14,69	3,59	32,5	9,2
33	19	8	84	1.179,08	44,70	15,18	3,60	32,5	9,4
34	19	8	86	1.171,35	44,41	15,78	3,63	32,5	9,6
35	19	8	88	1.162,34	44,07	16,57	3,67	32,5	9,8
36	19	8	90	1.152,96	43,71	17,49	3,72	32,5	10,1
37	23	4	80	562,39	44,84	14,05	3,56	22,4	6,4
38	23	4	82	558,38	44,52	14,66	3,59	22,4	6,5
39	23	4	84	554,41	44,21	15,21	3,61	22,4	6,6
40	23	4	86	551,02	43,94	15,79	3,62	22,4	6,8
41	23	4	88	546,63	43,59	16,55	3,67	22,4	6,9
42	23	4	90	541,60	43,18	17,50	3,72	22,4	7,1
43	23	6	80	843,70	44,85	14,02	3,55	27,5	7,8
44	23	6	82	838,17	44,55	14,57	3,57	27,5	8,0
45	23	6	84	832,09	44,23	15,15	3,60	27,5	8,1
46	23	6	86	826,99	43,96	15,70	3,62	27,5	8,3

Caso	Fração CO ₂ (%)	Vazão (MM m ³ /d)	Absorção (%)	Potência líquida (MW)	Eficiência global (%)	MEA / CO ₂ (kg/kg)	Razão carga térmica refeedor / CO ₂ capturado (GJ/t)	Diâmetro absorção (m)	Diâmetro regeneração (m)
47	23	6	88	819,99	43,59	16,52	3,66	27,5	8,5
48	23	6	90	812,37	43,18	17,49	3,72	27,5	8,7
49	23	8	80	1.124,78	44,84	14,00	3,56	31,7	9,0
50	23	8	82	1.116,94	44,53	14,59	3,58	31,7	9,2
51	23	8	84	1.109,68	44,24	15,14	3,60	31,7	9,4
52	23	8	86	1.101,78	43,93	15,76	3,63	31,7	9,6
53	23	8	88	1.092,62	43,56	16,56	3,67	31,7	9,8
54	23	8	90	1.083,22	43,19	17,51	3,72	31,7	10,1
55	30	4	80	500,64	43,95	14,05	3,56	21,3	6,3
56	30	4	82	496,96	43,63	14,60	3,58	21,3	6,4
57	30	4	84	492,91	43,27	15,20	3,61	21,3	6,5
58	30	4	86	489,03	42,93	15,83	3,63	21,3	6,7
59	30	4	88	484,63	42,54	16,66	3,67	21,3	6,9
60	30	4	90	479,52	42,09	17,70	3,73	21,3	7,1
61	30	6	80	751,19	43,96	14,01	3,55	26,2	7,7
62	30	6	82	745,68	43,64	14,61	3,57	26,2	7,9
63	30	6	84	739,02	43,25	15,26	3,61	26,2	8,0
64	30	6	86	732,96	42,89	15,87	3,64	26,2	8,2
65	30	6	88	726,65	42,53	16,63	3,68	26,2	8,4
66	30	6	90	719,53	42,11	17,63	3,73	26,2	8,6
67	30	8	80	1.000,67	43,92	14,07	3,56	30,2	8,9
68	30	8	82	993,94	43,63	14,61	3,59	30,2	9,1
69	30	8	84	986,05	43,28	15,23	3,60	30,2	9,3
70	30	8	86	977,04	42,88	15,95	3,64	30,2	9,5
71	30	8	88	968,23	42,50	16,75	3,68	30,2	9,7
72	30	8	90	958,95	42,09	17,69	3,73	30,2	10,0

