



**Análise Técnico-Econômica de
Processamento *Offshore* de Gás Natural Rico
em CO₂**

José Eduardo de Queiroz Júnior

Projeto de Final de Curso

Orientadores

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Ofélia de Queiroz F. Araújo, Ph.D

Fevereiro de 2019

**ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE
PROCESSAMENTO OFFSHORE DE GÁS NATURAL
RICO EM CO₂**

José Eduardo de Queiroz Júnior

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção de grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Carlos André Vaz Júnior, D.Sc.

Lara de Oliveira Arinelli, M.Sc.

Alexandre Mendonça Teixeira, M.Sc.

Orientado por:

José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Fevereiro de 2019

Queiroz Júnior, José Eduardo.

Análise técnico-econômica de processamento *offshore* de gás natural rico em CO₂/
José Eduardo de Queiroz Júnior. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2019.

xi, 75 p.; il.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2019.
Orientadores: José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo.

1. Processamento *Offshore* de Gás Natural. 2. Permeação por Membrana 3. Análise Técnico-Econômica 4. Monografia. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo I. Análise técnico-econômica de processamento *offshore* de gás natural rico em CO₂.

Aos meus pais, Eduardo e Lia, e à minha irmã, Lidiane,
que fizeram de mim o que sou e me ajudaram a chegar até aqui.

“Só se pode alcançar um grande êxito quando nos mantemos fiéis a nós mesmos.”

Friedrich Nietzsche

AGRADECIMENTOS

Agradeço aos membros da minha família por todo apoio, incentivo e carinho conferidos a mim ao longo de toda a minha caminhada.

Aos meus amigos por todos os momentos de alegria, diversão e mútua ajuda vividos nos últimos anos, estando sempre ao meu lado.

Aos meus orientadores José Luiz de Medeiros e Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo por todo o suporte dado na realização deste trabalho, contribuindo com os seus sólidos conhecimentos, além de toda a disponibilidade de tempo concedida a mim.

Aos componentes da Banca Examinadora, que se disponibilizaram a comparecer à Defesa deste trabalho, dando ricas sugestões e compartilhando os seus conhecimentos.

A todos os professores da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro que contribuíram para a minha formação nos últimos cinco anos, agradeço imensamente.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química com parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

ANÁLISE TÉCNICO-ECONÔMICA DE PROCESSAMENTO OFFSHORE DE GÁS NATURAL RICO EM CO₂

José Eduardo de Queiroz Júnior

Fevereiro, 2019

Orientadores: Prof. José Luiz de Medeiros, DSc
Prof^a. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, PhD

Descobertas recentes do Pré-Sal desafiam a indústria de exploração *offshore* de petróleo e gás natural a lidar com obstáculos nas suas atividades. Podem ser citados como exemplos de tais obstáculos o alto teor de CO₂ do gás natural de tais reservas, assim como a alta razão gás/óleo. O Campo de Libra, descoberto em 2010 e envolvendo uma das maiores reservas petrolíferas do Brasil, ilustra bem tal cenário, pois possui gás natural com teor de CO₂ próximo a 44%, assim como alta razão gás/óleo. Portanto, para comercializar este gás, é fundamental realizar um adequado processamento para remover contaminantes. Entre os principais processos, citamos a desidratação do gás natural, e a remoção de hidrocarbonetos pesados e de CO₂. Tais medidas evitam problemas no gás final e em dutos submarinos de transporte tais como formação de hidratos, corrosão, condensações indesejáveis, baixo poder calorífico do gás final, excessivo diâmetro de dutos, etc. A rota tradicional de processamento de gás natural foi simulada no presente trabalho, a fim de se avaliar técnica e economicamente o processamento offshore de gás natural rico em CO₂. Foram analisados os processos de desidratação via absorção com TEG, remoção de hidrocarbonetos via Expansão Joule-Thomson e remoção de CO₂ via permeação em membranas. Os equipamentos constituintes foram devidamente dimensionados permitindo a avaliação econômica do processo. Resultados mostram que as especificações ANP foram alcançadas, além da viabilidade econômica do processo. A lucratividade do processo pode ser ainda maior com o aproveitamento da corrente de CO₂ capturado, a qual pode ser injetada em poços devidamente pressurizada aumentando a recuperação de óleo cru.

Abstract of the Final Project presented to Escola de Química/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Chemical Engineer.

TECHNICAL-ECONOMIC ANALYSIS OF OFFSHORE PROCESSING OF CO₂-RICH NATURAL GAS

José Eduardo de Queiroz Júnior

February, 2019

Supervisors: Prof. José Luiz de Medeiros, DSc
Prof. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, PhD

Recent Pre-Salt discoveries have challenged the offshore oil and natural gas exploration industry to deal with significant obstacles in its activities. The high CO₂ content of the natural gas from such reserves, as well as the high gas-oil ratio, can be cited as examples. The Libra Field, as one of the big oil reserves in Brazil discovered in 2010, illustrates this scenario with natural gas having CO₂ content close to 44%, as well as a high gas-oil ratio. Therefore, in order to allow commercialization of such gas, it is important to carry out an adequate processing of it by removing contaminants. Among the necessary gas processing steps, one can mention its dehydration and the removal of heavy hydrocarbons and CO₂. Such measures avoid issues in the sales gas and during subsea pipeline transportation such as gas-hydrate formation, corrosion, undesirable condensations, insufficient heating value, pipeline oversizing, etc. The traditional route of CO₂-rich natural gas offshore processing was simulated in the present work allowing process dimensioning and its technical-economic evaluation. Gas dehydration was prescribed through TEG absorption, while hydrocarbon removal was conducted via Joule-Thomson Expansion and CO₂ removal prescribed membrane permeation treatment. Main equipment items were sized to allow conducting technical-economic appraisal of the CO₂-rich natural gas offshore processing. Results prove gas product compliance with ANP specifications besides the economic viability of the process. The process profitability can be even greater by using the captured CO₂ stream which can be adequately compressed and injected into wells to increase the recovery of crude oil.

ÍNDICE

I. INTRODUÇÃO	10
I.1. MOTIVAÇÃO	3
I.2. OBJETIVOS	5
I.3. ESTRUTURA	6
II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
II.1. GÁS NATURAL: CONCEITOS BÁSICOS	7
II.1.1. Definição e Origem	7
II.1.2. Composição	9
II.1.3. Classificação.....	11
II.2. PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL.....	13
II.2.1. Ajuste do Ponto de Orvalho de Água: Desidratação.....	14
II.2.2. Ajuste do Ponto de Orvalho de Hidrocarbonetos.....	19
II.2.3. Remoção de CO ₂ : Permeação em Membranas.....	21
II.2.4. Trens de compressão	24
III. SIMULAÇÃO DO PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL RICO EM CO ₂ : ROTA CONVENCIONAL.....	26
III.1. MÓDULO 1: AJUSTE DE WDP VIA ABSORÇÃO COM TEG	28
III.2. MÓDULO 2: AJUSTE DE HCDP VIA JTE	28
III.3. MÓDULO 3: REMOÇÃO DE CO ₂ VIA MP	29
IV. DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS.....	31
IV.1. COLUNAS	31
IV.1.1. Coluna Absorvedora	31
IV.1.2. Coluna Regeneradora.....	32
IV.2. VASOS SEPARADORES	33
IV.2.1 Método Baseado na Velocidade do Gás	33
IV.2.2. Método Baseado em Tempo de Retenção do Líquido.....	34

IV.3. TROCADORES DE CALOR	34
IV.4. EQUIPAMENTOS ROTATIVOS	35
IV.5 MEMBRANAS	35
V. METODOLOGIA DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA	36
V.1. CÁLCULO DE FCI.....	36
V.2. CÁLCULO DE COM.....	40
V.3. CÁLCULO DA LUCRATIVIDADE DA PLANTA	41
V.4. PREMISSAS ADOTADAS PARA A AVALIAÇÃO ECONÔMICA	41
VI. RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DO PROCESSO E DA AVALIAÇÃO ECONÔMICA.....	43
VII. CONCLUSÃO	51
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	53
APÊNDICE A – FLUXOGRAMA DO PROCESSO; PARTE 1	56
APÊNDICE B – FLUXOGRAMA DO PROCESSO; PARTE 2	56
APÊNDICE C – CARACTERIZAÇÃO DAS PRINCIPAIS CORRENTES DO PROCESSO.....	58
APÊNDICE D – COMPOSIÇÃO DAS PRINCIPAIS CORRENTES DO PROCESSO	59

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura I.1: Matriz energética mundial em 2017.	2
Figura I.2: Matriz energética do Brasil em 2017.....	2
Figura I.3: Perfil do consumo energético brasileiro e mundial.	3
Figura I.4: Área do Pré-Sal.....	4
Figura I.5: Produção brasileira de gás natural de diferentes formas de exploração	4
Figura II.1: Esquema do reservatório de gás associado.....	11
Figura II.2: Esquema do reservatório de gás não associado.....	12
Figura II.3: Esquema geral de processamento offshore de gás natural.	13
Figura II.4: Formação de hidrato em equipamento.	14
Figura II.5: Esquema geral do processo de ajuste de WDP por absorção com TEG.	17
Figura II.6: Alternativas para o processo de regeneração do TEG.....	19
Figura II.7: Esquema geral do processo JTE.....	21
Figura II.8: Condições de recomendação do emprego de permeação em membranas e de outros processos para remoção de CO ₂	22
Figura II.9: Permeação em membranas versus absorção com aminas.	22
Figura II.10: Componentes de um compressor centrífugo.	25
Figura III.1: Esquema geral do processo de remoção de CO ₂ via MP em 2 estágios. ...	30
Figura VI.1: Fluxo de Caixa e VPL do Caso A.....	49
Figura VI.2: Fluxo de Caixa e VPL do Caso B.....	50

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela II.1: Especificações ANP para o gás natural na Região Sudeste.	8
Tabela II.2: Implicação e solução para casos de propriedades do gás natural fora de especificação.....	9
Tabela II.3: Composição típica de gás natural (base seca) no Brasil.	10
Tabela II.4: Temperaturas de degradação dos glicóis.	16
Tabela III.1: Condições de T e P e composição da corrente de Gás Saturado.	27
Tabela III.2: Especificações do gás natural a ser exportado.....	27
Tabela III.3: Permeâncias calibradas na MP-UOE para membrana do tipo HF.....	30
Tabela IV.1: Valores médios do parâmetro K.....	33
Tabela IV.2: valores médios do coeficiente U	35
Tabela IV.3: Valores médios do coeficiente U.	35
Tabela V.1: Parâmetros de capacidade de alguns equipamentos.	37
Tabela VI.1: Características da corrente de gás natural de exportação.....	43
Tabela VI.2: Dimensionamento das colunas.	45
Tabela VI.3: Dimensionamento dos equipamentos rotativos.....	45
Tabela VI.4: Dimensionamento dos trocadores de calor.....	46
Tabela VI.5: Dimensionamento das membranas.....	46
Tabela VI.6: Dimensionamento dos vasos separadores	47
Tabela VI.7: Custos dos Módulos dos Equipamentos.....	47
Tabela VI.8: Custo de utilidades, matéria-prima, reposição de membrana e mão de obra	48
Tabela VI.9: Fontes de receita da planta	49

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
BTEX	Benzeno, Tolueno, Etilbenzeno e Xilenos
CAPCOST	<i>Capital Cost Estimation Software</i>
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i>
CEPCI	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
COM	<i>Cost of Manufacturing</i>
DEG	Dietilenoglicol
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>
GLP	Gás Liquefeito de Petróleo
HCDP	<i>Hydrocarbon Dew Point</i>
HF	<i>Hollow Fiber</i>
JTE	<i>Joule-Thomson Expansion</i>
LGN	Líquido de Gás Natural
LHV	<i>Low Heating Value</i>
LMTD	<i>Log Mean Temperature Difference</i>
MDEA	Metildietanolamina
MEG	Monoetilenoglicol
MP	<i>Membrane Permeation</i>
MP-UOE	<i>Membrane Permeation – Unit Operation Extension</i>
OPEX	<i>Operational Expenditure</i>
TEG	Trietilenoglicol
TREG	Tetraetilenoglicol
VBA	<i>Visual Basic for Applications</i>
VPL	Valor Presente Líquido
WDP	<i>Water Dew Point</i>

I. INTRODUÇÃO

A produção e o consumo energéticos são assuntos que ganham cada vez mais importância e relevância ao longo do tempo. Aliada a esta pauta, encontra-se a questão envolvendo progresso econômico e preservação ambiental, que combinados à questão social, são os pilares do denominado conceito de desenvolvimento sustentável.

A ideia de país desenvolvido se encontra fortemente atrelada à ideia de um país que possua uma matriz energética de alta capacidade, grande diversidade e, de preferência, mais limpa possível. Neste cenário, no qual a produção de energia a partir de combustíveis fósseis (fontes não renováveis) ainda é predominante, a utilização de gás natural como fonte de energia ganha destaque, pois, embora não seja uma fonte renovável, sua combustão resulta em uma emissão de gases poluentes menor do que a ocasionada pelos derivados do petróleo. A principal contribuição negativa de tais gases poluentes ao meio ambiente está relacionada à intensificação do chamado efeito estufa, ganhando protagonismo entre esses gases o dióxido de carbono, CO₂ (LEUNG et al., 2014).

O gás natural é composto essencialmente por hidrocarbonetos, tendo a sua composição dependente do local geográfico em que é extraído. Entre os seus componentes, o principal deles é o metano, cujo teor no gás é de grande interesse para fins de exportação. Na sua composição, geralmente observa-se saturação em vapor d'água, cuja presença pode interferir negativamente no condicionamento e no transporte do produto. Além disso, contaminantes podem ser encontrados, tais como o próprio CO₂, N₂, H₂S, O₂, gás hélio (He), mercúrio, entre outros. Logo, há necessidade de que o gás natural passe por uma série de etapas de processamento antes de ser comercializado (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

A Figura I.1 indica a constituição da matriz energética mundial em 2016. É notável a predominância de fontes não renováveis, como o petróleo e seus derivados, o carvão, o gás natural e a energia nuclear, perante as fontes renováveis, como a energia hidráulica, a energia advinda de biomassa, entre outras. Vale destacar também o quanto se torna importante a questão da exploração dos campos de produção de óleo e gás a partir deste cenário, uma vez que a energia proveniente de petróleo e derivados somada à energia proveniente de gás natural ultrapassa 50% do total.

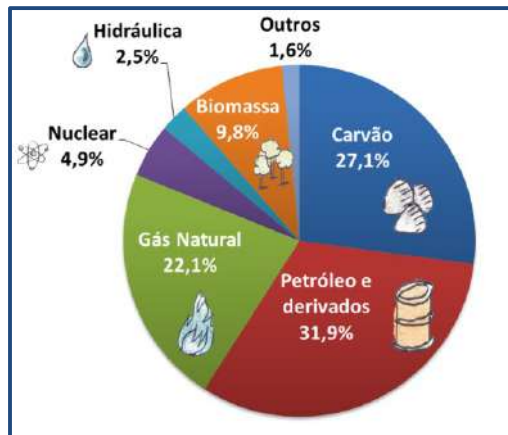


Figura I.1: Matriz energética mundial em 2017.

Fonte: EPE (2018)

É válido confrontar a matriz energética mundial com a matriz energética brasileira, apresentada na Figura I.2. De tal comparação, depreende-se que no Brasil as fontes renováveis possuem maior força no panorama energético. Entretanto, ainda se verifica a maior relevância da produção de energia por meio de fontes não renováveis, que representavam cerca de 57,1% da matriz energética nacional em 2017, conforme dados da Empresa de Pesquisa Energética (EPE) divulgados em 2018.

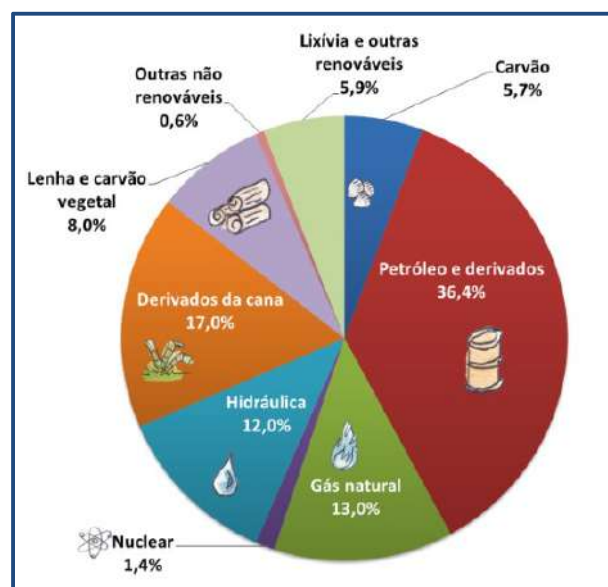


Figura I.2: Matriz energética do Brasil em 2017.

