UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO
ESCOLA DE QUÍMICA

Produção *Offshore* de Gás Natural Rico em CO_2: Cenário Dutos *Subsea* com MEG e Processamento *Onshore*

Jéssica dos Santos Cruz de Almeida

Orientadores

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

Prof. José Luiz de Medeiros, D.Sc.

Março de 2016

Jéssica dos Santos Cruz de Almeida

PRODUÇÃO *OFFSHORE* DE GÁS NATURAL RICO EM CO_2: CENÁRIO DUTOS *SUBSEA* COM MEG E PROCESSAMENTO *ONSHORE*

Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, para a obtenção do título de Mestre em Ciências (M.Sc.).

Orientadores: Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo – Ph.D.

José Luiz de Medeiros – D.Sc.

Rio de Janeiro
2016

Produção *Offshore* de Gás Natural Rico em CO_2: Cenário Dutos *Subsea* com MEG e Processamento *Onshore*

Jéssica dos Santos Cruz de Almeida

Dissertação submetida ao Corpo Docente do Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química da Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências.

Orientado por:

_____

Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph.D.
(orientadora)

_____

José Luiz de Medeiros, D.Sc.
(orientador)

Aprovado por:

_____

Carlos Augusto Guimarães Perlingeiro, Ph.D.

_____

Ana Paula Fonseca Teles, D.Sc.

_____

Víctor Rolando Ruíz Ahón, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Março de 2016

Almeida, Jéssica dos Santos Cruz de.

Produção *Offshore* de gás natural rico em CO_2: Cenário dutos *subsea* com MEG e processamento *onshore*/ Jéssica dos Santos Cruz de Almeida. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2016.

xv, 192 p.; il.

(Dissertação) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2016. Orientadores: Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo e José Luiz de Medeiros.

1. . Dutos *Subsea*. 2. CO_2. 3. Simulação de Processos. 4. Tese. (Mestrado – UFRJ/EQ). 5. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo e José Luiz de Medeiros. I. Produção *Offshore* de gás natural rico em CO_2: Cenário dutos *subsea* com MEG e processamento *onshore.*

Dedico esse trabalho à minha família, base de toda a minha formação.

“Comece fazendo o necessário, depois o que é possível, e de repente você estará fazendo o impossível.”

São Francisco de Assis

AGRADECIMENTOS

A Deus, primeiramente, por estar sempre presente em minha vida, iluminando cada etapa do meu caminho.

A toda a minha família. Aos meus pais por todo o amor, ensinamento, dedicação e amor que nunca me faltaram. Em especial à minha mãe, Maria Helena, que acompanhou mais de perto cada passo desta minha caminhada, sempre paciente, solicita e disposta a ouvir e aconselhar com exemplar amor de mãe. À minha tia, Lourdes, por participar da minha vida como uma segunda mãe e que tanto rezou por mim. À minha irmã, Gisele, por sempre me apoiar e estar ao meu lado em todo e qualquer momento, sempre com suas palavras de apoio e motivação. À minha prima, Marcela, por estar sempre presente e disposta a me ajudar no que fosse preciso.

A todos os meus amigos por todo apoio e incentivo.

Aos meus orientadores que me possibilitaram realizar este trabalho. À Ofélia por estar sempre disposta a ensinar, com paciência e dedicação. Ao professor José Luiz, sempre disposto a partilhar seu conhecimento.

Resumo da Dissertação apresentada ao Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos da Escola de Química/UFRJ como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Mestre em Ciências, com ênfase na área de Petróleo e Gás Natural.

PRODUÇÃO *OFFSHORE* DE GÁS NATURAL RICO EM CO_2: CENÁRIO DUTOS *SUBSEA* COM MEG E PROCESSAMENTO *ONSHORE*

Jéssica dos Santos Cruz de Almeida
Março, 2016

Orientadores: Profª. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph. D.
Prof. José Luiz de Medeiros, D. Sc.

A exploração do Pré-Sal apresenta desafios além daqueles representados pelas águas ultra-profundas e pelos reservatórios carbonáceos espessos. Entre as principais dificuldades estão a alta razão gás-óleo e o alto teor de dióxido de carbono (CO_2) presente no gás.

O trabalho propõe uma abordagem alternativa à atualmente utilizada na exploração do Pré-Sal, em que o gás é tratado em plataforma FPSO com complexo processamento de gás. A alternativa proposta aplica-se a reservatórios com teores acima de 50% de CO_2 no gás, a exemplo de Júpiter que exibe 79% (ou mais) de CO_2 em sua composição. Para este cenário concebe-se que a exploração ocorra em três ambientes de produção: *subsea, offshore* e *onshore*. A corrente multifásica proveniente do poço segue para um separador trifásico *subsea*, gerando correntes de óleo, água e gás. A corrente de óleo é encaminhada para tratamento em FPSO convencional desprovido de equipamentos de processamento de gás, enquanto a água produzida é reinjetada de forma a aumentar a produtividade dos poços. A corrente de gás segue para duto *subsea* que a conduz até o continente, para processamento *onshore*.

Como o transporte do gás não tratado é feito sob alta pressão e a baixas temperaturas (aproximadamente 4°C no fundo do mar), o duto estaria sujeito a bloqueio devido à formação de hidratos. Por isso o transporte de gás natural é realizado com a injeção de uma corrente de inibidor de hidratos, o MEG (monoetilenoglicol). Este absorve a água presente no gás inibindo a formação de hidratos durante o transporte. No continente, há uma unidade de recuperação de MEG, para que este seja reenviado por outro duto e reutilizado, trabalhando em circuito fechado. É proposto ainda um terceiro duto para transporte do CO_2 líquido separado no continente para reinjeção no reservatório via poços de injeção. O cálculo do diâmetro e CAPEX dos dutos propostos foram executados via integração entre HYSYS e MS-Excel, através de busca iterativa em um código MS-VB que utiliza variáveis de processo exportadas por HYSYS.

Além da separação de CO_2, ocorre também no continente o fracionamento do gás e condensado, obtendo-se, via destilação criogênica, correntes dos cortes C1, C2, C3 e C4+, todas produtos comercializáveis.

O estudo foi totalmente conduzido em ambiente ASPEN-HYSYS de simulação de processos para análise técnica da abordagem proposta, concluindo-se pela viabilidade técnica da alternativa considerada.

Abstract of the Dissertation presented to Curso de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos - EQ/UFRJ as partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science with emphasis on Petroleum and Natural Gas.

OFFSHORE PRODUCTION OF CO_2-RICH NATURAL GAS: SUBSEA PIPELINES WITH MEG AND ONSHORE PROCESSING

Jéssica dos Santos Cruz de Almeida
Março, 2016

Supervisors: Profª. Ofélia de Queiroz Fernandes Araújo, Ph. D.
Prof. José Luiz de Medeiros, D. Sc.

The exploration of oil and gas in the Brazilian Pre-Salt fields introduces challenges beyond those posed by ultra-deep waters and thick carbonaceous reservoirs. Among the main difficulties are the high gas-oil ratio and the high content of carbon dioxide (CO_2) present in the gas.

This study considers an alternative route to the current approach adopted for exploration and production of Pre-Salt oil and gas fields, which is based on full processing of the CO_2 rich gas on FPSO platforms using complex gas processing flowsheets. The proposed alternative is applicable to reservoirs where the CO_2 content of the gas is greater than 50% mol, like in the field of Jupiter whose gas contains 79% (or more) of CO_2. For this scenario it is suggested that exploration occurs in three production areas: subsea, offshore and onshore. The multiphase well stream is separated in a three phase subsea separator system, producing streams of oil, water and gas. The oil stream is sent for treatment and storage at the topside of an ordinary, conventional, FPSO without gas processing, and the produced water is re-injected in order to increase the productivity of the reservoir. The raw gas stream flows through a subsea pipeline to be processed on an onshore gas plant.

