



Universidade do Estado do Rio de Janeiro

Centro de Tecnologia e Ciências

Instituto de Química

Henrique Hipólito Costa

Abordagem simplificada para o projeto e análise preliminar de custos de sistemas de compressão de gás natural em plataformas

Rio de Janeiro

2021

Henrique Hipólito Costa

Abordagem simplificada para o projeto e análise preliminar de custos de sistemas de compressão de gás natural em plataformas



Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Área de concentração: Processos Químicos, Petróleo e Meio Ambiente

Orientadores: Prof.º Dr. André Luiz Hemerly Costa

Prof.º Dr. Giovani Cavalcanti Nunes

Prof.º Dr. Pedro Henrique Rodrigues Alijó

Rio de Janeiro

2021

CATALOGAÇÃO NA FONTE
UERJ / REDE SIRIUS / BIBLIOTECA CTC/Q

C837 Costa, Henrique Hipólito.
Abordagem simplificada para o projeto e análise preliminar de custos de sistemas de compressão de gás natural em plataformas. – 2021.
95 f.

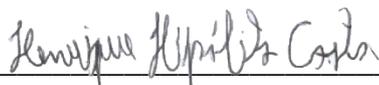
Orientador: André Luiz Hemerly Costa
Giovani Cavalcanti Nunes
Pedro Henrique Rodrigues Alijó

Dissertação (Mestrado) – Universidade do Estado do Rio de Janeiro.
Instituto de Química.

1. Gás Natural – Teses. 2. Plataformas de perfuração - Petróleo – Teses. I. Costa, André Luiz Hemerly. II. Nunes, Giovani Cavalcanti. III. Alijó, Pedro Henrique Rodrigues. VI. Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Instituto de Química. V. Título.

CDU 665.612

Autorizo, apenas para fins acadêmicos e científicos, a reprodução total ou parcial desta dissertação, desde que citada a fonte.



Assinatura

02/04/2021

Data

Henrique Hipólito Costa

Abordagem simplificada para o projeto e análise preliminar de custos de sistemas de compressão de gás natural em plataformas

Dissertação apresentada, como requisito parcial para obtenção do título de Mestre, ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, da Universidade do Estado do Rio de Janeiro. Área de concentração: Processos Químicos, Petróleo e Meio Ambiente

Aprovado em: 05 de fevereiro de 2021.

Banca Examinadora:



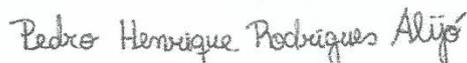
Prof. Dr. André Luiz Hemeryl Costa (Orientador)
Instituto de Química – UERJ

DocuSigned by:



7B6DED1EE3BD4CC...

Prof. Dr. Giovani Cavalcanti Nunes (Orientador)
Instituto de Química – UERJ



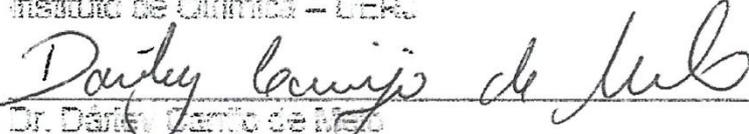
Prof. Dr. Pedro Henrique Rodrigues Alijó (Orientador)
Instituto de Química – UERJ



Prof. Dr. André Luís Alberton
Instituto de Química – UERJ



Prof. Dr. Valmir Carlos de Barros
Instituto de Química – UERJ



Dr. Daniel Canção de Melo
Petrobras

Rio de Janeiro

2021

DEDICATÓRIA

A Deus, a minha família e aos meus amigos.

AGRADECIMENTOS

Aos meus orientadores, Prof. Dr. André Luiz Hemerly Costa, Prof. Dr. Giovani Cavalcanti Nunes e Prof. Dr. Pedro Henrique Rodrigues Alijó por toda a ajuda e demonstração de força de vontade, pela excelente orientação, apontando os melhores caminhos, dando estímulos para o desenvolvimento deste trabalho e pela amizade demonstrada nesses anos.

Aos professores, pelos ensinamentos, dentro e fora da sala de aula, durante a época da graduação e agora do mestrado

Aos meus amigos de trabalho pela paciência com os meus estudos.

Aos meus colegas de mestrado, pelo companheirismo e pelo inegável apoio quando necessário.

A UERJ, porque sem ela não poderia ter realizado este sonho de conquista.

A todos aqueles, que embora não citados nominalmente, contribuíram direta e indiretamente para a execução deste trabalho.

À CAPES pelo apoio financeiro.

O homem criativo não é um homem comum ao qual se acrescentou algo. O homem criativo é o homem comum do qual nada se tirou.

Abraham Maslow

RESUMO

COSTA, Henrique Hipólito. *Abordagem simplificada para o projeto e análise preliminar de custos de sistemas de compressão de gás natural em plataformas*. 2021. 95f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, 2021.

Diversas etapas do projeto de plataformas demandam uso de ferramentas e métodos complexos e, por vezes, gastos excessivos de pessoal e de tempo. Análises e modelos simplificados podem contribuir de maneira importante para facilitar a gestão de projetos. Neste trabalho, duas abordagens são comparadas no projeto de um sistema de compressão de gás natural em plataformas: uma simplificada, que usa aproximações para o comportamento das substâncias e menor grau de detalhamento, e uma convencional, que usa equação de estado de Peng-Robinson (EdE-PR) para descrever o comportamento termodinâmico dos sistemas e envolve mais etapas de cálculo. A modelagem e simulação do sistema de compressão são realizadas no *software* Scilab, validada a partir da simulação do mesmo sistema realizada no *software* Aspen Plus®. Foram testadas composições típicas de gás natural, contendo C₁ a C₈, N₂, CO₂, H₂S e H₂O. Cada estágio envolve um vaso, um compressor e um trocador de calor. Na abordagem simplificada, admite-se que o gás é formado de C₁ e C₂ com composições normalizadas. O compressor opera com certa eficiência isentrópica e o trocador de calor usa capacidade calorífica de gás ideal, sendo considerado apenas o calor sensível. Por outro lado, na abordagem convencional, o equilíbrio de fases é modelado por uma equação de estado cúbica (abordagem ϕ - ϕ via EdE-PR), o compressor é adiabático, considerando uma certa eficiência isentrópica, e o trocador de calor considera entalpias calculadas de forma convencional via EdE-PR. Estimativas preliminares de custo do sistema por meio de cada abordagem foram realizadas. Nesse sentido, são comparados os CAPEX de todo o sistema de compressão e de cada equipamento individual para duas composições típicas de gás natural nas duas abordagens. A comparação entre os resultados relativos às duas correntes gasosas mostra que os desvios tendem a ser maiores quanto maior for a riqueza do gás. Analisando as duas composições de gás e comparando os desvios do modelo simplificado em relação ao convencional, verificou-se que o desvio no CAPEX total nunca ultrapassou 10%, indicando a utilidade da abordagem simplificada em fornecer estimativas rápidas e de confiabilidade aceitável em uma faixa típica de composições de gás natural.

Palavras-chave: Sistema de compressão. Gás natural. FPSO. Modelagem termodinâmica. Equação de Peng-Robinson. Estimativa de custos.

ABSTRACT

COSTA, Henrique Hipólito. *A simplified approach applied to the design and preliminary cost analysis of natural gas compression systems on platforms*. 2021. 95f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Instituto de Química, Universidade do Estado do Rio de Janeiro, 2021.

Several stages of platform design demand complex tools and methods, sometimes requiring excessive personnel and time expenditure. Simplified analysis and models can contribute significantly to facilitate the project management. In the present work, two approaches are compared in the design of a gas compression system in platforms: a simplified one that uses approximations for the behavior of the substances and a lower level of detailing, and a conventional one, that uses Peng-Robinson equation of state (PR-EoS) to describe the thermodynamic behavior of systems and more calculation steps. The compression system modeling and simulation was performed in the Scilab software, validated with a simulation of the same system performed in Aspen Plus®. The gas has a typical composition of natural gas, containing C₁ to C₈, N₂, CO₂, H₂S and H₂O. Each stage involves a vessel, a compressor and a heat exchanger. In the simplified approach, it is assumed that the gas is considered to be formed from C₁ and C₂ with normalized compositions. The compressor is isentropic, and the heat exchanger uses ideal gas heat capacities, being considered only the sensitive heat. On the other hand, in the conventional approach, the phase equilibrium is modeled by a cubic state equation (ϕ - ϕ approach via EdE-PR), the compressor is adiabatic, considering a certain isentropic efficiency and the heat exchanger considers enthalpies calculated from conventional way via EdE-PR. Preliminary cost evaluations of the system for each approach were performed. In this sense, the CAPEX of the entire compression system and each individual equipment are compared for two typical natural gas compositions. Results for the two gas streams show that the deviations increase with the gas richness. Analyzing the two gas compositions and the deviations from the simplified model compared to the conventional model, it was found that the deviation in the total CAPEX never exceeded 10%, indicating the potential application of the simplified approach in providing fast and reliable cost estimates in a typical range of natural gas compositions.

Keywords: Compression system. Natural gas. FPSO. Thermodynamics modeling. Peng-Robinson equation. Cost estimates.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 -	Produção de petróleo onshore, pré-sal e pós-sal pelo Brasil - 2009 a 2018.....	19
Figura 2 -	Produção de gás natural onshore, pré-sal e pós-sal pelo Brasil - 2009 a 2018.....	20
Figura 3 -	Ciclo de exploração e produção (E&P).....	25
Figura 4 -	Ciclo de vida de um campo de produção de petróleo e gás natural Visão econômica.....	26
Figura 5 -	Ilustração de interligação de poços e plataformas.....	31
Figura 6 -	Fluxograma do processamento primário.....	32
Figura 7 -	Terminologia comum e composição dos produtos relacionados ao gás natural.....	36
Figura 8 -	Sistema de compressão do gás natural.....	38
Figura 9 -	Esquema de trocador casco e tubo.....	40
Figura 10 -	Tipos de extratores de névoa usados em vasos verticais. Tipo malha (a) e tipo vane (b).....	42
Figura 11 -	Esquema de separador vertical com: malha demister (a) e extrator tipo vane (b).....	43
Figura 12 -	Fator de compressibilidade (Z) plotado em função de temperatura e pressão reduzidas da mistura.....	49
Figura 13 -	Algoritmo de cálculo do vaso trifásico.....	55
Figura 14 -	Sistema de compressão com correntes dos vasos trifásicos.....	70

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Exemplos de composições de gás natural.....	35
Tabela 2 - Composições típicas de gás natural (base seca).....	35
Tabela 3 - Procedimento de cálculo do custo e parâmetros.....	59
Tabela 4 - Composição dos gases dos estudos de caso investigados.....	62
Tabela 5 – Parâmetros do modelo.....	63
Tabela 6 - Validação dos métodos simplificados de temperaturas e potência do compressor: isentrópico (Gás A).....	64
Tabela 7 - Validação do trocador de calor pela abordagem simplificada (Gás A).....	64
Tabela 8 – Frações de vapor e líquido no vaso com corrente bifásica (Gás A).....	65
Tabela 9 – Composição do vapor (% molar) na saída do vaso com corrente bifásica (Gás A).....	66
Tabela 10 – Composição do líquido na saída do vaso com corrente bifásica (Gás A).....	66
Tabela 11 - Frações de vapor e líquidos no vaso com corrente trifásica (Gás B).....	67
Tabela 12 - Composição do vapor na saída do vaso com corrente trifásica (Gás B).....	67
Tabela 13 - Composição do líquido rico em hidrocarboneto na saída do vaso com corrente trifásica (Gás B).....	68
Tabela 14 - Composição da fase líquida rica em água. Validação vaso trifásico (Gás B).....	68
Tabela 15 - Parâmetros usados na validação do compressor por abordagem convencional.....	68
Tabela 16 - Validação compressor por abordagem convencional (Gás A).....	69
Tabela 17 - Validação do trocador de calor por abordagem convencional (Gás B). Formação de corrente trifásica.....	69
Tabela 18 - Composição e condições das correntes da simulação com Gás A.....	71
Tabela 19 - Composição e condições das correntes da simulação com Gás B.....	72
Tabela 20 - Resultados dos dimensionamentos dos vasos separadores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás A).....	73
Tabela 21 - Resultados dos dimensionamentos dos compressores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás A).....	74

Tabela 22 - Resultados dos dimensionamentos dos trocadores de calor na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás A).....	74
Tabela 23 - CAPEX dos equipamentos pela abordagem simplificada e pela convencional (Gás A).....	75
Tabela 24 - CAPEX total pela abordagem simplificada e pela convencional (Gás A).....	76
Tabela 25 - CAPEX total pela abordagem simplificada com comportamento ideal e pela convencional (Gás A).....	76
Tabela 26 - Entalpia ideal e real. Desvio da idealidade com o aumento da pressão	78
Tabela 27 - Resultados dos dimensionamentos dos vasos separadores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás B).....	79
Tabela 28 - Resultados dos dimensionamentos dos compressores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás B).....	80
Tabela 29 - Resultados dos dimensionamentos dos trocadores de calor na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás B).....	80
Tabela 30 - CAPEX dos equipamentos pela abordagem simplificada e pela convencional e desvios percentuais (Gás B).....	81
Tabela 31 - CAPEX total pela abordagem simplificada e pela convencional (Gás B).....	81
Tabela 32 - CAPEX total pela abordagem simplificada assumindo comportamento ideal e pela convencional (Gás B).....	82
Tabela 33 - Coeficientes de interação binária (kij) dos componentes do gás natural	93
Tabela 34 - Propriedades dos componentes do gás natural.....	94

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP	Agência Nacional do Petróleo Gás Natural e Biocombustíveis
E&P	Exploração e Produção de petróleo e gás natural
EDE	Equação de estado
FPSO	Unidade flutuante de produção, estoque e transferência de petróleo (<i>floating production, storage and offloading</i>)
GI	Gás ideal
NOC	<i>National Oil Companies</i>
PR	Peng-Robinson
RGO	Razão gás-óleo

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área de troca térmica, m ²
C _A	Coeficiente de arraste da gota pelo gás
C _P	Capacidade calorífica a pressão constante, kJ/(kmol K)
C _V	Capacidade calorífica a volume constante, kJ/(kmol K)
D _p	Diâmetro da gota de líquido, m
f	Fugacidade, bar
f _l	Fração líquida no vaso
f _v	Fração vaporizada no vaso
g	Aceleração da gravidade, m/s ²
H	Entalpia, kJ/kmol
k	Razão, C _p /C _v
K	Razão de equilíbrio
N	Vazão molar, kmol/h
n _e	Número de estágios de compressão
P	Pressão, bar
P _c	Pressão crítica, bar
ppmv	Partes por milhão em volume
Q	Calor trocado, W
R	Constante universal dos gases, 8,314 kPa m ³ /(kmol K)
R _c	Razão de compressão do compressor, P _d /P _s
R _z	Razão de compressão para mais de um estágio de compressão
S	Entropia, kJ/kmol

T	Temperatura, K
T_c	Temperatura crítica, K
T_{ci}	Temperatura do fluido frio na entrada do permutador, K
T_{co}	Temperatura do fluido frio na saída do permutador, K
T_{hi}	Temperatura do fluido quente na entrada do permutador, K
T_{ho}	Temperatura do fluido quente na saída do permutador, K
U	Coefficiente global de troca térmica, $W/(m^2K)$
W	Trabalho necessário à compressão requerida, J
x_i	Fração molar na fase líquida
y_i	Fração molar na fase vapor
z_i	Fração molar do componente na entrada do vaso,
ΔT_{ML}	Média logarítmica da diferença de temperatura, K

Letras gregas:

η	Eficiência isentrópica e politrópica de compressão
ω_i	Fator acêntrico
φ_i	Coefficiente de fugacidade do componente i
ρ	Densidade, kg/m^3
ε	Tolerância

Subscritos

A	Líquido rico em hidrocarboneto
B	Líquido rico em água
c	Fluido frio

ci	Entrada de fluido frio
co	Saída de fluido frio
d	Descarga
h	Fluido quente
hi	Entrada de liquido quente
ho	Saída de fluido quente
i	Identificação do componente
s	Sucção

SUMÁRIO

	INTRODUÇÃO	19
	OBJETIVO	22
	ORGANIZAÇÃO DOS CAPÍTULOS	22
1	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
1.1	Ciclo de vida do campo de petróleo	24
1.1.1	<u>Identificação de oportunidade e obtenção de participação em E&P</u>	26
1.1.2	<u>Etapa de exploração</u>	27
1.1.3	<u>Etapa de avaliação</u>	28
1.1.4	<u>Etapa de desenvolvimento</u>	29
1.1.5	<u>Etapa de produção</u>	29
1.1.6	<u>Desativação</u>	30
1.2	O processo de exploração e produção de petróleo e gás <i>offshore</i>	30
1.3	Gás natural	33
1.4	Sistema de compressão de gás natural	37
1.4.1	<u>Compressão</u>	38
1.4.2	<u>Trocador de calor e vaso separador</u>	40
1.5	Gerenciamento do desenvolvimento de campos	44
2	METODOLOGIA	46
2.1	Abordagem Simplificada	46
2.1.1	<u>Composição da corrente</u>	46
2.1.2	<u>Modelo do vaso</u>	47
2.1.3	<u>Compressor</u>	50
2.1.4	<u>Trocador de calor</u>	51
2.2	Abordagem Convencional	52
2.2.1	<u>Vaso convencional trifásico</u>	52

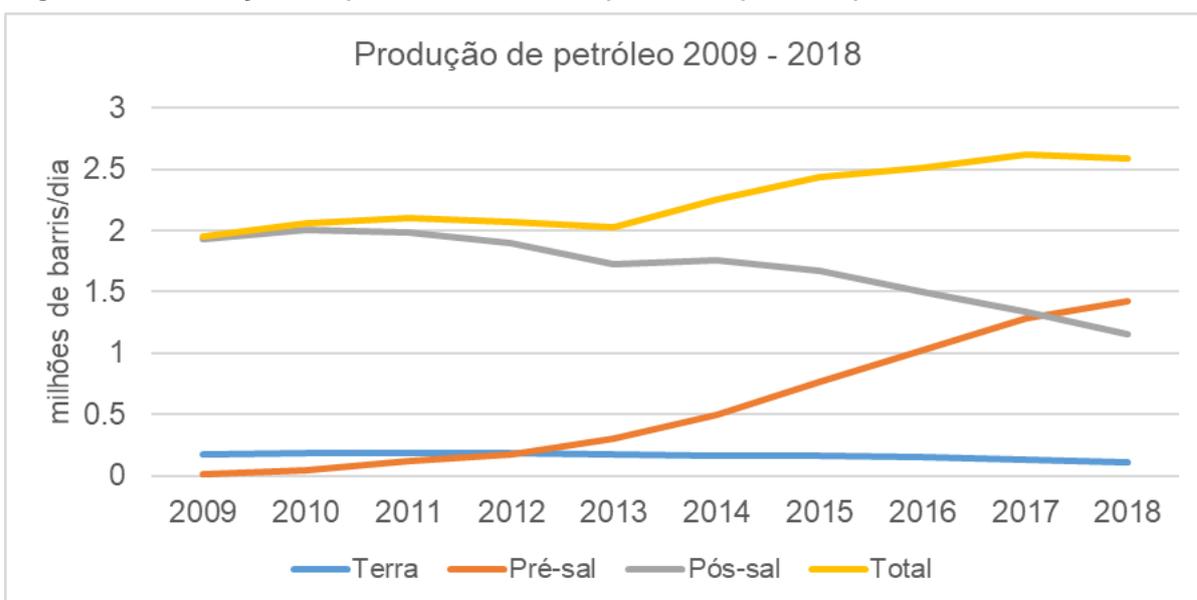
2.2.2	<u>Compressor</u>	56
2.2.3	<u>Trocador de calor</u>	58
2.3	Custo	59
3	RESULTADOS E DISCUSSÕES	61
3.1	Estudos de casos investigados	61
3.2	Parâmetros do modelo	62
3.3	Validação	63
3.3.1	<u>Validação da abordagem simplificada</u>	64
3.3.2	<u>Validação da abordagem convencional</u>	65
3.4	Comparação entre as abordagens simplificada e convencional	69
3.4.1	<u>Resultados das simulações pelo método convencional</u>	70
3.4.2	<u>Comparação entre as abordagens simplificada e convencional com Gás A</u>	73
3.4.2.1	Comparação do CAPEX considerando a hipótese de gás ideal	76
3.4.2.2	Comparação entre entalpia ideal e real para diferentes pressões.	77
3.4.3	<u>Comparação entre as abordagens simplificada e convencional com Gás B</u>	78
3.4.3.1	Comparação do CAPEX considerando a hipótese de gás ideal	82
3.5	Considerações Finais	82
	CONCLUSÃO	84
	REFERÊNCIAS	86
	ANEXO A - Equações envolvidas na equação de estado Peng-Robinson.	89
	ANEXO B – Coeficiente de interação binária.....	93
	ANEXO C – Propriedades dos componentes do gás natural.....	94

INTRODUÇÃO

No decorrer dos últimos anos, as atividades de exploração e produção de petróleo e gás natural (E&P) tiveram grande expansão internacional e no território brasileiro. De acordo com *Statistical Review of World Energy* de 2020, publicado pela BP, o Brasil está entre os cinco países com maior crescimento em consumo de petróleo no mundo em 2019 (BP, 2020).