Fonte: EPE (2018)

A Figura I.3 torna ainda mais evidente a diferença entre o consumo energético mundial e o consumo energético nacional, considerando a renovabilidade ou não das fontes de produção em 2016. Além disso, reforça o quão grande ainda é a dependência energética do país em relação às fontes não renováveis (EPE, 2018).

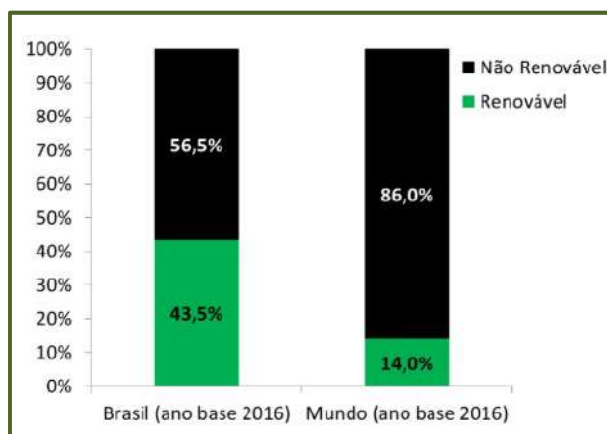


Figura I.3: Perfil do consumo energético brasileiro e mundial.

Fonte: EPE (2018)

I.1. MOTIVAÇÃO

A produção de gás natural cresceu significativamente a partir da descoberta e da exploração do Pré-Sal. O Pré-Sal apresenta uma extensão de 800 km e uma largura de 200 km, aproximadamente, situando-se em território oceânico dos estados do Rio de Janeiro, São Paulo, Espírito Santo, Paraná e Santa Catarina, vide Figura I.4 (IBP-UFRJ, 2017b). Suas reservas se encontram a uma profundidade de mais de 7 km, o que exige maior cuidado tecnológico se comparado à região do Pós-Sal (GOUVEA, 2010).

Dez anos após ser descoberto, o Pré-Sal já era responsável por 47,3% da produção nacional de petróleo, assim como por 37,6% da produção de gás natural. A Figura I.5 demonstra a evolução da produção de gás natural conforme a forma de exploração. Analisando o gráfico, evidencia-se a influência do Pré-Sal no crescimento que a produção de gás sofreu em anos recentes, de maneira a mostrar uma tendência positiva para os próximos anos. Outro dado que corrobora para o crescimento da produção de gás natural está relacionado à oferta nacional, visto que entre 2014 e 2015 o gás importado da Bolívia representava 50% da oferta, enquanto que já em 2016 este valor caiu para 40% (IBP-UFRJ, 2017a).

localizado a uma profundidade de 2 km e a uma distância média de cerca de 200 km ao sul do estado do Rio de Janeiro (GAFFNEY, CLINE & ASSOCIATES, 2010).

A reserva do Campo de Libra apresenta as seguintes características principais (DE MEDEIROS et al., 2018):

- a) Razão gás/óleo que se encontra na faixa de 400 a 600 sm^3/m^3 ;
- b) Estimativa de 4 a 15 bilhões de barris de óleo recuperáveis;
- c) Gás com teor de CO_2 equivalente a, aproximadamente, 44% em base molar.

Deste modo, o alto teor de CO_2 que a reserva do Campo de Libra apresenta se mostra como o principal desafio da sua exploração. Para fins de comparação, no Campo de Lula, o gás apresenta um teor de CO_2 que varia entre 10 e 20%, sendo removido por processo de permeação em membrana e reinjetado com fins de EOR (*Enhanced Oil Recovery*). Ou seja, o processamento do gás oriundo do Campo de Libra é dificultado por esse fator, ainda mais se for considerada a alta profundidade que se encontra. A presença de gases ácidos, somada à presença de vapor d'água, pode acarretar diversos problemas para o condicionamento e o transporte do gás natural, tais como formação de hidratos e processos corrosivos. Logo, para que o gás possa ser transportado e comercializado, é preciso que este passe por, pelo menos, três processos essenciais: desidratação do gás, remoção de CO_2 , além da remoção de hidrocarbonetos pesados, que podem condensar a alta pressão e baixa temperatura, prejudicando o desempenho dos equipamentos (DE MEDEIROS et al., 2018).

I.2. OBJETIVOS

O presente trabalho tem como objetivo simular uma planta convencional de processamento offshore de gás natural rico em CO_2 (44% mol.), tal qual o gás contido nas reservas do Campo de Libra, considerando as etapas de desidratação por absorção com glicol, remoção de hidrocarbonetos pesados por Expansão Joule-Thomson (*Joule-Thomson Expansion – JTE*) e remoção de CO_2 por permeação em membranas (*Membrane Permeation – MP*), a fim de que a corrente de gás a ser obtida para exportação esteja dentro das especificações determinadas pela agência reguladora brasileira.

Após analisar tecnicamente o processo, este será avaliado economicamente, realizando o dimensionamento dos equipamentos constituintes e, por fim, estimando o capital necessário para a montagem da plataforma FPSO (*Floating, Production, Storage and Offloading*), o custo para mantê-la operando, além da receita proveniente da mesma. Com essas informações, o Valor Presente Líquido (VPL) da planta será calculado, permitindo analisar a sua viabilidade econômica.

I.3. ESTRUTURA

O presente trabalho é dividido em oito capítulos, cujas descrições se encontram abaixo.

O Capítulo I apresenta uma contextualização do assunto que será tratado nos próximos capítulos, introduzindo algumas informações gerais, além de explicitar a motivação do mesmo e a estrutura dos seus capítulos.

O Capítulo II é uma revisão bibliográfica dos principais conceitos que envolvem gás natural e seu processamento, com enfoque para as etapas a serem simuladas posteriormente: desidratação por TEG (trietilenoglicol), remoção de hidrocarbonetos condensáveis por JTE e remoção de CO₂ por MP, além dos trens de compressão.

O Capítulo III expõe a configuração dos módulos da simulação do processamento de gás natural realizada, assim como as condições assumidas e os critérios para obtenção do produto comercializável.

O Capítulo IV descreve a metodologia empregada para se dimensionar os equipamentos do processo.

O Capítulo V descreve a metodologia adotada para realizar a avaliação econômica do processo, assim como descreve as considerações realizadas.

O Capítulo VI expõe o fluxograma construído para a simulação do processo, os resultados obtidos, entre os quais podemos citar, com destaque, as condições e as composições das correntes, além dos resultados obtidos no dimensionamento dos equipamentos e na avaliação econômica do processo de condicionamento do gás natural.

O Capítulo VII expõe as conclusões obtidas a partir dos resultados encontrados e fornece sugestões para trabalhos futuros.

II. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

II.1. GÁS NATURAL: CONCEITOS BÁSICOS

II.1.1. Definição e Origem

Conforme está definido na Lei nº 11.909/2009, o conceito de gás natural compreende uma mistura de hidrocarbonetos que se encontram na fase gasosa tanto nas condições do reservatório do qual é extraído quanto nas condições atmosféricas de pressão e temperatura. Quando puro, o gás natural não apresenta cor nem cheiro, sendo mais leve que o ar, o que explica o seu caráter de alta dispersibilidade. Outra importante característica se refere ao fato de ser um gás combustível, com alta capacidade de fornecimento energético por meio da sua queima (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

A formação do gás natural pode se dar através de três principais processos: termogênico, biogênico e abiogênico. Os mecanismos de formação de gás natural podem assim ser descritos (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016):

a) Processo termogênico: petróleo e gás natural são formados por meio de reações de decomposição de matéria orgânica influenciadas por fatores como pressão e temperatura em altas profundidades. Em condições anaeróbicas, os resíduos produzidos se aglomeram, dando origem aos chamados querogênios (macromoléculas complexas), cuja degradação térmica acarreta na formação de óleo e gás a base de diversos hidrocarbonetos e alguns compostos inorgânicos como dióxido de carbono (CO_2), água (H_2O), gás nitrogênio (N_2), gás hidrogênio (H_2), etc.

b) Processo biogênico: gás metano formado a partir da ação de bactérias metanogênicas sobre a matéria orgânica sedimentada em meio anaeróbico.

c) Processo abiogênico: redução do CO_2 presente durante o resfriamento do magma dá origem ao gás metano. Logo, neste caso o gás natural é formado a partir de gases vulcânicos, não de matéria orgânica.

No Brasil, a Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP) é o órgão responsável por estabelecer as especificações de derivados de petróleo, gás natural e biocombustíveis. Por meio da Resolução ANP nº 16, de 17/06/2008, são

estabelecidas as especificações para o gás natural que é comercializado no território nacional, seja o mesmo importado ou produzido no próprio país. A comercialização e o transporte de gás natural de especificações diversas das declaradas na resolução apenas são permitidos na condição de que todas as partes envolvidas estejam cientes e acordadas em relação ao estabelecido. A Tabela II.1 apresenta as especificações ANP do gás natural pela Resolução nº 16 de 2008 para a Região Sudeste.

Tabela II.1: Especificações ANP para o gás natural na Região Sudeste.

Característica	Limites
Poder Calorífico Superior (kJ/m³)	35000 a 43000
Índice de Wobbe (kJ/m³)	46500 a 53500
Número de Metano	Mín. 65
Metano (% mol.)	Mín. 85,0
Etano (% mol.)	Máx. 12,0
Propano (% mol.)	Máx. 6,0
Butanos e mais pesados (% mol.)	Máx. 3,0
Oxigênio (% mol.)	Máx. 0,5
Inertes N₂+CO₂ (% mol.)	Máx. 6,0
CO₂ (% mol.)	Máx. 3,0
Enxofre Total (mg/m³)	Máx. 70
H₂S (mg/m³)	Máx. 10
Ponto de Orvalho de Água a 1 atm (°C)	Máx. -45
Ponto de Orvalho de Hidrocarbonetos a 4,5 Mpa (°C)	Máx. 0

Fonte: Adaptado da Resolução nº 16 de 2008 da ANP.

A Tabela II.2 fornece informações acerca das consequências de algumas características do gás estarem fora da especificação determinada, assim como ações possíveis para atenuar ou evitar estes desvios.

Tabela II.2: Implicação e solução para casos de propriedades do gás natural fora de especificação.

Propriedade Fora da Especificação	Implicação	Solução
Baixo poder calorífico	Dificuldade de comercialização	Remoção de inertes/ Mistura com gás rico
Baixo Índice de Wobbe	Dificuldade de comercialização	Remoção de inertes/gás ácido
Alto ponto de orvalho de hidrocarbonetos	Condensação de hidrocarbonetos no gasoduto	Reduzir Líquidos de Gás Natural/ Ponto de orvalho
Alto teor de água	Acúmulo de água no gasoduto/ Formação de hidratos	Desidratação do gás/ Injeção de inibidor de hidratos
Alto teor de CO₂	Possibilidade de corrosão/ Redução do Índice de Woobe	Remoção
Alto teor de N₂	Redução do poder calorífico/ Redução do Índice de Woobe	Mistura com gás rico

Fonte: LEITE (2010) apud MACHADO (2012)

II.1.2. Composição

O gás natural é composto essencialmente por hidrocarbonetos alifáticos saturados, ou seja, alcanos, tais como metano, etano, propano, etc. Em geral, o teor desses compostos no gás acompanha a tendência a seguir: quanto mais pesado é o composto, menor é o seu teor na mistura, o que se verifica na predominância de conteúdo de metano em detrimento de outros hidrocarbonetos (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

A presença de alguns compostos inorgânicos inertes merece atenção, tais como CO₂ e N₂, pois afetam o poder calorífico do gás natural, ou seja, sua viabilidade econômica. A presença de outros contaminantes, como compostos de enxofre, cujo

principal exemplo é o gás sulfídrico (H₂S), também é comum. Outro composto cuja presença deve ser limitada para evitar problemas ao gás natural de exportação é o vapor d'água, pois contribui para formação de hidratos e corrosão (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

Traços de compostos tóxicos como benzeno, tolueno, etilbenzeno e xilenos, que dão origem à mistura conhecida como BTEX, podem ser encontrados, assim como mercúrio. Logo, é evidente a importância de se monitorar a composição do gás natural que se deseja explorar para diminuir o máximo possível a toxicidade dos produtos e das outras correntes de saída do processo (FARAMAWY, ZAKI E SAKR, 2016).

A Tabela II.3 apresenta a composição típica de gás natural em várias Unidades da Federação do Brasil. Como é possível perceber analisando os números, a composição típica do gás natural bruto varia significativamente dependendo do reservatório em que se encontra. Vale ressaltar que os números apresentados não consideram o teor saturado de água presente no gás.

Tabela II.3: Composição típica de gás natural (base seca) no Brasil.

Composição (% vol.)	Ceará/Rio Grande do Norte	Sergipe/ Alagoas	Bahia	Espírito Santo	Rio de Janeiro	São Paulo	Amazonas
C1	74,53	81,32	81,14	88,16	79,69	87,98	68,88
C2	10,40	8,94	11,15	4,80	9,89	6,27	12,20
C3	5,43	3,26	3,06	2,75	5,90	2,86	5,19
C4	2,81	1,84	1,39	1,55	2,13	1,16	1,80
C5	1,30	0,74	0,72	0,44	0,77	0,27	0,43
C6+	1,40	0,42	0,30	0,44	0,44	0,07	0,18
N ₂	1,39	1,51	1,43	1,62	0,80	1,16	11,12
CO ₂	2,74	1,97	0,81	0,24	0,50	0,23	0,20
H ₂ S (mg/m ³)	1,50	7,50	7,60	7,50	6,70	traços	-

Fonte: Adaptado de VAZ, MAIA e SANTOS (2008) apud ARINELLI (2015)

No caso do Campo de Libra, assim como em outros campos do Pré-Sal, o teor de CO₂ presente no gás natural é notavelmente maior, alcançando valores superiores a 40% em base molar (ARINELLI et al., 2017). No Campo de Júpiter, também integrante do Pré-Sal nacional, esse teor é ainda maior, podendo alcançar o valor de 79% (GAFFNEY, CLINE & ASSOCIATES, 2010).

II.1.3. Classificação

O gás natural pode ser classificado de acordo com a sua origem, assim como de acordo com a sua composição química.

Em relação à origem, o gás natural convencional, oriundo de reservatórios localizados em alta profundidade, pode ser classificado em associado e não associado (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

O gás associado é aquele que se encontra em um reservatório produtor predominantemente de óleo, ilustrado na Figura II.1. Esse tipo de gás é, em geral, mais pobre em metano, a partir do qual é possível obter grande quantidade do chamado líquido de gás natural (LGN), formado por hidrocarbonetos mais pesados. O gás natural associado pode se encontrar em duas situações no reservatório: em solução no óleo ou livre, formando a chamada capa de gás. Nesse tipo de caso, a principal funcionalidade do gás natural costuma ser a manutenção da pressão do reservatório, sendo reinjetado no mesmo (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

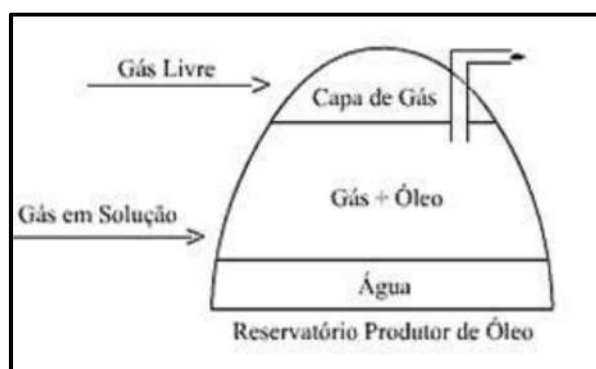


Figura II.1: Esquema do reservatório de gás associado.

Fonte: Adaptado de VELHOS (2018)

O gás não associado é o oriundo de poços próprios de produção de gás, esquematizado na Figura II.2, visto a sua predominância perante a quantidade de óleo presente, se houver este último. Ao contrário do gás associado, ele é rico em metano e pobre em hidrocarbonetos mais pesados (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016). A produção de gás não associado acontece quando a demanda não é satisfeita pelo gás oriundo da produção de óleo (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008).