As the transport of humid untreated gas occurs under high pressure and low temperatures (about 4 °C), the pipe would be subject to blockage by methane hydrate formation. Therefore the transportation of natural gas is performed by injecting a thermodynamic hydrate inhibitor, MEG (Monoethylene Glycol). MEG absorbs the water present in the gas and inhibits the formation of hydrates during transport. The rich MEG is re-concentrated in an onshore recovery unit which exports lean MEG through another subsea pipeline back to the field in order to be re-used, so that MEG is kept in closed loop. A third subsea pipeline is also devised to transport liquid CO_2 for reinjection into the field through appropriate injection wells. Diameter and CAPEX of the proposed pipelines were calculated by linking HYSYS to MS-Excel via a MS-VB applicative, in order to solve an iterative search.

The raw natural gas and condensate are fractionated in the onshore processing plant via cryogenic distillation, producing C1, C2, C3 and C4+ as tradeable cuts.

The work was conducted using full process simulation within ASPEN HYSYS environment in order to technically analyze the considered processing alternative. The conclusion is that there is technical feasibility for such alternative route.

ÍNDICE

CAPÍTULO I: INTRODUÇÃO 1
I.1 - Motivação 1
I.2– O Pré-Sal 2
I.2.1 Desafios do Pré-sal 6
I.2.2 Investimentos 8
I.2.3 Produção do Pré-Sal 9
I.3 – Campo de Júpiter 12
I.4–Objetivos 17
CAPÍTULO II: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA 21
II.1 – Gás Natural 21
II.2 – Campos Remotos 24
II.3 – Processamento Primário 27
II.4 - Processamento *Offshore* 31
II.4.1 Golfo do México 33
II.4.2 Mar do Norte 35
II.4.3 Brasil 36
II.5 - Processamento *Subsea* 38
II.5.1 Separação *Subsea* 40
II.5.2 Bombeamento *Subsea* 44
II.5.3 Compressão *Subsea* 47
II.5.4 Injeção *Subsea* 48
II.6 – Dutos *Subsea* 49
II.7 Formação de Hidratos 52
II.7.1 Inibição de hidratos 55
II.7.2 Regeneração de MEG 60
II.8 – Dióxido de Carbono 61
II.8.1 Processos de captura de CO_2 61
II.8.2 Tecnolgia de CO_2 no Pré-Sal 71
II.9 – Processamento do Gás Natural 77
II.9.1 Refrigeração Simples 79
II.9.2 Absorção Refrigerada 81
II.9.3 Expansão Joule-Thompson 82
II.9.4 Turbo-Expansão 83

II.10 – Recuperação avançada de Óleo (EOR) 85
II.11 – Transporte de Dióxido de Carbono Via Dutos 89
II.11.1 Material do duto 91
II.11.2 Dimensionamento do duto 92
II.11.3 Aspecto Econômico 98
CAPÍTULO III: FLUXOGRAMA DE PROCESSO 111
III.1 – Premissas de Projeto 111
III.2 – PFD (*Process Flow Diagram*) 115
III.3 – Fluxograma de Processo 117
III.3.1 Processo *Subsea* 118
III.3.2 Processo *Topside* 119
III.3.3 Dutos *Subsea* 121
III.3.4 Processo *Onshore* 122
CAPÍTULO IV: SIMULAÇÃO DO PROCESSO 130
CAPÍTULO V: DIMENSIONAMENTO E CÁLCULO DO CUSTO DO SISTEMA DE DUTOS 147
V.1 – Cálculo do diâmetro e espessura dos dutos 147
V.2 – Cálculo do custo do sistema de transporte 148
V.2.1 – Custos dos dutos 148
V.2.2 – Custos dos compressores e bombas 151
CAPÍTULO VI: ANÁLISE E DISCUSSÃO 152
CAPÍTULO VII: CONCLUSÕES E SUGESTÕES 162
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 164
APÊNDICE A: Cálculos do diâmetro e custo dos dutos no MS-Excel 180

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Solução adotada atualmente para tratamento *offshore* de gás 2
Figura 2: Profundidades das camadas geológicas até a camada Pré-sal..... 3
Figura 3: Bacia de Campos e Bacia de Santos 4
Figura 4: Reservas do Pré-sal na Bacia de Santos..... 5
Figura 5: Concessão dos blocos exploratórios na Bacia de Santos. 6
Figura 6: Diagrama dos desafios tecnológicos do Pré-Sal. 7
Figura 7: Investimento do Plano de Negócios e Gestão 2015-2019. 9
Figura 8: Produção na camada do Pré-Sal brasileiro..... 10
Figura 9: Principais FPSOs atuantes no Pré-Sal..... 11
Figura 10: Avanço da produção no Golfo do México, Mar do Norte e Pré-Sal..... 12
Figura 11: Alterações nas datas de primeiro óleo..... 14
Figura 12: Ilustração dos três dutos propostos 18
Figura 13: Gás natural associado e não associado e tipos de reservatório. 21
Figura 14: Histórico da produção de gás natural (GASA: gás natural associado; GASN: gás natural não associado). 22
Figura 15: Distribuição da produção de gás natural por estado em novembro de 2015. 23
Figura 16: Fluxograma simplificado do tratamento primário de petróleo..... 28
Figura 17: Separador trifásico. 29
Figura 18: Fluxograma do tratamento de água produzida. 30
Figura 19: Exploração de petróleo em Summerland (Califórnia) no século XIX. 32
Figura 20: Tipos de plataforma de petróleo *offshore*. 32
Figura 21: Plataformas fixa, autoelevatória e navio de produção e estocagem - FPSO. 33
Figura 22: Fluxograma do processo realizado no Golfo do México para profundidades de até 215 metros. (Fonte: Adaptado de BOTHAMLEY, 2004)..... 34
Figura 23: Fluxograma do processo realizado no Golfo do México para profundidades superiores a 305 metros. (Fonte: Adaptado de BOTHAMLEY, 2004)..... 34
Figura 24: Fluxograma típico de plataformas da região norte e central do Mar do Norte. 36
Figura 25: Fluxograma básico de processo de uma plataforma FPSO. 37
Figura 26: Separador Submarino de Água e Óleo (SSAO) instalado em Marlim..... 41
Figura 27: Separador *Subsea* de Troll (Mar do Norte). 42
Figura 28: Separador *subsea* instalado em Tordis (Noruega). 42
Figura 29: Separação submarina de Tordis. 43
Figura 30: Separador *subsea* instalado no campo de Pazflor. 44
Figura 31: Diagrama esquemático do sistema VASPS. 46
Figura 32: SBMS-500..... 47
Figura 33: Sistema de compressão submarina a ser finalizado em 2015 para o campo de Gullfaks. 48
Figura 34: Projeto *subsea to shore* de Snøhvit. 50
Figura 35: Escoamento multifásico no interior do duto de produção..... 51
Figura 36: Visão simplificada do projeto de Snøhvit. 51
Figura 37: Curva de equilíbrio de formação de hidratos. 53
Figura 38: Estruturas de hidratos. (a) Estrutura I; (b) Estrutura II; (c) Estrutura H. 54
Figura 39: Formação de hidrato a partir da parede do duto..... 54
Figura 40: Efeito do inibidor termodinâmico na estabilidade de hidratos. 57
Figura 41: Polímeros de isobutilenosuccinatodiéster de monometilpolietileno e Copolímero de Etileno diamina dibloco de PO-EO 60