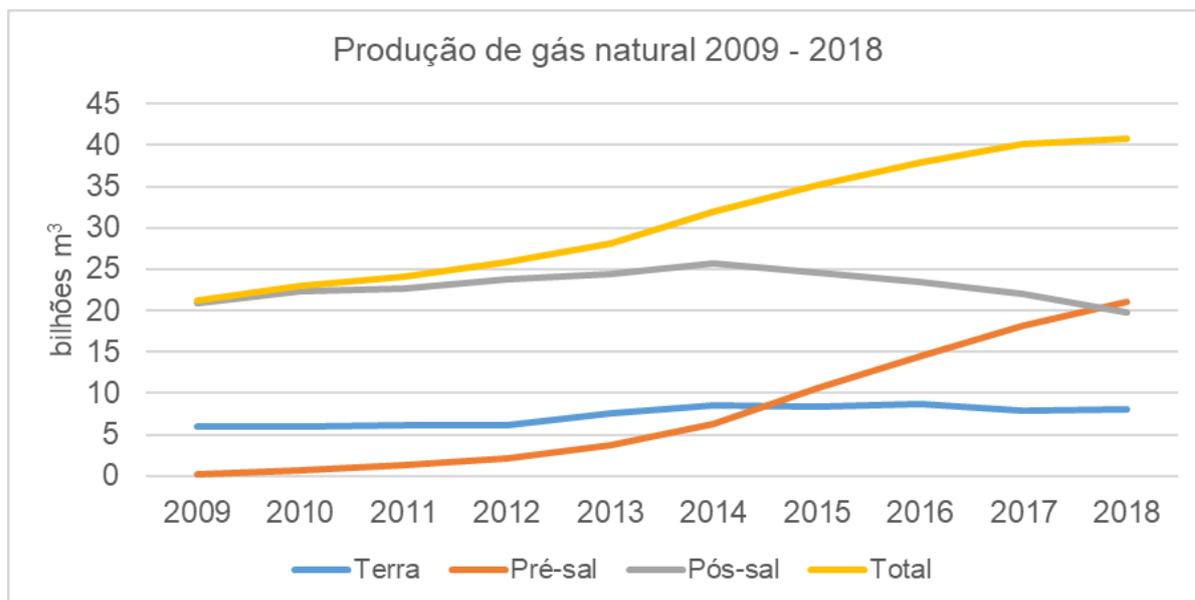
No ano de 2018, a produção nacional de gás natural cresceu 1,8%, sendo o nono ano consecutivo de aumento. Tal elevação foi liderada pela oferta do pré-sal. A produção de petróleo em 2018 teve queda de 1,3% na comparação com 2017. Entretanto, há um crescimento no período de 2009 a 2017, como mostrado na Figura 1. Tal figura mostra também um declínio da produção do pós-sal em boa parte deste período. Entre 2017 e 2018, o pré-sal cresceu 11,0% em produção de petróleo e teve crescimento de 15,6% em produção de gás natural, já o pós-sal teve queda de 13,2% na produção de petróleo e queda de 9,6% na produção de gás natural (ANP, 2019a), conforme explicitado nas Figura 1 e Figura 2.

Figura 1 - Produção de petróleo *onshore*, pré-sal e pós-sal pelo Brasil- 2009 a 2018



Fonte: O autor, 2021. (Baseado em ANP, 2019a).

Figura 2 - Produção de gás natural *onshore*, pré-sal e pós-sal pelo Brasil - 2009 a 2018



Fonte: O autor, 2021. (Baseado em ANP, 2019a).

A Petrobras é a maior em produção e refino de óleo e gás no Brasil. Ela foi responsável por aproximadamente 94% da produção e 98% do refino em 2018 (ANP, 2019a). No Plano Estratégico 2020-2024 da PETROBRAS (2019a), a curva de produção de óleo e gás estimada no período entre 2020 e 2024 indica um crescimento contínuo da produção. A previsão é que ela aumente aproximadamente 30% neste período sendo estimada a produção de 3,5 milhões boed, barris de óleo equivalente por dia, em 2024. Ao longo do período 2020-2024, a previsão é que em torno de 13 novos sistemas de produção entrem em operação sendo todos alocados em projetos em águas profundas e ultra profundas (PETROBRAS, 2019a).

Em Oportunidades no Setor de Petróleo e Gás no Brasil – Ações em Curso e Rodadas de Licitações 2018-2019 da ANP (2018), é apresentada uma estimativa de 22 novas plataformas a serem contratadas até 2026 (somente para os contratos vigentes). Em 2010, 5 bilhões de barris foram concedidos à Petrobras para exploração de blocos do pré-sal na Bacia de Santos pelo chamado contrato de Cessão Onerosa. Estudos mais recentes identificaram um volume maior que o concedido em 2010 (ANP, 2018). Tais estudos demonstram que os volumes excedentes a esse contrato variam entre 6 e 15 bilhões de barris de óleo equivalente. Considerando que são recursos já descobertos e comerciais, a oferta de tais volumes excedentes, no curto prazo, demandará contratos de um número

considerável de unidades de produção. Uma vez que a Petrobras já realizou desenvolvimento na área e já se sabe que há bilhões de barris a serem extraídos, reduz-se o risco na exploração.

Um exemplo dos investimentos do Brasil em produção de petróleo e gás natural é a FPSO P-70, (FPSO é uma sigla em inglês para unidade flutuante de produção, estoque e transferência de petróleo). Em dezembro de 2019, a Petrobras anunciou a finalização da UEP (unidade estacionária de produção) FPSO P-70 com capacidade diária para produzir 150 mil barris de óleo e 6 milhões de metros cúbicos de gás natural. A P-70 irá produzir na Bacia de Santos e faz parte da série de plataformas replicantes que contribuem com parte da produção no pré-sal (PETROBRAS, 2019a).

No desenvolvimento de projetos e empreendimentos grandiosos como os discutidos aqui, é de suma importância que se tenha um bom gerenciamento de projetos. O reconhecimento e entendimento das etapas, das ferramentas usadas em cada uma, análise de custo e receita, da quantidade de pessoal envolvido, das documentações e formas de abordagem são importantes fatores envolvidos no gerenciamento. Dentro do ciclo de vida de um campo de petróleo ou de gás, os principais estágios são a identificação da oportunidade, a participação em E&P (quando uma companhia petrolífera obtém participação direta nas atividades de exploração, desenvolvimento e produção em um país). Além disso, é feita a avaliação e o plano de desenvolvimento por meio da exploração. Em seguida há o desenvolvimento da produção e, finalmente, a desativação. As tomadas de decisão em cada etapa ponderando lucratividade, custos e tempo devem ser feitas de forma realística e prática. O engenheiro, também na figura de gestor do projeto, deve estar preparado para considerar várias premissas em sua abordagem, assim como considerar os erros aceitáveis em detrimento do tempo adicional demandado por conta do rigor de longos e laboriosos cálculos gerando, geralmente, pequenos ganhos em acurácia (JAHN et al., 2012; TIMMERHAUS, 2003).

Estimativas de custo e dimensionamento são necessárias em empreendimentos de E&P. É necessário realizar análises econômicas de modo a direcionar a escolha das tecnologias da produção. Além disso, as tecnologias e ferramentas aplicadas nas próprias estimativas podem ser analisadas. As estimativas podem ser feitas com ferramentas mais complexas, mas utilizarão de

mais tempo e dinheiro. A depender da abrangência da análise, muito tempo é requerido. Pode ser o caso, e quase sempre é, de se precisar analisar diversos cenários de configuração e disposição de equipamentos, de quantidades destes equipamentos, variáveis de entrada de sistema, exigência de separação, entre outras diversas variáveis que podem ser alteradas e usadas como entrada. Nesse contexto, é coerente encontrar meios de fazer estimativas com aceitáveis graus de simplicidade e considerável segurança. Uma vez que se tenha simples ferramentas de custo e dimensionamento, vários testes podem ser feitos e mais dados de análise podem ser gerados com maior rapidez.

OBJETIVO

O objetivo geral deste trabalho é analisar e propor uma abordagem simplificada de estimativa de custo de um sistema de compressão de gás natural para fases iniciais de empreendimentos de produção de petróleo e gás natural. Objetiva-se a possibilidade de se usar uma modelagem mais simplificada do sistema de compressão, a fim de facilitar o projeto e avaliação preliminar de custos, possibilitando a tomada de decisão de maneira rápida no que diz respeito a identificar a viabilidade econômica de certo sistema de produção.

ORGANIZAÇÃO DOS CAPÍTULOS

No Capítulo 2, a Revisão Bibliográfica apresenta um panorama da literatura e conhecimentos técnicos com respeito a: (i) Ciclo de vida do campo de petróleo mostrando as diversas etapas e, em quais momentos e níveis, são feitas as estimativas de custo e dimensionamento dos sistemas de produção, (ii) O processo de exploração e produção de petróleo e gás *offshore*, (iii) Gás natural e seus componentes, (iv) Sistema de compressão de gás natural e (v) Gerenciamento do desenvolvimento de campos. O Capítulo 3 descreve a metodologia empregada,

contendo a discussão das simplificações exploradas na análise proposta e como o estudo foi feito com implementação computacional do sistema de compressão. O Capítulo 4 contém os resultados, no qual são apresentados os dimensionamentos e custos simplificados e convencionais. Ainda, são discutidos os efeitos das simplificações e como recursos da simplificação podem contribuir para as estimativas de custo dos equipamentos e do sistema como um todo. Por fim, o Capítulo 5 discorre sobre as conclusões deste trabalho.

1 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

1.1 Ciclo de vida do campo de petróleo

Mesmo que condições geológicas estejam favoráveis para presença de hidrocarbonetos, as incertezas de projetos de E&P estão relacionadas a condições políticas e fiscais, tipo de reservatório, quantidade e qualidade dos fluidos, produtividade dos poços, homogeneidade e continuidade dos reservatórios, extensão, preço do petróleo e do gás, cadeia de suprimento, logística, premissas econômicas entre outros.

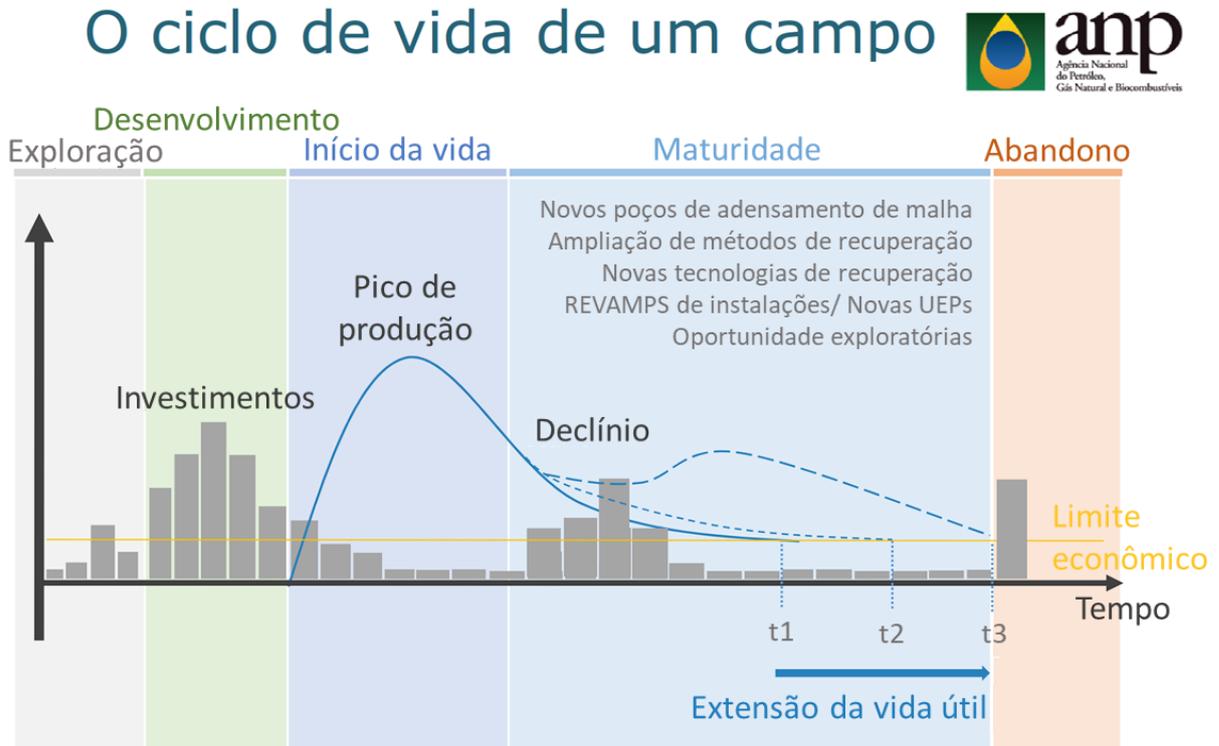
Tais fatores acompanham a gestão de produção de petróleo durante toda o ciclo de vida do campo. Com base em ANP (2017, 2018, 2019a, 2019b), Jahn et al. (2012), Passalacqua et al. (2013), Petrobras (2019a, 2019b), Timmerhaus (2003) são apresentadas aqui informações relacionadas às etapas do ciclo de vida de um campo, às características delas, aos pontos de incertezas, as partes envolvidas, aos processos produtivos, logísticos e de negociação, entre outros aspectos discutidos nesta seção. A Figura 3 mostra o ciclo de E&P e a Figura 4 mostra o ciclo de vida de um campo de petróleo e gás natural.

Figura 3 - Ciclo de exploração e produção (E&P)



Fonte: ANP, 2017, adaptado.

Figura 4 - Ciclo de vida de um campo de produção de petróleo e gás natural. Visão econômica



Nota: Linha tracejada mostra possível produção se fossem tomadas atitudes de estímulo à produção ao invés de seguir com descomissionamento.

Fonte: ANP, 2017, adaptado.

1.1.1 Identificação de oportunidade e obtenção de participação em E&P

Nas etapas de identificação de oportunidade e obtenção de participação em E&P, em um primeiro passo, a empresa de petróleo que deseja iniciar projetos no setor de exploração e produção determina as regiões do mundo que considera interessantes nos aspectos técnicos, políticos, econômicos, sociais e de meio ambiente. As empresas nacionais de petróleo (*National Oil Companies* - NOCs) têm cerca de 90% do controle e do processamento das reservas de petróleo e gás do mundo, exemplos são a Saudi Aramco (Arábia Saudita), a Petrobras (Brasil), a Petronas (Malásia), e a Pemex (México). Podem ser feitos acordos privados entre uma petrolífera independente e uma NOC para participação em E&P. De maneira geral, para uma companhia petrolífera independente obter participação direta nas atividades de exploração, desenvolvimento e produção em um país, ela deve

primeiro firmar acordo conveniente com o governo, muitas vezes representado pela NOC local. O convite para a participação poderá ser anunciado publicamente, sob forma de rodada de licitações. A etapa de obtenção de participação em E&P pode levar a investimentos consideráveis para o país, além de financeiro, com relação ao tempo de comprometimento entre as partes, que pode passar de uma década (JAHN et al., 2012; PETROBRAS, 2019a).

1.1.2 Etapa de exploração

A exploração de petróleo é uma atividade que já existe por mais de um século. Ao longo desse período, foram desenvolvidas novas técnicas que aperfeiçoaram o entendimento dos geólogos e aumentaram a eficiência desta atividade. Esta etapa inclui aquisição de dados sísmicos, gravimétricos, magnetométricos, geoquímicos, perfuração e avaliação de poços, assim como análise técnico-econômica. Hoje, é provável que quase todas as bacias sedimentares tenham sido exploradas de alguma forma e que a maioria dos campos de grandes proporções já tenha sido descoberta (JAHN et al., 2012).

No processo de licitações de área exploratória, as agências reguladoras fornecem dados de mapeamento em vários níveis de precisão e detalhamento. Com o direito de exploração as empresas produtoras de petróleo traçam um programa exploratório de acordo, principalmente, com sua carteira de investimentos e conhecimento de projetos executados. Apesar dos aperfeiçoamentos alcançados e do alto nível técnico da atividade na atualidade, a exploração ainda é uma atividade que carrega muitas incertezas. Nesta etapa do ciclo, métodos sísmicos e técnicas geofísicas levarão a uma delimitação da bacia e a identificação de acumulações de hidrocarbonetos. Nesse ponto, é comum surgir um conceito particular de exploração e feitas estimativas preliminares de custo do sistema de produção. Uma vez que se tem um número reduzido de fatos concretos e várias ideias, que são mais corretamente identificadas como “tentativas”, chega-se a um momento em que apenas a perfuração de um poço de exploração provará a validade dos conceitos levantados. Com os dados de um poço se pode ter mais informação para lapidação

dos conceitos e estimativas preliminares de custos. No Brasil a empresa deve cumprir o Programa Exploratório Mínimo (PEM) com duração usual de três a oito anos de acordo com a ANP (ANP, 2019a; JAHN et al., 2012; PASSALACQUA et al., 2013).

1.1.3 Etapa de avaliação

Na etapa de avaliação é demandado mais esforço a fim de se aproximar ao real potencial da descoberta. As etapas de exploração e avaliação por vezes trabalham em paralelo, mas nesta etapa são realizadas as avaliações do acúmulo de descobertas e informações no sentido de embasar a próxima decisão. O objetivo é reduzir ao máximo as incertezas levando em consideração também o custo-benefício das próprias ferramentas e atividades de avaliação. Caso elas agreguem menos valor do que o custo delas, então pode ser o caso de não as empreender, por exemplo, o custo da perfuração de um poço adicional pode não ser compensado pelos dados gerados. Outras fontes de dados como as citadas na etapa de exploração podem contribuir para as análises aqui. Mediante os dados, um estudo de viabilidade fornecerá uma visão das opções técnicas disponíveis. O estudo contém opções de desenvolvimento, projeto de processo, tamanho de equipamentos, tipo de unidade estacionária de produção (UEP), volume de retirada de óleo e gás e sistema de exportação. A empresa pode decidir como viável ou não. Caso conclua pela viabilidade econômica da descoberta, declara a comercialidade da área. Segundo a ANP, o Relatório Final de Avaliação de Descobertas de Petróleo ou Gás Natural (RFAD), justificando a proposta de área a ser retida para desenvolvimento, deverá acompanhar a Declaração de Comercialidade. A ANP aprova o RFAD o qual demonstra que a área do Plano de Avaliação de Descoberta (PAD) foi efetivamente avaliada de forma a embasar a declaração. O PAD é um programa de trabalho com prazos e investimentos necessários para essa avaliação (ANP, 2019a; JAHN et al., 2012).

1.1.4 Etapa de desenvolvimento

A etapa de desenvolvimento, contida na fase de produção, segue com um plano de desenvolvimento do campo de acordo com a viabilidade do campo. Esse Plano de Desenvolvimento (PD) envolve os objetivos de desenvolvimento, dados de engenharia de petróleo, princípios operacionais e de manutenção, aspectos econômicos do projeto, estimativas de custo e de mão de obra, modelo geológico, área do campo, as bases de projeto das instalações a serem implementadas, a curva de produção de fluidos e a previsão de desativação do sistema de produção e escoamento. Tal documento permite acompanhamento das atividades pela ANP. Atividades anteriores à primeira produção do campo incluem um projeto detalhado das instalações, aquisição dos materiais para construção, fabricação das instalações, efetivação das instalações, ativação de toda a unidade petrolífera e equipamentos. Com relação às questões econômicas do empreendimento, até esta porção do projeto, o fluxo de caixa será dominado pelos custos iniciais (CAPEX – *capital expenditure*) necessários para a concepção, construção e ativação do hardware do projeto (por exemplo, plataforma, tubulações, poços e instalações de compressão) (ANP, 2019a; JAHN et al., 2012; PASSALACQUA et al., 2013).

1.1.5 Etapa de produção

A etapa de produção começa quando quantidades comerciais de hidrocarbonetos são obtidas pelo poço. Esta etapa acontece, portanto, quando, a partir de toda a infraestrutura já instalada, o campo passa a produzir petróleo e/ou gás para abastecer o mercado. Este ponto marca a mudança no fluxo de caixa por conta de enfim ser gerada receita que poderá ser usada para equilibrar os investimentos anteriores. A etapa de produção caracteriza-se por três períodos: período de construção, de platô e de declínio. No período de construção, os poços recém-perfurados são colocados progressivamente em funcionamento. Durante o período de platô, as instalações se mantem em produção constante. O período de

declínio é geralmente o mais longo no qual os poços apresentam diminuição na produção (ANP, 2019a; JAHN et al., 2012).

1.1.6 Desativação

Também chamada de abandono ou de descomissionamento de instalações, a etapa de desativação se caracteriza pelo encerramento das atividades de produção. Por motivos relacionados à obsolescência das instalações e equipamentos associados, ou também pelo fato de a renda não cobrir custos operacionais (nem os *royalties*) assim como pela diminuição expressiva da produção; parte dos sistemas de produção ou a totalidade do campo é descomissionada. O custo do processo de desativação é considerável. Tecnicamente ainda pode ser possível produzir no campo, porém, há desvantagem financeira. Para retardar a desativação é possível diminuir taxações, reduzir os *royalties*, reduzir custos operacionais e aperfeiçoar o processamento de óleo e gás, o REVAMP. O REVAMP (termo do inglês que significa renovar, reparar e consertar) de uma unidade de processamento é a adequação às novas necessidades operacionais e aos novos avanços tecnológicos (JAHN et al., 2012; ANP, 2019a).