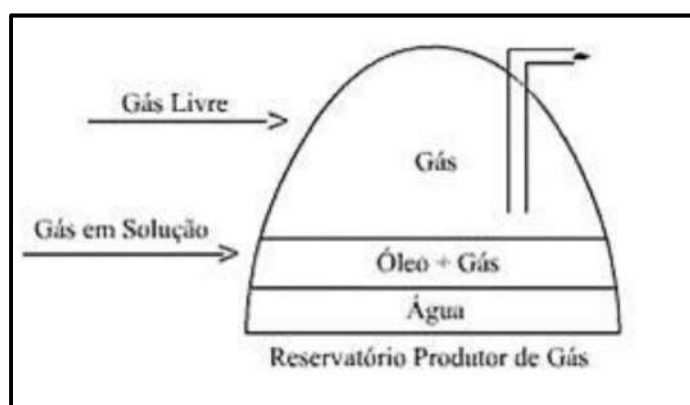


Figura II.2: Esquema do reservatório de gás não associado.

Fonte: Adaptado de VELHOS (2018)

Inúmeras classificações existem também para o gás natural do tipo não convencional. O maior exemplo é o gás de xisto (*shale gas*), encontrado em tipos porosos de rocha tais como xistos de baixa permeabilidade, calcários, carbonatos arenosos, arenitos impermeáveis, entre outros. Também fazem parte da categoria de gás natural não convencional: o metano de carvão (*coalbed methane*), os hidratos de gás (*gas hydrates*), entre outros (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

Em relação à composição, uma das principais classificações existentes se refere ao teor de compostos de enxofre no gás natural. Caso o gás não possua ou possua quantidade desprezível de compostos sulfurados, ele é classificado como gás doce (*sweet gas*). Caso apresente um teor considerável de compostos de enxofre, o gás natural é classificado como gás azedo (*sour gas*). Em geral, tal classificação é norteadada pelo teor de H_2S (FARAMAWY, ZAKI e SAKR, 2016).

II.2. PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL

A Figura II.3 trata-se de um esquema geral do processamento *offshore* de gás natural. É um esquema geral porque, dependendo de fatores como composição do gás e tecnologia adotada, a ordem dos processos pode variar (ARINELLI, 2015).

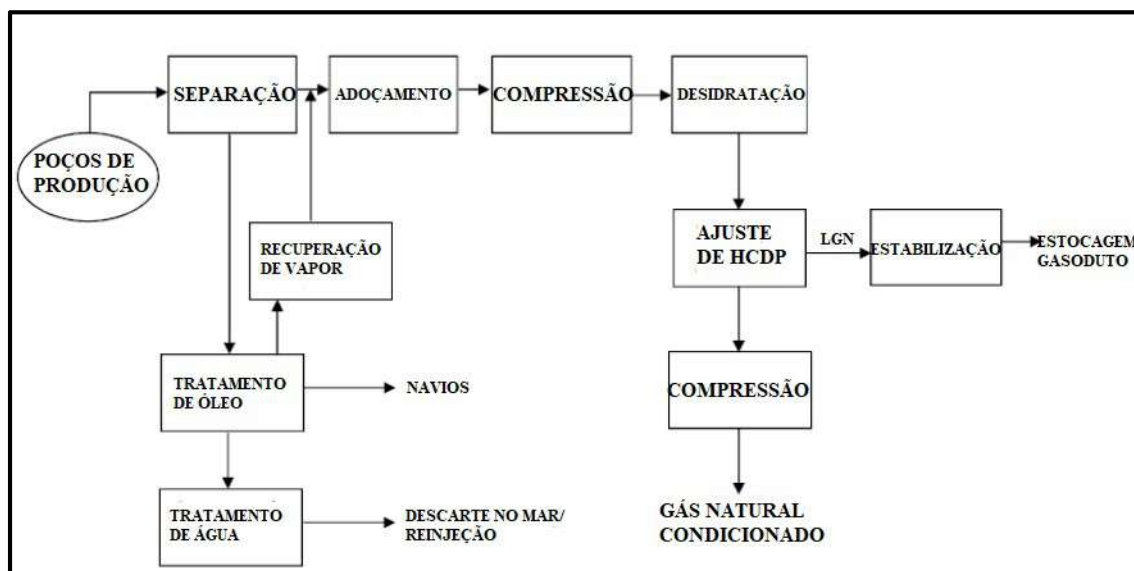


Figura II.3: Esquema geral de processamento offshore de gás natural.

Fonte: Adaptado de ARINELLI (2015)

O objetivo do processamento do gás natural é ajustar as características do gás extraído do reservatório para que este possa ser devidamente utilizado, tanto na própria plataforma quanto no seu destino de exportação (ARINELLI, 2015). Desta forma, contaminantes são removidos do gás natural e critérios técnicos de qualidade para o gás são alcançados, permitindo o transporte eficiente e seguro da corrente gasosa (MACHADO, 2012).

A primeira etapa a ser realizada após a extração do gás de determinado reservatório é a de separação primária, cuja finalidade é separar uma corrente multifásica em várias correntes monofásicas. Para tal, um separador trifásico apresenta-se como fundamental, possibilitando a separação das fases óleo/gás/água, a partir da qual cada corrente é direcionada para o seu respectivo processamento e/ou tratamento. Separadores bifásicos podem ser utilizados aliados ao separador trifásico, tendo a função de realizar a separação de gás e óleo que, porventura, não foram separados na etapa de separação trifásica (ARINELLI, 2015).

O gás oriundo desta etapa se encontra saturado em vapor d'água, além de conter em sua composição contaminantes como gases ácidos, por exemplo. Logo, as próximas etapas são fundamentais para que o gás natural alcance as especificações técnicas adequadas para transporte e consumo.

II.2.1. Ajuste do Ponto de Orvalho de Água: Desidratação

É altamente necessário remover boa parte do teor de água da corrente de gás natural bruto, inclusive o teor remanescente após a etapa de separação trifásica. Diversos são os problemas causados pela presença de água no transporte e na comercialização do gás de interesse (MOKHATAB, POE e SPEIGHT, 2006). Seguem os principais exemplos:

Formação de hidratos de gás: os hidratos são cristais formados a partir do contato entre componentes do gás e a água em condições de alta pressão e baixa temperatura, principalmente quando o gás apresenta significativos teores de gases ácidos como CO_2 e H_2S . Os hidratos, quando formados, podem causar obstrução de válvulas e tubulações, prejudicando o transporte do gás natural. A Figura II.4 exemplifica a formação de hidrato de gás em uma tubulação.



Figura II.4: Formação de hidrato em equipamento.

Fonte: Adaptado de VAZ, MAIA e SANTOS (2008)

Condensação da água: a água presente na corrente de gás pode condensar ao longo das tubulações, ocasionando aumento da perda de carga e, conseqüentemente, diminuição da vazão de gás. Outro grande problema que

pode ser acarretado pela água na forma líquida é o favorecimento a processos corrosivos, danificando os equipamentos.

Alteração das características finais do gás a ser comercializado: o vapor d'água presente acarreta em aumento de volume da corrente gasosa processada, aumentando custos, portanto. Além disso, impacta negativamente no poder calorífico da corrente de gás natural, a qual perde seu valor.

Portanto, para evitar a ocorrência dos danos citados, há a necessidade de se realizar o chamado ajuste do ponto de orvalho de água (*Water Dew Point – WDP*). Tal ajuste pode ser realizado por meio de variadas tecnologias, que podem envolver absorção de H₂O com solventes hidrofílicos, adsorção de H₂O em meios sólidos ou simplesmente a condensação direta de H₂O (ARINELLI, 2015).

O processo que envolve condensação direta de H₂O possui aplicação bastante restrita, sendo viável economicamente apenas em situações particulares (COELHO, 2007). O processo de desidratação por meio de adsorção em meios sólidos possui alta capacidade de secagem do gás, podendo alcançar teores de H₂O inferiores a 1 ppmv. No processo de adsorção, o vapor d'água (adsorbato) adere ao material adsorvente por forças de atração, sem sofrer reações químicas, condensando e formando uma camada extremamente fina em sua superfície (MOKHATAB, POE e SPEIGHT, 2006).

Os principais adsorventes empregados neste processo são a sílica gel, a alumina ativada e as peneiras moleculares. A sílica gel apresenta vantagens, tais como custos menores e maior facilidade de regeneração em comparação às peneiras moleculares. A sílica gel do tipo Sorbead ainda é capaz de, além desidratar o gás, auxiliar no ajuste de ponto de orvalho de hidrocarbonetos, apresentando maior tempo de vida útil e melhor desempenho. Já a alumina ativada, forma do óxido de alumínio ativado por meio de aquecimento, acarreta em WDP abaixo de -105°C se usado apropriadamente. A temperatura de regeneração da alumina é menor do que a aplicada para a peneira molecular, porém esta última é capaz de alcançar valores de WDP ainda menores. As peneiras moleculares, portanto, possuem melhor performance, apresentando, por outro lado, maior dificuldade de regeneração e maiores custos. A estrutura desses aluminossilicatos cristalinos de metais alcalinos compreende um conjunto de inúmeras cavidades conectadas por poros que variam em uma faixa de 3 – 10^oA de diâmetro (MOKHATAB, POE e SPEIGHT, 2006).

O processo de desidratação por absorção com solventes hidrofílicos não possui o mesmo desempenho do processo por adsorção, mas alcança resultados satisfatórios para o cenário de processamento *offshore* de gás natural, tendo amplo espectro de aplicação e sendo considerado, portanto, o processo convencional (ARINELLI, 2015). Importantes propriedades o solvente deve apresentar para que a desidratação seja realizada com sucesso. O solvente deve apresentar alta higroscopicidade para assim ser capaz de absorver grande quantidade de água, deve ser facilmente regenerado, assim como estável na presença de compostos sulfurados e CO₂, além de ser não corrosivo, não solúvel em hidrocarbonetos líquidos e não formar precipitados com componentes do gás (CAMPBELL, 2004).

Poucos são os solventes que atendem a esses requisitos, tendo destaque a categoria dos glicóis, líquidos que podem ser caracterizados como: límpidos, incolores, inodoros e miscíveis com água em qualquer proporção (ARINELLI, 2015). Entre os glicóis, encontram-se o monoetilenoglicol (MEG), o dietilenoglicol (DEG), o trietilenoglicol (TEG) e o tetraetilenoglicol (TREG). O glicol mais empregado nesse tipo de processo é o TEG, pois, comparado aos outros, apresenta alto ponto de ebulição e alta temperatura de degradação (ver Tabela II.4), além de facilidade de regeneração a 98 – 99% em massa com menores perdas. O MEG e o DEG apresentam maiores perdas quando utilizados, uma vez que possuem, relativamente, uma baixa temperatura de degradação, motivo pelo qual a regeneração a altas concentrações desses compostos é dificultada. O TREG tem uma temperatura de degradação maior do que o TEG (em outras palavras, apresenta menor perda), todavia é mais viscoso e mais caro, sendo preferível apenas quando o gás a sofrer a secagem se encontra acima de 50°C, o que é uma condição rara (CAMPBELL, 2004).

Tabela III.4: Temperaturas de degradação dos glicóis.

Glicol	Temperatura de Degradação (°C)
MEG	165
DEG	164
TEG	206
TREG	238

Fonte: Adaptado de CAMPBELL (2004)

A Figura II.5 corresponde a um esquema geral do processo de ajuste de WDP por absorção com TEG. O contato do gás saturado em vapor d'água com o TEG ocorre em uma coluna de absorção. O gás úmido é injetado no fundo da coluna, entra em contato contra-corrente com o glicol e sai seco pelo topo. Já o TEG pobre em água entra no topo da coluna e sai rico em água pelo fundo. Esta etapa do processo ocorre em alta pressão, geralmente na faixa entre 50 e 70 bar, e em baixa temperatura, em torno de 35 e 40°C (ARINELLI, 2015). O TEG rico em água segue para a próxima etapa do processo, cuja finalidade é regenerar o glicol (CAMPBELL, 2004).

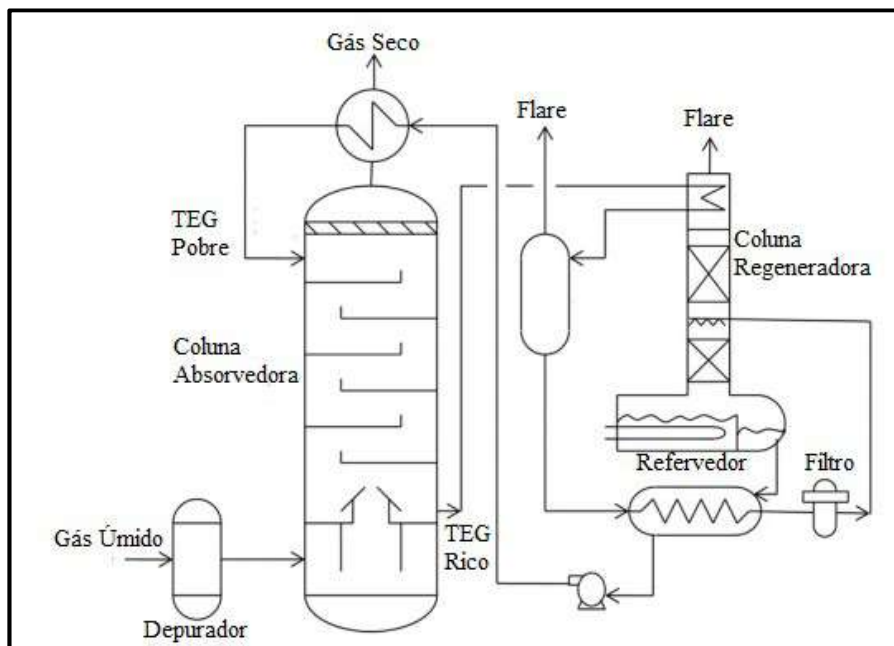


Figura II.5: Esquema geral do processo de ajuste de WDP por absorção com TEG.

Fonte: Adaptado de NETUSIL e DITL (2011)

A etapa de regeneração do TEG rico em água ocorre em condições opostas às condições da etapa de absorção: o TEG é regenerado em altas temperaturas e em pressão quase atmosférica. Logo, antes de entrar na coluna regeneradora, a corrente de TEG rico precisa ser expandida e aquecida, passando por um vaso de *flash* no qual os componentes mais voláteis são vaporizados. Esta corrente também passa por um filtro para a remoção de eventuais partículas e contaminantes. A regeneradora é uma coluna de destilação com um refrervador no fundo, onde a água é evaporada e o glicol volta a ser pobre em umidade, e que também possui geralmente um condensador no topo, cujo

objetivo é reduzir as perdas de glicol pela corrente gasosa que sai desse estágio da coluna. O TEG pobre sai pelo refeedor, sendo bombeado e resfriado para retornar à etapa inicial do processo. Vale destacar a integração energética que ocorre entre a corrente de TEG rico prestes a entrar na coluna regeneradora (corrente fria) e a corrente de TEG pobre que sai da mesma (corrente quente). Também merece destaque a barreira de 204°C para a temperatura do refeedor, evitando assim o início da degradação do TEG (CAMPBELL, 2004).

A coluna regeneradora é capaz de purificar o TEG a 98 – 99% em massa, sendo possível ainda obter maiores concentrações por meio de alguns métodos. O principal deles é a injeção de um gás de arraste no refeedor, diminuindo a fração molar de água na fase vapor neste estágio. Isso resulta na obtenção de um TEG pobre com uma concentração de H₂O ainda menor, conforme prevê a Lei de Raoult, evidenciada na Equação II.1 (CAMPBELL, 2004).

$$x_{H_2O} = \frac{P}{P_v} y_{H_2O} \quad (\text{Equação II.1})$$

Onde:

- a) x_{H_2O} é a fração molar de água no TEG pobre;
- b) P é a pressão do sistema;
- c) P_v é a pressão de vapor da água na temperatura do refeedor;
- d) y_{H_2O} é a fração molar de água na fase vapor em equilíbrio com o TEG pobre.

Qualquer gás inerte pode ser utilizado como gás de arraste (chamado também de *stripping gas*). Geralmente, uma pequena fração do gás desidratado que sai do topo da coluna de absorção é empregado com esta finalidade, sendo introduzido normalmente no refeedor. Desta forma, o TEG pobre em água obtido alcança concentrações acima de 99% (CAMPBELL, 2004).