Figura 42: Diagrama (vazão *versus* concentração de CO_2) para escolha da tecnologia de remoção. 62
Figura 43: Remoção de CO_2 com aminas..... 63
Figura 44: Remoção CO_2 por membranas. 65
Figura 45: Construções de membrana: (a) fibra oca; (b) espiralada..... 65
Figura 46: Arranjos de membrana: 66
Figura 47: Sistema híbrido de remoção de CO_2: membranas (esquerda) e absorção com aminas (direita). 67
Figura 48: Fluxograma de uma destilação criogênica convencional..... 68
Figura 49: Fluxograma da destilação extrativa..... 70
Figura 50: Extração de gás rico em CO_2 e reinjeção de CO2..... 72
Figura 51: Uso do método alternado de injeção de água e gás (WAG). 73
Figura 52: Módulo de remoção de CO_2 em FPSO do Pré-Sal..... 74
Figura 53: Distribuição de peso no *topside* da plataforma (com e sem remoção de CO_2). 74
Figura 54: Produtos de UPGN..... 77
Figura 55: Processo de Refrigeração Simples 80
Figura 56: Fluxograma simplificado do processo de absorção refrigerada..... 82
Figura 57: Processo Joule-Thompson. 83
Figura 58: Processo de turbo-expansão. 84
Figura 59: Métodos especiais de recuperação de óleo. 86
Figura 60: Linhas de injeção de água e CO_2 em teste no Pré-sal brasileiro. 87
Figura 61: Teste de injeção alternada de água e gás no campo de Lula. 88
Figura 62: Diagrama de blocos para o cálculo do diâmetro 97
Figura 63: PDF do processo proposto. Em verde estão indicadas as etapas *onshore*, e, em azul, as etapas *subsea*. 116
Figura 64: Fluxograma completo da alternativa de processamento proposta. 117
Figura 65: Processamento *Subsea*. 118
Figura 66: Processamento na plataforma. 120
Figura 67: Dutos propostos. 121
Figura 68: Perfil topográfico dos dutos. 121
Figura 69: Fluxograma do processamento *onshore*..... 122
Figura 70: Corte CO_2/propano..... 124
Figura 71: Corte propano/C4+..... 125
Figura 72: Corte etano/CO_2. 125
Figura 73: Destilação criogênica extrativa. 126
Figura 74: Ciclo de absorção de CO_2 com solução aquosa de amina..... 127
Figura 75: Ciclo de compressão de CO_2..... 129
Figura 76: Ajuste linear dos dados de custo de revestimento (US$/m *versus* diâmetro). 150
Figura 77: Teste de *Freeze-Out* (congelamento) de CO_2 para COL 3. 159
Figura 78: Teste de *Freeze-Out* (congelamento) de CO_2 para COL EXT 1..... 159

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Avanço da produção de petróleo nacional (bpd/poço). 11
Tabela 2: Estimativas da GCA para os recursos contingentes no nível 2C de certeza... 14
Tabela 3: Fator inicial de petróleo e produção de petróleo acumulada. 15
Tabela 4: Dados de produção da área do Pré-Sal 16
Tabela 5: Características da produção de campos remotos do Golfo do México e Mar do Norte 25
Tabela 6: Dimensões dos dutos do campo de Snøhvit. 52
Tabela 7: Diminuição da temperatura de formação de hidratos para glicóis e alcoóis. . 56
Tabela 8: Comparação entre aminas utilizadas na remoção de CO_2. 64
Tabela 9: Comparação para diferentes RGOs e produções de óleo. 75
Tabela 10: Dados das unidades de membrana utilizadas no Pré-Sal. 76
Tabela 11: Compressores da FPSO Cidade de São Paulo. 76
Tabela 12: Módulos de Injeção da FPSO Cidade de Angra dos Reis. 76
Tabela 13: Restrições de acordo com a tecnologia de processamento (S: sim; N: não) 79
Tabela 14: Classe, graus típicos e uso dos tubos 92
Tabela 15: Resumo dos métodos de cálculo de diâmetro presentes na literatura 93
Tabela 16: Fator de correção para diferentes terrenos 101
Tabela 17: Fator de multiplicação para diferentes regiões 102
Tabela 18: Constantes para equação de custo de IEA GHG, 2002*. 105
Tabela 19: Coeficiente da equação de McCoy e Rubin para custo do duto. 106
Tabela 20: Composições de referência para a corrente gasosa. 112
Tabela 21: Cálculos e composição final para a corrente gasosa. 113
Tabela 22: Composição da corrente de óleo. 114
Tabela 23: Condições operacionais das correntes de entrada. 114
Tabela 24: Tabela de propriedades e composição das correntes dos separadores *subsea*. 133
Tabela 25: Tabela de propriedades e composição das correntes dos separadores da plataforma. 134
Tabela 26: Tabela de propriedades e composição das correntes do separador *onshore*. 135
Tabela 27: Propriedades e composição das correntes dos vasos (*topside* e recuperação do MEG). 136
Tabela 28: Propriedades e composição das correntes dos vasos (etapa de compressão de CO_2). 137
Tabela 29: Dados dos trocadores de calor. 137
Tabela 30: Propriedades dos aquecedores. 138
Tabela 31: Propriedades dos resfriadores. 138
Tabela 32: Propriedades das bombas *subsea*. 138
Tabela 33: propriedades das bombas *onshore*. 139
Tabela 34: Propriedades dos compressores (Etapas 1 e 2). 139
Tabela 35: Propriedades dos compressores (Etapa 3). 139
Tabela 36: Propriedades das válvulas. 140
Tabela 37: Propriedades do ejetor. 140
Tabela 38: Propriedades dos *risers*. 140
Tabela 39: Propriedades dos dutos propostos. 141
Tabela 40: Propriedades da coluna de regeneração de MEG e principais frações molares das correntes. 141
Tabela 41: Propriedades da COL1 e suas correntes. 142

Tabela 42: Propriedades da COL2 e suas correntes. 143
Tabela 43: Propriedades da COL3 e suas correntes. 144
Tabela 44: Propriedades da COL EXT1 e suas correntes. 144
Tabela 45: Propriedades da COL EXT2 e suas correntes. 145
Tabela 46: Propriedades da ABSORVEDORA e suas correntes. 145
Tabela 47: Propriedades da REGENERADORA e suas correntes..... 146
Tabela 48: Estimativa inicial dos diâmetros dos dutos. 147
Tabela 49: Resultados obtidos no cálculo do diâmetro. 148
Tabela 50: Pressão máxima operacional, espessura e diâmetro interno final dos dutos. 148
Tabela 51: Custo do revestimento (US$/m) (BAI e BAI, 2010). 150
Tabela 52: Custos dos dutos propostos. 150
Tabela 53: Custos dos compressores do sistema de transporte. 151
Tabela 54: Custos das bombas do sistema de transporte. 151
Tabela 55: Percentual das correntes finais em relação à alimentação. 153
Tabela 56: Composição molar e vazão mássica das correntes finais. 154
Tabela 57: Análise do poder calorífico da corrente rica em metano e valor quanto ao preço do gás natural. 155
Tabela 58: Consumo específico de energia por BTU/h de metano produzido. 156
Tabela 59: Análise do processo quanto às vazões de dióxido de carbono. 158
Tabela 60: Comparação do custo específico (milhão US$/km) do duto de gás proposto com custos de projetos de dutos existentes na literatura. 160
Tabela 61: Custo do sistema proposto de pressurização de CO_2. 161

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ANP – Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis;

Bbl – Barril de óleo;

Boe – Barril de óleo equivalente;

Bopd – Barris de óleo por dia;

BSW – *Basic Sediments & Water*;