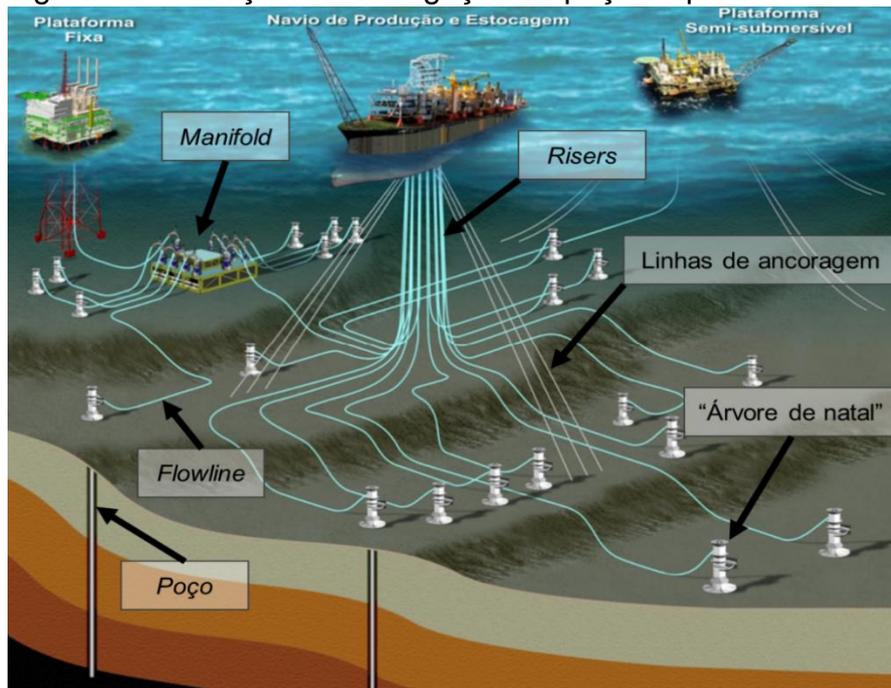
1.2 O processo de exploração e produção de petróleo e gás *offshore*

No segmento de *upstream*, o processo de completação diz respeito à preparação do poço perfurado para colocá-lo em produção. Após o processo de perfuração e completação, o poço estará pronto para ser conectado à UEP. Para possibilitar a interligação do poço com a UEP é usado um equipamento de segurança chamado árvore de natal. No caso offshore, esse equipamento encontra-se no fundo do mar e é chamado de árvore de natal molhada. É basicamente constituída por um conjunto de válvulas para regulação ou interrupção do fluxo. Quando dois ou mais poços produzem para uma mesma unidade se usa um *manifold*, conjunto de válvulas e acessórios que serve para combinar vazões e

pressões dos diversos poços. O fluido dos reservatórios chega nas plataformas através do *riser*, tubo que liga a plataforma *offshore* ao sistema submarino (JAHN et al., 2012).

Existem plataformas fixas e flutuantes. Dentre os tipos de UEPs existentes destacam-se as plataformas flutuantes semissubmersíveis, SS, e a FPSO (*floating production, storage and offloading*), unidade flutuante de produção, armazenagem e descarga. Esses dois tipos são preferencialmente usados no cenário *offshore* em águas profundas. Plataformas SS são dotadas de sistemas flutuantes estabilizados em colunas que podem ser ancoradas ou não no assoalho marinho, quando não são ancoradas usam de sistema de posicionamento dinâmico. Assim como as plataformas fixas, as SS não apresentam capacidade de armazenagem da produção. São usadas em lâmina d'água rasa ou profunda. FPSO são plataformas flutuantes do tipo navio que produzem, estocam e fazem transferência de óleo direto para outros navios ou terra. Podem ser ancoradas ao assoalho marinho ou utilizar de sistema de posicionamento dinâmico assim como as do tipo SS. Podem ser utilizadas em atividades de produção em lâminas de altas profundidades, mais de 2000 m de profundidade (JAHN et al., 2012; PETROBRAS, 2019c). A Figura 5 apresenta ilustração com interligação de poços e plataformas.

Figura 5 - Ilustração de interligação de poços e plataformas



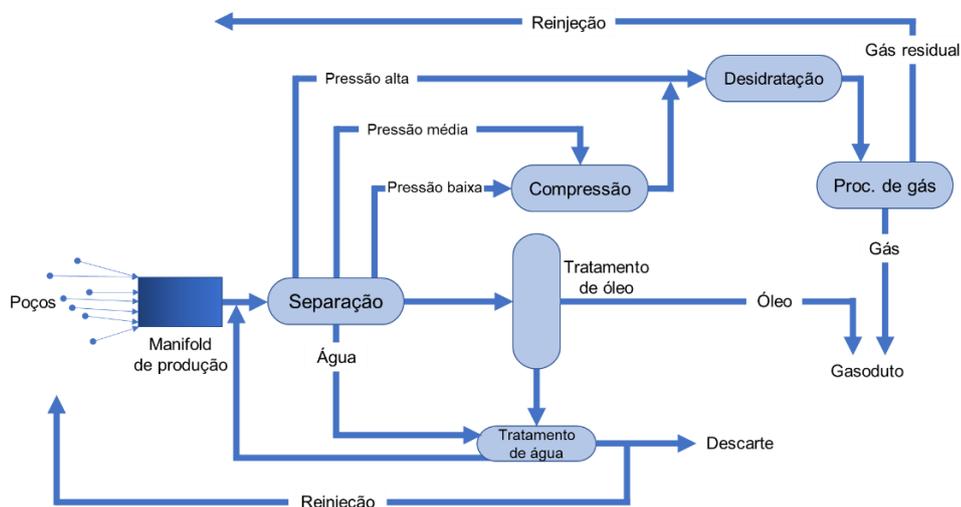
Fonte: TNPETRO, 2017, adaptado.

Segundo ANP (2019b), Jahn et al. (2012) e Thomas (2001), a maior parte do petróleo produzido no Brasil é extraída de campos marítimos, onde os sistemas de produção *offshore* são os responsáveis por seu tratamento primário. O fluido que chega na planta de processo geralmente é uma mistura de óleo, gás e água além de outras impurezas, tais como sais contidos na fase aquosa. A Figura 6 apresenta o fluxograma do processamento primário, cujas etapas são:

- separação do óleo, água e gás;
- tratamento ou condicionamento do óleo para que possa ser transferido para as refinarias;
- tratamento do gás;
- tratamento da água para reinjeção no poço ou para descarte no mar.

Tipicamente, em uma planta *offshore*, o processo se inicia com uma separação trifásica mais grosseira de óleo, gás e água. O petróleo e o gás apresentam relevante interesse econômico, mas a água é um dos contaminantes mais indesejáveis, podendo conter elevados teores de sal, o que provoca diversos problemas nos sistemas de bombeio, transferência e operação dos processos nas refinarias. A água, para ser descartada no mar, deve ser tratada de modo a cumprir normas dos órgãos ambientais reguladores. Ela também pode ser reinjetada no reservatório com a finalidade de aumentar ou manter a pressão e, desse modo, estimular a produção.

Figura 6 - Fluxograma do processamento primário



Fonte: Baseado em THOMAS, 2001.

O óleo passa por um sistema de tratamento com objetivo de remover água livre e efetuar a quebra das emulsões. Ele é estabilizado e especificado com relação ao teor de água, teor de sais e H_2S . Conforme os contaminantes presentes e as características do petróleo, são usados diferentes processos para efetuar a separação, dentre estes estão a separação centrífuga, filtração, tratamento químico, decantação gravitacional e tratamento eletrostático.

O conjunto de equipamentos que compõe os sistemas de processamento de óleo na parte superior da plataforma é chamado de *topside*. O *topside* das plataformas geralmente é equipado com separadores bifásicos (líquido e vapor) ou separadores trifásicos (líquido, líquido e vapor). Nestes separadores, a temperatura é o fator mais importante para a separação trifásica. Além disso, a pressão, velocidade de entrada do fluido, densidades de cada uma das fases, tempo de residência no equipamento, entre outros, também determinam o grau de separação dos fluidos de saída (gás natural, líquido rico em água e líquido rico em hidrocarbonetos).

1.3 Gás natural

Pela Lei Federal nº 9478/97, a definição de gás natural é “todo hidrocarboneto que permaneça em estado gasoso nas condições atmosféricas normais, extraído diretamente a partir de reservatórios petrolíferos ou gaseíferos, incluindo gases úmidos, secos, residuais e gases raros”. Os componentes encontrados no gás natural que não sejam hidrocarbonetos são classificados como contaminantes e estão agregados em três grupos principais que são os inertes, os gases ácidos e vapor de água. Um contaminante inerte típico é o nitrogênio. O vapor de água deve ser eliminado para evitar formações de hidratos e corrosão. Além desses, os gases ácidos são chamados assim por serem capazes de formar ácidos na presença de água tornando o meio altamente corrosivo. Os contaminantes CO_2 e H_2S são gases ácidos e o processo de remoção destes contaminantes é chamado de adoçamento. Além de causar corrosão, o H_2S é extremamente tóxico, mesmo em quantidades muito pequenas. Em geral, um gás

natural doce possui um teor de H_2S menor que 4 ppmv e abaixo de 3 a 4% de CO_2 em base molar (JAHN et al., 2012; MOKHATAB, 2015; THOMAS, 2001).

A vazão, composição, temperatura e pressão da corrente gasosa de entrada no sistema é de suma importância no design da operação do processamento de gás. As composições de gás variam consideravelmente. Na maioria dos casos, é dada mais atenção para as impurezas e a composição de líquidos de gás natural (LGN). A nomenclatura rico, pobre e médio está relacionada com a quantidade de hidrocarbonetos mais pesados que o etano (C_{3+}). Quanto maior a quantidade de C_{3+} , mais rico é o gás e quanto menor, mais pobre ele é. Um gás com porcentagem molar igual ou acima de 94% de metano é um gás considerado super pobre (CAMPBELL, 2013). Segundo o Dicionário do Petróleo (2019), a riqueza do gás natural diz respeito ao conjunto de componentes mais pesados que o propano (fração C_{3+}). Ainda, se o teor de pesados for superior a 8,0%, o gás é considerado rico; se for menor que 6,0%, o gás é considerado pobre; se o teor estiver entre 6,0 e 8,0%, o gás é considerado de riqueza mediana. Segundo Thomas (2001), o gás é considerado rico quando a soma das porcentagens de todos os componentes mais pesados que o propano, inclusive, é maior que 7%. Além disso, na indústria internacional é utilizado o critério de GPM, ou galões de líquido recuperável por mil pés cúbicos padrão (Mscf) de gás natural, sendo que o GPM para gases ricos é geralmente maior que 5, para gases moderadamente ricos entre 2 e 5 e para gases pobres abaixo de 2 (MOKHATAB, 2015).

A quantidade de LGN afeta o tipo de processamento, assim como questões econômicas da operação. A Tabela 1 e a Tabela 2 mostram alguns exemplos de composições de acordo com a riqueza do gás e sua origem (GPSA, 2004).

Tabela 1 - Exemplos de composições de gás natural

Componente (% mol)	Gás pobre e doce	Gás rico e doce	Gás ácido	Gás com alto conteúdo de N ₂	Gás com alto conteúdo de CO ₂
He	0,00	0,00	0,00	0,43	0,00
N ₂	1,75	0,38	0,30	15,68	0,65
CO ₂	0,23	0,57	4,10	0,05	10,07
H ₂ S	0,00	0,00	8,90	0,00	0,00
C1	92,61	79,00	73,00	71,90	86,32
C2	3,53	8,56	7,50	6,16	1,84
C3	0,58	4,49	2,60	3,58	0,49
iC4	0,33	1,95	0,50	0,41	0,11
nC4	0,09	2,51	1,00	0,92	0,11
iC5	0,08	0,70	0,40	0,19	0,04
nC5	0,03	0,55	0,30	0,22	0,03
C6+	0,77	0,82	1,40	0,46	0,34
Mass molar (kg/kmol)	18,01	22,10	22,60	20,70	19,76
Densidade relativa	0,62	0,76	0,78	0,71	0,68

Fonte: CAMPBELL, 2013

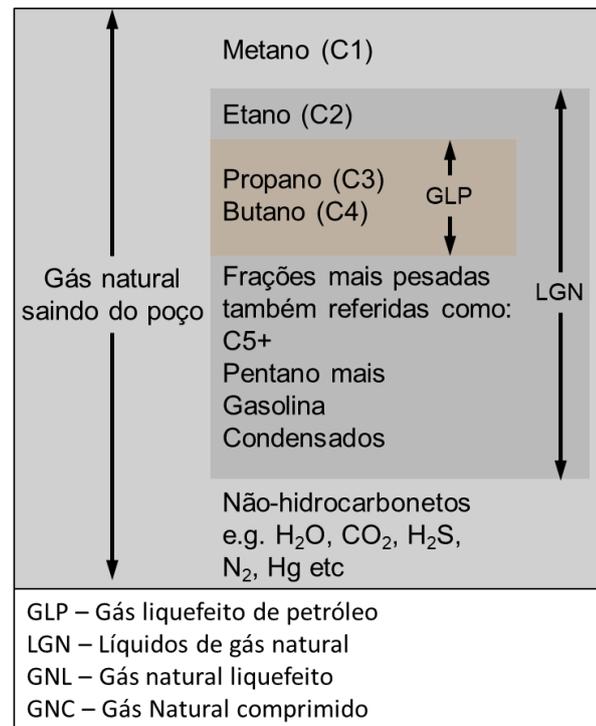
Tabela 2 - Composições típicas de gás natural (base seca)

Componente (% molar)	Rio de Janeiro (Brasil)	Alberta (Canadá)	Bach Ho (Vietnam)	Sudoeste do Kansas (EUA)	Oeste do Colorado (EUA)	Texas (EUA)
He	0,00	0,00	0,00	0,045	0,00	1,80
N ₂	0,80	3,20	0,21	14,65	26,10	25,6
CO ₂	0,50	1,70	0,06	0,00	42,66	0,00
H ₂ S	ppm	3,30	0,00	0,00	0,00	0,00
C1	79,69	77,10	70,85	72,89	29,98	65,80
C2	9,89	6,60	13,41	6,27	0,55	3,80
C3	5,90	3,10	7,50	3,74	0,28	1,70
C4	2,13	2,00	4,02	1,38	0,21	0,80
C5+	1,21	3,00	2,64	0,62	0,25	0,50

Fonte: CAMPOS, 2016

A Figura 7 mostra os diferentes produtos provenientes de processamento do gás natural e uma indicação típica dos componentes presentes nestes produtos.

Figura 7 - Terminologia comum e composição dos produtos relacionados ao gás natural



Fonte: CAMPBELL, 2013. adaptado

Os reservatórios podem conter gás natural classificado em duas categorias: associado e não associado. Os campos de gás associado são maioria, nestes, o gás se encontra dissolvido no petróleo ou em contato com o petróleo subjacente saturado de gás. Neste caso, a produção inicial de óleo é privilegiada e o gás utilizado para manter a pressão do reservatório. O gás não associado é aquele que contém pequenas quantidades de óleo e água, é produzido nos chamados reservatórios de gás natural e sua concentração é predominante na camada rochosa. Uma propriedade muito utilizada na análise do fluido do reservatório é a razão gás-óleo (RGO). Ela é a razão entre a vazão de gás natural medida nas condições padrão de pressão e temperatura e a vazão de óleo expressa nas mesmas condições. Os fluidos no reservatório de petróleo estão submetidos a altas pressões e temperaturas. Quando retirados do reservatório são levados às condições padrão e então é obtida a RGO pela razão volumétrica entre o gás e o óleo produzidos. Esta razão pode variar ao longo da vida produtiva do reservatório.

Em campos de gás natural associado, de gás em solução ou capa de gás, a RGO pode aumentar com o tempo devido à reinjeção de gás e à alta mobilidade do gás em relação ao óleo (CAMPBELL, 1992; JAHN et al., 2012; MOKHATAB, 2015).

O gás natural pode ser usado diretamente nas plataformas, pode ser descartado em queima no *flare*, assim como pode ser comprimido com o intuito de ter pressão necessária para ser reinjetado e/ou enviado a uma UPGN (unidade de processamento de gás natural) em terra por gasodutos. Nas UPGNs, o gás é processado a fim de atingir as especificações para venda do produto (JAHN et al., 2012; THOMAS, 2001).

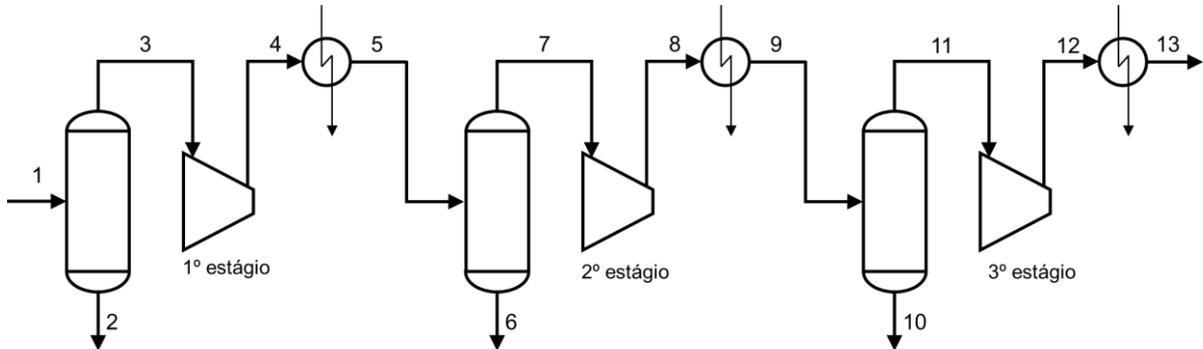
A pressão requerida ou demandada para compressão injeção e transferência é normalmente próxima de 300 bar, mas compressores, dependendo da demanda, podem ser usados e projetados para pressão de saída próxima de 700 bar. (MOKHATAB, 2015).

1.4 Sistema de compressão de gás natural

Nessa seção, são descritas as principais características do sistema de compressão de gás natural e dos seus equipamentos.

As instalações de compressão geralmente são o componente mais caro em uma instalação de tratamento e processamento de gás em exploração e produção de petróleo. A compressão do gás no *topside* das plataformas tem papel fundamental na retirada de condensado, no transporte e no uso para reinjeção. Um sistema de compressão convencional é composto por estágios de compressão. Em cada estágio, o gás tem sua pressão elevada e, por consequência, a temperatura também aumenta. A fim de reduzir a temperatura, existem trocadores de calor entre os estágios de compressão. Adicionalmente, vasos de separação compõem os inter-estágios de compressão, já que, a cada resfriamento, pode-se gerar frações de condensáveis que devem ser retiradas da corrente. Em suma, um sistema de compressão é um sistema em que estágios subsequentes de compressores, resfriadores e vasos de separação elevam a pressão do gás para o nível desejado (ANP 2019b; JAHN et al., 2012; THOMAS, 2001). A Figura 8 mostra um esquema ilustrativo do sistema de compressão.

Figura 8 - Sistema de compressão do gás natural



Fonte: O autor, 2021.

Na apresentação das vazões das correntes, duas bases de condições são encontradas. O metro cúbico normal (Nm^3) que usa as condições de $0\text{ }^\circ\text{C}$ ($273,15\text{ K}$) e 1 atm ($101,325\text{ kPa}$) e o metro cúbico padrão (std m^3) que usa a mesma pressão, mas a temperatura base é $15\text{ }^\circ\text{C}$ ($288,15\text{ K}$) (CAMPBELL, 2013).

1.4.1 Compressão

Os compressores centrífugos são os tipos usualmente usados no processamento de gás. O compressor centrífugo é a opção mais comum e escolhida na área offshore preferencialmente. Isso se deve ao fato de ter características como produzir maior potência por unidade de peso e volume, bem como ser mais barato por unidade de potência entregue. Ele é indicado para altas vazões desde baixas a altas demandas de trabalho (*head* ou diferença de entalpia entre sucção e descarga). Por outro lado, os compressores centrífugos têm menor eficiência e maior consumo de combustível do que os alternativos. Já os compressores alternativos têm vantagens na capacidade de entregar maiores pressões por unidade, lidar bem com volumes menores e em ser menos sensíveis a mudanças na composição e densidade do gás (CAMPBELL, 1992; GPSA, 2004; JAHN et al., 2012; MOKHATAB, 2015; TOWLER e SINNOTT, 2013). Os fatores

considerados no projeto e na escolha de compressores envolvem (MOKHATAB, 2015):

- Boa eficiência para considerável intervalo de condições de operação;
- Máxima flexibilidade de configuração;
- Baixo custo de manutenção;
- Baixo custo de ciclo de vida;
- Custo de aquisição e instalação aceitáveis;
- Disponibilidade e confiabilidade.

Compressores centrífugos são geralmente fornecidos como pacote, o que significa que uma fonte de força, como um motor, turbina de vapor ou turbina a gás e uma transmissão são montadas na mesma placa de base que o compressor (HITACHI, 2019).