Outras alternativas são conhecidas como Drizo® e Coldfinger®. No processo Drizo®, um solvente composto por uma mistura de hidrocarbonetos aromáticos,

naftênicos e parafínicos na faixa de C5 – C8 é introduzido na regeneradora, evaporando no refeedor e condensando no topo. O condensado é direcionado para um separador trifásico, onde é separado da água e pode, portanto, retornar à regeneradora. As vantagens dessa alternativa são a capacidade de alcançar concentrações de TEG de até 99,99% em massa e a não emissão de hidrocarbonetos pelo produto de topo. Já no processo Coldfinger®, um líquido refrigerante é empregado para condensar a mistura TEG e água, que é acumulada e recirculada periodicamente para a coluna de regeneração. Nesse método, é possível alcançar uma concentração de TEG de até 99,9% em massa (CAMPBELL, 2004).

A Figura II.6 representa em esquemas gerais as três alternativas para a etapa de regeneração do TEG.

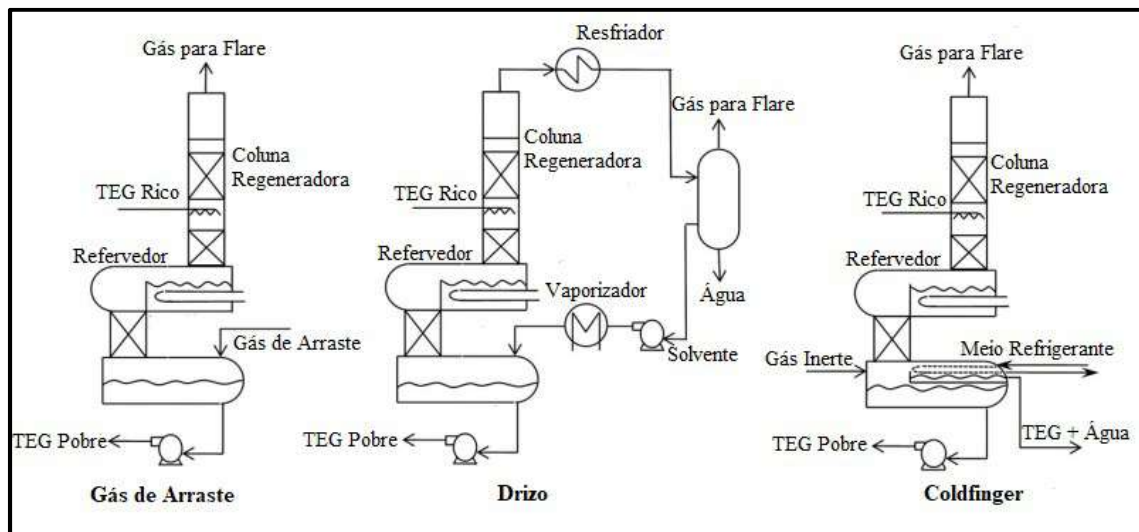


Figura II.6: Alternativas para o processo de regeneração do TEG.

Fonte: Adaptado de NETUSIL e DITL (2011)

II.2.2. Ajuste do Ponto de Orvalho de Hidrocarbonetos

A fim de evitar que hidrocarbonetos mais pesados condensem e, conseqüentemente, danifiquem equipamentos, é realizada uma etapa que consiste no ajuste de ponto de orvalho de hidrocarbonetos (*Hydrocarbon Dew Point – HCDP*). Nesta etapa, é obtida a corrente de LGN, uma das fontes de receita da planta. O LGN é constituído principalmente por hidrocarbonetos C3+, que, embora aumentem o poder

calorífico do gás natural, valorizando-o, geram os problemas já citados ao longo do seu escoamento (MACHADO, 2012).

Os principais processos de ajuste de HCDP são a Expansão Joule-Thomson (*Joule-Thomson Expansion* – JTE) e o processo de Turbo-Expansão.

O processo JTE consiste basicamente em expandir adiabaticamente o gás por meio de uma válvula, acarretando na refrigeração dessa corrente, ou seja, na diminuição da sua temperatura. Após a expansão, em um vaso de *flash*, as frações mais pesadas condensadas são separadas das frações mais leves, que permanecem em fase gasosa. Tal gás é aquecido por meio de integração energética com o gás que necessita ser resfriado para o ajuste de HCDP no início desta etapa do processo. Resumindo, o processo JTE consiste nas seguintes etapas: resfriamento, expansão isentálpica e separação (MACHADO, 2012).

Todavia, uma possibilidade é a expansão sofrida pelo gás não ser suficiente para alcançar a especificação de HCDP estabelecida. Nesse caso, uma solução é comprimir o gás antes do resfriamento, intensificando o efeito da JTE e, portanto, resultando em valores menores de HCDP. Neste caso, mais uma etapa seria acrescida ao início do processo JTE: compressão (ARINELLI, 2015). Vale destacar o baixo investimento que o processo JTE requer, no que tange a equipamentos e manutenção (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008).

A Figura II.7 esquematiza de forma geral o processo JTE.

Já o processo de Turbo-Expansão apresenta uma complexidade maior, resultando em maiores custos e melhor eficiência de extração das frações pesadas de hidrocarbonetos. O processo consiste em expandir isentropicamente o gás em uma turbina adiabática com realização de trabalho, o que explica o fato de atingir temperaturas mais baixas, se comparado ao processo JTE. O trabalho produzido na turbina costuma ser aproveitado para recomprimir o gás com HCDP já ajustado, que volta a ter a mesma pressão de alimentação. Vale destacar que, em alguns casos, há integração do processo de Turbo-Expansão com um processo de fracionamento da corrente de LGN para obtenção de etano, propano, Gás Liquefeito de Petróleo (GLP) e gasolina natural, ao contrário do processo de JTE, no qual o LGN é vendido sem ser fracionado (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008).

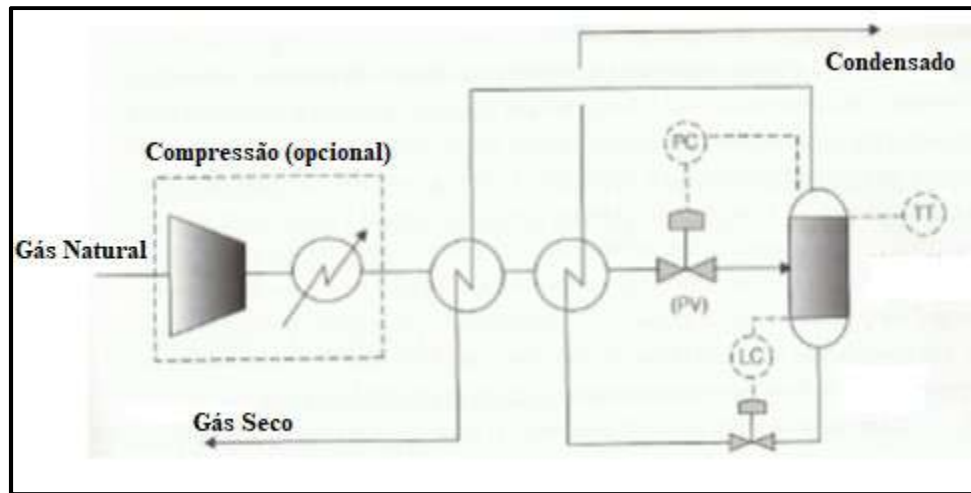


Figura II.7: Esquema geral do processo JTE.

Fonte: Adaptado de VAZ, MAIA e SANTOS (2008)

II.2.3. Remoção de CO₂: Permeação em Membranas

O processo de remoção de gases ácidos por absorção com aminas é praticamente análogo ao processo de desidratação por absorção com TEG. Em uma coluna absorvedora, gás rico em CO₂ e/ou H₂S é alimentado no fundo, ascende em contracorrente com a amina pobre que desce pela coluna, e sai pelo topo tratado. No fundo da coluna, sai a amina rica, que é direcionada para o processo de recuperação, onde, a altas temperaturas, os gases ácidos absorvidos são finalmente removidos. O solvente recuperado é resfriado por meio de um sistema de integração energética análogo ao do caso do TEG, sendo bombeado de volta à coluna de absorção. A amina mais utilizada industrialmente é a metildietanolamina (MDEA), pois é mais resistente à degradação, é mais facilmente recuperada, e apresenta alta seletividade (MACHADO, 2012).

O processo para a remoção de gases ácidos do gás natural por meio de absorção com aminas é bastante utilizado, entretanto não se mostra suficiente quando os teores desses gases ácidos são muito elevados, como é o caso do Campo de Libra, onde o teor de CO₂ é 44% mol., aproximadamente (ARINELLI, 2015).

Nesse cenário, a tecnologia que ganhou notoriedade foi a de permeação em membranas (MP), sendo capaz de tratar os gases que apresentam esse teor elevado de CO₂. A Figura II.8 demonstra para quais situações envolvendo vazão de gás e concentração de CO₂ recomenda-se o emprego ou não de MP. Além disso, os

equipamentos envolvidos nesta tecnologia ocupam menor espaço físico e possuem menor peso, o que representa menores custos, conforme é evidenciado na Figura II.9.

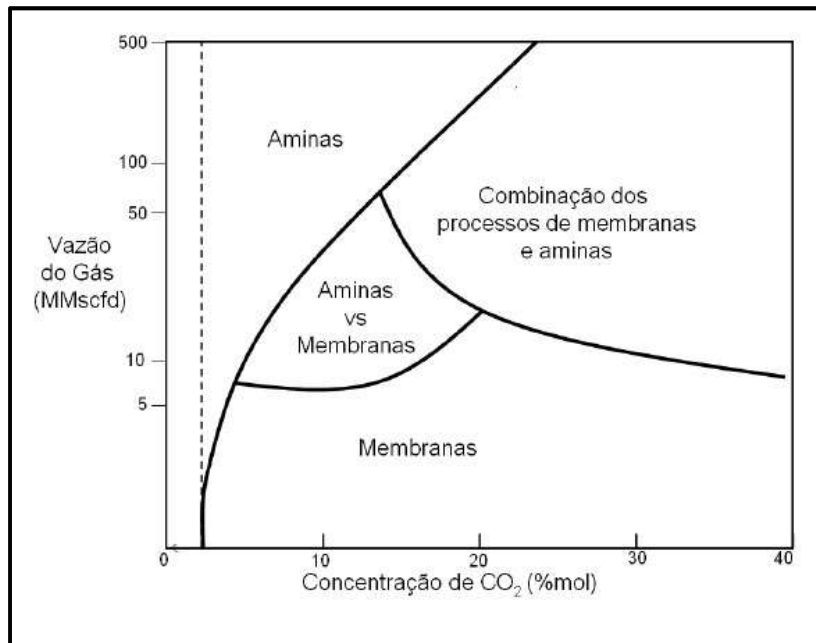


Figura II.8: Condições de recomendação do emprego de permeação em membranas e de outros processos para remoção de CO₂.

Fonte: Adaptado de MACEDO e NAKAO (2008)



Figura II.9: Permeação em membranas versus absorção com aminas.

Fonte: Adaptado de BELTRÃO (2009)

A tecnologia baseada em membranas de acetato de celulose para a remoção de CO₂ do gás natural já é hoje bastante empregada nas plataformas do tipo FPSO devido à facilidade de operação (ARINELLI et al., 2017). O princípio de funcionamento desta tecnologia são as diferentes velocidades de permeação que diversos compostos apresentam por possuírem diferentes permeabilidades em dado material. Ou seja, duas correntes são geradas a partir de uma em um módulo de MP: a corrente de permeado, constituída principalmente por componentes que apresentam maior permeabilidade no material da membrana, e a corrente de retentado, constituída predominantemente por componentes que são menos permeáveis. Para facilitar a permeação, é recomendável que haja uma notável diferença de pressão entre a alimentação da membrana e a corrente de permeado. Já em relação ao retentado, a queda de pressão da alimentação é da ordem de 1 bar (ARINELLI, 2015). Fatores como a seletividade e a taxa de permeação do material que compõe a membrana também devem ser levados em consideração. Quanto maior a seletividade da membrana, menor é a necessidade de se aplicar uma força motriz (queda de pressão, por exemplo) para efetivar a separação, assim como menor é a área necessária quanto maior for a taxa de permeação. A espessura da membrana também é um fator influente, pois à medida que esta aumenta, maior é a seletividade e menor é a taxa de permeação apresentadas pela mesma (PINTO, ARAÚJO e MEDEIROS, 2009).

O processo de MP pode ser realizado em um único ou em múltiplos estágios, em diferentes configurações, dependendo do objetivo que se deseja alcançar. Um exemplo de configuração com dois estágios de MP se dá quando a corrente de permeado do primeiro estágio passa por um trem de compressão para, em seguida, alimentar um segundo estágio, a partir do qual a corrente de retentado pode ser realimentada ao primeiro estágio.

No caso do processamento de gás natural, é importante que esta etapa ocorra após o ajuste de WDP e HCDP, uma vez que qualquer material condensado dentro da membrana afetará negativamente o funcionamento desta, assim como o seu tempo de vida útil. A atenção em relação à condensação de determinados compostos é válida, uma vez que ao longo da permeação é comum que a temperatura diminua, além do fato dos componentes mais pesados serem concentrados no retentado durante o processo (PINTO, ARAÚJO e MEDEIROS, 2009).

Ainda analisando o processamento de gás natural, a corrente de retentado oriunda do processo de MP é a corrente de gás natural a ser exportada com o teor reduzido de CO₂, conforme estabelecido pela sua especificação técnica. Já a corrente de permeado é a corrente rica em CO₂, que possui finalidade prática como EOR (*Enhanced Oil Recovery*), ou seja, como fluido a ser reinjetado nos poços para que o óleo seja extraído. Para isso, é necessário que tal corrente passe por um trem de compressão, até que alcance uma pressão na faixa de 250 – 350 bar, o que representa altos custos energéticos.

Vale destacar que o aumento indefinido da área superficial da membrana para que a especificação relativa ao teor de CO₂ no gás natural seja atingida possui um aspecto negativo. A questão é um pouco mais complexa, uma vez que, em contrapartida, ao mesmo tempo que um menor teor de CO₂ é alcançado quando se aumenta a área da membrana, maior é a perda de metano que passa para o permeado. O ideal é operar em módulos de MP com áreas que possibilitem uma corrente de retentado com baixo teor de CO₂ sem que haja grande perda de CH₄ (ARINELLI, 2015).

II.2.4. Trens de compressão

A compressão possui grande importância e considerável peso nos custos de operação de uma planta de processamento de gás natural.

Quando se deseja aumentar a pressão de uma corrente de gás intensamente, é comum que isso seja praticado por meio de um trem de compressão ao invés de um único compressor. Isso se deve a inúmeras razões, tais como evitar temperaturas muito elevadas, pois aumentam os custos operacionais e aceleram o tempo de vida útil do equipamento, além de afetar a resistência dos mesmos (ARINELLI, 2015).

O trem de compressão é formado por diversos estágios, que são constituídos pelos seguintes equipamentos: compressor, trocador de calor e vaso de *knock-out*. A função do trocador de calor é resfriar a corrente pós-compressão, enquanto que o vaso de *knock-out* serve para garantir que eventuais líquidos formados na compressão seguida pelo resfriamento entrem nos compressores, danificando-os (MACHADO, 2012).

Cada estágio de um trem de compressão é definido de forma que a razão de compressão seja sempre a mesma, pois isto acarreta em menores custos energéticos. A Equação II.2 representa o cálculo da razão de compressão de um trem de compressão (ARINELLI, 2015).

$$RC = \left(\frac{P_s}{P_e}\right)^{1/n} \quad (\text{Equação II.2})$$

Onde RC é a razão de compressão de cada estágio de compressão do trem, P_s é a pressão do gás de saída, P_e é a pressão do gás de entrada, e n é o número de estágios.

O tipo de compressor mais comum de ser empregado em plantas *offshore* é o centrífugo. Eles apresentam as seguintes vantagens: alta eficiência, custos de manutenção relativamente baixos, maior capacidade volumétrica por área ocupada, etc. Ou seja, são os compressores mais adequados para processar altas vazões de gás (MOKHATAB, POE e SPEIGHT, 2006). O compressor centrífugo é formado por dois principais componentes: impelidor e difusor. O impelidor possui a função de aumentar a energia cinética do gás por meio de palhetas rotativas. No difusor, para onde o fluido é direcionado por causa da força centrífuga, o fluido é desacelerado, tendo energia cinética convertida em ganho de pressão (ARINELLI, 2015). A Figura II.10 esquematiza os componentes que formam um compressor centrífugo.