Caso	Fração CO ₂ (%)	Vazão (MM m ³ /d)	Absorção (%)	Potência líquida (MW)	Eficiência global (%)	MEA / CO ₂ (kg/kg)	Razão carga térmica refeedor / CO ₂ capturado (GJ/t)	Diâmetro absorção (m)	Diâmetro regeneração (m)
73	38	4	80	430,54	42,73	14,02	3,55	20,1	6,3
74	38	4	82	426,11	42,29	14,67	3,58	20,1	6,4
75	38	4	84	422,01	41,88	15,34	3,62	20,1	6,5
76	38	4	86	418,65	41,55	15,91	3,63	20,1	6,7
77	38	4	88	414,19	41,11	16,80	3,67	20,1	6,9
78	38	4	90	409,15	40,61	17,80	3,73	20,1	7,1
79	38	6	80	648,18	42,70	14,04	3,55	24,7	7,7
80	38	6	82	641,95	42,29	14,69	3,58	24,7	7,9
81	38	6	84	635,92	41,89	15,34	3,62	24,7	8,0
82	38	6	86	630,60	41,54	15,90	3,63	24,7	8,2
83	38	6	88	623,49	41,07	16,77	3,68	24,7	8,4
84	38	6	90	615,71	40,56	17,86	3,75	24,7	8,7
85	38	8	80	861,52	42,70	14,05	3,55	28,5	8,9
86	38	8	82	853,79	42,31	14,73	3,58	28,5	9,1
87	38	8	84	846,33	41,94	15,29	3,60	28,5	9,3
88	38	8	86	838,40	41,55	15,93	3,64	28,5	9,5
89	38	8	88	829,63	41,12	16,75	3,67	28,5	9,7
90	38	8	90	819,06	40,59	17,79	3,74	28,5	10,0
91	45	4	80	368,98	41,27	14,08	3,56	19,0	6,2
92	45	4	82	365,35	40,87	14,68	3,58	19,0	6,4
93	45	4	84	361,01	40,38	15,42	3,62	19,0	6,5
94	45	4	86	357,05	39,94	16,10	3,65	19,0	6,7
95	45	4	88	352,43	39,42	16,95	3,70	19,0	6,8
96	45	4	90	347,35	38,85	18,10	3,76	19,0	7,1
97	45	6	80	555,18	41,26	14,08	3,56	23,3	7,6
98	45	6	82	549,67	40,85	14,70	3,58	23,3	7,8

Caso	Fração CO₂ (%)	Vazão (MM m³/d)	Absorção (%)	Potência líquida (MW)	Eficiência global (%)	MEA / CO₂ (kg/kg)	Razão carga térmica refeedor / CO₂ capturado (GJ/t)	Diâmetro absorção (m)	Diâmetro regeneração (m)
99	45	6	84	543,38	40,39	15,41	3,62	23,3	8,0
100	45	6	86	537,37	39,94	16,09	3,65	23,3	8,2
101	45	6	88	530,39	39,42	16,99	3,70	23,3	8,4
102	45	6	90	522,76	38,85	18,08	3,76	23,3	8,7
103	45	8	80	738,87	41,27	14,10	3,56	26,9	8,8
104	45	8	82	731,33	40,85	14,70	3,59	26,9	9,0
105	45	8	84	722,95	40,38	15,43	3,62	26,9	9,2
106	45	8	86	715,16	39,95	16,07	3,64	26,9	9,4
107	45	8	88	705,92	39,43	16,98	3,69	26,9	9,5
108	45	8	90	695,76	38,86	18,06	3,76	26,9	10,0

Apêndice B

Como exposto na seção 3.5, foi usada a metodologia de Turton et al. (2012) como base para os valores de FCI. Para calcular os valores dos equipamentos individuais da planta de captura, foi usado o software CAPCOST, uma planilha de Excel automatizada criada pelo autor.

Devido ao tamanho e escala da planta, a maioria dos equipamentos estava fora do limite de custo calculado pelo programa. Nestes casos, foi usada a "regra dos seis décimos", como também explicado na seção 3.5. O objetivo deste apêndice é justamente mostrar as bases usadas como inputs para o CAPCOST, e as extrapolações que foram necessárias para se chegar nos valores finais.

Baseado nos estudos de Medeiros et al. (2013a e 2013b), e nas suas conclusões sobre a corrosividade da amina usada (MEA), optou-se por usar aço inox em todos os equipamentos da planta de captura. O mesmo material foi usado para os compressores, devido a corrosividade do CO₂ concentrado, com exceção do *blower* K-103, construído em aço carbono, graças à grande diluição da corrente com ar.