Engenheiros e outros responsáveis pelo projeto são frequentemente requisitados a determinar a potência requerida para comprimir certa vazão de gás a partir de condições de entrada até certa pressão de descarga, assim como estimar a capacidade de um compressor existente operando com sucção e descarga específicas. Existem diferentes métodos de se obter o trabalho de um compressor. Nos compressores, a razão de compressão, R_c , definida como a razão entre a pressão de descarga e sucção raramente excede 6:1. Com o aumento de R_c , a eficiência de compressão cai e a temperatura de descarga aumenta. Para gases como o gás natural, a restrição da temperatura irá limitar R_c antes que restrições mecânicas o façam. Além disso, sempre que limitações estão envolvidas, se torna necessário usar múltiplos estágios de compressão em série e resfriamento entre eles. Ademais, vários estágios de compressão podem ser requeridos por motivos de otimização (CAMPBELL, 1992; GPSA, 2004; TOWLER e SINNOTT, 2013; MOKHATAB, 2015).

Altas razões de compressão podem levar a problemas envolvendo estresse mecânico, vaporização de lubrificante, bem como trincas e danos em válvulas e na selagem (CAMPBELL, 1992; GPSA, 2004; TOWLER e SINNOTT, 2013; MOKHATAB, 2015).

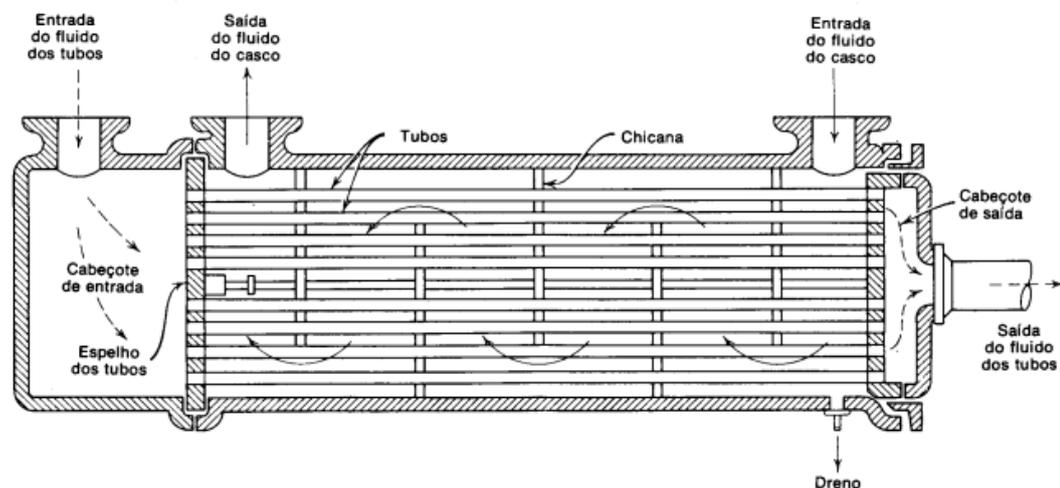
Múltiplos estágios têm maior eficiência energética do que somente um estágio para o mesmo intervalo de pressão. Teoricamente, a energia mínima requerida de compressão é obtida com um número infinito de estágios de

compressão e trocadores de calor, resfriamento entre estágios ideal, resfriamento até a temperatura de sucção depois de cada estágio, com a mesma razão de compressão em todos os estágios e nenhuma perda de carga entre estágios (em trocadores de calor, tubulação e vasos depuradores). Entretanto, em função do projeto dos trocadores de calor, ocorrem perdas de carga entre 0,3 e 1,3 bar. Compressão e resfriamento podem gerar líquidos que danificam as pás dos compressores. A remoção de líquidos pode ser feita por separadores ou coalescedores propriamente dimensionados (CAMPBELL,1992; GPSA, 2004; TOWLER e SINNOTT, 2013; MOKHATAB, 2015).

1.4.2 Trocador de calor e vaso separador

O gás é resfriado em trocadores de calor que estão dispostos entre estágios de compressão. Os trocadores mais largamente usados para este serviço no processamento de petróleo são os trocadores casco e tubo. Eles são versáteis, de fácil limpeza, podem ser fabricados em vários materiais, têm técnicas de fabricação e procedimentos de projeto bem estabelecidos (CAMPBELL,1992; GPSA, 2004; MOKHATAB, 2015; TOWLER e SINNOTT, 2013). A Figura 9 apresenta o esquema geral de um trocador de calor casco e tubo.

Figura 9 - Esquema de trocador casco e tubo



Fonte: FOUST, 1982

O coeficiente global de troca térmica (U) é um parâmetro importante no projeto de trocadores de calor. Segundo Towler e Sinnott (2013), um trocador casco e tubo operando como resfriador com fluido quente sendo gás e o fluido frio sendo água tem o valor de coeficiente global na faixa de 20-300 W/(m² °C).

Alta pressão e abaixamento de temperatura podem levar à formação de líquidos na corrente de compressão de gás, que devem então ser removidos. Por esta razão, vasos separadores (*knock-out drums*) são instalados após os trocadores de calor inter-estágios. Os vasos contribuem na desidratação do gás por retirarem a porção condensada deste, além de proteger os compressores da possível presença de líquido na alimentação. Gotas de líquido podem danificar as palhetas ou lâminas dos compressores. Por esse mesmo motivo, vasos separadores são dispostos também no início do sistema de compressão (MOKHATAB, 2015).

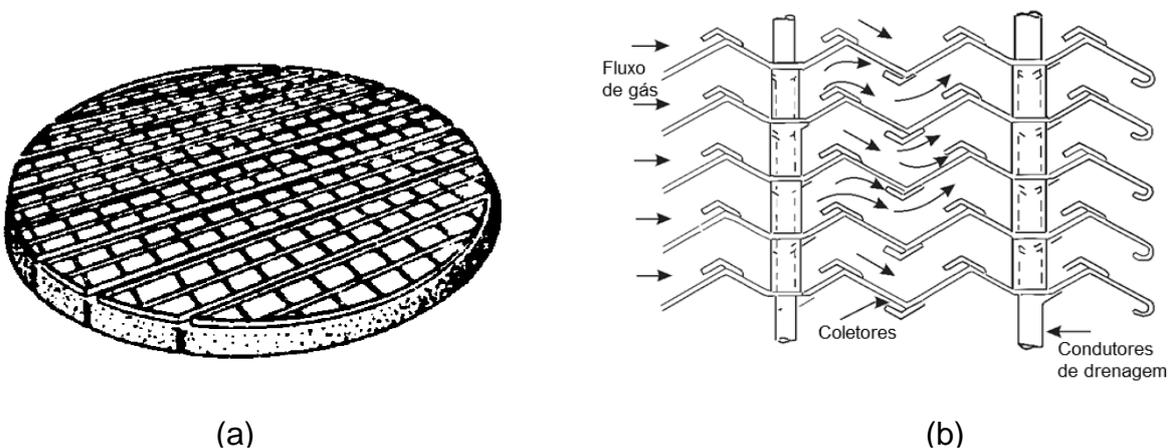
Separadores geralmente são caracterizados de acordo com sua orientação espacial, podendo ser verticais e horizontais. Os vasos verticais são usados em casos de altas razões gás-óleo. Tais equipamentos são projetados para retirada de pequenas quantidades de líquido de correntes gasosas. Desse modo, separadores do tipo vertical são usados nos sistemas de compressão. O fato de vasos verticais ocuparem menor área (*plot area*) é uma vantagem para aplicação *offshore* deste tipo de equipamento (CAMPBELL, 1992; GPSA, 2004; MOKHATAB, 2015; TOWLER e SINNOTT, 2013; WALAS, 1990).

Vasos de separação usam os princípios de inércia, separação por gravidade e coalescência. Separadores podem usar um ou mais desses princípios e os fluidos a serem separados precisam ser imiscíveis, assim como ter diferentes densidades para a separação acontecer. Para separação gravitacional, as gotas de líquido irão sedimentar se a força gravitacional for maior que a força de arraste do gás fluindo em volta da gota. Fator que depende, entre outros, da velocidade do gás, forma da gota, tamanho da gota, densidade dos fluidos e viscosidade. Nesse sentido, a velocidade do gás no vaso deve ser mantida abaixo de certo valor a fim de não carregar as gotas de líquido. Adicionalmente, a coalescência é a união de partes de uma mesma fase e, neste caso, refere-se à junção de gotículas de líquido a fim de decantarem mais facilmente. No vaso, os fluidos entram e se chocam com a placa defletora iniciando a separação primária. O líquido removido pelo defletor de

entrada se desloca para a base do vaso. O gás move-se para cima passando através de um extrator de névoa ainda suspensa. Em seguida, o gás separado deixa o vaso pela parte superior. Já o líquido removido pelo extrator aglomera em gotículas maiores que decantam para a região de acúmulo de líquido na parte inferior (CAMPBELL,1992; GPSA, 2004).

Um extrator de névoa muito usado é o tipo malha (*demister*). Tal extrator é uma tela de fio metálico tipo arame, enrolado ou disposto em camadas. Nele, acontece a coalescência como o mecanismo inercial de captação de gotículas, Figura 10(a). Outro extrator de névoa é o do tipo *vane* que consiste em um conjunto de placas metálicas no formato de zigzague, em que a captação de névoa também é realizada por impacto inercial. Com o tipo *vane*, pode haver um captador de líquido tubular que conduz o fluido até a parte do separador que capta o líquido. Na Figura 10 estão ilustrados exemplos de extratores de névoa (CAMPBELL,1992; GPSA, 2004).

Figura 10 - Tipos de extratores de névoa usados em vasos verticais. Tipo malha (a) e tipo *vane* (b)

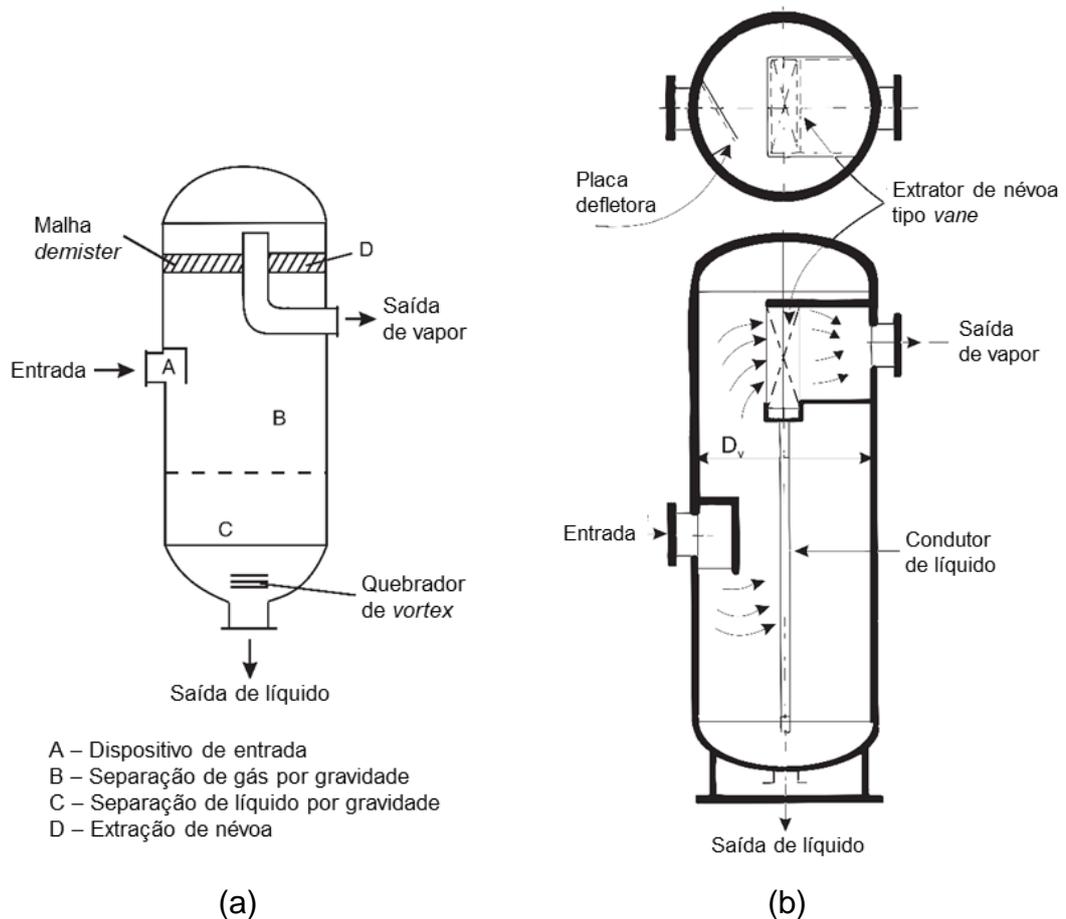


Fonte: CAMPBELL 1992; GPSA, 2004 adaptado.

Pelo fato da perda de carga através do extrator tipo malha ser baixa, (menos de 0,25 bar) isto não é um fator preocupante nas operações de processamento de gás. O tipo *vane* concede relativamente maior liberdade para a passagem do fluxo de gás. Ele é mais recomendado para serviços com maior tendência a incrustações. Além disso, eficiência de separação acima de 99% pode ser obtida com baixas

perdas de carga (GPSA, 2004). A Figura 11 mostra o esquema ilustrativo de separador vertical e suas partes e regiões principais.

Figura 11 - Esquema de separador vertical com: malha *demister* (a) e extrator tipo *vane* (b)



Fonte: GPSA, 2004, adaptado.

Geralmente não existem vantagens econômicas em separar as gotículas do gás somente por gravidade, requisitando um grande vaso. O uso de extrator de névoa e outras partes possibilitam o uso de vasos menores. A análise da espessura segura para um vaso deve considerar as altas pressões, margem para corrosão entre outros fatores. Uma margem da corrosão recomendada é de 3 mm. Vasos com razão altura/diâmetro e submetidos a altas pressões como os desse trabalho tem espessura próxima de 30 mm. O dimensionamento de vasos separadores leva em consideração a razão entre a altura, L , e o diâmetro, D , do vaso. Tal razão pode ser relacionada com a pressão no vaso. Segundo GPSA (2004), valores típicos de

razão L/D de separadores verticais estão no intervalo entre 2 e 4 (CAMPBELL, 1992; TOWLER e SINNOTT, 2013).

1.5 Gerenciamento do desenvolvimento de campos

Segundo Boschee (2012), González, Stanko e Hoffmann (2019), Nunes, Costa e Romão (2017) e Passalacqua et al. (2013), o desenvolvimento de campo é um projeto complexo consistindo em tomadas de decisão sob incertezas multidisciplinares com a devida gestão de incertezas. As estratégias e avaliações do desenvolvimento de campos dependem de várias questões incluindo, geopolítica, restrições técnicas, riscos operacionais e financeiros, projeto de custo entre outros. Projetos de custo, portanto, tem grande importância nesse contexto. Modelos de estimativas de custo tem sido usados no suporte ao processo de tomada de decisão em desenvolvimento de campos em vários meios de execução, métodos e níveis de complexidade. Além disso, estimativas de custo em fases iniciais de desenvolvimento de campos são especialmente difíceis devido a detalhes de especificações de sistemas de produção serem necessários e não estarem disponíveis neste estágio.

Estimativas de custo envolvem vários fatores e, por essa razão, podem se tornar um procedimento complexo com inúmeras variáveis de entrada e possibilidades de simulações. O trabalho de González, Stanko e Hoffmann (2019) usa simplificações em modelos de custo e otimização para suporte na tomada de decisão em fases iniciais do desenvolvimento de campos. Mesmo levando em consideração diversos fatores, a redução na complexidade e na demanda de tempo de simulação computacional gerou modelos relevantes que contribuem na tomada de decisão. Segundo Simonov et al. (2019), os projetos e modelos em desenvolvimento de campos de petróleo são problemas de alta complexidade e multivariável. Tais problemas podem ser abordados e resolvidos aumentando o poder computacional (comprando processadores dedicados), simplificando o modelo (reduzindo o número de células de cálculo e sua física) e/ou construindo um modelo substituto objetivando soluções aproximadas com o intuito de reduzir o tempo das simulações computacionais.

Segundo Passalacqua et al. (2013), uma metodologia indicada para uso nos projetos é a FEL (*front-end-loading*). Nesse sentido, a fase inicial de projeto (FEL1) é caracterizada por ser a fase de identificação e avaliação de oportunidade com base no potencial de produção. Nesta fase, os erros se situam entre -30% e 50%. Na fase de conceito (FEL2), são analisados os processos usados e feitos os principais dimensionamentos, estando os erros entre -15% e 25%. Na fase de definição (FEL3) em que se tem a engenharia básica e plano de operações, os erros estão entre -10% e 15%.

2 METODOLOGIA

Dois modelos para a unidade de compressão em plataformas de petróleo são apresentados neste capítulo. O primeiro modelo é uma proposta simplificada, cujo objetivo é poder ser utilizado de forma rápida e sem a necessidade de ferramentas computacionais especializadas. O segundo é um modelo convencional, no qual a modelagem de cada equipamento é representada por equações mais complexas, tais como aquelas tipicamente adotadas nos softwares de simulação de processos. Tal como apresentado anteriormente, o objetivo desta dissertação é avaliar se um modelo simplificado pode ser utilizado de forma efetiva no dimensionamento preliminar de uma plataforma para fins de análise econômica, quantificando o desvio correspondente em relação a resultados equivalentes obtidos pelo modelo convencional.

2.1 Abordagem Simplificada

A abordagem simplificada envolve um menor grau de detalhamento, considerando o desvio da idealidade da corrente de gás através do fator de compressibilidade (Z) obtido por método gráfico. Uma variação dessa abordagem consiste em considerar o comportamento de gás ideal ($Z = 1$). A seguir, apresentam-se em mais detalhes as principais hipóteses adotadas em cada etapa da modelagem.

2.1.1 Composição da corrente

Na abordagem simplificada, são considerados somente metano (C_1) e etano (C_2), sendo seus teores determinados através da normalização dos valores correspondentes com base na composição completa de uma corrente de gás natural

típica. A composição do gás simplificado está na seção 3.1 Estudos de casos investigados.

2.1.2 Modelo do vaso

O vaso tem como papel separar a corrente de gás da possível presença de condensado oriundo do aumento da pressão, entretanto como nesta abordagem são considerados apenas metano e etano, considerados incondensáveis, não existe fração líquida. Entretanto, para possibilitar o dimensionamento do vaso, admite-se uma densidade de $667,3 \text{ kg m}^{-3}$ para o possível líquido no dimensionamento do vaso. Essa é uma densidade típica para o condensado a partir composição do Gás A (seção 3.1 Estudos de casos investigados).

O cálculo das dimensões do vaso foi feito de acordo com as Equações (1) a (4).

$$u_t = \sqrt{\frac{4gD_p(\rho_l - \rho_g)}{3C_A\rho_g}} \quad (1)$$

em que u_t é a velocidade terminal máxima permitida para o gás dentro do vaso nas condições operacionais (ou velocidade de sedimentação), ρ_l é a densidade do líquido e ρ_g é a densidade do gás, D_p é o diâmetro da gota, g é a aceleração da gravidade e C_A é o coeficiente de arraste da gota no gás. Agrupando os termos referentes a D_p , C_A , g , a Equação (2) é obtida.

$$u_t = K_V \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (2)$$

em que $K_V = \sqrt{\frac{4gD_p}{3C_A}}$ é o parâmetro de dimensionamento. A Equação (2) parte do princípio de que a velocidade do gás no vaso deve ser mantida abaixo de certo valor para evitar o arraste das gotas de líquido presentes nela. Towler e Sinnott (2013)

indica K_V sendo 0,07 para vasos com *demister* e 0,0105 ($0,15 \times 0,07 \times u_t$) quando vasos não usam *demister* (GPSA, 2004; TOWLER e SINNOTT, 2013; WALLAS, 1990). Pela Equação (3), o diâmetro do vaso é obtido.

$$D = \sqrt{\frac{4V_g}{\pi u_t}} \quad (3)$$

em que D é o diâmetro do vaso vertical, V_g é a vazão volumétrica do gás ou do vapor. V_g é obtido através da multiplicação de f_v , fração de vapor, com a vazão de entrada no vaso separador (TOWLER e SINNOTT, 2013).

A altura, L , a área, a_t , e a massa do vaso, M_{vaso} , são obtidas pelas Equações (4) a (6). Foi usado o valor de 4 para a razão entre altura e diâmetro (L/D).

$$L = 4D \quad (4)$$

$$a_t = \pi DL \quad (5)$$

$$M_{vaso} = a_t e_{chapa} \rho_{aço} \quad (6)$$

*

na qual e_{chapa} é a espessura da chapa de aço do vaso vertical e $\rho_{aço}$ é a densidade do aço. Não foram considerados os tampos (*heads*) do vaso no cálculo da massa do vaso. É importante se calcular a massa do vaso, pois é o parâmetro usado no cálculo do seu custo (TOWLER e SINNOTT, 2013).