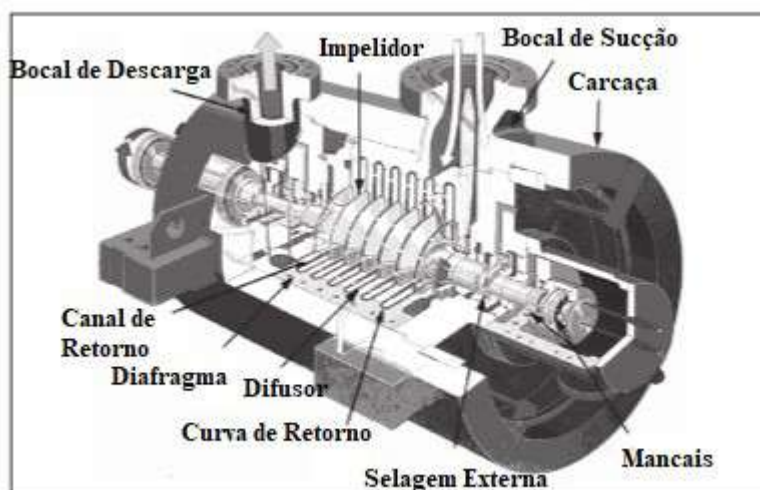


Figura II.10: Componentes de um compressor centrífugo.

Fonte: Adaptado de VALADÃO (2009)

III. SIMULAÇÃO DO PROCESSAMENTO DE GÁS NATURAL RICO EM CO₂: ROTA CONVENCIONAL

Com o objetivo de analisar tecnicamente o processamento de gás natural rico em CO₂ pela rota convencional, foi utilizado o simulador Aspen HYSYS® V9 para construir o *flowsheet* do processo. O processo a ser simulado consiste basicamente em três principais módulos:

- a) Módulo 1: Ajuste de WDP por meio de absorção com TEG;
- b) Módulo 2: Ajuste de HCDP por meio de Expansão Joule-Thomson;
- c) Módulo 3: Separação de CO₂ por meio de permeação em membranas.

No presente trabalho, a simulação parte de uma corrente de gás natural já saturado em vapor d'água, corrente esta que resulta da etapa primária de separação trifásica óleo/gás/água. A corrente de alimentação do processo a ser simulado possui vazão e composição que visam ser similares à corrente de gás natural saturado oriunda do Campo de Libra (ARINELLI et al., 2017). Tal corrente possui vazão equivalente a 5,134 MMsm³/d, com as condições de temperatura e pressão e a composição definidas na Tabela III.1. O pacote termodinâmico do HYSYS utilizado na simulação em geral foi a equação de estado Peng-Robinson, conhecido por ser um dos mais usados em trabalhos com gás natural. A exceção se encontra no módulo de ajuste de WDP por absorção com TEG, cujo pacote termodinâmico recomendado é o específico para glicóis (*HYSYS Glycol Package*) (ARINELLI et al., 2017).

Para os trocadores de calor com água de resfriamento, foram adotadas as seguintes condições de entrada e saída para a água, respectivamente: 3 bar e 30°C, e 2,5 bar e 45°C. Tais trocadores são capazes de resfriar o fluido quente a 35°C. Para os trocadores de calor com água quente pressurizada, seguem as respectivas condições de entrada e saída: 3 bar e 150°C, e 2,5 bar e 110°C. Foi considerada uma perda de carga devido aos trocadores de calor equivalente a 0,5 bar (ARINELLI et al., 2017).

Em relação ao funcionamento de compressores e bombas, adotou-se eficiência adiabática equivalente a 75% (ARINELLI et al., 2017). Além disso, por questões de segurança, foi estabelecida uma temperatura máxima de 145°C em correntes pós-compressão.

Tabela III.1: Condições de T e P e composição da corrente de Gás Saturado.

Temperatura (°C)	40
Pressão (bar)	25
H₂O (% mol.)	0,36
CO₂ (% mol.)	43,84
CH₄ (% mol.)	49,82
C₂H₆ (% mol.)	2,99
C₃H₈ (% mol.)	1,99
iC₄H₁₀ (% mol.)	0,30
C₄H₁₀ (% mol.)	0,20
iC₅H₁₂ (% mol.)	0,20
C₅H₁₂ (% mol.)	0,10
C₆H₁₄ (% mol.)	0,10
C₇H₁₆ (% mol.)	0,05
C₈H₁₈ (% mol.)	0,03
C₉H₂₀ (% mol.)	0,01
C₁₀H₂₂ (% mol.)	0,01

Fonte: Adaptado de ARINELLI et al. (2017)

Para o gás de exportação, principal produto final do processo, buscou-se atender as especificações técnicas estabelecidas pela Resolução nº16 de 2008 da ANP, que seguem apresentadas na Tabela III.2.

Tabela III.2: Especificações do gás natural a ser exportado.

Característica	Limites
Teor de CO₂ (% mol.)	3,0
WDP a 1 atm (°C)	Máx. -45
HCDP a 45 bar (°C)	Máx. 0

Fonte: Adaptado da Resolução nº 16 de 2008 da ANP.

III.1. MÓDULO 1: AJUSTE DE WDP VIA ABSORÇÃO COM TEG

A coluna absorvedora de TEG se encontra em operação na pressão de 70 bar e com temperatura das correntes de entrada – correntes de gás úmido e de TEG pobre em água – igual a 35°C. Como a corrente de gás ainda perde mais água ao longo das demais etapas do processo, não há necessidade de se atingir a especificação definida pela ANP já neste módulo. Estabeleceu-se a meta de obter no topo da coluna absorvedora um gás seco com WDP baixo a ponto de não haver formação de hidratos nas etapas posteriores, principalmente no processo JTE, no qual o gás sofre um brusco resfriamento. A formação de hidratos foi identificada através da ferramenta de *Stream Analysis* que o HYSYS possui.

A regeneração do TEG ocorre em uma coluna de destilação que opera à pressão quase atmosférica e a altas temperaturas. O objetivo é regenerar o TEG a uma concentração de, no mínimo, 98,5% em massa. Uma pequena parcela equivalente a um pouco mais de 0,1% da corrente de gás seco foi empregada como *stripping gas* na regeneradora para auxiliar no alcance desse teor. A temperatura do refeedor foi fixada em 197°C, de modo a não se aproximar da temperatura de degradação do glicol. Nestas condições, foram simuladas diversas taxas de circulação de TEG no processo, sendo escolhida a mínima vazão que permitisse o alcance da meta estabelecida para o WDP do gás de topo da absorvedora.

Vale destacar que a corrente de TEG regenerado se mistura a uma corrente de make-up de TEG antes de retornar para a entrada no topo da absorvedora. Operações lógicas foram criadas para estimar a quantidade de TEG perdida ao longo do processo e, portanto, determinar a vazão de make-up (ARINELLI, 2015).

III.2. MÓDULO 2: AJUSTE DE HCDP VIA JTE

O processo de JTE foi realizado de forma que fosse alcançado neste módulo um HCDP consideravelmente abaixo do limite máximo especificado pela ANP. Isso se deve ao fato de que, ao contrário do que acontece com o WDP, o HCDP aumenta ao longo do processo, uma vez que no processo de MP a corrente de gás é reconcentrada no que tange aos hidrocarbonetos mais pesados. Logo, é de fundamental importância ter

como meta para o HCDP um valor seguramente distante do limite, para que o produto não esteja fora de especificação no momento da exportação.

Resfriada à temperatura de 30°C, foram simuladas diferentes quedas de pressão na válvula de JTE para a corrente de gás seco oriunda do módulo 1, até que os requisitos necessários para a remoção dos hidrocarbonetos condensáveis, descritos anteriormente, fossem satisfeitos. A opção de comprimir o gás previamente para intensificar o efeito da válvula de expansão foi considerada, no caso de não ser alcançado o HCDP desejado.

O produto comercializável obtido neste módulo, o LGN, não é fracionado, sendo vendida a mistura de condensáveis obtida. A pressão do gás resultante desta etapa é fixada em 50 bar, sendo direcionado para o sistema de multiestágios do processo de MP.

III.3. MÓDULO 3: REMOÇÃO DE CO₂ VIA MP

O esquema empregado para o processo de remoção de CO₂ via MP consiste em dois estágios de separação, no qual o permeado do primeiro estágio alimenta o segundo. Deste último, a corrente de retentado é direcionada para se misturar à alimentação do primeiro estágio. Tal esquema foi o escolhido para permitir que o teor de CO₂ na corrente de gás para exportação seja menor do que o especificado, sem que isso resulte em grandes perdas do componente metano para a corrente de permeado. A Figura III.1 esquematiza, de forma geral, o sistema de dois estágios empregado para o processo de MP.

A simulação foi realizada com membranas do tipo *hollow fiber* (HF), apresentando perda de carga de 1 bar no retentado em relação à alimentação. Além disso, a corrente de permeado passa pela membrana a uma pressão de 4 bar. No esquema empregado, há a necessidade de passar o permeado do primeiro estágio por um trem de compressão antes de ser alimentado à próxima membrana. No segundo estágio, foi definida a pressão da corrente de alimentação como, aproximadamente, a metade da pressão de alimentação do estágio inicial (50 bar). Logo, após este último estágio, é necessária outra compressão na corrente de reciclo para que esta alcance a pressão da corrente inicial.

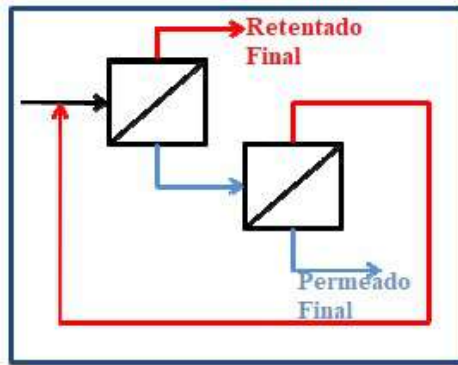


Figura III.1: Esquema geral do processo de remoção de CO₂ via MP em 2 estágios.

Fonte: Adaptado de PINTO, ARAÚJO e MEDEIROS (2009)

Neste módulo, são obtidos dois produtos: o produto principal do processo, que corresponde ao gás de exportação cujas características técnicas devem estar em conformidade com as especificações da ANP, e o fluido EOR, rico em CO₂. O gás natural é exportado a uma pressão de 200 bar (ARINELLI, 2015). Já o fluido EOR passa por um trem de compressão até atingir 350 bar.

É de extrema importância salientar que as operações envolvendo MP não vêm inclusas no conjunto original de operações do HYSYS. Para que a simulação fosse realizada, foi empregada uma extensão de unidade de operação própria para esta finalidade (MP-UOE), desenvolvida em linguagem VBA (*Visual Basic for Applications*) (ARINELLI, ARAÚJO e MEDEIROS, 2015). As permeâncias dos componentes do gás natural utilizadas no processo de MP foram as calibradas na MP-UOE para membrana do tipo HF. A Tabela III.3 apresenta os valores de tais permeâncias.

Tabela III.3: Permeâncias calibradas na MP-UOE para membrana do tipo HF.

Componente	Permeância HF (MMsm ³ /d.m ² .bar)
C1	$2,77 \times 10^{-7}$
C2	$9,57 \times 10^{-9}$
C3	$9,57 \times 10^{-10}$
CO ₂	$2,77 \times 10^{-6}$
H ₂ O	$2,77 \times 10^{-6}$
C4+	$9,57 \times 10^{-10}$

Fonte: Adaptado de ARINELLI, ARAÚJO e MEDEIROS (2015)

IV. DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS

Para que uma avaliação econômica do processo de condicionamento de gás natural elaborado no simulador HYSYS seja realizada, é preciso que os equipamentos constituintes do *flowsheet* sejam dimensionados. Cada tipo de equipamento possui equações e correlações de dimensionamento próprias, sendo estas expostas nos itens que seguem.

IV.1. COLUNAS

No processo convencional de condicionamento de gás natural a ser analisado, há dois tipos de colunas: a coluna absorvedora, onde ocorre a secagem do gás pela atuação do TEG, e a coluna regeneradora, onde o TEG rico em água é purificado para ser recirculado na planta.

Devido à mobilidade das plataformas flutuantes, é recomendado para esses casos que as colunas sejam do tipo recheadas em vez de serem constituídas de pratos/bandejas. Justamente por causa do movimento da plataforma, o contato que se dá entre as fases vapor e líquida por meio das bandejas pode ser afetado, resultando em prejuízos à eficiência da separação desejada (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008).

IV.1.1. Coluna Absorvedora

Para dimensionar uma coluna de recheio estruturado, deve-se seguir as etapas descritas abaixo (CAMPBELL, 2004).

Etapa 1: Calcular velocidade superficial do gás pela Equação IV.1:

$$v = \frac{F_s}{\sqrt{\rho_g}} \quad (\text{Equação IV.1})$$

Onde v é a velocidade superficial do gás (m/s), ρ_g é a densidade do gás (kg/m³) e F_s é um parâmetro de dimensionamento, sendo igual a 3 para recheio estruturado em unidades SI.

Etapa 2: Calcular o diâmetro da coluna pela Equação IV.2:

$$D = \sqrt{\frac{4 q_g}{\pi v}} \quad (\text{Equação IV.2})$$

Onde D é o diâmetro da coluna (m), q_g é a vazão de gás (m^3/s) e v é a velocidade superficial do gás (m/s).

Etapa 3: Calcular a altura do recheio pela Equação IV.3:

$$H_r = N \text{ HETP} \quad (\text{Equação IV.3})$$

Onde H_r é a altura do recheio (m), N é o número de estágios teóricos (adimensional) e HETP (*Height Equivalent to a Theoretical Plate*) é a altura equivalente a um prato teórico (m). Estima-se que o parâmetro HETP varia normalmente na faixa de 1,5 – 2,0 m (CAMPBELL, 2004). Neste trabalho, será considerado o valor médio: 1,75 m.

Para permitir a adequada distribuição dos fluidos no interior da coluna, recomenda-se adicionar 3 metros à altura encontrada de recheio, obtendo-se assim a altura total da coluna (CAMPBELL, 2004).

IV.1.2. Coluna Regeneradora

Algumas correlações foram desenvolvidas para estimar o diâmetro de uma coluna a partir da taxa de circulação de TEG. A correlação adotada é apropriada para colunas com recheio randômico de 25 mm (CAMPBELL, 2004). A Equação IV.4 apresenta tal correlação.

$$d = A (q_{TEG})^{0,5} \quad (\text{Equação IV.4})$$

Onde d é o diâmetro da coluna (cm), q_{TEG} é a taxa de circulação de TEG (L/min) e A é uma constante empírica igual a 11,9 ($\text{cm} \cdot \text{min}^{0,5} / \text{L}^{0,5}$). Para o cálculo da altura do recheio, considera-se $H/D = 4$ (MACHADO, 2012). Para obter a altura total, basta adicionar 3 metros tal qual no caso da coluna absorvedora.

IV.2. VASOS SEPARADORES

O dimensionamento dos vasos separadores se dá por meio de dois métodos principais: o método baseado na velocidade do gás e o método baseado no tempo de retenção do líquido. Para dimensionar os vasos, foram considerados os dois métodos citados, e o maior resultado obtido foi o escolhido (CAMPBELL, 2004).

No presente fluxograma, foram considerados apenas vasos separadores verticais.

IV.2.1 Método Baseado na Velocidade do Gás

Para dimensionar um vaso separador através do método em questão, deve-se seguir as etapas descritas abaixo (CAMPBELL, 2004).

Etapa 1: Calcular velocidade superficial máxima do gás pela Equação IV.5, elaborada por Sauders & Brown, pois a velocidade do gás deve ser menor ou igual à velocidade terminal das gotículas de líquido para ocorrer a separação:

$$v = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Equação IV.5})$$

Onde v é a velocidade superficial do gás (m/s), ρ_g é a densidade do gás (kg/m^3), ρ_l é a densidade do líquido (kg/m^3) e K é uma constante empírica cujo valor médio consta na Tabela IV.1 (m/s).

Tabela IV.1: Valores médios do parâmetro K.

Altura do Vaso (m)	K médio (m/s)
1,5 – 3,0	0,06
Maior que 3,0	0,08

Fonte: Adaptado de CAMPBELL (2004)

Etapa 2: Calcular o diâmetro do vaso pela Equação IV.6:

$$D = \sqrt{\frac{4 q_g}{\pi v F_g}} \quad (\text{Equação IV.6})$$

Onde D é o diâmetro do vaso (m), q_g é a vazão de gás (m^3/s), v é a velocidade superficial do gás (m/s) e F_g é um fator geométrico, sendo igual a 1 para vaso separador vertical cilíndrico. Para calcular-se a altura do vaso, adota-se a relação $H/D = 4$ (MACHADO, 2012).