Trocadores de calor

Os cálculos das áreas dos trocadores de calor foram feitos através da Equação B.1.

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_{LM}} \quad (B.1)$$

Tabela 22 - Coeficientes globais de troca térmica

Trocador	U (kW/m²K)
E-102	4,20
E-103	0,79
E-104	0,24
E-105	0,24
E-106	0,24
E-108	0,85
Refervedores da regeneração	0,51
Condensadores da regeneração	0,60

Os valores do coeficiente global de transferência de calor, os Us da tabela 22, foram retirados de Campbell (1992), baseados nos fluidos que trocam calor no equipamento. A exceção foi o trocador E-102, por ser o único de placas, com a troca térmica entre duas correntes de amina. O valor de U e o limite de área para este equipamento foram extraídos de Green e Perry (2007).

Utilizando os dados de U da tabela 22, os valores de Q obtidos diretamente das simulações do HYSYS e a Equação 1, foram obtidas as áreas de cada um dos trocadores de calor. Munidos deste parâmetro, e da pressão do fluido de processo (para o caso dos trocadores de água de refrigeração, foi usada a pressão de 1 bar para esta corrente), foram calculados os custos de cada equipamento, usando o CAPCOST e a opção de trocadores de casco e tubo.

Todos os equipamentos cujas áreas ultrapassavam o máximo para o elemento individual do CAPCOST, foram extrapolados pelo próprio programa para mais de um. O valor final por ele calculado foi usado nos dados de FCI finais de cada caso.

Foram as exceções deste método os trocadores E-102 e aqueles das colunas de regeneração (refervedores e condensadores), tendo suas áreas divididas em múltiplos equipamentos antes da inserção de dados nos programas. Para o E-102, único de placas do processo, a área foi dividida por aquela máxima usada neste tipo de equipamento (1850 m², como também orientam Green e Perry (2007) de antemão, tendo como o resultado a soma dos custos individuais deles, calculados no CAPCOST. Já para os trocadores das colunas, além de terem sido usados os tipos

específicos de equipamentos (refervedor do tipo *Kettle* e condensador de coluna), suas áreas totais da simulação foram divididas pelo número de colunas de regeneração a serem usadas no projeto final, somando-se os valores individuais.

Compressores e bombas

Para o cálculo do custo dos compressores e seus drives, foram usados os parâmetros das próprias simulações, de potência e pressão de descarga. Com estes parâmetros, e o material do equipamento, os custos destes equipamentos foram calculados com o CAPCOST. O drive escolhido foi elétrico, à prova de explosão.

O cálculo do custo das bombas e seus drives foi feito da mesma forma, usando os dados das simulações e os materiais pré-selecionados. Também foi usado drive elétrico, à prova de explosão.

Para todos os compressores e bombas, foi considerado o uso de três equipamentos iguais com capacidade equivalente à 50% da necessária de acordo com as simulações, sendo dois em operação e o terceiro como *spare*.

Vasos de pressão

O dimensionamento dos vasos de pressão do trem de compressão foi feito com base na metodologia de Campbell (1992), que se baseou na norma API 12J. Primeiramente, foi decidido empregar vasos de separação verticais. Usando as informações das fases a serem separadas na corrente, obtidas das próprias simulações, foi determinado o diâmetro mínimo necessário. O diâmetro usado para o cálculo do equipamento foi feito através da Equação B.2. Devido ao tamanho do vaso calculado, optou-se por dividir a área gerada pelo diâmetro em dois vasos separados, conforme a Equação B.3 para calcular o diâmetro final a ser usado. Munido deste parâmetro, foi calculada a altura final com a Equação B.4 (CAMPBELL, 1992):

$D_{vaso} = D_{min} + 0,3048 m$	(B.2)
$D_{final} = \sqrt{\frac{D_{vaso}^2 * \pi}{8}}$	(B.3)
$H_{final} = D_{final} * 2,5$	(B.4)

O diâmetro, a altura, o material e a pressão de projeto foram usadas no CAPCOST para chegar nos valores finais dos módulos dos vasos de separação individuais, que foram, então, multiplicados por 2 para o custo total de cada vaso de pressão da simulação. Vale observar que foram adicionados *demisters* a cada um destes vasos, feito com o mesmo material de construção deles.