O dimensionamento do vaso leva em consideração a densidade do gás, ρ_g , e do líquido, como apresentado na Equação (11). O cálculo da densidade do gás é feito considerando comportamento real a partir do método gráfico apresentado por Standing e Katz (1942). Neste método de obtenção do fator de compressibilidade a uma certa pressão e temperatura, primeiro calcula-se a pressão e temperatura pseudocríticas, P_{pc} e T_{pc} , para a mistura de acordo com as Equações (7) e (8). Então, são obtidas a pressão e temperatura pseudo-reduzidas, P_{pr} e T_{pr} , para a mistura de acordo com as Equações (9) e (10).

$$P_{pc} = \sum P_{c_i} z_i \quad (7)$$

$$T_{pc} = \sum T_{c_i} z_i \quad (8)$$

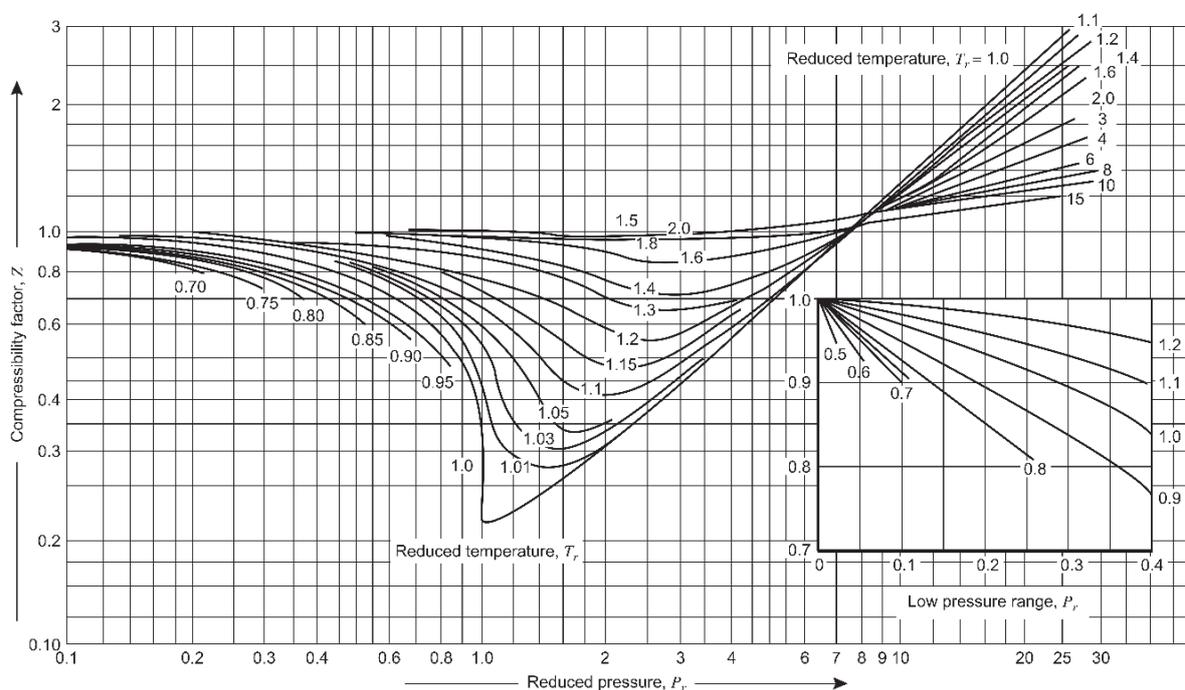
$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}} \quad (9)$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (10)$$

em que i é o componente da mistura e z é a fração molar. Finalmente, o fator de compressibilidade (Z) é obtido no gráfico da Figura 12, sendo usado na Equação (11).

$$\rho = \frac{PM}{ZRT} \quad (11)$$

Figura 12 - Fator de compressibilidade (Z) plotado em função de temperatura e pressão reduzidas da mistura.



Fonte: TOWLER e SINNOTT, 2013.

2.1.3 Compressor

Foi explorado o modelo simplificado, correspondendo à compressão de acordo com a trajetória isentrópica. Foram feitos cálculos de trabalho do compressor considerando o desvio da idealidade do gás por meio fator de compressibilidade obtido pelo método gráfico de Standing e Katz (1942), assim como usando comportamento ideal ($Z=1$). Os resultados comparando essas duas abordagens simplificadas com a convencional são apresentados nas Seções 3.4.3 e 3.4.3.1, respectivamente.

O trabalho demandado pelo compressor por meio da variação da entalpia é apresentado na Equação (12). Esta equação é o trabalho real de determinado compressor que é expresso pela razão entre o trabalho isentrópico e a eficiência isentrópica (GPSA, 2004).

$$W = \frac{ZR \left(\frac{k}{k-1} \right) T_s \left(R_c^{\left(\frac{k-1}{k} \right)} - 1 \right)}{\eta} \quad (12)$$

na qual W é o trabalho real, R é a constante universal dos gases, T_s é a temperatura de sucção, η é a eficiência, k é o coeficiente de expansão adiabática, ou seja, a razão entre as capacidades caloríficas a pressão e a volume constantes (C_p/C_v) e R_c é a razão de compressão. Foi usado o coeficiente de compressibilidade na temperatura média entre a sucção e a descarga. Como o metano é o componente de maior percentual no gás natural, foi admitido um valor do coeficiente de expansão adiabática equivalente ao do metano a 117 °C (temperatura entre a sucção e a descarga, mais próxima da temperatura de descarga), ou seja 1,256.

Para determinado compressor, a razão de compressão, R_c , é a razão entre a pressão de sucção e a pressão de descarga, como apresentado Equação (13) (GPSA, 2004).

$$R_c = \left(\frac{P_d}{P_s} \right) \quad (13)$$

em que P_d é a pressão de descarga do sistema e P_s é a pressão de sucção do sistema.

Considerando um sistema de compressão com mais de um estágio, a razão de compressão por estágio (Rz) é obtida pela Equação (14), considerando-se razões de compressão iguais em cada estágio (GPSA, 2004).

$$Rz = \left(\frac{P_d}{P_s} \right)^{\frac{1}{ne}} \quad (14)$$

na qual ne é o número de estágios.

A temperatura de descarga T_d pelo cálculo isentrópico em cada compressor é dada pela Equação (15) (GPSA, 2004).

$$T_d = T_s \left[1 + \frac{\left(R_c^{\left(\frac{k-1}{k} \right)} - 1 \right)}{\eta} \right] \quad (15)$$

2.1.4 Trocador de calor

O trocador de calor dimensionado pela forma simplificada utiliza as Equações (16) a (18) (MOKHATAB, 2015).

$$Q = NC_p (T_{he} - T_{hs}) \quad (16)$$

em que Q é a carga térmica, N é a vazão molar e os subscritos que acompanham a temperatura, T , são h e c que representam os fluidos quente e frio, bem como e e s que representam entrada e saída, respectivamente. Foi usada a capacidade

calorífica do gás ideal a pressão constante, C_P , considerando cada componente e sua composição na temperatura média de entrada e saída do trocador de calor (CAMPBELL, 1992; MOKHATAB, 2015; SMITH, VAN NESS e ABBOT, 2007; TOWLER e SINNOTT, 2013).

A área de troca térmica, obtida pela Equação (17), leva em consideração também o coeficiente global de transferência de calor, U , e a média logarítmica da diferença de temperatura ΔT_{ML} , Equação (18) (TOWLER e SINNOTT, 2013).

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{ML}} \quad (17)$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{(T_{he} - T_{cs}) - (T_{hs} - T_{ce})}{\ln\left(\frac{T_{he} - T_{cs}}{T_{hs} - T_{ce}}\right)} \quad (18)$$

2.2 Abordagem Convencional

A abordagem convencional baseia-se em cálculos utilizando a equação de estado Cúbica de Peng-Robison (PENG e ROBINSON, 1976a e 1976b), EdE-PR, admitindo regra de mistura clássica e utilizando coeficientes de interação binária, k_{ij} , obtidos por Kontogeorgis e Folas (2010). Os dados de k_{ij} utilizados neste trabalho estão disponíveis no Anexo II.

2.2.1 Vaso convencional trifásico

Em sistemas de compressão de plataformas, é possível ocorrer condensação no resfriamento do gás; e o condensado pode conter uma fase líquida aquosa e uma fase líquida orgânica. Sendo assim, o vaso de separação corresponde a um sistema trifásico.

Com o objetivo de se modelar um vaso trifásico a temperatura e pressão fixadas, foi aplicado o princípio de conservação de massa considerando uma corrente gasosa na alimentação e três correntes de saída, uma de gás e duas de líquido. Os balanços de massa para um mol de uma mistura não reagente são:

$$L_A + L_B + V = 1 \quad (19)$$

$$L_A x_{Ai} + L_B x_{Bi} + V y_i = z_i \quad (20)$$

em que, na saída do vaso, L é a vazão de líquido e V é a vazão de vapor. A variável z é a fração molar na entrada, x e y representam a fração molar na fase líquida e na fase vapor, respectivamente. O índice i é a identificação de cada componente. Os subscritos A e B representam o líquido rico em hidrocarboneto e o líquido rico em água, respectivamente.

No cálculo do vaso é necessário usar a razão de equilíbrio, K , de acordo com as Equações (21) e (22).

$$K_{Ai} = \frac{x_{Ai}}{y_i} \quad (21)$$

$$K_{Bi} = \frac{x_{Bi}}{y_i} \quad (22)$$

Aplicando as Equações (21) e (22) nas Equações (19) e (20), obtém-se as Equações (23), (24) e (25).

$$x_{Ai} = \frac{z_i K_{Ai}}{1 + (K_{Ai} - 1) fl_A + (K_{Bi} - 1) fl_B} \quad (23)$$

$$x_{Bi} = \frac{z_i K_{Bi}}{1 + (K_{Ai} - 1) fl_A + (K_{Bi} - 1) fl_B} \quad (24)$$

$$y_i = \frac{z_i}{1 + (K_{Ai} - 1) fl_A + (K_{Bi} - 1) fl_B} \quad (25)$$

nas quais fl_A e fl_B são as frações de líquido rico em hidrocarboneto e líquido rico em água, respectivamente.

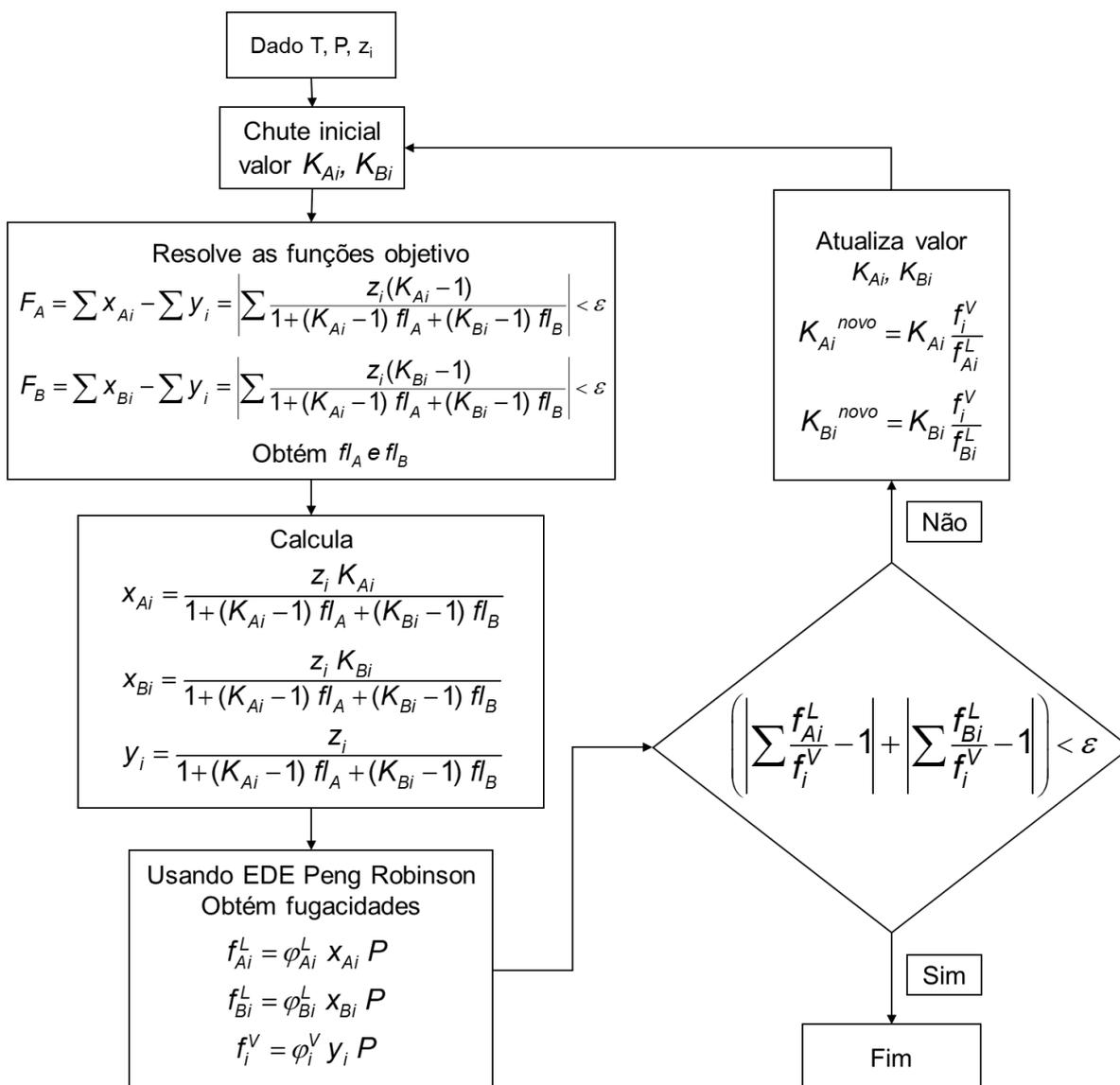
As equações do modelo podem ser reorganizadas gerando as funções objetivo apresentadas nas Equações (26) e (27).

$$F_A = \sum_i x_{Ai} - \sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i (K_{Ai} - 1)}{1 + (K_{Ai} - 1) fl_A + (K_{Bi} - 1) fl_B} = 0 \quad (26)$$

$$F_B = \sum_i x_{Bi} - \sum_i y_i = \sum_i \frac{z_i (K_{Bi} - 1)}{1 + (K_{Ai} - 1) fl_A + (K_{Bi} - 1) fl_B} = 0 \quad (27)$$

Desta forma, deseja-se resolver tais equações para fl_A e fl_B . O algoritmo que reúne as equações do vaso na ordem lógica de cálculo é apresentado na Figura 13

Figura 13 - Algoritmo de cálculo do vaso trifásico



Fonte: O autor, 2021. Baseado em PENG e ROBINSON, 1976b.

Na Figura 13, f é a fugacidade e φ é o coeficiente de fugacidade, cuja modelagem termodinâmica envolve diversas equações e parâmetros, e está apresentada em detalhes no Anexo I. As fugacidades do líquido e do vapor são obtidas através das Equações (28) e (29), respectivamente, e o coeficiente de fugacidade é obtido pela Equação (30).

$$f_i^L = \varphi_i^L x_i P \quad (28)$$

$$f_i^V = \varphi_i^V y_i P \quad (29)$$

$$\ln(\varphi_i) = -\ln(Z - \beta_p) + \frac{b}{b_{mis}}(Z - 1) - qI \quad (30)$$

em que o fator de compressibilidade, Z , deve ser obtido para cada fase na temperatura, pressão e composição da mesma; β_p , b , b_{mis} , q e I são parâmetros obtidos a partir temperatura, pressão, composição, e propriedades críticas dos componentes para a equação de estado de Peng-Robinson. Detalhes sobre esse equacionamento são apresentados no Anexo I (KONTOGEOGRIS e FOLAS, 2010).

O valor de K_{Ai} considerado para a estimativa inicial para a fase rica em hidrocarbonetos (isto é, todos os componentes exceto a água) foi o inverso do valor K (Equação (31)) (PENG e ROBINSON, 1976b). Para a água na parte rica em hidrocarbonetos, foi considerada a razão entre os coeficientes de fugacidades da água, φ_v / φ_l , usando a EdE-PR nas condições de pressão e temperatura da corrente de entrada do vaso. A estimativa inicial do K_{Bi} da corrente rica em água foi considerado para todos os componentes, exceto a água, como igual a 10^{-6} , e para a água como sendo o inverso de sua composição da corrente de entrada.

$$K_i = \frac{P_{C_i}}{P} \exp \left[5,3727(1 + \omega_i) \left(\frac{T_{C_i}}{T} \right) \right] \quad (31)$$

Em que, para cada componente i , P_c é a pressão crítica, T_c é a temperatura crítica e ω é o fator acêntrico.

O cálculo das dimensões e a massa do vaso no método convencional foi feito de acordo com as Equações (2) a (6) a partir das propriedades obtidas pela abordagem convencional. Para garantir que a gota do óleo não seja arrastada, foi usada a menor densidade dentre os líquidos gerados no vaso.

2.2.2 Compressor

Conhecidas as pressões de sucção e de descarga, a temperatura de sucção, a composição do gás e a vazão, o cálculo do trabalho e da temperatura de descarga do compressor envolvendo a Equação de Estado de Peng-Robinson (EdE-PR) com

cálculos computacionais é baseada em dois passos. Primeiro é feita a determinação da variação ideal ou isentrópica (reversível e adiabática) da entalpia, ΔH , do processo de compressão. O trabalho ideal é obtido pela multiplicação da vazão mássica pela variação de entalpia isentrópica. Posteriormente, o trabalho real é determinado a partir da eficiência e , a partir deste valor, a temperatura de descarga real é determinada através da variação de entalpia correspondente (CAMPBELL, 1992).

Admitindo-se um processo isentrópico, uma vez que se tem T_s , P_s e P_d , a Equação (32) é resolvida iterativamente na variável T_d^* , temperatura de descarga isentrópica:

$$\Delta S = 0 = \Delta S^{Gl} + S^R(T_d^*, P_d) - S^R(T_s, P_s) \quad (32)$$

em que ΔS^{Gl} é a variação da entropia do gás ideal obtida pela Equação (34) e S^R é entropia residual obtida através da EdE-PR. O equacionamento de obtenção de S^R é detalhado no Anexo I, resultando na Equação (33).

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - B) + \frac{\left(\frac{da}{dT}\right)}{R 2\sqrt{2} b_{mis}} \ln\left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})\beta_p}{Z + (1 - \sqrt{2})\beta_p}\right) \quad (33)$$

em que o fator de compressibilidade, Z , deve ser obtido para cada fase na temperatura, pressão e composição da mesma ; B , a , b_{mis} e β_P são obtidos pela temperatura, pressão, composição, e pelas propriedades críticas dos componentes e parâmetros da equação de estado de Peng-Robinson. Todo o equacionamento e obtenção das propriedades baseadas na EdE-PR é mostrado no Anexo I. A variação de entropia do gás ideal é dada pela Equação (34).

$$\Delta S^{Gl} = \int_{T_s}^{T_d} \frac{C_P}{T} dT - R \ln \frac{P_d}{P_s} \quad (34)$$

na qual C_P é a capacidade calorífica a pressão constante. A partir da obtenção da temperatura de descarga isentrópica, T_d^* , o trabalho real é a razão entre o trabalho ideal e a eficiência, como apresentado na Equação (35).

$$W = \frac{\Delta H}{\eta} = \frac{\Delta H^{Gl} + H^R(T_d^*, P_d) - H^R(T_s, P_s)}{\eta} \quad (35)$$

em que a entalpia residual, H^R , pode ser obtida pela Equação (36).

$$H^R = Z - 1 + \frac{T \left(\frac{da}{dT} \right) - a_{mis}}{RT \sqrt{2} b_{mis}} \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2}) \beta_p}{Z + (1 - \sqrt{2}) \beta_p} \right) \quad (36)$$

na qual, Z , a , b_{mis} , a_{mis} e β_p são obtidos pela temperatura, pressão, composição, propriedades críticas dos componentes, e parâmetros da equação de estado de Peng-Robinson. Na Equação (35), ΔH^{Gl} é a variação da entalpia do gás ideal obtida pela Equação (37).

$$\Delta H^{Gl} = \int_{T_s}^{T_d} C_P dT \quad (37)$$

Finalmente, substituindo as Equações (35) a (37) na Equação (38), pode-se resolvê-la iterativamente para a obtenção da temperatura de descarga real, T_d (CAMPBELL, 1992).

$$0 = W + H^R(T_s, P_s) - H^R(T_d, P_d) - \Delta H^{Gl}(T_s, T_d) \quad (38)$$

2.2.3 Trocador de calor

O cálculo da carga térmica do trocador de calor pela abordagem convencional é feito a partir das entalpias obtidas pela EdE-PR usadas na Equação (39).

$$Q = N \left(H_{in} - (H_v f_v + H_A f_A + H_B f_B) \right) \quad (39)$$

em que N é a vazão molar, H_{in} é a entalpia da corrente na entrada do trocador de calor, H_v é a entalpia da corrente de vapor, H_A é a entalpia da corrente líquida rica em hidrocarbonetos, H_B é a entalpia da corrente líquida rica em água, f_v é fração vaporizada, f_A é a fração do líquido rico em hidrocarbonetos e f_B é a fração do líquido rico em água. A área de troca térmica, nesta abordagem, foi calculada da mesma maneira que na abordagem simplificada, usando as Equações (17) e (18).

A entalpia pela abordagem convencional, H , para o cálculo da carga térmica do trocador de calor foi obtida pela soma da entalpia residual obtida a partir da EdE-PR, da entalpia padrão de formação a 298,15 K (25 °C), $\Delta_f H_{298}^0$, e da variação de entalpia do gás ideal, ΔH^{GI} (Equação(37)) de 298,15 K (25 °C) até a temperatura da corrente em questão, como mostrado na Equação (40).

$$H = \Delta_f H_{298}^0 z_i + \Delta H^{GI} + H^R \quad (40)$$

A entalpia padrão de formação de cada componente encontra-se tabelada no Anexo III. A Equação (40) considera o mesmo nível de referência para cálculo das entalpias apresentado em Aspen (2013).