IV.2.2. Método Baseado em Tempo de Retenção do Líquido

Neste método, emprega-se a Equação IV.7 para calcular o volume do vaso separador cilíndrico (CAMPBELL, 2004). Adota-se a mesma relação entre altura e diâmetro do método anterior (MACHADO, 2012). A Equação IV.7 apresenta tal correlação.

$$V_L = \frac{t q_L}{1440} \quad (\text{Equação IV.7})$$

Onde V_L é o volume requerido (m^3), q_L é a vazão de líquido (m^3/dia) e t é o tempo de retenção do líquido (min). Os tempos de retenção adotados foram de 3 minutos para separação gás/óleo e 10 minutos para separação gás/glicol (ARINELLI, 2015).

IV.3. TROCADORES DE CALOR

Os trocadores de calor considerados para o fim deste trabalho foram os do tipo casco-tubo em contra-corrente. O dimensionamento foi feito por meio do tradicional método LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) (MACHADO, 2012). A Equação IV.8 é a equação utilizada para determinar a área do trocador de calor necessária para se alcançar as metas do projeto.

$$Q = U A \Delta T_{ln} \quad (\text{Equação IV.8})$$

Onde Q é a taxa de calor trocada entre os fluidos (W), U é o coeficiente global de transferência de calor ($W/m^2.K$), A é a área de troca térmica (m^2) e ΔT_{ln} é a média logarítmica da diferença de temperatura entre os fluidos ($^{\circ}C$). As Tabelas IV.2 e IV.3 apresentam valores médios típicos para o coeficiente global de transferência de calor U .

Tabela IV.2: valores médios do coeficiente U

Trocador de Calor	U médio (W/m².K)
Resfriador a água: Gás (até 35 bar)	242,5
Resfriador a água: Gás (35-70 bar)	370,0
Resfriador a água: Gás (> 70 bar)	512,5
Gerais: Gás-Gás (até 35 bar)	340,0

Fonte: Adaptado de CAMPBELL (2004)

Tabela IV.3: Valores médios do coeficiente U.

Trocador de Calor	U médio (W/m².K)
Aquecedor: Vapor – Solvente Orgânico	750,0
Gerais: Solvente Orgânico – Solv. Orgânico	200,0
Resfriador: Água – Solvente Orgânico	500,0

Fonte: Adaptado de ENGINEERING PAGE (2018)

IV.4. EQUIPAMENTOS ROTATIVOS

Os compressores e as bombas empregados no processo foram considerados do tipo centrífugo. O dimensionamento destes equipamentos foi realizado através da determinação da potência requerida para operação, considerando uma eficiência adiabática de 75%. As potências requeridas por cada equipamento desta categoria foram obtidas a partir da própria simulação realizada em ambiente HYSYS.

IV.5 MEMBRANAS

Os módulos de membrana empregados no processo estudado tiveram suas áreas dimensionadas através do próprio ambiente da simulação realizada em HYSYS.

Para fins deste trabalho, foram consideradas membranas do tipo HF, assim como as condições de pressão das correntes tais quais descritas no item III.3 do capítulo III.

V. METODOLOGIA DE AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Para fins de análise da viabilidade econômica do processo, dois importantes parâmetros foram estimados: FCI (*Fixed Capital Investment*), também conhecido como CAPEX (*Capital Expenditure*), e COM (*Cost of Manufacturing*), equivalente ao conceito de OPEX (*Operational Expenditure*). A partir destes, foi analisada a lucratividade do processo, determinando o seu VPL.

A ferramenta utilizada para efetuar a avaliação econômica foi a planilha CAPCOST (*Capital Cost Estimation Software*), que realiza automaticamente os cálculos requeridos neste capítulo a partir dos dados inseridos no sistema (TURTON et al., 2009).

V.1. CÁLCULO DE FCI

O FCI é a estimativa de custo capital para construir uma nova planta ou para fazer modificações em uma planta que já existe. Em outras palavras, o FCI estima o custo de instalação dos equipamentos da planta, incluindo, portanto, o dimensionamento dos principais equipamentos, tais como vasos separadores, colunas, trocadores de calor, bombas, compressores, etc. A acurácia desta estimativa se encontra na faixa de +40% e -25%, sendo suficiente para o nível preliminar do presente estudo (TURTON et al., 2009).

O custo de uma planta também leva em consideração custos que podem ser divididos nas categorias abaixo (TURTON et al., 2009):

a) Custos diretos: além do preço do equipamento, considera o custo com materiais necessários para a sua instalação, inclusive a mão de obra necessária para tal.

b) Custos indiretos: considera impostos, frete, seguro, custos com engenharia e supervisão de construção.

c) Contingência e taxas: estão inclusos neste tópico custos imprevistos, como aumento de preços, pequenas mudanças no projeto, etc.

d) Instalações auxiliares: inclui desde compra de terras e unidades auxiliares (prédio administrativo, por exemplo) até instalações de sistemas de utilidades (água e energia elétrica, principalmente).

A Técnica dos Módulos mostra-se bastante útil para estimar o custo capital de uma planta. Inicialmente, é calculado o custo do equipamento em condições base, para em seguida serem feitas correções acerca de atualização temporal e condições reais de operação. Tais correções são feitas por meio de fatores que dependem de: tipo de equipamento, material de construção e condições de pressão (TURTON et al., 2009).

Em relação à atualização temporal do custo do equipamento, é empregado o CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) publicado do ano de referência para fazer os devidos ajustes da inflação. Neste trabalho, foi empregado o CEPCI de referência do ano de 2017: 567,5 (CHEMICAL ENGINEERING, 2018).

O custo do equipamento nas condições base (pressão próxima à atmosférica e material de aço carbono) é dado pela Equação V.1.

$$\log_{10} C_P^0 = K_1 + K_2 \log_{10} A + K_3 (\log_{10} A)^2 \quad (\text{Equação V.1})$$

As constantes K_1 , K_2 e K_3 são tabelados para cada tipo de equipamento, assim como o parâmetro A , que corresponde ao parâmetro de capacidade do equipamento (TURTON et al., 2009). A Tabela V.1 apresenta as variáveis de cada equipamento que são apresentadas como os seus respectivos parâmetros de capacidade.

Tabela V.1: Parâmetros de capacidade de alguns equipamentos.

Equipamento	Parâmetro de Capacidade (A)
Compressores e bombas	Potência
Trocadores de calor	Área de troca térmica
Vasos e Colunas	Volume

Fonte: Adaptado de TURTON et al. (2009)

A Regra dos Seis Décimos mostra-se bastante útil nos casos em que as condições de operação dos equipamentos ultrapassam os limites estabelecidos para que a Equação V.1 seja aplicável. Por meio da Regra dos Seis Décimos, nota-se que não basta realizar uma extrapolação linear para estimar o custo de um equipamento com parâmetro de capacidade fora da faixa permitida para aplicação da correlação. Isso se deve ao fato de que, quanto maior o equipamento, menor é o custo do mesmo por unidade de capacidade, tal como é previsto pelo conhecido conceito de economia de escala. Portanto, pela Regra dos Seis Décimos, a extrapolação a ser realizada para se estimar o custo do equipamento desejado é apresentada pela Equação V.2 (TURTON et al., 2009).

$$C_{BM_{A_2}} = C_{BM_{A_1}} \left(\frac{A_2}{A_1} \right)^{0,6} \quad (\text{Equação V.2})$$

O custo dos módulos de equipamentos como compressores, *drives*, e colunas recheadas é dado pelo produto entre custo nas condições base e fator de custo tabelado do módulo (TURTON et al., 2009), como indica a Equação V.3.

$$C_{BM} = C_P^0 F_{BM} \quad (\text{Equação V.3})$$

Já para vasos, trocadores de calor e bombas, o cálculo do módulo leva em consideração, além de constantes tabeladas para cada tipo de equipamento (B_1 e B_2), o fator que considera o material de construção (F_M) e o fator que considera diferentes pressões (F_P), como indicado na Equação V.4 (TURTON et al., 2009).

$$C_{BM} = C_P^0 (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (\text{Equação V.4})$$

Conforme é esperado, o custo do equipamento aumenta quando este trabalha em alta pressão, o que é possível verificar por meio das Equações V.5 (para vasos) e V.6 (para trocadores de calor e bombas).

$$F_P = \frac{0,00315 + \frac{(P+1)D}{2(850 - 0,6(P+1))}}{0,0063} \quad (\text{Equação V.5})$$

$$\log_{10} F_P = C_1 + C_2 \log_{10} P + C_3 (\log_{10} P)^2 \quad (\text{Equação V.6})$$

Onde P é pressão (barg), D é diâmetro (m) e C_n são constantes tabeladas (TURTON et al., 2009).

O custo total dos módulos é dado pela Equação V.7, que descreve a soma dos custos de módulos de todos os equipamentos multiplicada por um fator de 1,18, devido a contingências e taxas (TURTON et al., 2009).

$$C_{TM} = 1,18 \sum C_{BM} \quad (\text{Equação V.7})$$

Por fim, considera-se que o custo capital para se montar uma planta totalmente nova se dá pelo custo total dos módulos somado a 50% do valor dos módulos nas condições base, considerando assim custos com local, unidades auxiliares, instalação de utilidades, etc., conforme Equação V.8 (TURTON et al., 2009).

$$FCI = C_{TM} + 0,50 \sum C_{BM}^0 \quad (\text{Equação V.8})$$

Como o método proposto foi baseado em plantas *onshore* nos Estados Unidos, é necessário fazer ajustes para que se adeque ao caso de plantas *offshore* no Brasil. Deste modo, o FCI relativo à planta *offshore* pode ser considerado o dobro do FCI de planta *onshore* (ARAÚJO et al., 2017). Além disso, considera-se um fator multiplicativo de 1,4 para a adaptação ao cenário brasileiro (WIESBERG, 2016).

Vale observar que, como grande parte do TEG não se perde ao longo do processo, o custo relativo à quantidade inicial de solvente suficiente para dar partida à planta foi considerado parte do custo de capital. Tal custo foi estimado a partir da

quantidade necessária de TEG para realizar um ciclo completo na planta. Logo, foi determinado o tempo de retenção do solvente nos principais equipamentos para estimar o tempo que dura um ciclo do solvente, a partir do qual, sabendo a vazão, é possível estimar quanto de solvente é necessário para dar início ao processamento.

V.2. CÁLCULO DE COM

O COM representa os custos com a operação diária da planta, levando em consideração os custos diretos e os custos fixos de produção, além de gastos gerais.

O COM pode ser definido pela Equação V.9 (TURTON et al., 2009).

$$COM = 0,18 FCI + 2,73 C_{MO} + 1,23 (C_{MP} + C_{UT} + C_{TA}) \quad (\text{Equação V.9})$$

Onde C_{MO} se refere ao custo com mão de obra, enquanto que C_{MP} , C_{UT} e C_{TA} se referem aos custos com matéria-prima, utilidades e tratamento de água, respectivamente. Neste trabalho, não será considerado este último custo.

O custo com mão de obra depende das seguintes variáveis: número de operadores, N_{OP} (que, por sua vez, depende do número de equipamentos que envolvem ou não sólidos particulados, P e N_{NP} , respectivamente), número de horas trabalhadas por operador por ano (considerado 2000h) e a média do salário dos operadores por hora, S_{OP} (TURTON et al., 2009).

A Equação V.10 demonstra o cálculo de N_{OP} e a Equação V.11, o cálculo de C_{MO} .

$$N_{OP} = 4,5 (6,29 + 31,7 P^2 + 0,23 N_{NP})^{0,5} \quad (\text{Equação V.10})$$

$$C_{MO} = 2000 N_{OP} S_{OP} \quad (\text{Equação V.11})$$

Para o custo com matéria-prima, foi considerado o make-up de TEG que o processo exige por causa da quantidade de solvente que se perde em uma circulação dele pelo *flowsheet*. Além disso, considerou-se o custo com a reposição da membrana.

Para o custo de utilidades, foi considerado o gasto com água de resfriamento e vapor d'água pressurizado. Como foi considerado que a eletricidade é advinda das turbinas a gás da plataforma FPSO, não foi considerado o seu custo, visto que tal insumo foi obtido a partir de uma parcela do gás tratado destinada a essa finalidade. Foi considerado que 511,91 ton/d de gás natural com 3% de CO₂ e LHV (*Low Heating Value*) igual a 45,5 MJ/kg são capazes de gerar 100 MW de energia elétrica, emitindo 517 g de CO₂/kWh (DE MEDEIROS et al., 2018) A partir desta informação, foi estimada a quantidade de gás natural necessária para gerar a demanda energética da planta.

V.3. CÁLCULO DA LUCRATIVIDADE DA PLANTA

A partir dos valores estimados para FCI e COM da planta simulada, por meio da planilha CAPCOST também foi obtido o fluxo de caixa e o VPL do processo. As seguintes condições de projeto e investimento foram definidas:

- a) Tempo de vida útil do projeto igual a 20 anos;
- b) Período de construção igual a 3 anos;
- c) Distribuição do investimento ao longo dos anos de construção dada da seguinte forma: 20% no primeiro ano, 30 % no segundo e 50 % no terceiro.

Determinando o VPL do processo e, conseqüentemente, a sua viabilidade econômica, foi realizada uma simples análise de sensibilidade da planta, avaliando fatores como preço do gás de exportação e preço de LGN.

V.4. PREMISSAS ADOTADAS PARA A AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Seguem as premissas adotadas ao longo da análise econômica do processo simulado e devidamente dimensionado.

a) Compressores acionados por energia elétrica gerada em turbinas a gás (DE MEDEIROS et al., 2018);

b) Preço do gás natural igual a US\$4,09/MMBtu (EIA, 2018);

c) Preço do LGN igual a US\$9,11/MMBtu (EIA, 2018);

d) Monetização da corrente rica em CO₂ com aplicação EOR, considerando que, em média, a reinjeção dessa corrente em poços de óleo gera uma recuperação extra de 2 barris de óleo cru por tonelada, cujo preço considerado foi de US\$55,65/barril (EIA, 2018).

e) Custo da membrana igual a US\$50/m², sendo o custo referente à reposição e manutenção da membrana equivalente a US\$12,50/(m².ano), pressupondo que a vida útil da membrana é de 4 anos (PETERS et al., 2011);

f) Custo com mão de obra equivalente a US\$46,37/h (BLS, 2017);

g) Custo do TEG igual a US\$2513,28/ton (NEAGU e CORSARU, 2017);

h) Custo da água de resfriamento e do vapor d'água pressurizado equivalentes a US\$0,354/GJ e US\$13,28/GJ, respectivamente (TURTON et al., 2009);

i) Operação da plataforma durante 8424 horas por ano (MACHADO, 2012);

j) Taxa de tributação de 45% (TURTON et al., 2009);

h) Taxa de juros de 12%.

VI. RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DO PROCESSO E DA AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Levando em consideração a metodologia e as premissas assumidas nos capítulos III, IV e V deste trabalho, a simulação do processamento *offshore* de gás natural rico em CO₂ foi realizada, assim como a sua avaliação econômica, a partir dos resultados obtidos.

O Apêndice A e o Apêndice B apresentam o *flowsheet* construído no ambiente HYSYS para simular o processo de interesse, dividido em 2 partes, com as devidas nomeações de equipamentos e correntes que são citados ao longo do trabalho. Já o Apêndice C e o Apêndice D apresentam as condições e a composição das principais correntes que fazem parte do fluxograma.

Principal produto de interesse, as especificações estabelecidas para o gás de exportação pela ANP foram alcançadas com sucesso. A Tabela VI.1 apresenta as principais características do gás de exportação que demonstram a sua adequabilidade às metas estabelecidas nos 3 módulos do processamento.

Tabela VI.1: Características da corrente de gás natural de exportação

Características	Gás de Exportação
CO₂ (% mol.)	2,95
WDP a 1 atm (°C)	-71,99
HCDP a 45 bar (°C)	-1,749

Logo, de acordo com os critérios de teor de água, de hidrocarbonetos condensáveis e de CO₂, o gás de exportação se encontra apto para ser transportado e comercializado. Este apresenta vazão de 83600 kg/h e teor de CH₄ igual a 86,25% mol., o que também se mostra em concordância com a ANP.