CAPEX – *Capital Expenditures* (Custos de Capital);

C1 – Metano;

C2 – Etano;

C3 – Propano;

C4+ – Butanos e hidrocarbonetos mais pesados;

DEG – Dietilenoglicol;

DP – Projeto de desenvolvimento de produção;

EOR – *Enhanced Oil Recovery*;

EtOH – Etanol;

FPSO – *Floating Production Storage & Offloading*;

GASA – Gás natural associado;

GASN – Gás natural não associado;

HCDP – *Hydrocarbons Dew Point* (Ponto de Orvalho de Hidrocarbonetos)

Mopd – Mil barris de óleo por dia;

MEG – Monoetilienoglicol;

MeOH – Metanol;

MMbbl – Milhões de barris de óleo;

NaCl – Cloreto de sódio;

OPEX – *Operational Expenditures* (Custos de Operação);

ppm – Parte por milhão;

RGO – Razão gás-óleo;

Rs – Razão de solubilidade do gás no óleo;

TEG – Trietilenoglicol;

UPGN – Unidade de Processamento de Gás Natural;

VLCC – *Very Large Crude Carriers* (Navios Petroleiros de grande capacidade);

WAG – *Water Alternating with Gas*;

WDP – *Water Dew Point* (Ponto de Orvalho de Água).

CAPÍTULO I: INTRODUÇÃO

I.1 - Motivação

Os campos de óleo e gás do Pré-Sal do Bacia de Santos se localizam entre 180 e 280 km da costa, em profundidades de aproximadamente 2000 metros de lâmina d'água, podendo a distância vertical entre o nível do mar e os reservatórios de petróleo chegar a 7000 m. Em 2008, a Petrobras começou a prospectar petróleo da camada pré-sal em quantidade reduzida, tal exploração ocorreu no Campo de Jubarte (Bacia de Campos), através da plataforma P-34. Atualmente, os poços desta camada já respondem por um quarto da produção nacional brasileira, com média de 25 mil barris por dia por poço (http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/resultados-comprovam-viabilidade-tecnica-e-economica-do-pre-sal.htm)

No entanto, a produção neste ambiente geológico requer o aprimoramento e o desenvolvimento de novas tecnologias de forma a superar as adversidades encontradas para a exploração. Algumas das principais dificuldades quanto à exploração do Pré-Sal, além daquelas representadas pelas águas ultra-profundas e pelos reservatórios carbonáceos espessos e de áreas muito grandes, incluem: a razão gás-óleo (RGO) elevada e o alto conteúdo de dióxido de carbono (CO_2) no gás associado encontrado em algumas jazidas. A alta pressão, baixa temperatura (aproximadamente 4°C) e alocalização dos poços distante da costa, também resultam em desafios para o processo de exploração (GOUVEIA, 2010).

Tais desafios exigem um desenvolvimento substancial na capacidade de extração *offshore*, incluindo as tecnologias de processamento de gás. O processamento e o transporte de gás associado ao petróleo representam um verdadeiro desafio tecnológico. A solução adotada (Figura 1) foi realizar o tratamento desse gás na própria plataforma FPSO, sendo exportado da mesma por dutos (www.abegas.com.br). No plano de negócios da Petrobras 2015-2019 estão previstos 5 bilhões de dólares (80,4% dos recursos da área de gás e energia) para serem investidos em gasodutos (http://pt.slideshare.net/petrobrasri/plano-de-negociosegestao20152019apresentacaoaimprensa).

O processamento de gás natural *offshore* envolve muitas operações, exigindo que uma grande porcentagem da área *topside* das FPSO's seja voltada, exclusivamente, para o processamento de gás, o que reduz a área para o processamento de óleo, o grande responsável pelo capital gerado no setor petrolífero.

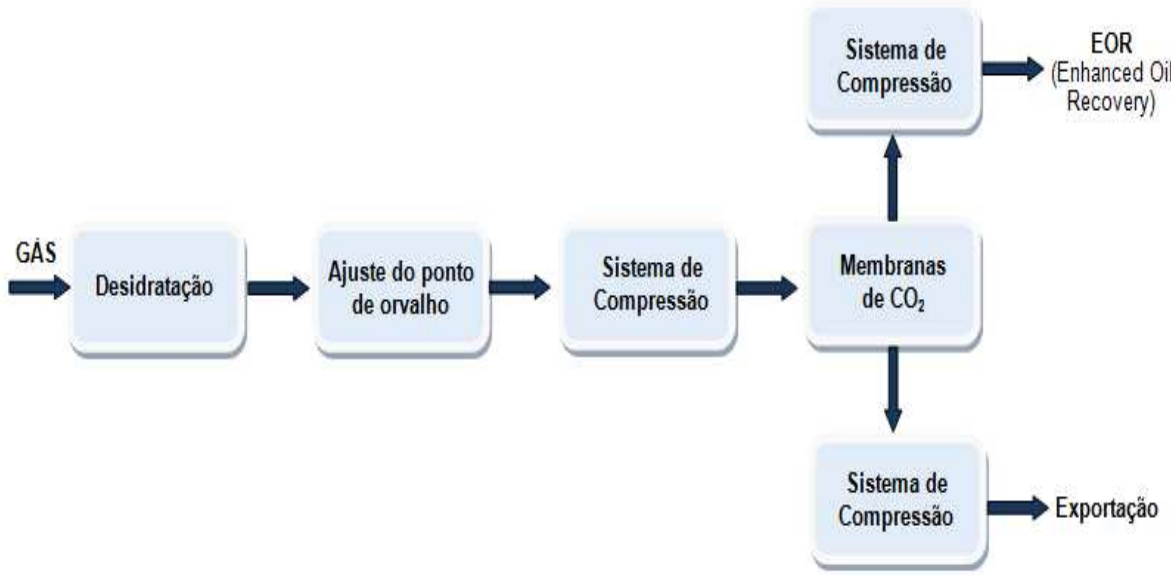


Figura 1: Solução adotada atualmente para tratamento *offshore* de gás

I.2– O Pré-Sal

A descoberta do Pré-Sal elevou o Brasil a um novo patamar de reservas e produção de petróleo. Estudos apontaram reservas entre 5 e 8 bilhões de barris de óleo equivalente (óleo + gás) apenas nas reservas de Tupi. Com isso, mais poços foram perfurados, entre eles Iara (3 a 4 bilhões de barris) e Baleia (1,5 a 2 bilhões de barris). A partir destas descobertas, o governo decidiu, em novembro de 2007, anunciar oficialmente o novo cenário energético a ser desenvolvido no Brasil.

A região do Pré-Sal é caracterizada por um conjunto de rochas sedimentares em porções submarinas do litoral brasileiro. Tal camada de rochas sedimentares se localiza abaixo de uma extensa camada de sal, que pode atingir 2000 metros de espessura. A distância vertical entre o nível do mar e os reservatórios pode chegar a 7000 m (Figura 2)(PETROBRAS, 2011).