2.3 Custo

O cálculo do custo dos vasos, dos compressores e dos trocadores de calor seguiram o procedimento proposto por TOWLER e SINNOTT (2013). Os parâmetros usados na estimativa do CAPEX estão na Tabela 3 Foi usado aço carbono na análise para os trocadores de calor e vasos separadores.

Tabela 3 - Procedimento de cálculo do custo e parâmetros

	Equipamento	S	a	b	n
$C = a + b S^n$	Vaso Vertical	Massa do vaso (kg)	11600	34	0,85
	Compressor	Potência (kW)	580000	20000	0,6
	Trocador de calor	Área (m ²)	28000	54	1,2

Fonte: TOWLER e SINNOTT, 2013

Na Tabela 3, C é o *Capital Expenditure*, CAPEX, a , b e n são parâmetros fornecidos de acordo com o equipamento escolhido e S é o parâmetro de dimensionamento: para o vaso é a sua massa sem considerar os tampos, para o compressor é a potência requerida, e para o trocador de calor é a área de troca térmica.

A instrumentação foi incluída no custo como sendo 5% do custo total dos equipamentos do sistema de compressão.

3 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo, é realizada uma comparação entre as abordagens simplificada e convencional, apresentadas no Capítulo 3, com base em uma análise econômica de uma instalação de compressão de gás natural.

3.1 Estudos de casos investigados

Os dados utilizados neste estudo não correspondem a uma plataforma específica existente; porém, representam situações típicas de plataformas reais. O estudo do sistema de compressão se baseia em uma vazão de entrada de gás natural de 6 milhões de $\text{Nm}^3 \text{d}^{-1}$, equivalente a uma vazão molar de $11161 \text{ kmol h}^{-1}$. As condições de temperatura e pressão de entrada foram $40 \text{ }^\circ\text{C}$ e 10 bar , respectivamente.

Foram consideradas duas correntes de gás natural nas análises realizadas, conforme composições mostradas na Tabela 4. De acordo com a chamada riqueza do gás, ou seja, a quantidade de componentes mais pesados, o Gás A representa um gás médio/pobre e o Gás B um gás rico.

Tabela 4 - Composição dos gases dos estudos de caso investigados

Componente	Composição molar (%)	
	Gás A	Gás B
Metano	76,9367	69,7920
Etano	9,2106	8,3553
Propano	5,9823	10,8531
iso-Butano	1,0072	1,8273
n-Butano	1,7860	3,2402
iso-Pentano	0,3414	0,6194
n-Pentano	0,4358	0,7905
Hexano	0,1783	0,3235
Heptano	0,0556	0,1009
Octano	0,0389	0,0706
Nitrogênio	0,4781	0,4781
Dióxido de carbono	2,9909	2,9909
Sulfeto de Hidrogênio	0,0020	0,0020
Água	0,5562	0,5562

Fonte: O autor, 2021.

Na abordagem simplificada, considera-se que o gás é composto apenas por metano e etano com composições normalizadas seguindo a mesma proporção desses componentes na Tabela 4. Portanto, a composição para metano e etano é 89,31% e 10,69%, respectivamente.

3.2 Parâmetros do modelo

Os valores dos parâmetros utilizados nos modelos estão na Tabela 5. Com relação à densidade do líquido no vaso, ela é essencial para o dimensionamento do vaso mesmo quando o modelo não detecta formação de líquido. A massa específica do líquido usada no modelo simplificado foi 667,3 kg/m³ em qualquer situação. Essa é uma densidade típica para o condensado do Gás A. No modelo convencional, quando havia formação de líquido, a densidade foi calculada através da equação de

estado e nos casos onde não era detectada a presença de líquido, o valor de 667,3 kg/m³ também foi adotado

Tabela 5 – Parâmetros do modelo

Parâmetro	Símbolo	Valor	Equação
Parâmetro de dimensionamento do vaso	K_v	0,07	(2)
Razão altura diâmetro do vaso	LD	4	(4)
Espessura da chapa de aço do vaso	e_{chapa}	0,031 m	(6)
Densidade do aço	$\rho_{aço}$	8000 kg/m ³	(6)
Coeficiente de expansão adiabática	k	1,256	(12)
Temperatura de sucção	T_s, T_{hs}	40 °C	(12) (16)
Eficiência do compressor	η	0,85	(12)
Razão de compressão	Rz	3,15	(13)
Coeficiente global de transferência de calor	U	250 W/(m ² K)	(17)
Vazão de entrada do sistema de compressão com três estágios	N	11161 kmol/h	
Temperatura fluido frio na entrada do trocador de calor	T_{ce}	20 °C	(18)
Temperatura fluido frio na saída do trocador de calor	T_{cs}	35 °C	(18)

Fonte: O autor, 2021.

3.3 Validação

O procedimento de validação dos modelos implementados foi realizado comparando os resultados com aqueles obtidos pela simulação do mesmo processo utilizando o software comercial de simulação de processos Aspen Plus® V8.8.

3.3.1 Validação da abordagem simplificada

Para fins de validação, foi realizada uma simulação no Aspen Plus® de um compressor utilizando modelo isentrópico GPSA Aspen (2013). Simulação feita admitindo eficiência de 85% e modelo de gás ideal. No software foi selecionada a opção de considerar propriedades em condições médias entre sucção e descarga. Adicionalmente, foi realizada uma simulação para validação do trocador de calor, utilizando modelo de gás ideal.

Os resultados das simulações para validação dos cálculos dos compressores pelos modelos isentrópicos estão na Tabela 6. Nesta, apresentam-se os resultados de potência, a temperatura de descarga e a variação de temperatura entre sucção e descarga, assim como o desvio entre os resultados do software comercial de simulação e o modelo implementado.

A validação da potência e da temperatura de descarga é satisfatória levando em consideração os desvios relativamente próximos de zero.

Tabela 6 - Validação dos métodos simplificados de temperaturas e potência do compressor: isentrópico (Gás A)

Método	Variável	Método simplificado	Aspen Plus	Desvio (%)
	Potência (kw)	12276,25	12276,50	-0,002
Isentrópico	Temperatura de descarga (°C)	137,14	136,73	0,298
	Variação de temperatura (°C)	97,14	96,73	0,421

Fonte: O autor, 2021.

Na Tabela 7, está a validação do cálculo do trocador de calor por abordagem simplificada que usa a Equação (16). Como é possível observar, também há um desvio relativamente próximo de zero para o cálculo da carga térmica do trocador.

Tabela 7 - Validação do trocador de calor pela abordagem simplificada (Gás A)

	Método simplificado (kW)	Aspen Plus (kW)	Desvio (%)
Carga térmica	12276,929	12276,496	0,004

Fonte: O autor, 2021.

3.3.2 Validação da abordagem convencional

Para a validação no simulador, as propriedades e o equilíbrio de fases foram calculados pela equação de estado cúbica de Peng-Robison, EdE-PR, admitindo regra de mistura clássica e o mesmo coeficiente de interação binária, k_{ij} , do modelo convencional implementado para este trabalho.

Nesta seção são apresentadas as condições de entrada, os resultados comparados e os desvios percentuais para validação dos equipamentos.

Em relação aos vasos de separação, foi validado o caso em que, na saída do vaso, foram obtidas somente duas correntes com fases distintas e também validado o caso em que foram obtidas três correntes com fases distintas, respectivamente chamados de vaso com corrente bifásica e trifásica. As correntes bifásica e trifásica foram obtidas através de cálculos envolvendo o Gás A e o Gás B (Tabela 5), respectivamente, submetidos a 40 °C e 30,5 bar.

Em cada caso são comparadas as frações de vapor e líquido e a composição de cada corrente.

A Tabela 8 apresenta as frações de vapor e líquido em cada fase na saída do vaso com corrente bifásica assim como o desvio percentual dos resultados das simulações. Como é possível observar, os valores dos desvios são satisfatórios.

Tabela 8 – Frações de vapor e líquido no vaso com corrente bifásica (Gás A)

Fase	Método convencional	Aspen Plus	Desvio (%)
Vapor	0,9974275	0,9973999	0,0028
Líquido	0,0025725	0,0026001	-1,0615

Fonte: O autor, 2021.

As Tabela 9 e Tabela 10 apresentam as composições, em porcentagem molar, das correntes de saída do vaso separador com corrente bifásica. Tais tabelas apresentam a composição do vapor e do líquido obtida por este trabalho e pelo software comercial.

Tabela 9 – Composição do vapor (% molar) na saída do vaso com corrente bifásica (Gás A)

Componente	Composição molar (%)	
	Este trabalho	Aspen Plus
Metano	76,9191	77,1373
Etano	9,2236	9,2346
Propano	6,0139	5,9979
iso-Butano	1,0191	1,0098
n-Butano	1,8149	1,7907
iso-Pentano	0,3536	0,3423
n-Pentano	0,4557	0,4369
Hexano	0,2014	0,1788
Heptano	0,0783	0,0557
Octano	0,1423	0,0390
Nitrogênio	0,4779	0,4793
Dióxido de carbono	2,9920	2,9987
Sulfeto de Hidrogênio	0,0020	0,0020
Água	0,3063	0,2970

Fonte: O autor, 2021.

A Tabela 9 apresenta a porcentagem molar de cada componente, tendo sido alcançado uma boa concordância com os resultados do simulador.

A Tabela 10 apresenta a composição do líquido na saída do vaso separador com corrente bifásica obtida por este trabalho e pelo software comercial. Nota-se predominância de água. As porcentagens molares calculadas apresentadas na Tabela 10 estão satisfatoriamente próximas daquelas obtidas pelo software.

Tabela 10 – Composição do líquido na saída do vaso com corrente bifásica (Gás A)

Componentes	Composição molar (%)	
	Método convencional (%)	Aspen Plus (%)
Outros	0,011	0,006
Água	99,989	99,994

Fonte: O autor, 2021.

A Tabela 11 apresenta o desvio percentual das frações vapor e líquido no caso do vaso com corrente trifásica. Pode ser visto que o desvio da fração de vapor é plenamente satisfatório. Já as frações líquidas têm maior desvio, mas também são aceitáveis.

Tabela 11 - Frações de vapor e líquidos no vaso com corrente trifásica (Gás B)

Fase	Fração molar		Desvio (%)
	Método convencional	Aspen Plus	
Vapor	0,9938692	0,9942433	-0,0376
Líquida (rica em hidrocarboneto)	0,0037782	0,0033048	14,3246
Líquida (rica em água)	0,0023526	0,0024516	-4,0382

Fonte: O autor, 2021.

As Tabelas 13, 14 e 15 apresentam as composições, em porcentagem molar, das correntes de saída do vaso separador com corrente trifásica. Todas as porcentagens molares calculadas estão satisfatoriamente próximas daquelas obtidas pelo software.

Tabela 12 - Composição do vapor na saída do vaso com corrente trifásica (Gás B)

Componente	Composição molar (%)	
	Método convencional	Aspen Plus
Metano	70,1813	70,1599
Etano	8,3860	8,3857
Propano	10,8463	10,8529
iso-Butano	1,8134	1,8152
n-Butano	3,2010	3,2076
iso-Pentano	0,6001	0,6033
n-Pentano	0,7591	0,7650
Hexano	0,2903	0,2932
Heptano	0,0782	0,0805
Octano	0,0411	0,0430
Nitrogênio	0,4809	0,4808
Dióxido de carbono	3,0057	3,0050
Sulfeto de Hidrogênio	0,0020	0,0020
Água	0,3148	0,3059

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 13 - Composição do líquido rico em hidrocarboneto na saída do vaso com corrente trifásica (Gás B)

Componente	Composição molar (%)	
	Método convencional (%)	Aspen Plus (%)
Metano	10,8508	10,9016
Etano	5,4881	5,4010
Propano	19,4230	18,9717
iso-Butano	6,6272	6,8041
n-Butano	15,5567	15,4384
iso-Pentano	6,0658	5,9271
n-Pentano	9,5821	9,0839
Hexano	9,2591	9,6564
Heptano	6,1315	6,3056
Octano	7,8725	8,4174
Nitrogênio	0,0287	0,0283
Dióxido de carbono	0,9650	0,9618
Sulfeto de Hidrogênio	0,0015	0,0015
Água	2,1479	2,1013

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 14 - Composição da fase líquida rica em água. Validação vaso trifásico (Gás B)

Componente	Composição molar (%)	
	Método convencional	Aspen Plus
Outros	0,010	0,006
Água	99,990	99,994

Fonte: O autor, 2021.

A validação do compressor pela abordagem convencional foi feita admitindo os parâmetros presentes na Tabela 15.

Tabela 15 - Parâmetros usados na validação do compressor por abordagem convencional

Razão de compressão (Rz)	Pressão de sucção (bar)	Pressão de descarga (bar)	Eficiência	Temperatura de sucção (°C)	Vazão (kmol h ⁻¹)
3,15	10,0	31,5	0,85	40	11161

Fonte: O autor, 2021.

A Tabela 16 mostra resultados da temperatura de descarga, variação da temperatura e da potência obtidas por este trabalho e pelo software. Os resultados obtidos por esse trabalho são satisfatoriamente próximos aos obtidos pelo software

Tabela 16 - Validação compressor por abordagem convencional (Gás A)

	Método convencional	Aspen Plus	Desvio (%)
Potência (kW)	11708,78	11720,60	-0,10
Temperatura descarga (°C)	126,77	127,72	-0,74
Varição da temperatura (°C)	86,77	87,72	-1,08

Fonte: O autor, 2021.

Na validação do trocador de calor, o cálculo de entalpia na abordagem convencional foi comparado com os resultados do simulador considerando as composições e frações de líquido e vapor obtidas pelo software comercial (Tabelas (12) a (15)).

A validação do trocador de calor convencional com geração de corrente trifásica foi feita nas condições de temperatura de entrada e saída de 122 °C e 40 °C, respectivamente, e pressão de 31,5 bar na entrada. Foi considerado 1 bar de perda de carga no trocador de calor. Os resultados de tal validação assim como o desvio percentual estão apresentados na

Tabela 17.

Tabela 17 - Validação do trocador de calor por abordagem convencional (Gás B).
Formação de corrente trifásica

Carga térmica no trocador de calor	Método convencional (kW)	Aspen Plus (kW)	Desvio (%)
	14589,01	14524,72	0,443%

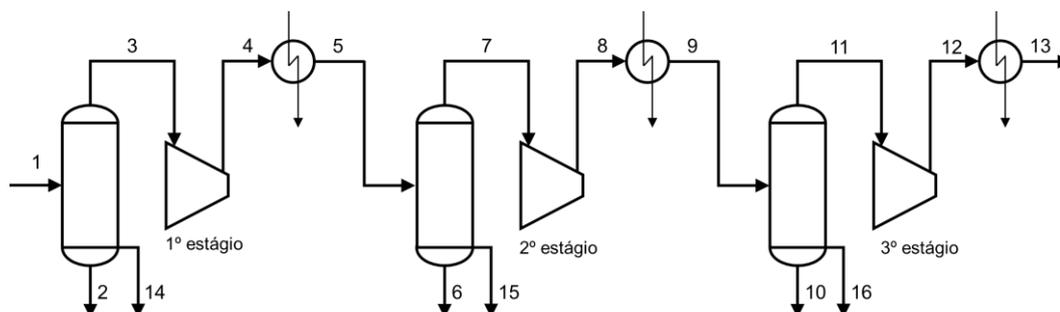
Fonte: O autor, 2021.

A carga térmica calculada por este trabalho e pelo software tem desvio percentual consideravelmente pequeno e satisfatório.

3.4 Comparação entre as abordagens simplificada e convencional

Nesta seção, os resultados das simulações e comparativos são feitos baseados no sistema de compressão esquematizado na Figura 14, com três estágios de compressão. Cada estágio é composto por um vaso separador, um compressor e um trocador de calor.

Figura 14 - Sistema de compressão com correntes dos vasos considerando duas fases líquidas



Fonte: O autor, 2021.

Pelo modelo convencional, foram analisadas a formação de três fases nos vasos separadores. Por esse motivo, estão representadas duas correntes de líquido em cada vaso separador. Essas duas correntes estão representadas para fins da descrição da simulação. Entretanto, as duas fases são descarregadas juntas em uma corrente no fundo de cada vaso na plataforma.

3.4.1 Resultados das simulações pelo método convencional

As Tabela 18 e Tabela 19 apresentam os resultados da simulação pelo método convencional com Gás A e Gás B, respectivamente. Em ambos os casos, não há remoção de líquido no primeiro vaso.

Tabela 18 - Composição e condições das correntes da simulação com Gás A

Componente	Correntes															
	1	2	14	3	4	5	6	15	7	8	9	10	16	11	12	13
Metano	0,7694	-	-	0,7694	0,7694	0,7694	$3 \cdot 10^{-5}$	0	0,7692	0,7692	0,7692	$8 \cdot 10^{-5}$	0	0,7659	0,7659	0,7659
Etano	0,0921	-	-	0,0921	0,0921	0,0921	$4 \cdot 10^{-6}$	0	0,0922	0,0922	0,0922	$7 \cdot 10^{-6}$	0	0,0925	0,0925	0,0925
Propano	0,0598	-	-	0,0598	0,0598	0,0598	$3 \cdot 10^{-7}$	0	0,0601	0,0601	0,0601	$4 \cdot 10^{-7}$	0	0,0609	0,0609	0,0609
iso-Butano	0,0101	-	-	0,0101	0,0101	0,0101	0	0	0,0102	0,0102	0,0102	0	0	0,0104	0,0104	0,0104
n-Butano	0,0179	-	-	0,0179	0,0179	0,0179	0	0	0,0181	0,0181	0,0181	0	0	0,0187	0,0187	0,0187
iso-Pentano	0,0034	-	-	0,0034	0,0034	0,0034	0	0	0,0035	0,0035	0,0035	0	0	0,0038	0,0038	0,0038
n-Pentano	0,0044	-	-	0,0044	0,0044	0,0044	0	0	0,0046	0,0046	0,0046	0	0	0,0049	0,0049	0,0049
Hexano	0,0018	-	-	0,0018	0,0018	0,0018	0	0	0,0020	0,0020	0,0020	0	0	0,0023	0,0023	0,0023
Heptano	0,0006	-	-	0,0006	0,0006	0,0006	0	0	0,0008	0,0008	0,0008	0	0	0,0010	0,0010	0,0010
Octano	0,0004	-	-	0,0004	0,0004	0,0004	0	0	0,0014	0,0014	0,0014	0	0	0,0024	0,0024	0,0024
Nitrogênio	0,0048	-	-	0,0048	0,0048	0,0048	0	0	0,0048	0,0048	0,0048	0	0	0,0047	0,0047	0,0047
Dióxido de carbono	0,0299	-	-	0,0299	0,0299	0,0299	$7 \cdot 10^{-5}$	0	0,0299	0,0299	0,0299	$2 \cdot 10^{-4}$	0	0,0299	0,0299	0,0299
Sulfeto de Hidrogênio	0,00002	-	-	0,00002	0,00002	0,00002	$4 \cdot 10^{-7}$	0	0,00002	0,00002	0,00002	$8 \cdot 10^{-7}$	0	0,00002	0,00002	0,00002
Água	0,0056	-	-	0,0056	0,0056	0,0056	0,99989	0	0,0031	0,0031	0,0031	0,99975	0	0,0025	0,0025	0,0025
P (bar)	10	-	-	10	31,5	30,5	30,5	30,5	30,5	96,08	95,08	95,08	95,08	95,08	299,5	298,5
T (°C)	40,00	-	-	40,00	126,77	40,00	40,00	40,00	40,00	130,47	40,00	40,00	40,00	40,00	124,87	40,00
fv	1	-	-	1	1	0,99743	0	0	1	1	0,99927	0	0	1	1	1
f _{HC}	0	-	-	0	0	0	0	1	0	0	0	0	1	0	0	0
f _{H₂O}	0	-	-	0	0	0,00257	1	0	0	0	0,00073	1	0	0	0	0
Vazão (kmol/h)	11161	0	0	11161	11161	11161	28,7	0	11132,3	11132,3	11132,3	8,1	0	11124,2	11124,2	11124,2

Fonte: O autor, 2021.