Colunas de absorção de regeneração

Como os dados obtidos resultavam em módulos individuais excessivamente grandes, (especialmente para uma embarcação *offshore*), foi decidido dividir a área total necessária em múltiplas colunas, usando um diâmetro individual máximo para determinar o número de equipamentos. Para as de absorção, o diâmetro máximo usado foi de 8,5 metros, enquanto para as de regeneração este valor foi de 4 metros. Aplicando estes valores na Equação B.5, foi obtido o número arredondado de colunas necessárias.

$$N_{colunas} = \frac{D_{simulação}^2}{D_{máximo}^2} \quad (B.5)$$

O diâmetro individual das colunas foi calculado usando a Equação B.6.

$$D_{individual} = \sqrt{\frac{D_{simulação}^2 * \pi}{4 * N_{colunas}}} \quad (B.1)$$

Já a altura das colunas foi calculada com base nos dados das seções 3.4.2.3 e 3.4.3. Os valores para a altura de recheio de ambas as colunas foram calculados pela simples multiplicação do HETP pelo respectivo número de estágios teóricos. Além disso, como é orientado por Campbell (1992), foram adicionados 3 metros às alturas das colunas, prevendo a dimensão dos seus distribuidores. O cálculo da altura final ficou como mostra a equação B.7.

$$H_{final} = HETP * N_{estágios\ teóricos} + 3 \quad (B.2)$$

Usando o diâmetro individual das colunas, suas respectivas alturas totais e de recheio, além dos materiais da própria coluna e dos recheios, foi calculado o custo do módulo completo no CAPCOST, multiplicando, então, pelo número total de equipamentos.

Apêndice C

A Figura 40 mostra o fluxograma completo, como simulado no Aspen HYSY, com suas subseções divididas da seguinte forma: em vermelho o ciclo Bayton, da turbina a gás; em verde o ciclo Rankine, a vapor; em amarelo a planta de captura de CO₂; em preto o trem de compressão.

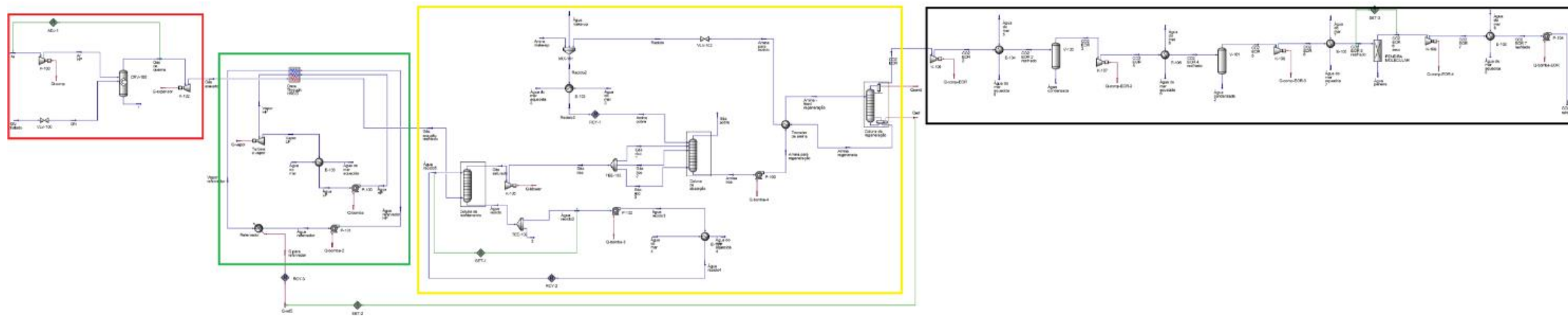


Figura 40 - Fluxograma completo da simulação, dividido nas subseções.