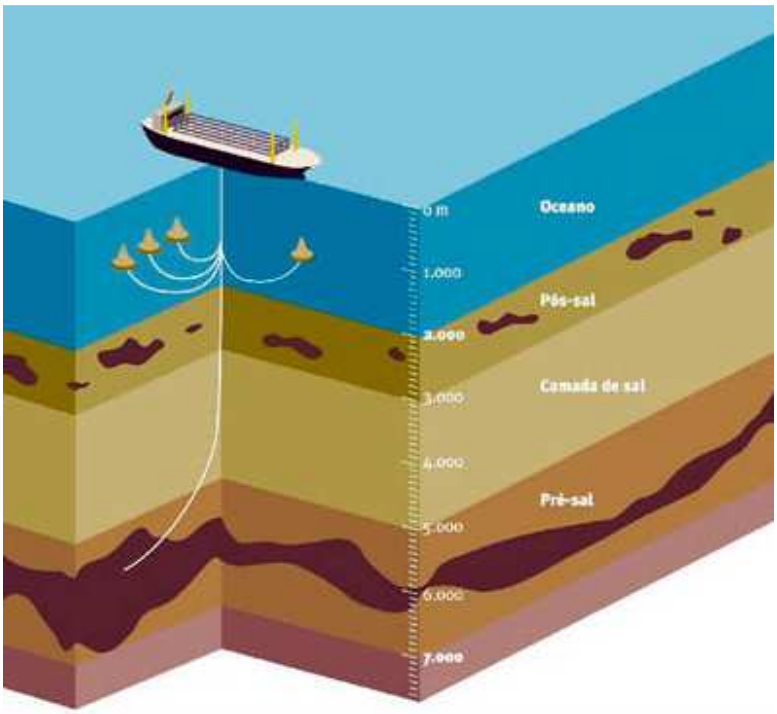


Figura 2: Profundidades das camadas geológicas até a camada Pré-sal. (Fonte: www.oceanica.ufrj.br)

A possibilidade de ocorrência do conjunto de rochas que possuem potencial para gerar e acumular petróleo na camada pré-sal encontra-se na chamada província do Pré-Sal, um platô submarino a 2000m de profundidade ou mais, com aproximadamente 800 km de extensão por 200 km de largura, defronte ao litoral entre os estados de Santa Catarina e Espírito Santo a 300 km da região Sudeste. Sendo a área total desta província (149 mil km^2) quase três vezes e meia a área do estado do Rio de Janeiro.

A Bacia de Campos, que se estende por mais de 100 mil quilômetros quadrados do estado do Espírito Santo até Arraial do Cabo (litoral norte do estado do Rio de Janeiro), foi a primeira a produzir petróleo do Pré-Sal, através do primeiro poço da camada situado no Campo de Jubarte. Tal poço era interligado à plataforma P-34 (fora de operação desde 2012), que iniciou suas operações em 2006, no Espírito Santo, processando óleo de reservatórios da camada pós-sal. Porém esta bacia perde em importância para a Bacia de Santos (Figura 3) quando se trata de jazidas em reservatórios do Pré-Sal (www.ibp.org.br).

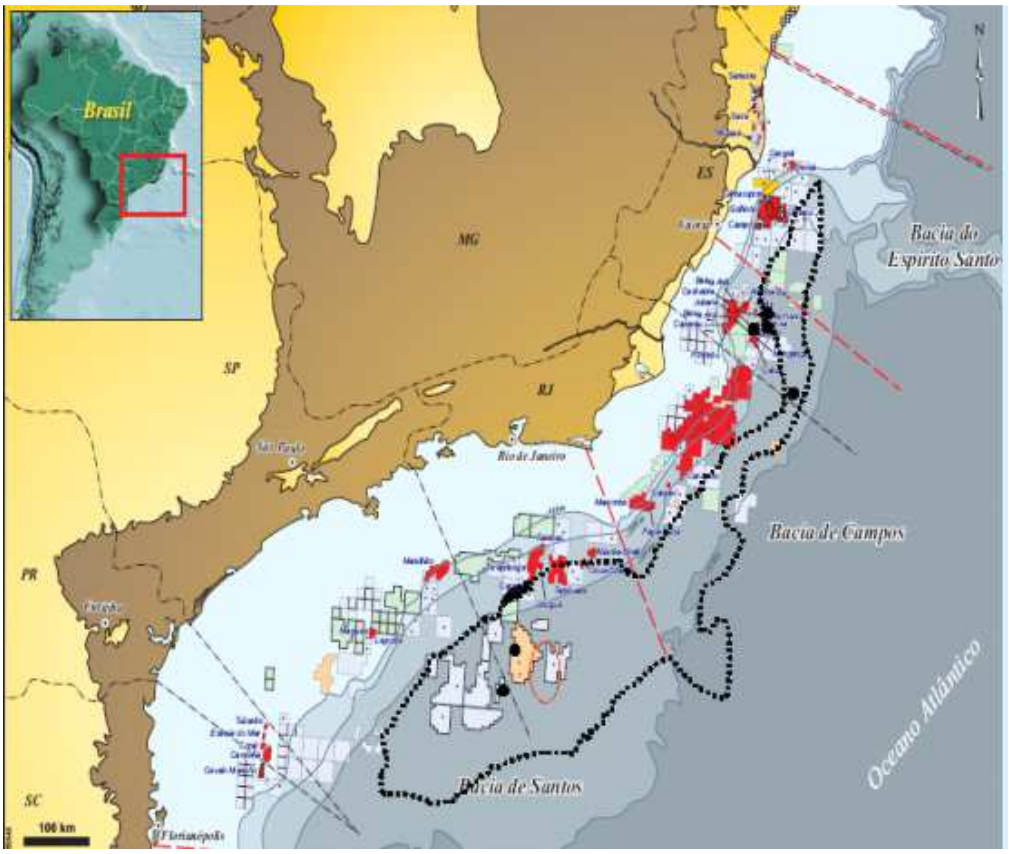


Figura 3: Bacia de Campos e Bacia de Santos

(Fonte: www.ibp.org.br)

Já a Bacia de Santos teve como marco do início de sua exploração a descoberta das reservas de gás natural do Campo de Merluza. Ao longo dos anos, novas jazidas de pequeno porte foram descobertas na camada Pós-sal, porém foi somente nos últimos anos que a Bacia de Santos passou a receber novos investimentos de exploração e produção (www.ibp.org.br). A partir de 2006 foram anunciadas as descobertas de reservas do Pré-Sal na Bacia de Santos, incluindo a grande reserva de Tupi, assim como os Campos de Parati, Carioca, Caramba, Jupiter, Guará, Bem-Te-Vi e Iara (Figura 4).

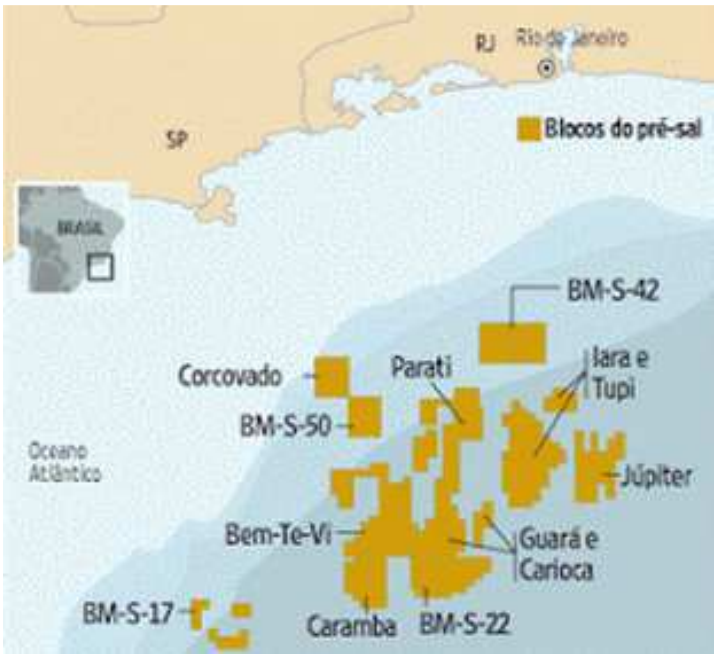


Figura 4: Reservas do Pré-sal na Bacia de Santos

(Fonte: Nota Técnica DGE/CETAE 003/2009 – Desafios do Pré-Sal)

A principal descoberta do Pré-Sal antes de 2010, ocorreu em novembro de 2007, dando origem ao campo de Tupi, com reservas estimadas de 5 a 8 bilhões boe de óleo leve. A comercialidade de Tupi foi anunciada no final de 2010, quando este passou a ser denominado Campo de Lula. Em 2015, o Campo de Lula foi o maior produtor de petróleo e gás natural no Brasil, gerando, em média, 380,8 mil bbl/d de petróleo e 18,1 MMsm³/d de gás natural (www.brasil.gov.br/economia-e-emprego/2015/12/producao-de-petroleo-e-gas-no-pre-sal-cresce-em-novembro#). Outras descobertas mais recentes na Bacia de Santos, além das já citadas, incluem os Campos de Cernambi e Sapinhoá (Guará) e as descobertas de Libra, Franco e Carcará. Estima-se que os volumes recuperáveis dessas áreas possam ultrapassar 30 bilhões de barris (http://www.qgep.com.br/static/ptb/bacia-de-santos.asp?idioma=ptb).