Tabela 19 - Composição e condições das correntes da simulação com Gás B

Correntes																
Componente	1	2	14	3	4	5	6	15	7	8	9	10	16	11	12	13
Metano	0,6979	-	-	0,6979	0,6979	0,6979	$3 \cdot 10^{-5}$	0,1085	0,7018	0,7018	0,7018	$8 \cdot 10^{-5}$	0,3921	0,7029	0,7029	0,7029
Etano	0,0836	-	-	0,0836	0,0836	0,0836	$3 \cdot 10^{-6}$	0,0549	0,0839	0,0839	0,0839	$6 \cdot 10^{-6}$	0,0975	0,0839	0,0839	0,0839
Propano	0,1085	-	-	0,1085	0,1085	0,1085	$5 \cdot 10^{-7}$	0,1942	0,1085	0,1085	0,1085	$6 \cdot 10^{-7}$	0,2103	0,1082	0,1082	0,1082
iso-Butano	0,0183	-	-	0,0183	0,0183	0,0183	0	0,0663	0,0181	0,0181	0,0181	0	0,0502	0,0180	0,0180	0,0180
n-Butano	0,0324	-	-	0,0324	0,0324	0,0324	0	0,1556	0,0320	0,0320	0,0320	0	0,1029	0,0318	0,0318	0,0318
iso-Pentano	0,0062	-	-	0,0062	0,0062	0,0062	0	0,0607	0,0060	0,0060	0,0060	0	0,0289	0,0059	0,0059	0,0059
n-Pentano	0,0079	-	-	0,0079	0,0079	0,0079	0	0,0958	0,0076	0,0076	0,0076	0	0,0393	0,0075	0,0075	0,0075
Hexano	0,0032	-	-	0,0032	0,0032	0,0032	0	0,0926	0,0029	0,0029	0,0029	0	0,0237	0,0028	0,0028	0,0028
Heptano	0,0010	-	-	0,0010	0,0010	0,0010	0	0,0613	0,0008	0,0008	0,0008	0	0,0099	0,0007	0,0007	0,0007
Octano	0,0007	-	-	0,0007	0,0007	0,0007	0	0,0787	0,0004	0,0004	0,0004	0	0,0079	0,0004	0,0004	0,0004
Nitrogênio	0,0048	-	-	0,0048	0,0048	0,0048	0	0,0003	0,0048	0,0048	0,0048	0	0,0017	0,0048	0,0048	0,0048
Dióxido de carbono	0,0299	-	-	0,0299	0,0299	0,0299	$7 \cdot 10^{-5}$	0,0097	0,0301	0,0301	0,0301	$2 \cdot 10^{-4}$	0,0239	0,0301	0,0301	0,0301
Sulfeto de Hidrogênio	0,00002	-	-	0,00002	0,00002	0,00002	$4 \cdot 10^{-7}$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	$8 \cdot 10^{-7}$	0,0000	0,00002	0,00002	0,00002
Água	0,0056	-	-	0,0056	0,0056	0,0056	0,99990	0,0215	0,0031	0,0031	0,0031	0,99975	0,0117	0,0029	0,0029	0,0029
P (bar)	10	-	-	10	31,5	30,5	30,5	30,5	30,5	96,08	95,08	95,08	95,08	95,08	299,5	298,5
T (°C)	40	-	-	40	119,58	40	40	40	40	125,22	40	40	40	40	116,48	40
Fv	1	-	-	1	1	0,9939	0	0	1	1	0,99358	0	0	1	1	1
fl _{Hc}	0	-	-	0	0	0,0038	0	1	0	0	0,0023	0	1	0	0	0
fl _{H2O}	0	-	-	0	0	0,0024	1	0	0	0	0,00407	1	0	0	0	0
Vazão (kmol/h)	11161	0	0	11161	11161	11161	26,3	42,2	11092,6	11092,6	11092,6	45,2	26,0	11021,4	11021,4	11021,4

Fonte: O autor, 2021.

3.4.2 Comparação entre as abordagens simplificada e convencional com Gás A

A comparação das abordagens é feita apresentando os resultados do dimensionamento dos equipamentos que compõem o sistema de compressão, assim como os resultados do CAPEX correspondente. A partir dos desvios dos resultados, é possível analisar a aplicabilidade da abordagem simplificada para avaliação de sistemas de compressão.

As Tabela 20 a Tabela 25 mostram os resultados obtidos pela abordagem simplificada e pela abordagem convencional, assim como os desvios percentuais. Os valores utilizados do fator de compressibilidade para cada estágio da abordagem simplificada foram 0,97, 0,93 e 0,83 (fator de compressibilidade obtido pelo método gráfico). Adicionalmente, pode-se considerar o fator de compressibilidade de gás ideal ($Z=1$) em todos os estágios. Essa hipótese é considerada na seção 3.4.2.1.

A Tabela 20 apresenta os resultados do dimensionamento dos vasos com Gás A em cada abordagem e os desvios entre eles.

Tabela 20 - Resultados dos dimensionamentos dos vasos separadores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás A)

Propriedade	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Vaso 1 - Massa (kg)	45519,87	50665,34	-10,16
Vaso 2 - Massa (kg)	25819,42	28470,34	-9,31
Vaso 3 - Massa (kg)	14445,66	15596,12	-7,38
Vaso 1 - L (m)	15,29	16,13	-5,21
Vaso 1 - D (m)	3,82	4,03	-5,21
Vaso 2 - L (m)	11,51	12,09	-4,77
Vaso 2 - D (m)	2,88	3,02	-4,77
Vaso 3 - L (m)	8,61	8,95	-3,76
Vaso 3 - D (m)	2,15	2,24	-3,76

Fonte: O autor, 2021.

As diferenças observadas na Tabela 21 nas dimensões dos vasos associadas às abordagens simplificada e convencional são consequência direta de discrepâncias em relação aos valores de densidade empregados em cada modelo (vide Equação (3)).

A Tabela 21 apresenta os resultados do dimensionamento dos compressores com Gás A em cada abordagem e os desvios entre eles. Os resultados da abordagem simplificada foram obtidos a partir das Equações (12) e (15).

Tabela 21 - Resultados dos dimensionamentos dos compressores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás A)

Propriedade	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Potência 1 (kW)	11907,96	11708,70	1,70
Potência 2 (kW)	11416,91	10937,39	4,38
Potência 3 (kW)	10189,28	9875,69	3,18
Temperatura de descarga 1 (°C)	137,14	126,77	8,18
Temperatura de descarga 2 (°C)	137,14	130,47	5,11
Temperatura de descarga 3 (°C)	137,14	124,87	9,83

Fonte: O autor, 2021.

O fato das potências serem decrescentes se relaciona com o fato de que, em cada estágio, a compressão é feita em um intervalo de pressão diferente e o gás tem diferente fator de compressibilidade. Além de poder estar relacionado ao fato de haver retirada de líquido nos dois últimos vasos (Tabela 18) e, portanto, menor quantidade de gás para ser comprimido no 2º e no 3º estágios.

Com os mesmos parâmetros em todos os estágios (Equação (15)), as temperaturas de descarga simplificadas têm, portanto, o mesmo valor em todos os compressores. Levando em consideração a simplicidade e a praticidade da abordagem, os desvios da Tabela 21 são aceitáveis para o uso desta metodologia de cálculo.

A Tabela 22 apresenta os resultados do dimensionamento dos trocadores de calor com Gás A em cada abordagem e os desvios entre eles.

Tabela 22 - Resultados dos dimensionamentos dos trocadores de calor na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás A)

Propriedade	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Área 1 (m ²)	824,35	1021,58	-19,31
Área 2 (m ²)	824,35	1252,50	-34,18
Área 3 (m ²)	824,35	1275,84	-35,39
Carga térmica 1 (kW)	12276,93	14545,69	-15,60
Carga térmica 2 (kW)	12276,93	18123,51	-32,26
Carga térmica 3 (kW)	12276,93	18014,83	-31,85

Fonte: O autor, 2021.

Na abordagem simplificada, apenas metano e etano passam pelo trocador de calor. Como estes são incondensáveis, despreza-se a entalpia associada à mudança de fase. Por essa razão, existem desvios consideravelmente altos nos resultados do dimensionamento destes equipamentos. A análise da influência da não idealidade, da simplificação e da condensação é feita na Seção 3.4.2.2.

A Tabela 23 apresenta os resultados do CAPEX de cada equipamento com Gás A em cada abordagem e os desvios entre eles.

Tabela 23 - CAPEX dos equipamentos pela abordagem simplificada e pela convencional (Gás A)

Equipamento	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Vaso 1 (US\$)	321 306	350 821	-8,41
Vaso 2 (US\$)	202 864	219 432	-7,55
Vaso 3 (US\$)	128 350	136 207	-5,77
Compressor 1 (US\$)	6 158 692	6 102 742	0,92
Compressor 2 (US\$)	6 019 502	5 882 071	2,34
Compressor 3 (US\$)	5 660 614	5 568 346	1,66
Trocador de calor 1 (US\$)	198 501	248 586	-20,15
Trocador de calor 2 (US\$)	198 501	309 757	-35,92
Trocador de calor 3 (US\$)	198 501	316 194	-37,22

Fonte: O autor, 2021.

Os desvios nos CAPEX de cada equipamento seguem o comportamento dos resultados do dimensionamento. Existe uma compensação de erros devido a desvios positivos em alguns equipamentos e negativos em outros.

Os compressores são os equipamentos que apresentam o menor desvio no CAPEX. A consideração da não idealidade do gás, através da determinação gráfica dos fatores de compressibilidade aplicados na equação de trabalho isentrópico (Equação (12)), contribui para esses resultados. Os trocadores de calor apresentam os maiores desvios de CAPEX, consequência da maior diferença dos valores calculados de carga térmica.

A Tabela 24 apresenta os resultados da soma do CAPEX de cada tipo de equipamento e o CAPEX total do sistema de compressão com Gás A em cada abordagem e os desvios entre as abordagens.

Tabela 24 - CAPEX total pela abordagem simplificada e pela convencional (Gás A)

Equipamento	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Soma vaso (US\$)	652 520	706 461	-7,64
Soma compressor (US\$)	17 838 808	17 553 159	1,63
Soma trocador de calor (US\$)	595 502	874 537	-31,91
CAPEX Total + 5% (Instrumentação) (US\$)	20 041 172	20 090 865	-0,25

Fonte: O autor, 2021.

Enquanto os trocadores de calor e os vasos têm CAPEX na ordem das centenas de milhares, em termos absolutos, o compressor tem CAPEX na ordem das unidades de milhões. Nesse sentido, o compressor corresponde a maior parte dos custos e o erro associado a ele foi pequeno. Isso faz com que o desvio total seja baixo. Existe uma compensação de erros que também influencia o desvio do CAPEX total, mas ela tem um papel secundário. Tal desvio total pode ser considerado baixo para uso da abordagem simplificada em fase de identificação e avaliação da oportunidade ou fase de seleção (projeto conceitual). Os cálculos simplificados, portanto, se tornam uma ferramenta rápida pela simplicidade e útil pela objetividade para análises de custo do sistema de compressão de gás natural com a composição mencionada.

3.4.2.1 Comparação do CAPEX considerando a hipótese de gás ideal

Cálculos equivalentes também foram realizados para o Gás A considerando a hipótese de gás ideal, ignorando a correção do fator de compressibilidade em todos os equipamentos. A Tabela 25 apresenta os resultados comparativos de CAPEX neste caso.

Tabela 25 - CAPEX total pela abordagem simplificada com comportamento ideal e pela convencional (Gás A)

Equipamento	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Soma vaso (US\$)	670 749	706 461	-5,05
Soma compressor (US\$)	18 784 749	17 553 159	7,02
Soma trocador de calor (US\$)	595 502	874 537	-31,91
CAPEX Total + 5% (Instrumentação) (US\$)	21 053 551	20 090 865	4,79

Fonte: O autor, 2021

O uso do comportamento ideal na abordagem simplificada aumenta o desvio do CAPEX total. Entretanto, é observado que o desvio do CAPEX dos vasos diminui. O fator de compressibilidade de gás ideal usado nesse caso faz com que a densidade do gás seja menor (Equação (11)). A densidade do gás sendo menor na equação da velocidade terminal (Equação (2)) faz com que tal velocidade seja maior. A densidade menor do gás também faz com que sua vazão seja maior. Com essas mudanças, a razão entre a vazão do gás e sua velocidade aumenta; fazendo com que o diâmetro seja maior (Equação (3)), uma vez que o diâmetro pela abordagem simplificada é inversamente proporcional ao fator de compressibilidade elevado a 0,25. Esses fatores conduzem a um vaso com dimensões maiores e com maior CAPEX.

Os desvios associados aos trocadores de calor continuam os mesmos da Tabela 24 porque não são influenciados pelo fator de compressibilidade. A principal mudança se dá no desvio em relação ao compressor. Neste equipamento, uma vez que não há correção pelo fator de compressibilidade, observam-se maiores desvios, resultando no aumento no desvio do CAPEX total.

3.4.2.2 Comparação entre entalpia ideal e real para diferentes pressões.

O desvio no trocador de calor pode ser explicado pelos dados apresentados na Tabela 26, na qual são comparadas as variações de entalpia considerando o comportamento de gás ideal com base na composição simplificada (metano e etano) e na composição completa (Gás A) em relação ao cálculo via equação de estado (EdE-PR) e composição completa. As variações de entalpias foram calculadas para uma temperatura inicial de 40 °C e final de 130°C. As pressões para análise vão de 1 bar a 299,49 bar.

Tabela 26 - Entalpia ideal e real. Desvio da idealidade com o aumento da pressão

P (bar)	H ideal C1 e C2 (kJ/kmol)	H ideal Gás A (kJ/kmol)	H (EdE-PR) Gás A (kJ/kmol)	Desvio (%) H ideal C1 e C2 (kJ/kmol)	Desvio (%) H ideal Gás A (kJ/kmol)
1,00	3708,49	4228,79	4237,95	-12,49	-0,22
10,00	3708,49	4228,79	4323,97	-14,23	-2,20
31,50	3708,49	4228,79	4890,50	-24,17	-13,53
96,08	3708,49	4228,79	6281,96	-40,97	-32,68
299,49	3708,49	4228,79	6096,02	-39,17	-30,63

Fonte: O autor, 2021

A Tabela 26 mostra que a variação de entalpia desvia da idealidade com o aumento da pressão, o que contribui com o aumento no desvio da carga térmica e do CAPEX dos trocadores de calor a cada estágio de compressão; quando comparadas as abordagens simplificada e convencional.

O desvio da variação de entalpia também é influenciado pela condensação. Nas pressões de 31,50, 96,08 e 299,49 bar, ocorre condensação parcial do gás. Nas pressões de 1 e 10 bar não há condensação.

Adicionalmente, nota-se diferença entre a variação de entalpia do gás ideal considerando somente metano e etano e a outra considerando a composição completa (Gás A). Quando se usa composição simplificada (metano e etano) o desvio é maior. Estes desvios devem ser levados em consideração quando tais cálculos forem usados na avaliação do custo.

Neste trabalho os trocadores de calor trabalham nas pressões de 31,50, 96,08 e 299,49 bar. Além dessas pressões, na Tabela 26, foram apresentadas comparações nas variações de entalpia para 1 bar para servir de referência comparativa quando os gases têm comportamento mais próximo da idealidade, e na pressão de 10 bar porque o sistema de compressão, neste trabalho, tem corrente de alimentação nessa pressão.

3.4.3 Comparação entre as abordagens simplificada e convencional com Gás B

A comparação das abordagens foi repetida utilizando uma corrente com a composição do Gás B, enriquecido em componentes mais pesados. As Tabela 27 a

Tabela 32 mostram os resultados dos equipamentos obtidos pela abordagem simplificada e pela abordagem convencional, assim como os desvios percentuais. Os resultados simplificados para o Gás B são os mesmos do Gás A visto que o mesmo conceito é aplicado para os dois gases. Os fatores de compressibilidade usados em cada estágio da abordagem simplificada foram 0,97, 0,93 e 0,83 (obtidos pelo método gráfico). Adicionalmente, na seção 3.4.3.1 é feita análise com fator de compressibilidade de gás ideal ($Z=1$) em todos os estágios comparando-se com os resultados obtidos pela abordagem convencional.

A Tabela 27 apresenta os resultados do dimensionamento dos vasos com Gás B em cada abordagem e os desvios entre elas.

Tabela 27 - Resultados dos dimensionamentos dos vasos separadores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás B)

Equipamentos	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Vaso 1 - Massa (kg)	45519,87	53548,66	-14,99
Vaso 2 - Massa (kg)	25819,42	31817,03	-18,85
Vaso 3 - Massa (kg)	14445,66	21468,44	-32,71
Vaso 1 - L (m)	15,29	16,58	-7,80
Vaso 1 - D (m)	3,82	4,15	-7,80
Vaso 2 - L (m)	11,51	12,78	-9,92
Vaso 2 - D (m)	2,88	3,20	-9,92
Vaso 3 - L (m)	8,61	10,50	-17,97
Vaso 3 - D (m)	2,15	2,62	-17,97

Fonte: O autor, 2021.

O Gás B tem mais componentes pesados e o sistema tem maior geração de líquido no 2º e 3º estágios quando comparado ao Gás A. Os desvios maiores para o Gás B tem relação com maior formação de líquido e maior desvio na predição das densidades.

A Tabela 28 apresenta os resultados do dimensionamento dos compressores com Gás B em cada abordagem e os desvios entre elas.

Tabela 28 - Resultados dos dimensionamentos dos compressores na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás B)

Parâmetros operacionais	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Potência 1 (kW)	11907,96	11448,66	4,01
Potência 2 (kW)	11416,91	10433,43	9,43
Potência 3 (kW)	10189,28	9081,56	12,20
Temperatura de descarga 1 (°C)	137,14	119,58	14,68
Temperatura de descarga 2 (°C)	137,14	125,22	9,52
Temperatura de descarga 3 (°C)	137,14	116,48	17,74

Fonte: O autor, 2021.

O fato de o Gás B ser mais pesado que o Gás A tem relação com o maior desvio nos compressores do sistema com Gás B (Tabela 21 e Tabela 28), provavelmente devido aos maiores desvios da idealidade do gás mais pesado (Gás B) em relação ao gás mais leve (Gás A).

A Tabela 29 apresenta os resultados do dimensionamento dos trocadores de calor com Gás B em cada abordagem e os desvios entre elas.

Tabela 29 - Resultados dos dimensionamentos dos trocadores de calor na abordagem simplificada e na abordagem convencional (Gás B)

Parâmetros operacionais	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Área 1 (m ²)	824,35	1033,55	-20,24
Área 2 (m ²)	824,35	1301,19	-36,65
Área 3 (m ²)	824,35	1290,5	-36,12
Carga térmica 1 (kW)	12276,93	14259,96	-13,91
Carga térmica 2 (kW)	12276,93	18401,60	-33,28
Carga térmica 3 (kW)	12276,93	17566,67	-30,11

Fonte: O autor, 2021.

Os desvios dos trocadores de calor são próximos entre os dois gases (Tabela 23 e Tabela 29). Além da geração de líquido, a variação de temperatura e vazão também exercem influência nesses resultados. Tais fatores contribuem para a proximidade nos desvios entre os dois gases.

A Tabela 30 apresenta os resultados do CAPEX de cada equipamento com Gás B em cada abordagem e os desvios entre elas.

Tabela 30 - CAPEX dos equipamentos pela abordagem simplificada e pela convencional e desvios percentuais (Gás B)

Equipamentos	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Vaso 1 (US\$)	321 306	367 162	-12,49
Vaso 2 (US\$)	202 864	240 023	-15,48
Vaso 3 (US\$)	128 350	175 097	-26,70
Compressor 1 (US\$)	6 158 692	6 028 574	2,16
Compressor 2 (US\$)	6 019 502	5 733 310	4,99
Compressor 3 (US\$)	5 660 614	5 321 613	6,37
Trocador de calor 1 (US\$)	198 501	251 662	-21,12
Trocador de calor 2 (US\$)	198 501	322 850	-38,52
Trocador de calor 3 (US\$)	198 501	319 948	-37,96

Fonte: O autor, 2021.

A Tabela 31 apresenta os resultados da soma do CAPEX e o CAPEX total dos equipamentos com Gás B em cada abordagem e os desvios entre elas.

Tabela 31 - CAPEX total pela abordagem simplificada e pela convencional (Gás B)

Equipamentos	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Soma Vaso (US\$)	652 520	782 282	-16,59
Soma Compressor (US\$)	17 838 808	17 083 497	4,42
Soma Trocador de calor (US\$)	595 502	894 460	-33,42
CAPEX Total + 5% (Instrumentação) (US\$)	20 041 172	19 698 251	1,74

Fonte: O autor, 2021.

Comparando os resultados dos CAPEX totais estimados pela abordagem simplificada a partir dos dois gases (Tabela 24 (Gás A) e Tabela 31 (Gás B)), percebe-se que o CAPEX total estimado a partir do Gás B é menor, porém o seu desvio é mais significativo quando comparado com a estimativa realizada com a abordagem convencional.

Os resultados apresentados nas Tabelas 24 e 31 mostram que apesar dos desvios dos equipamentos serem por vezes consideráveis, quando considerado o CAPEX total esses desvios são bastante aceitáveis tanto para o desvio do Gás A (-0,25%) quanto para o Gás B (1,74%).

A Tabela 31 mostra uma tendência de maior desvio de CAPEX total para os gases mais ricos, representado pelo Gás B, em comparação com os gases mais pobres, representados pelo Gás A (Tabela 24).

3.4.3.1 Comparação do CAPEX considerando a hipótese de gás ideal

A Tabela 32 apresenta os resultados da soma do CAPEX e o CAPEX total dos equipamentos com o Gás B, mais rico em componentes pesados, em cada abordagem e os desvios entre eles. Nesta seção, o Gás B é considerado como um gás ideal (fator de compressibilidade, com $Z = 1$).

Tabela 32 - CAPEX total pela abordagem simplificada assumindo comportamento ideal e pela convencional (Gás B)

Equipamento	Simplificado	Convencional	Desvio (%)
Soma Vaso (US\$)	670 749	782 282	-14,26
Soma Compressor (US\$)	18 784 749	17 083 497	9,96
Soma Trocador de calor (US\$)	595 502	894 460	-33,42
CAPEX Total + 5% (Instrumentação) (US\$)	21 053 551	19 698 251	6,88

Fonte: O autor, 2021.