No módulo 1 do processamento, o gás foi desidratado por uma corrente de TEG de vazão 2,45 ton/h, vazão esta que se mostrou capaz de secar o gás a ponto de evitar

formação de hidrato nos outros pontos do processo, de acordo com a ferramenta disponível no HYSYS. Tal vazão, aliada às condições da coluna regeneradora, que resultaram em uma pureza de TEG regenerado de 99,45% m/m, secaram o gás a ponto deste sair do topo da absorvedora com WDP a 1 atm igual a $-37,70^{\circ}\text{C}$. A perda de TEG por ciclo de processo mostrou-se pequena, da ordem de menos de 0,05% da quantidade circulante do glicol, que representa em números absolutos uma vazão de 1,035 kg/h, reposta no processamento pela corrente de make-up. Na coluna regeneradora, foi empregada uma vazão de gás de arraste de 300 kg/h, que representa uma parcela de pouco mais de 0,1% da corrente de gás seco do topo da coluna absorvedora. No topo da regeneradora, por sua vez, o gás emitido para ser queimado em flare apresenta vazão de 476,2 kg/h, sendo composta por 41,25% em massa de CO_2 . Vale lembrar que também ocorre emissão de CO_2 na geração de eletricidade para a FPSO (cerca de 6,94 kg/s, considerando a informação presente no capítulo anterior). Outros poluentes, como BTEX, não foram considerados neste trabalho.

No módulo 2, mais especificamente no processo JTE, mostrou-se necessário comprimir a corrente de gás seco antes de iniciar o processo de remoção de hidrocarbonetos pesados em si. Comprimiu-se o gás seco até 124 bar para depois resfriá-lo e expandi-lo até a pressão de 50,5 bar, resultando em um gás com HCDP a 45 bar equivalente a $-13,12^{\circ}\text{C}$. A folga em relação ao limite nesta etapa mostrou suficiente, visto que o produto final continuou dentro das especificações. A corrente de LGN obtida apresentou vazão de 10430 kg/h, sendo possível a geração de receita a partir desta se comercializada.

No módulo 3, o esquema de dois estágios de MP se mostrou satisfatório para reduzir o teor de CO_2 dos 44% iniciais para menos de 3%, em base molar, apesar da quantidade de energia requerida para realizar os diversos estágios de compressão. O fluido rico em CO_2 para aplicação EOR, comprimido até 350 bar, apresentou teor desse componente de, aproximadamente, 85%, e uma vazão mássica de 170,3 ton/h. Nesta etapa, o sistema de MP acarretou em uma perda de metano para a corrente de EOR de aproximadamente 14,8%.

Para que a avaliação econômica fosse possível, os equipamentos do processo estudado foram devidamente dimensionados, sendo apresentados os resultados nas

Tabelas VI.2 (colunas), VI.3 (equipamentos rotativos), VI.4 (trocadores de calor), VI.5 (membranas) e VI.6 (vasos separadores).

Tabela VI.2: Dimensionamento das colunas.

Colunas	Número de estágios teóricos	Altura total (m)	Diâmetro (m)	Recheio
Absorvedora	3	8,25	1,73	Estruturado
Regeneradora	4	5,85	0,71	Randômico

Tabela VI.3: Dimensionamento dos equipamentos rotativos.

Rotativos	Razão de Compressão	Potência (kW)
K-100	2,83	9069,85
K-300	1,77	4026,84
K-301	2,03	2914,43
K-302	2,02	2800,68
K-400	2,5	5888
K-401	2,5	5611,89
K-402	2,27	1379,86
K-403	3,0	4715,48
K-404	3,0	4771,38
K-405	3,0	4296,35
K-406	3,0	2880,78
P-200	1,83	0,0934
P-201	41,47	5,9384
P-400	1,15	366,253

Os compressores centrífugos são ativados através de todo um sistema de turbinas a gás, que geram a eletricidade utilizada pelos mesmos.

Tabela VI.4: Dimensionamento dos trocadores de calor.

Trocadores de Calor	A (m ²)	LMTD (°C)	U (kJ/(h.m ² .°C))
E-100	863,96	30,37	1845
E-200	1,963	72,87	2700
E-201	23,64	38,95	720
E-202	12,93	23,26	1800
E-203	0,195	113,6	1224
E-300	572,86	32,31	1845
E-301	196,26	39,04	1845
E-400	949,03	29,19	873
E-401	969,76	26,94	873
E-402	84,91	36,17	1332
E-403	671,13	27,16	873
E-404	502,85	31,4	1332
E-405	589,70	31,83	1845
E-406	625,47	23,27	1845

Vale ressaltar que alguns vasos de *knock-out* foram incluídos mesmo havendo apenas fase vapor na corrente de entrada. Motivo: garantir que qualquer líquido ocasionalmente formado não entre no próximo estágio de compressão, danificando o equipamento. Nesta situação, o dimensionamento do vaso foi feito através do valor mínimo encontrado para a velocidade máxima do gás, considerando todos os vasos separadores dimensionados.

Tabela VI.5: Dimensionamento das membranas.

Membranas	Tipo	Área (m ²)
Op400	HF	130000
Op401	HF	110000

Tabela VI.6: Dimensionamento dos vasos separadores

Vasos Separadores	Diâmetro (m)	Altura (m)
V-100	1,9415	7,7659
V-200	0,6383	2,5532
V-300	2,1279	8,5116
V-301	1,3216	5,2864
V-400	5,3350	21,3400
V-401	3,3204	13,2816
V-402	1,2504	5,0015
V-403	4,0464	16,1859
V-404	2,2190	8,8760
V-405	0,94150	3,7660

Dimensionados os equipamentos, passa-se à avaliação econômica. Os dados pertinentes a cada equipamento foram adicionados à planilha CAPCOST, assim como as premissas consideradas. Foram obtidos os custos de equipamentos na Tabela VI.7.

Tabela VI.7: Custos dos Módulos dos Equipamentos

Equipamentos	Custos dos Módulos
Compressores, bombas e turbinas	US\$ 35.834.034,00
Colunas e Vasos separadores	US\$ 10.696.897,00
Membrana	US\$ 12.000.000,00
Trocadores de calor	US\$ 2.887.194,00

O custo da quantidade de TEG inicial também entra no cálculo do FCI. Estimou-se que era suficiente comprar, de início, dez vezes o valor de vazão mássica do glicol que circula no processo, visto o tempo de residência do solvente nos principais

equipamentos. O custo inicial relativo ao TEG se aproximou da casa dos US\$61.575,00, influenciando no cálculo final do FCI.

Calculando o FCI da planta pela planilha CAPCOST e ajustando para que a estimativa se adeque à realidade *offshore* brasileira, é obtido um FCI para o processo simulado equivalente a US\$ 227.700.000,00, caso seja considerado o cenário de uma montagem de uma nova plataforma FPSO. No caso de adaptar uma plataforma já existente aos nossos interesses, o FCI gira em torno de US\$148.200.000,00.

Já em relação ao cálculo do COM, determinou-se o custo das utilidades envolvidas no processo, o custo da mão de obra, o custo da matéria-prima, entre outros, para que fosse possível estimar o custo de se operar essa planta. A Tabela VI.8 nos indica os custos relativos de cada item citado anteriormente. Além disso, vale destacar que, nesse caso, também faz parte dos cálculos o custo que envolve a manutenção e a reposição das membranas.

Tabela VI.8: Custo de utilidades, matéria-prima, reposição de membrana e mão de obra

COM	Custo
Utilidades	US\$ 8.620,00/ano
Matéria-Prima	US\$ 21.913,00/ano
Reposição de Membrana	US\$ 3.032.640,00/ano
Mão de obra	US\$ 954.850,00/ano

Deste modo, é possível obter o COM referente à nossa planta, levando ainda em consideração o FCI para tal. O COM obtido equivale a US\$ 47.389.199,00/ano.

Em relação à receita proporcionada pela planta, a Tabela VI.9 apresenta as três fontes de ganho financeiro principais da planta: a venda do gás natural de exportação, a venda de LGN e a recuperação média de 2 barris de óleo cru por tonelada de EOR injetado.

Tabela VI.9: Fontes de receita da planta

COM	Custo
Gás Natural de Exportação	US\$ 109.903.800,00/ano
LGN	US\$ 15.727.355,00/ano
Reinjeção de CO₂ como EOR	US\$ 157.806.774,00/ano

Portanto, a receita estimada da processo simulado ao longo deste trabalho é de US\$ 125.631.156,00/ano, se não considerar a receita extra promovida pela reinjeção de EOR na reserva (caso A), ou de US\$ 283.437.930,00/ano, considerando a mesma (caso B).

Nos respectivos casos, o VPL obtido no vigésimo ano é igual a US\$ 91.660.000,00 e US\$ 553.290.000,00, respectivamente. Conforme segue nas Figuras VI.1 e VI.2, que são gráficos de exposição do fluxo de caixa relacionado ao processamento, nota-se que no caso A, demora-se cerca de 10 anos para que o projeto dê lucro, praticamente o dobro de tempo do caso B.

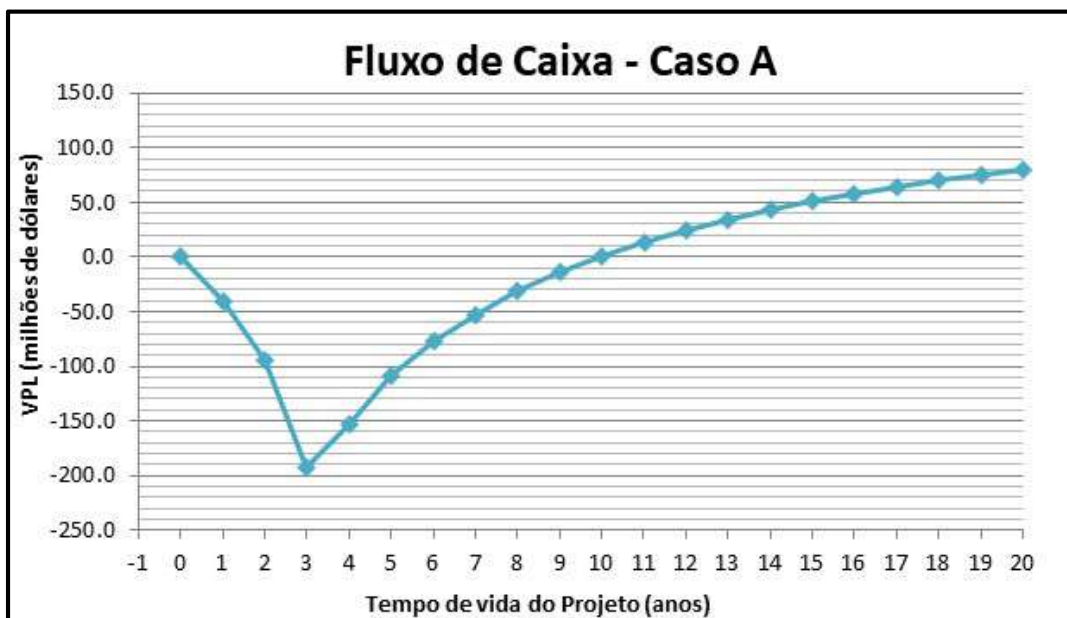


Figura III.1: Fluxo de Caixa e VPL do Caso A

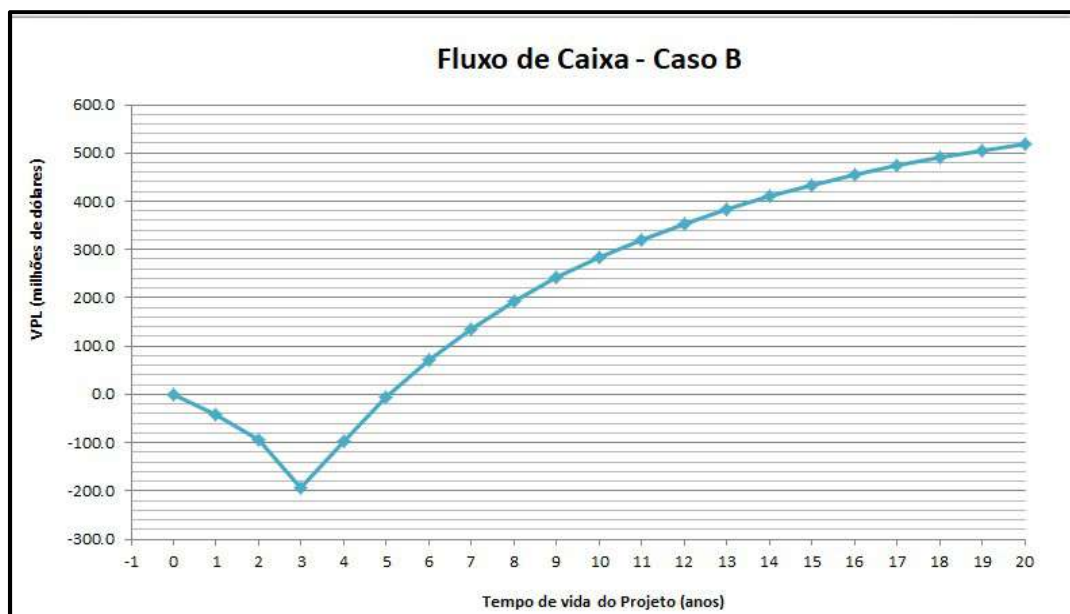


Figura VI.2: Fluxo de Caixa e VPL do Caso B

Analisando os dois cenários, observa-se que o retorno do projeto é positivo em ambos, apesar do caso B ser bem mais rentável por causa da inclusão na receita dos barris de óleo recuperados a mais pela ação do CO₂/EOR.

A comparação entre esses dois casos confirma a ideia de que a corrente de CO₂/EOR, se reinjetada para extração de óleo cru, pode aumentar significativamente o tempo de vida útil de uma plataforma. O benefício proveniente deste recurso tem recebido cada vez mais destaque, pois além do ganho financeiro, ainda se configura como uma das soluções para atenuar a poluição do meio ambiente, evitando grandes emissões de quantidades de CO₂ para a atmosfera.

VII. CONCLUSÃO

O presente trabalho obteve sucesso na sua tentativa de simular o processamento offshore de gás natural rico em CO₂, tal qual o gás do Campo de Libra, uma das maiores reservas do Pré-Sal descobertas até então.

Um dos principais desafios que envolvem a exploração efetiva do gás natural contido em tais reservatórios é a questão da alta concentração de CO₂, que pode provocar uma série de danos às tubulações, aos equipamentos, seja por processos corrosivos ou por formação de hidratos, ao interagir com a água presente em saturação no gás natural. A rota tradicional adotada por meio deste trabalho – desidratação por TEG, remoção de hidrocarbonetos por JTE e remoção de CO₂ por MP – mostrou-se efetiva no intuito de fornecer os produtos dentro das principais especificações da ANP, apesar de ainda ter muitos pontos a melhorar.

Um exemplo seria a alta demanda energética do processo, visto a quantidade de compressores e bombas necessárias para que o gás atingisse as especificações do mercado. Além da questão energética, ainda há uma preocupação com o meio ambiente, que busca controlar, por meio de órgãos controladores, a quantidade de gases poluentes que são emitidos em determinado processo. O ideal seria um processo que não exigisse tanta energia elétrica oriunda de turbinas a gás, mas que fosse capaz de alcançar as especificações estabelecidas.

As etapas do processamento mostraram-se muito bem sucedidas no que elas propunham. O WDP das correntes de gás natural foi largamente ajustado e reduzido por meio do processo de absorção com TEG, possibilitando que o produto final estivesse com WDP bem menor do que o mínimo. A situação não é muito diferente para o processo de JTE, que cumpre bem a função de remover hidrocarbonetos mais pesados que podem condensar nas tubulações.

O processo de MP também se mostrou satisfatório para a remoção do gás CO₂ da corrente de gás natural de interesse, indicando que também se aplica no tratamento de gás com teor de CO₂ acima de 40%, sendo o mais comum hoje em dia que esse teor varie entre 10 e 20%.

A avaliação econômica do processamento resultou na confirmação da viabilidade da rota tradicional, enquanto novas tecnologias de exploração de reservas de

gás e petróleo ainda não se consolidam, como por exemplo, o processamento offshore de gás natural através de uso de separador supersônico. Foi obtido para o nosso processo um VPL positivo, indicando que há lucratividade nessas atividades. O atual estudo também pode ressaltar a importância de se gerar a corrente de EOR, pois além de ser uma forma inteligente de não emitir uma quantidade maior de gases estufa para atmosfera, ainda possui a possibilidade de aumentar o tempo de vida útil de uma plataforma, acarretando em um aumento médio de 2 barris de óleo cru recuperados da reserva por tonelada injetada no poço.