Além da Petrobras, outras empresas estão envolvidas na exploração da camada do Pré-Sal, entre elas Royal Dutch Shell, BG Group, Galp, Repsol, Total, Queiroz Galvão, Barra Energia, CNPC e CNOOC. Alguns blocos exploratórios e as respectivas empresas de exploração são mostrados na Figura 5.

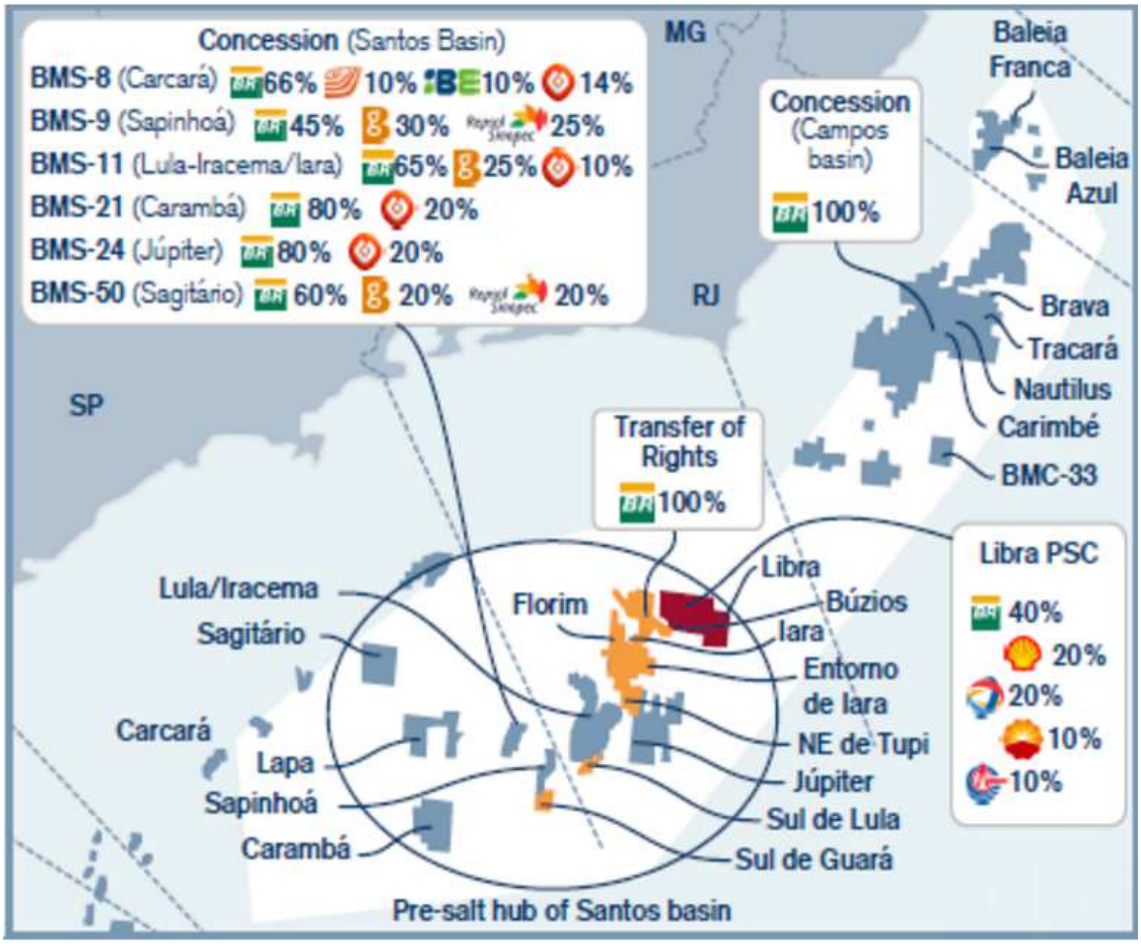


Figura 5: Concessão dos blocos exploratórios na Bacia de Santos.

(Fonte: http://www.infomoney.com.br/mercados/acoes-e-indices/noticia/4062634/petrobras-quer-vender-blocos-pre-sal-veja-onde-estao-quanto)

I.2.1 Desafios do Pré-sal

As condições de exploração do Pré-Sal representam grandes desafios às tecnologias de exploração, produção e transporte de óleo e gás, sendo necessário o desenvolvimento de novas tecnologias. Dentre estas condições, destacam-se a profundidade das reservas, localizadas a até 7000 m do nível do mar, incluindo 2000 metros de camadas de sal, profundidades estas que resultam em ambientes de exploração de altas pressões e baixas temperaturas; alta razão de gás natural livre no escoamento gás-óleo (RGO – razão gás-óleo); grandes quantidades de gás carbônico (CO_2) e gás sulfídrico (H_2S) presentes nos hidrocarbonetos.

Devido aos vários tipos de sal ao longo da camada, com diferentes taxas de deformação, pode ocorrer o aprisionamento de tubos durante a perfuração, assim como

o colapso da coluna de revestimento. Tais revestimentos também podem sofrer danos devido às altas pressões e movimentações das camadas de sal, podendo levar ao fechamento ou perda do poço. Tais desafios exigem novas tecnologias de perfuração, com destaque para completações inteligentes. Estas possibilitam o controle a distância de seções do poço ou de todo o poço, a otimização da produção e a redução de intervenções corretivas. Tal controle é possível por meio de sensores e válvulas de controle, que monitoram e controlam em tempo real a extração dos hidrocarbonetos (ALVES et al, 2009).

A Figura 6 apresenta um diagrama com os principais desafios tecnológicos do Pré-sal e algumas áreas que necessitam de aprimoramento para a exploração dessa nova camada.

Figura 6: Diagrama dos desafios tecnológicos do Pré-Sal.
(Fonte: MORAIS, 2013).

Dentre os pontos citados no diagrama da Figura 6, podem-se destacar os seguintes desafios (FERRO e TEIXEIRA, 2009):

- RESERVATÓRIOS: Caracterização dos reservatórios e estudo da viabilidade da injeção de gás e água em poços para aumento de

produção, assim como análise geomecânica das rochas adjacentes à área de exploração.