Na Tabela 32 é observado que o maior desvio do compressor contribui para um maior desvio do CAPEX total, comparando com a Tabela 31.

O uso do comportamento ideal leva a um aumento de desvio nos CAPEX totais para os dois gases. Tanto para o Gás A quanto para o Gás B houve um aumento de pouco mais de 5% nos desvios do CAPEX total quando comparado a hipótese de gás ideal e o coeficiente de compressibilidade obtido pelo método gráfico.

3.5 Considerações Finais

Nesta seção, apresentaram-se estimativas do CAPEX de uma instalação típica para a compressão de gases em plataformas. A modelagem foi realizada utilizando duas abordagens, uma simplificada, em que foram adotadas diversas hipóteses simplificadoras para tornar o cálculo mais direto (sem a necessidade de se recorrer a *softwares* de programação e/ou simuladores de processos, por exemplo), e outra convencional, em que são adotadas práticas usuais em etapas de projeto conceitual desses tipos de processos no meio industrial.

De modo geral, os resultados apresentados nesta seção demonstram que os desvios em estimativas do CAPEX para duas composições típicas de gás natural (uma mais pobre em componentes pesados, Gás A, e outra mais rica nestes, Gás B) são menores que 10%, demonstrando-se uma descrição adequada do compressor (que tem maior contribuição no CAPEX total) por parte do modelo simplificado

Dessa forma, considerando que esses desvios são aceitáveis em etapas de projeto preliminar de unidades de compressão, demonstra-se a utilidade do método simplificado de cálculo para desenvolvimento de vários testes mais rápidos em diferentes situações. Pode se citar situações em que se deseja simular com outra vazão de entrada, composição, demanda de compressão ou até mesmo número de estágios. O uso do método simplificado torna possível a simulação rápida e eficiente de diferentes cenários, sem a necessidade de se recorrer a simuladores de processos.

CONCLUSÃO

O objetivo desta dissertação foi verificar a viabilidade da utilização de um modelo simplificado para a avaliação econômica de sistemas de compressão de gás natural associados à produção de petróleo. A abordagem simplificada se propõe a ser uma ferramenta rápida pela simplicidade e útil pela objetividade para análises de custo do sistema de compressão na fase de análises dos dados de reservatório. Entretanto, para que a abordagem simplificada possa ser utilizada de forma segura, é necessário quantificar os desvios em relação às abordagens mais complexas, questão esta que motivou a dissertação proposta.

Através da análise de dois exemplos de correntes gasosas com diferentes composições verificou-se que o desvio no CAPEX total entre o modelo simplificado e um modelo convencional nunca ultrapassou 10%, mesmo quando considerando comportamento de gás ideal. A comparação entre os resultados relativos às duas correntes gasosas mostra que os desvios tendem a ser maiores quanto maior for o teor de componentes pesados (riqueza do gás).

É importante observar que este resultado embute um efeito de compensação de erros, pois os desvios associados aos diferentes equipamentos apresentaram tendência contrária. Por exemplo, o modelo simplificado produziu desvios positivos na estimativa do CAPEX para os compressores e negativos para os trocadores de calor.

Desta forma, como conclusão geral é possível afirmar que a abordagem simplificada mostra ser uma ferramenta útil para testes rápidos de prova de conceito e tentativas na análise preliminar de um novo sistema de compressão de gás. O engenheiro responsável pelo projeto, tendo uma noção quantitativa dos desvios associados a essa simplificação, tem uma ferramenta útil para realizar testes rápidos em uma faixa relativamente diversa de cenários de composição de gás natural.

Perspectivas de trabalhos futuros incluem o cálculo de todo o processamento primário do petróleo que chega até a plataforma pelo *riser*. Inclusão de análise de CAPEX de sistemas de separação de gás, remoção de água, sais e outras

impurezas; em suma todo processo no *topside* para tornar o petróleo e o gás estáveis e adequados para serem transferidos.

Neste trabalho, optou-se por não analisar o efeito de altos teores de CO₂ no gás natural por conta de complicações adicionais na modelagem termodinâmica. Para trabalhos futuros, considera-se analisar se a abordagem simplificada apresenta desvios aceitáveis para sistemas com maiores teores de CO₂. Outros estudos futuros incluem casos que tenham a possibilidade de deposição de asfaltenos e parafinas.

REFERÊNCIAS

Agência Nacional do Petróleo Gás Natural e Biocombustíveis (Brasil). *Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustíveis: 2019*. Rio de Janeiro: ANP, 2019. 264p. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/arquivos/central-conteudos/anuario-estatistico/2019/2019-anuario-versao-impressao.pdf>>. Acesso em: 28 dez 2019.

_____. *Campos em declínio de produção*. Rio de Janeiro: ANP, 2017. 22p. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/images/Palestras/campos_maduros_royalties/Tabita_Loureiro.pdf>. Acesso em: 28 Dez 2019.

_____. *Gestão de contratos de E&P*. Rio de Janeiro: ANP, 2019. Disponível em: <<http://www.anp.gov.br/exploracao-e-producao-de-oleo-e-gas/gestao-de-contratos-de-e-p?view=default>>. Acesso em: 28 dez 2019.

_____. *Oportunidades no Setor de Petróleo e Gás no Brasil – Ações em Curso e Rodadas de Licitações 2018-2019*. Rio de Janeiro: ANP, 2018. 32p. Disponível em: <http://www.anp.gov.br/images/publicacoes/Livreto_Upstream_2018-P.pdf>. Acesso em: 28 dez 2019.

American Petroleum Institute. *API SPEC 12J: Specification for Oil and Gas Separators*. 8 ed. [S.l.: s.n.], 2008.

ASPEN Technology, Inc. *Aspen Physical Property System: Physical Property Methods*. Burlington: [s.n.], 2013. v. 84.

ASPENTECH. *Aspen Plus*. Disponível em <<http://www.aspentech.com/products/aspen-plus.aspx>>. Acesso em: 03 mar 2018.

BOSCHEE, P. Challenges of Accurate Cost Estimation for Facilities: Oil and Gas Facilities. *Oil and Gas Facilities*, v. 1, p10-14, abr 2012.

BP. Statistical Review of World Energy. 69. ed. 2020. Disponível em < <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/statistical-review-of-world-energy.html>>. Acesso em: 01 jan 2020.

BRASIL. Lei n. 9478, de 6 de agosto de 1997. Dispõe sobre a política energética nacional, as atividades relativas ao monopólio do petróleo, institui o Conselho Nacional de Política Energética e a Agência Nacional do Petróleo e dá outras providências. *Diário Oficial da República Federativa do Brasil*, Brasília, DF, 6 de ago. 1997. Seção 1, p.1.

CAMPBELL, J.M. *Gas Conditioning and Processing*. 7.ed. [S.l.]: Norman Campbell Petroleum Series, 1992. 2 v. V. 2: The Equipment Modules.

CAMPBELL, J.M. *Gas Conditioning and Processing*. 9. ed. [S.l.]: Norman Campbell Petroleum Series, 2013. 2 v. V 1: The Basic Principals.

CAMPOS, G. V. K. *Otimização e síntese de cascatas de refrigeração com integração energética utilizando superfícies de resposta: aplicação à destilação criogênica extrativa para remoção de CO₂ de gás natural*. 2016. 162 f. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) – Universidade Federal do Rio de Janeiro – Escola de Química, Rio de Janeiro, 2016.

DICIONÁRIO do petróleo. Disponível em: <<http://dicionariodopetroleo.com.br/>>. Acesso em: 28 dez 2019.

FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; CLUMP, C. W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. *Princípios das operações unitárias*. 2.ed. Rio de Janeiro: LTC, 1982.

GONZÁLEZ, D.; STANKO, M.; HOFFMANN, A. Decision support method for early-phase design of offshore hydrocarbon fields using model-based optimization. *Journal of Petroleum Exploration and Production Technology*, v. 10, p. 1473–1495, 2020.

GPSA, Engineering Data Book. *Gas Processors Suppliers Association*. 12 ed. [S.l.: s.n.], 2004.

GREEN, D.W.; PERRY, R.H. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8 ed. Nova York: McGraw-Hill. 2008.

HITACHI. *Centrifugal compressors: Playing a key role in the production of Brazil's offshore oil resources*. 2015. Disponível em: <https://social-innovation.hitachi/en/case_studies/energy_compressor#section2>. Acesso em: 10 dez de 2019.

JAHN, F.; COOK, M.; GRAHAM, M.; FERREIRA, D. *Introdução à Exploração e Produção de Hidrocarbonetos*. Rio de Janeiro: Elsevier, 2012.

KONTOGEORGIS, G. M.; FOLAS, G. K. *Thermodynamic Models for industrial applications: from classical and advanced mixing rules to association theories*. Nova York: John Wiley & Sons, 2010.

MOKHATAB, S.; POE, W. A.; MAK, J. Y. *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. 4. ed. Waltham: Gulf Professional Publishing, 2018.

NUNES, G.; COSTA, A. L. H.; ROMÃO, J. de F. *An Integrated Field Development Methodology for Improving FEL1*. Rio de Janeiro. OTC Brasil, 2017.

PAREDES, M. L. L. *Termodinâmica Aplicada I*. 2017. 50f. Notas de aula.

PASSALACQUA, H. SAPUTELLI, L. BLACK, A. BARRY, K. *Front-End-Loading (FEL) Process Supporting Optimum Field Development Decision Making*. Society of Petroleum Engineers, SPE-167655-MS. SPE Kuwait Oil and Gas Show and Conference. Kuwait City: Kuwait, 2013.

PENG, D.Y.; ROBINSON, D. B. A New Two-Constant Equation of State. *Industrial Engineering Chemistry Fundamentals*, v.15, p. 59-64 Feb 1976a.

_____. Two and three phase equilibrium calculations for systems containing water. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, v. 54, p. 595–599. Oct 1976b.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D.; WEST, R. E. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5. ed. New York: McGraw Hill, 2003.

PETROBRAS. *Fatos e Dados*. 2019. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/mais-uma-plataforma-rumo-ao-pre-sal-vem-ai-a-p-70.htm>>. Acesso em: 28 dez 2019.

_____. *Infográfico Tipos de Plataformas*. 2019. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/infograficos/tipos-de-plataformas/desktop/index.html>>. Acesso em: 28 dez 2019.

_____. *Plano Estratégico 2020-2024*. 2019. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/aprovamos-plano-estrategico-2020-2024.htm>>. Acesso em: 28 dez 2019.

POLIN, B. E.; PRAUSNITZ, J. M.; O'CONNELL, J. P. *The properties of gases and liquids*. 5 ed. New York: McGraw-Hill, 2001.

SANTOS, W. G.; VAZ, C. E.; MAIA, J. L. *Tecnologia da Indústria do Gás Natural*. São Paulo: Bluncher, 2008.

SIMONOV, M.; SHUBIN, A.; PENIGIN, A.; PERETS, D. Optimization of Oil Field Development using a Surrogate Model: Case of Miscible Gas Injection. *SPE Reservoir Characterisation and Simulation Conference and Exhibition*, Abu Dhabi, set. 2019.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. *Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química*. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007.

STANDING, M.B.; KATZ, D. L. Density of natural gases. *Transactions of the AIIME*, v. 146, p. 140-149. New York, fev. 1942.

THOMAS, J. E. *Fundamentos da Engenharia de Petróleo*. Rio de Janeiro: Interciência, 2001.

TNPETRO. *INT e Petrobras vão desenvolver tecnologia para aumentar a produtividade do pré-sal*. 2017. Disponível em: <<https://tnppetroleo.com.br/noticia/int-e-petrobras-vaio-desenvolver-tecnologia-para-aumentar-a-produtividade-do-pre-sal/>>. Acesso em: 28 dez 2019.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. *Chemical Engineering Design*. 2.ed. United Kingdon: Butterwoth-Heinemann, Oxford, 2013.

WALAS, S.M. *Chemical Process Equipment*. Boston: Butterwoth-Heinemann, USA. 1990.

ANEXO A - Equações envolvidas na equação de estado Peng-Robinson.

Peng e Robinson propuseram uma equação da forma (PENG-ROBINSON, 1976a):

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+\epsilon b) + b(V-\sigma b)} \quad (\text{A1.1})$$

na qual $a(T)$ está apresentada na Equação A1.2:

$$a(T) = a_c \alpha(T_r) \quad (\text{A1.2})$$

A função $\alpha(T)$ está apresentada na Equação A1.3:

$$\alpha(T_r) = \left[1 - m(1 - \sqrt{T_r}) \right]^2 \quad (\text{A1.3})$$

na qual m é uma constante característica de cada substância apresentada na Equação A1.4.

$$m = 0,37464 + 1,54226 \omega - 0,26992 \omega^2 \quad (\text{A1.4})$$

A Equação (A1.1) aplicada no ponto crítico resulta na Equação A1.5:

$$a_c = 0,45724 \frac{(RT_c)^2}{P_c} \quad (\text{A1.5})$$

O parâmetro b da Equação A1.1 é dado pela Equação A1.6.

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{P_c} \quad (\text{A1.6})$$

Para EDE Peng-Robinson, ϵ e σ têm os valores apresentados nas Equações A1.7 e A1.8.

$$\varepsilon = 1 - \sqrt{2} \quad (\text{AI.7})$$

$$\sigma = 1 + \sqrt{2} \quad (\text{AI.8})$$

Para cálculo do Z tem-se a Equação AI.9.

$$Z^3 + AZ^2 + BZ + C = 0 \quad (\text{AI.9})$$

em que os parâmetros A , B e C estão, respectivamente, nas Equações AI.10, AI.11 e AI.12

$$A = (\varepsilon + \sigma)\beta_p - 1 - \beta_p \quad (\text{AI.10})$$

$$B = \varepsilon\sigma\beta_p^2 - (\varepsilon + \sigma)(\beta_p + 1)\beta_p + q(T)\beta_p \quad (\text{AI.11})$$

$$C = -q(T)\beta_p^2 - \varepsilon\sigma\beta_p^2(\beta_p + 1) \quad (\text{AI.12})$$

Os parâmetros de mistura, pela regra de mistura clássica, estão apresentados nas Equações de AI.13 a AI.17.

$$\beta_p = \frac{Pb_{mis}}{RT} \quad (\text{AI.13})$$

$$q(T) = \frac{a_{mis}}{b_{mis}RT} \quad (\text{AI.14})$$

$$b_{mis} = \sum_i x_i b_i \quad (\text{AI.15})$$

$$a_{mis} = \sum_i \sum_j x_i x_j a_{ij} \quad (\text{AI.16})$$

$$a_{ij} = \sqrt{a_i a_j} (1 - k_{ij}) \quad (\text{AI.17})$$

em que k_{ij} é o coeficiente de interação binária caracterizado pelo par de componentes i e j . Seguem as derivadas utilizadas no cálculo da entalpia e da entropia residuais. Estas estão nas Equações de AI.18 a AI.20.

$$\frac{da}{dT} = \sum_i \sum_j x_i x_j \frac{da_{ij}}{dT} \quad (\text{AI.18})$$

$$\frac{da_{ij}}{dT} = \frac{1}{2}(1 - k_{ij}) \left[\sqrt{\frac{a_i}{a_j} \frac{da_i}{dT}} + \sqrt{\frac{a_j}{a_i} \frac{da_j}{dT}} \right] \quad (\text{AI.19})$$

$$\frac{da_i}{dT} = -a_c m \sqrt{\frac{\alpha(T_c)}{T_c T}} \quad (\text{AI.20})$$

Através da EDE PR, pode-se calcular entropia e entalpia residuais, Equações AI.21 e AI.22.

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - B) + \frac{\left(\frac{da}{dT}\right)}{R 2\sqrt{2} b_{mis}} \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})\beta_p}{Z + (1 - \sqrt{2})\beta_p} \right) \quad (\text{AI.21})$$

$$H^R = Z - 1 + \frac{T \left(\frac{da}{dT}\right) - a_{mis}}{RT 2\sqrt{2} b_{mis}} \ln \left(\frac{Z + (1 + \sqrt{2})\beta_p}{Z + (1 - \sqrt{2})\beta_p} \right) \quad (\text{AI.22})$$

Para o ELV $\varphi - \varphi$, a partir da forma de EDE PR foram usadas as Equações AI.23 a AI.27

$$\ln(\varphi_i) = -\ln(Z - \beta_p) + \frac{b}{b_{mis}} (Z - 1) - qI \quad (\text{AI.23})$$

$$I = \frac{1}{(\sigma - \varepsilon)} \ln \left(\frac{1 + \sigma b_{mis} \rho}{1 + \varepsilon b_{mis} \rho} \right) \quad (\text{AI.24})$$

$$q_m = q(T) \left(1 + \frac{\bar{a}_i}{a_{mis}} - \frac{\bar{b}_i}{b_{mis}} \right) \quad (\text{AI.25})$$

em que:

$$\bar{a}_i = 2 \sum_j x_j a_{ij} - a_{mis} \quad (\text{AI.26})$$

$$\bar{b}_i = b \quad (\text{AI.27})$$

A abordagem $\varphi - \varphi$ está relacionada com o fato de que as fases, nas mesmas T e P, estão em equilíbrio, e então a fugacidade de cada espécie, i , é a mesma em todas as fases; nesse caso, vapor, V e líquida, L. Para ELV, essa exigência é descrita na Equação AI.28.

$$f_i^V = f_i^L \quad (\text{AI.28})$$

em que f_i^V e f_i^L estão nas Equações AI.29 e AI.30.

$$f_i^L = \varphi_i^L x_i P \quad (\text{AI.29})$$

$$f_i^V = \varphi_i^V y_i P \quad (\text{AI.30})$$

A partir do conjunto de raízes da Equação (AI.9) cúbica em Z , as propriedades são obtidas. Sendo Z^V o maior Z real obtido pela cúbica e Z^L o menor Z real obtido pela cúbica. Desse modo são obtidas as propriedades volume, e densidade, Equações AI.31 e AI.30.

$$V^V = \frac{Z^V RT}{P} \text{ e } V^L = \frac{Z^L RT}{P} \quad (\text{AI.31})$$

$$\rho^V = \frac{1}{V^V} \text{ e } \rho^L = \frac{1}{V^L} \quad (\text{AI.32})$$

ANEXO B – Coeficiente de interação binária

Tabela 33 - Coeficientes de interação binária (kij) dos componentes do gás natural

	Metano	Nitrogênio	Dióxido de carbono	Sulfeto de Hidrogênio
Metano	-	0,1626	0,1	0,1012
Etano	0,0026	0,0309	0,1816	0,0881
Propano	0,0109	0,0683	0,1438	0,0801
iso-Butano	0,0163	0,0859	0,1317	0,0752
n-Butano	0,0189	0,0935	0,1271	0,0728
iso-Pentano	0,0222	0,1025	0,1220	0,0696
n-Pentano	0,0266	0,1141	0,1160	0,0649
Hexano	0,0320	0,1281	0,1094	0,0579
Heptano	0,0361	0,1396	0,1042	0,0505
Octano	0,0391	0,1494	0,0999	0,0427

Fonte: KONTOGEOGIS e FOLAS (2010).

ANEXO C – Propriedades dos componentes do gás natural

Tabela 34 - Propriedades dos componentes do gás natural

Nome	Fórmula	MM (kg/kmol)	T _c (K)	P _c (MPa)	V _c (m ³ /kmol)	Z _c	ω	$\Delta_f H_{298}^0 * 10^{-3}$ (kJ/mol)
Metano	CH ₄	16,042	190,56	4,599	0,0986	0,286	0,0115	-74,52
Etano	C ₂ H ₄	30,069	305,32	4,872	0,1455	0,279	0,0995	-83,82
Propano	C ₃ H ₈	44,096	369,83	4,248	0,2	0,276	0,1523	-104,68
iso-Butano	C ₄ H ₁₀	58,122	407,84	3,629	0,2591	0,282	0,177	-134,99
n-Butano	C ₄ H ₁₀	58,122	425,12	3,796	0,255	0,274	0,2002	-125,79
iso-Pentano	C ₅ H ₁₂	72,149	460,9	3,33	0,306	0,270	0,249	-153,7
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	72,149	469,7	3,37	0,313	0,27	0,2515	-146,76
Hexano	C ₆ H ₁₄	86,175	507,6	3,025	0,371	0,266	0,3013	-166,92
Heptano	C ₇ H ₁₆	100,202	540,2	2,74	0,428	0,261	0,3495	-187,8
Octano	C ₈ H ₁₈	114,229	568,7	2,49	0,486	0,256	0,3996	-208,75
Nitrogênio	N ₂	28,013	126,2	3,4	0,08921	0,289	0,0377	0,00
Dióxido de Carbono	CO ₂	44,01	304,21	7,383	0,094	0,274	0,2236	-393,51
Sulfeto de Hidrogênio	H ₂ S	34,081	373,53	8,963	0,0985	0,284	0,0942	-20,63
Água	H ₂ O	18,015	647,096	22,064	0,0559472	0,229	0,3449	-241,81

Fonte: GREEN; PERRY, 2008; SMITH; VAN NESS; ABBOT, 2007; POLIN; PRAUSNITZ; O'CONNELL, 2001.