Seguem recomendações futuras para evoluir com o trabalho:

a) realizar análise de sensibilidade ampla para avaliar como o processamento se situa em novos cenários econômicos;

b) realizar otimizações em algumas variáveis do processamento, tais como minimização de emissão de CO₂ ao ambiente, minimização das áreas das membranas que permitam redução suficiente do teor de CO₂ e menores perdas de metano para permeado, minimização do uso de recursos tais como solventes (TEG) e equipamentos;

c) avaliar a rota tradicional para correntes de gás natural com concentrações ainda maiores de CO₂;

d) comparar a rota tradicional, técnica e economicamente, com outras rotas de processamento de gás natural.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ANP (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS). **Resolução nº 16 de 17/06/2008**. Disponível em <www.anp.gov.br>. Acesso em 20 jan. 2019.

ARAÚJO, O. 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, 2017.

ARINELLI, L.O. **Dinâmica de processamento Offshore de Gás Natural Rico em CO₂: Desidratação TEG, Expansão Joule-Thomson e Permeação em Membranas versus Separador Supersônico**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química. 2015.

ARINELLI, L. O.; ARAÚJO, O.Q.F.; DE MEDEIROS, J.L. **“Membrane Permeation Unit Operation Extension – UOE MPSS2015”**. Rio de Janeiro: H2CIN, 2015.

ARINELLI, L. O. et al. **Offshore processing of CO₂ rich natural gas with supersonic separator versus conventional routes**. Journal of Natural Gas Science and Engineering, v. 46, p. 199-221, 2017.

BELTRÃO, R. L. C. et al. Challenges and New Technologies for the Development of the Pre- Salt Cluster, Santos Basin, Brasil. In: **Offshore Technology Conference**, Houston, 2009.

BLS (BUREAU OF LABOR STATISTICS). **Occupational Employment Statistics**. 2017. Disponível em <<https://www.bls.gov/oes/2017/>>. Acesso em 21 jan. 2019.

CAMPBELL, J. M. **Gas Conditioning and Processing: The Basic Principles**. 8. ed. Norman: John M Campbell & Company, 2004. 2 v.

CAMPBELL, J. M. **Gas Conditioning and Processing: The Equipment Modules**. 8. ed. Norman: John M Campbell & Company, 2004. 2 v.

CASA CIVIL, **Lei nº 11.909, de 4 de Março de 2009**. Disponível em <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/_Ato2007-2010/2009/Lei/L11909.htm>. Acesso em 14 jan. 2019.

CHEMICAL ENGINEERING. **Economic Indicators**, 2018. Disponível em: <<https://www.chemengonline.com/cepci-updates-jnuary-2018-prelim-and-december-2017-final/?printmode=1>> Acesso em: 12 dez. 2018.

COELHO, A. M. **Simulação e otimização dos processos de adoçamento e desidratação de gás natural e de refinaria**. Dissertação de Mestrado (Engenharia Química), Campinas: UNICAMP. 2007.

- DE MEDEIROS, J.L. et al. **Offshore Processing of CO₂-Rich Natural Gas with Supersonic Separator**. 1 ed., Switzerland: Springer, 2018.
- EPE (EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA). **Matriz Energética e Elétrica**. 2018. Disponível em <<http://www.epe.gov.br/pt/abcdenergia/matriz-energetica-e-eletrica>>. Acesso em 25 jan. 2019.
- EIA (ENERGY INFORMATION ADMINISTRATION). **“Natural Gas” and “Petroleum & Other Liquids”**. 2018. Disponível em <<https://www.eia.gov>>. Acesso em 14 jan. 2019.
- ENGINEERING PAGE. **Typical Overall Heat Transfer Coefficients**. 2017. Disponível em <<http://www.engineeringpage.com>>. Acesso em 20 dez. 2018.
- FARAMAWY, S.; ZAKI, T.; SAKR, A.A-E. **Natural gas origin, composition, and processing: A review**. Journal of Natural Gas Science and Engineering, v. 34, p. 34-54, 2016.
- GAFFNEY, CLINE & ASSOCIATES. **Exame e Avaliação de Dez Descobertas e Prospectos Seleccionadas no Play do Pré-sal em Águas Profundas na Bacia de Santos, Brasil**. ANP, 2010.
- GOUVEIA, F. **Tecnologia nacional para extrair petróleo e gás do pré-sal**. Conhecimento & Inovação. 2010, vol.6, n.1, pp. 30-35.
- IBP-UFRJ (INSTITUTO BRASILEIRO DE PETRÓLEO, GÁS E BIOCOMBUSTÍVEIS – UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO). 2017a. **Atratividade do Upstream Brasileiro para Além do Pré-Sal**. Disponível em <www.ibp.org.br>. Acesso em 22 jan. 2019.
- IBP-UFRJ (INSTITUTO BRASILEIRO DE PETRÓLEO, GÁS E BIOCOMBUSTÍVEIS – UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO). 2017b. **Gás do Pré-Sal: Oportunidades, Desafios e Perspectivas**. Disponível em <www.ibp.org.br>. Acesso em 22 jan. 2019.
- LEITE, M. M. **Curso processamento de gás natural**. PROMINP, Rio de Janeiro: [s.n], 2010.
- LEUNG, D. Y. C; 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, 2014.
- MACEDO, A. P. F.; NAKAO, A. **Simulação de permeação em membranas *HollowFiber* para remoção de CO₂ de gás natural**. Projeto Final de Curso, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.
- MACHADO, P. B. **Análise comparativa de tecnologia de separação supersônica para o condicionamento de gás natural**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos). Rio de Janeiro: Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química. 2012

MOKHATAB, S.; POE, W. A.; SPEIGHT, J. G. **Handbook of Natural Gas Transmission and Processing**. USA: Elsevier, 2006.

NEAGU, M.; CURSARU, D. L. **Technical and economic evaluations of the triethylene glycol regeneration processes in natural gas dehydration plants**. Journal of Natural Gas Science and Engineering, v. 37, p. 327-340, 2017.

NETUSIL, M.; DITL, P. **Comparison of three methods for natural gas dehydration**. Journal of Natural Gas Chemistry, v. 20, p. 471-476, 2011.

PETERS, L. et al. **CO₂ removal from natural gas by employing amine absorption and membrane technology – A technical and economical analysis**. Chemical Engineering Journal. v. 172, p. 952-960, 2011.

PINTO, D. D.; ARAÚJO, O.Q.F.; MEDEIROS, J.L. **“Curso de Membranas.” Módulo I: Conceitos Básicos**. Rio de Janeiro: H2CIN. Novembro, 2009.

TURTON, R. et al. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 3. ed. New Jersey: Prentice Hall, 2009.

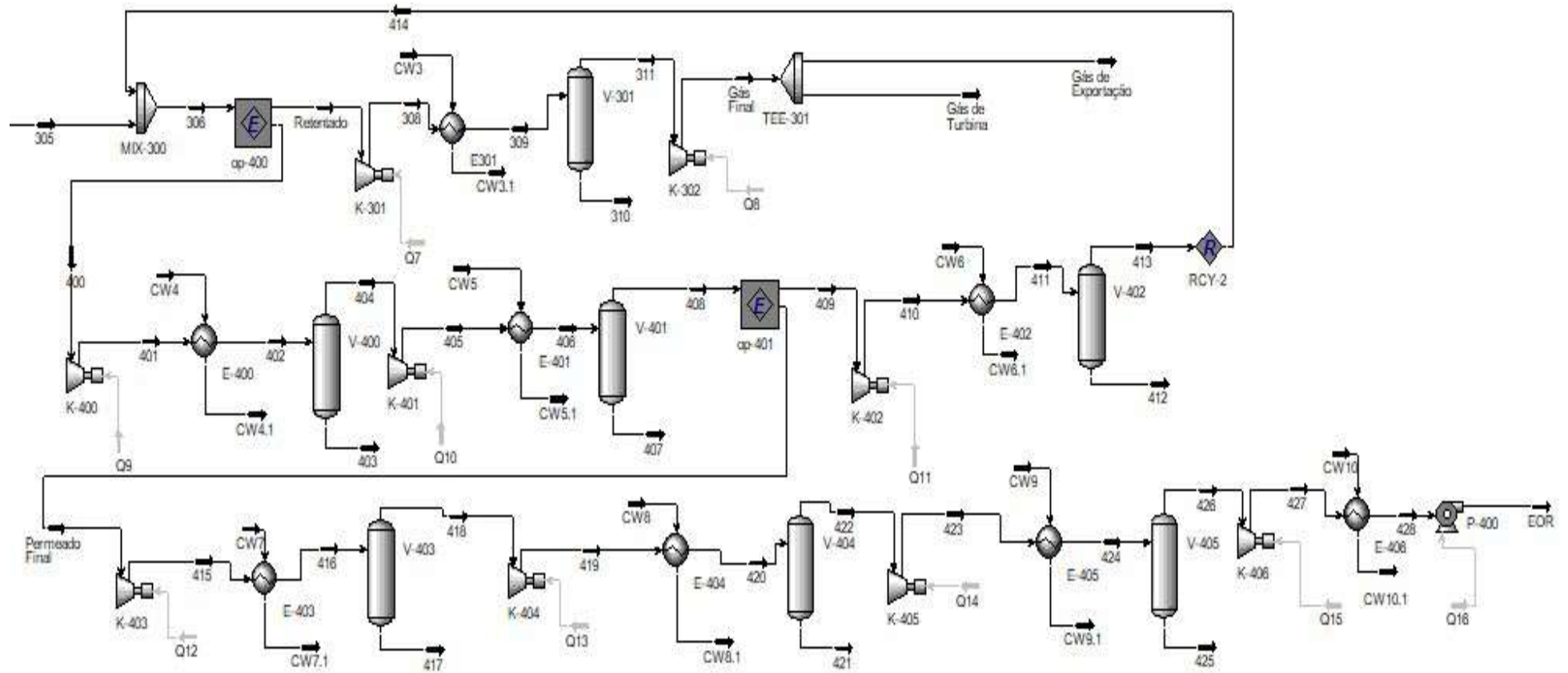
VALADÃO, C. P. **Noções de Compressores - Apostila do Programa Alta Competência**. Macaé: Petrobrás, 2009.

VAZ, C. E. M.; MAIA, J. L. P.; SANTOS, W. G. **Tecnologia da Indústria de Gás natural**. Edgard Blucher, 2008.

VELHOS, J. V. **Análise do Impacto da Variação da Composição do Gás Natural no Processo *Single Mixed Refrigerant***. Dissertação (Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2018.

WIESBERG, Igor Lapenda. **Produção de metanol via hidrogenação de CO₂ ou biforma de gás natural: análise técnica, exérgica, econômica e ambiental**. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos). Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química. 2015.

APÊNDICE B – FLUXOGRAMA DO PROCESSO. PARTE 2



**APÊNDICE C – CARACTERIZAÇÃO DAS PRINCIPAIS CORRENTES DO
PROCESSO**

Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (bar)	Vazão molar (kmol/h)	Fração de Vapor
Gás saturado	40,00	25	8894	0,9998
Gás rico	35,00	70,30	8872	1,0000
TEG pobre	35,00	70,00	16,96	0,0000
TEG Rico	35,60	70,30	28,93	0,0000
Gás Seco	35,70	70,00	8860	1,0000
204	145,0	1,013	26,53	0,1302
Gás de Arraste	50,00	1,300	10,04	1,0000
Flare	80,82	1,013	19,62	1,0000
205	197,0	1,200	16,95	0,0000
Make-up TEG	25,00	2,200	0,0069	0,0000
209	109,2	70,50	16,96	0,0000
300	35,70	70,00	8850	1,0000
301	87,38	124,00	8850	1,0000
302	30,00	123,50	8850	1,0000
303	-12,66	50,50	8850	0,9726
LGN	-12,66	50,50	242,7	0,0000
305	63,60	50,00	8607	1,0000
306	61,28	50,00	10370	1,0000
Retentado	46,52	49,00	4326	1,0000
400	43,52	4,00	6046	1,0000
401	133,5	10,00	6046	1,0000
405	124,1	23,75	6046	1,0000
408	35,00	23,25	6046	1,0000
Permeado Final	21,61	4,00	4281	1,0000
409	24,61	22,25	1765	1,0000
410	104,3	50,50	1765	1,0000
308	112,4	99,30	4326	1,0000
Gás Final	114,3	200,00	4326	1,0000
Gás de Export.	114,3	200,00	3793	1,0000
Gás de Turbina	114,3	200,00	533,2	1,0000
415	125,0	12,00	4281	1,0000
419	143,0	3450	4281	1,000
423	144,8	102,00	4281	1,0000
427	109,2	304,50	4281	1,0000
EOR	40,36	350,00	4281	0,0000

APÊNDICE D – COMPOSIÇÃO DAS PRINCIPAIS CORRENTES DO PROCESSO

Corrente	Composição (% mol.)														
	H ₂ O	CO ₂	CH ₄	Etano	Propano	i-But	n-But	i-Pent	n-Pent	n-Hex	n-Hept	n-Oct	n-Non	n-Dec	TEG
Gás saturado	0,36	43,84	49,82	2,99	1,99	0,30	0,20	0,20	0,10	0,10	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
Gás rico	0,12	43,95	49,94	3,00	1,99	0,30	0,20	0,20	0,10	0,10	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
TEG pobre	4,24	0,05	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	95,68
TEG Rico	36,16	6,90	0,36	0,03	0,08	0,11	0,01	0,12	0,01	0,02	0,03	0,04	0,02	0,03	0,5607
Gás Seco	0,01	43,98	50,01	3,00	2,00	0,30	0,20	0,20	0,10	0,10	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
204	38,56	0,21	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,02	0,00	0,00	0,01	0,02	0,01	0,02	61,13
Gás de Arraste	0,01	43,98	50,01	3,00	2,00	0,30	0,20	0,20	0,01	0,01	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
Flare	48,47	22,75	25,58	1,53	1,02	0,17	0,10	0,13	0,05	0,06	0,04	0,05	0,02	0,04	0,00
205	4,24	0,05	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,9567
Make-up TEG	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
209	4,24	0,05	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,9568
300	0,01	43,98	50,01	3,00	2,00	0,30	0,20	0,20	0,10	0,10	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
301	0,01	43,98	50,01	3,00	2,00	0,30	0,20	0,20	0,10	0,10	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
302	0,01	43,98	50,01	3,00	2,00	0,30	0,20	0,20	0,10	0,10	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
303	0,01	43,98	50,01	3,00	2,00	0,30	0,20	0,20	0,10	0,10	0,05	0,03	0,01	0,01	0,00
LGN	0,04	53,91	19,73	4,50	7,59	2,11	1,78	2,90	1,68	2,49	1,54	1,02	0,35	0,36	0,00
305	0,01	43,70	50,86	2,96	1,84	0,25	0,16	0,12	0,06	0,03	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
306	0,01	39,04	56,40	2,50	1,53	0,21	0,13	0,10	0,05	0,03	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
Retentado	0,00	2,95	86,25	5,89	3,66	0,50	0,31	0,25	0,11	0,07	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
400	0,01	64,87	35,05	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
401	0,01	64,87	35,05	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
405	0,01	64,87	35,05	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

APÊNDICE D – COMPOSIÇÃO DAS PRINCIPAIS CORRENTES DO PROCESSO (cont.)

Corrente	Composição (% mol.)														
	H ₂ O	CO ₂	CH ₄	Etano	Propano	i-But	n-But	i-Pent	n-Pent	n-Hex	n-Hept	n-Oct	n-Non	n-Dec	TEG
Permeado Final	0,01	84,89	15,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
408	0,01	64,87	35,05	0,07	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
409	0,00	16,31	83,44	0,24	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
410	0,00	16,31	83,44	0,24	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
308	0,00	2,95	86,25	5,89	3,66	0,50	0,31	0,25	0,11	0,07	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Gás Final	0,00	2,95	86,25	5,89	3,66	0,50	0,31	0,25	0,11	0,07	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Gás de Export.	0,00	2,95	86,25	5,89	3,66	0,50	0,31	0,25	0,11	0,07	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
Gás de Turbina	0,00	2,95	86,25	5,89	3,66	0,50	0,31	0,25	0,11	0,07	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00
415	0,01	84,89	15,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
419	0,01	84,89	15,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
423	0,01	84,89	15,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
427	0,01	84,89	15,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
EOR	0,01	84,89	15,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00