- ENGENHARIA DE POÇOS: Os principais desafios estão relacionados à resistência dos poços à alta pressão, alta concentração de CO_2, assim como a resistência mecânica decorrente das camadas de sal e o risco de deposição de produtos nas longas tubulações.
- ALTA RGO: Os grandes volumes de gás natural existentes nestas reservas exigem desenvolvimento de tecnologias de transporte (tubulações de alto diâmetro a profundidades acima de 2000 metros e a longa distância da costa) e no processamento de gás natural *offshore*.
- UNIDADES DE PRODUÇÃO FLUTUANTES (FPSO): os desafios estão relacionados ao atracamento em águas ultra-profundas, controle de sistemas de nivelamento e o novo cenário de acesso aos poços pelas plataformas.
- ENGENHARIA SUBMARINA: São necessários aperfeiçoamentos nas tubulações de subida e descida (*risers*), já que estas serão submetidas a altas pressões e concentrações de CO_2, além da longa extensão devido às profundidades.

I.2.2 Investimentos

No caso da Petrobras, a maior parte do investimento já era direcionada para exploração e produção (E&P) antes da descoberta do Pré-Sal. Mas o desenvolvimento de tecnologias para a exploração dessa nova camada demandará grandes investimentos. No Plano de Negócios e Gestão 2015-2019 são destinados 108,6 bilhões de dólares para E&P, o que corresponde a 83% do investimento total. Deste montante, 82% é destinado ao desenvolvimento da produção no Brasil (Figura 7) (www.petrobras.com.br/pt/quem-somos/estrategia/plano-de-negocios-e-gestao/).

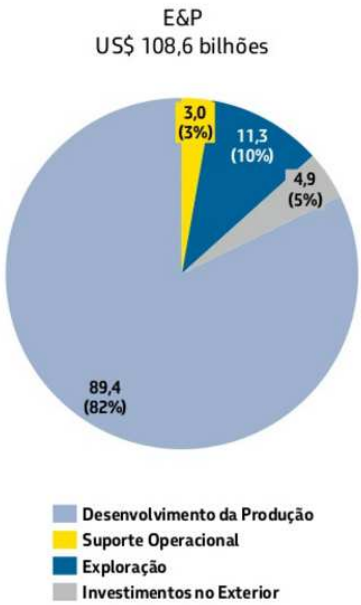


Figura 7: Investimento do Plano de Negócios e Gestão 2015-2019. (Fonte: http://www.investidorpetrobras.com.br/pt/apresentacoes/plano-de-negocios-e-gestao)

I.2.3 Produção do Pré-Sal

A produção diária do Pré-Sal cresceu quase 12 vezes de 2010 a 2014, avançando da média de 42 mil barris por dia (2010) para 492 mil barris por dia (2014). Sendo que em agosto de 2015 foi atingida a maior produção média mensal do Pré-Sal, que corresponde a 859 mil barris (Figura 8). Marca esta atingida após oito anos da descoberta da camada e quatorze meses após a marca de 500 mil barris por dia (atingida em junho de 2014). Tal resultado comprova a elevada produção média dos poços da camada e representa uma marca significativa na indústria do petróleo, uma vez que tais campos se situam em águas profundas e ultraprofundas (www.petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/areas-de-atuacao/exploracao- e-producao-de-petroleo-e-gas/pre-sal/).

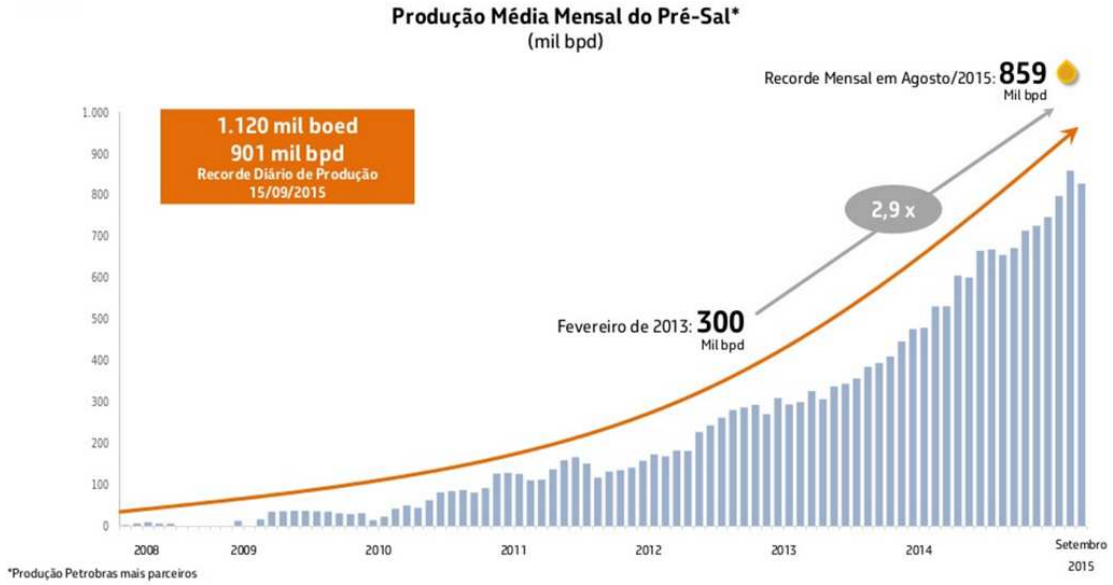


Figura 8: Produção na camada do Pré-Sal brasileiro.
(Fonte: pt.slideshare.net/petrobrasri/webcast-3t15)

A produção anual de 2015 no Pré-Sal atingiu a média de 767 mil barris por dia, representando a maior média da história da Petrobras e superando a produção de 2014 em 56%. Essa produção média do Pré-Sal corresponde a aproximadamente 36% da produção total da empresa (2,128 milhões de barris por dia). Alguns dos principais destaques para esta expansão da produção foi o rápido desenvolvimento da plataforma P-58 (que opera no Parque das Baleias na Bacia de Campos) e do FPSO Cidade de Mangaratiba na Bacia de Santos. Além disto, houve também a antecipação (de novembro para julho de 2015) do início da operação do FPSO Cidade de Itaguaí, na Bacia de Santos. Na Figura 9 são mostrados os demais FPSOs que atuam no Pré-Sal. E para 2016, a expectativa é de um aumento ainda maior já que entraram em operação os FPSOs Cidade de Maricá e Cidade de Saquarema, adicionando ao campo de Lula (atualmente o maior campo produtor) uma capacidade de até 300 mil barris por dia.

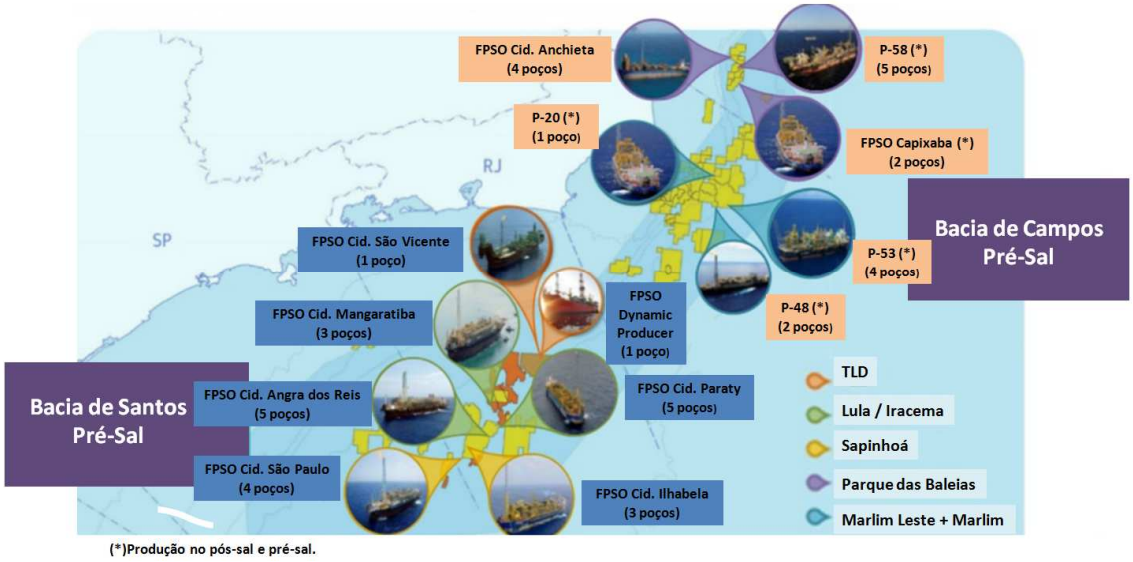


Figura 9: Principais FPSOs atuantes no Pré-Sal.

(Fonte: Adaptado de pt.slideshare.net/petrobrasri/viso-geral-54452155)

A expressiva produção do Pré-Sal se destaca diante da exploração nacional em terra, águas rasas e até mesmo em águas profundas, alcançando elevada produção por poço em curto período de anos desde o início da exploração, conforme apresentado na Tabela 1.

Tabela 1: Avanço da produção de petróleo nacional (bpd/poço).

	TERRA/ÁGUAS RASAS	ÁGUAS ULTRAPROFUNDAS (Bacia de Campos)	ÁGUAS ULTRAPROFUNDAS (Pré-sal)
Anos	1953-1984	1974-1995	2006-2014
Período	31 anos	21 anos	8 anos
Número de poços	4108	411	25
Produção por poço (bpd/poço)	120	1.200	20.000

(Fonte: FORMIGLI, 2014)

Formigli (2014) destaca que o alcance dos recordes de produção no Pré-Sal não possuem relevância apenas no Brasil, mas mundial. Ao se comparar o período de tempo necessário para se atingir a produção de 500 mil bpd no Brasil (8 anos) com o período de tempo para que grandes regiões produtoras *offshore* mundiais, Golfo do México (20 anos) e Mar do Norte (10 anos), alcançassem também esta marca, percebe-se que o

Brasil atingiu tal desenvolvimento mais rapidamente, conforme mostrado na Figura 10 (Formigli, 2014).

Figura 10: Avanço da produção no Golfo do México, Mar do Norte e Pré-Sal.

(Fonte: FORMIGLI, 2014)

I.3 – Campo de Júpiter

Em Janeiro de 2008 a Petrobras comunicou que a exploração do bloco BM-S-24 (Júpiter) da Bacia de Santos seria realizada por ela (80%) e Galp Energia (20%). Foi comprovada no bloco a existência de uma grande jazida de gás natural e condensado, denominada Júpiter. Tal reserva se encontra a 5252 metros de profundidade e a 290 km da costa do Rio de Janeiro, sendo a espessura da rocha com hidrocarbonetos maior que 120 metros (IPT, 2009).

A fase exploratória do Bloco BM-S-24 teve início em 29 de agosto de 2001 com duração prevista de oito anos. Seu programa exploratório mínimo original consistia na perfuração de dois poços com profundidades finais atingindo a formação Itajaí-Açu, tendo o compromisso sido renegociado para a perfuração de um poço com profundidade final dentro da Formação Itajaí-Açu. O primeiro poço do bloco a ser perfurado foi o 1-RSA-559-RJS (1-RJS-652), localizado a 290 km da costa do estado do Rio de Janeiro,

em lâmina d'água de 2.187 metros. A perfuração atingiu profundidade final de 5252 metros dentro dos carbonatos. Foram atravessados 130 metros de reservatórios carbonáticos saturados em fluidos com hidrocarbonetos.

Após a perfilagem e amostragem de fluidos, o poço pioneiro teve que ser interrompido para manutenção (docagem) da sonda de perfuração. Foram realizados ensaios de liberação flash a partir das amostras coletadas, revelando elevada concentração molar de CO_2 (79% na fração gasosa). Porém não foi possível realizar ensaios PVT devido à contaminação das amostras por filtrado de fluido de perfuração a base de n-parafinas (EIA/RIMA, 2011). Tais ensaios permitem a análise de comportamento de fases e são normalmente realizadas durante a perfuração do primeiro poço de exploração, antes que o reservatório inicie sua fase de produção.

Para obtenção de amostras não contaminadas, a perfuração do poço 1-RSA-559-RJS foi retomada com fluido base água, atingindo profundidade de 5773 metros. A nova perfuração, desta vez atingindo maiores profundidades, permitiu a constatação de espessura porosa com hidrocarboneto da ordem de 312 metros. Foram realizadas então análises químicas que indicaram a presença de uma capa de gás sobre uma zona de óleo. Tal capa de gás tem uma razão de solubilidade do gás no óleo (Rs) de 3.015m^3/m^3, onde a porção gasosa apresenta 79% de CO_2 e 21% de gases hidrocarbônicos e a fração liquida é composta por um condensado de 33 ºAPI. Já a zona de óleo é composta por um óleo de aproximadamente 18 ºAPI e RGO 170m^3/m^3 (EIA/RIMA, 2011).

Tal descoberta, com concentrações muito altas de CO_2, inéditas nas bacias brasileiras representa desafios de produção nunca enfrentados por qualquer operadora em contexto *offshore* similar (EIA/RIMA, 2011).

Devido a ajustes do cronograma de projetos *offshore* da Petrobras, foi divulgado em seu Plano de Negócios e Gestão que o primeiro óleo de Júpiter é previsto para depois de 2020 (Figura 11). O projeto de desenvolvimento de produção (DP) para Júpiter prevê uma FPSO de porte semelhante às dos demais projetos do Pólo Pré-Sal da Bacia de Santos. Como ainda estão sendo realizados estudos de avaliação exploratória para determinar o potencial de cada campo, a quantidade de poços produtores e/ou injetores e o número de linhas de escoamento de hidrocarbonetos ainda são desconhecidos (Caracterização da Atividade II.2.1, 2013).

Figura 11: Alterações nas datas de primeiro óleo.

(Fonte: pt.slideshare.net/petrobrasri/plano-de-negociosegestao20152019apresentacaoaimprensa)

A Agência Nacional de Petróleo (ANP) assinou contrato com a empresa Gaffney, Cline & Associates (GCA) (2010) para elaboração de um relatório com vistas à valoração dos direitos de pesquisa. O relatório analisa a área composta pelas descobertas de Tupi, Iara Júpiter e Franco. A GCA examinou e auditou dados técnicos para estimar o volume de petróleo a ser explorado em cada descoberta. É importante ressaltar que tal volume estimado considera apenas volumes de óleo, embora os projetos de desenvolvimento englobem exploração de gás natural (ANP e GCA, 2010). O estudo envolve três estimativas que adotaram a seguinte terminologia: 1C (estimativa baixa), 2C (melhor estimativa) e 3C (estimativa alta). Os resultados da análise são resumidos na Tabela 2.

Tabela 2: Estimativas da GCA para os recursos contingentes no nível 2C de certeza

DESCOBERTA	RECURSOS CONTINGENTES 2C (milhões de barris)
Entorno de Tupi	0,04
Entorno de Iara	0,76
Entorno de Júpiter	0,34
Franco	5,45

(Fonte: ANP e GCA, 2010)

A GCA também realizou cálculos de fator inicial de petróleo e de produção de petróleo acumulada, considerando um período de 30 anos (Tabela 3). Para a estimativa, foi considerado que cada poço possuía uma unidade FPSO dentro de um raio de 7 quilômetros.

Tabela 3: Fator inicial de petróleo e produção de petróleo acumulada.

Campo	Fator Inicial de Petróleo Mbopd	Prod. Petr. Acumulada (*) MMbbl
Tupi	15	45
Tupi NE	14	44
Peroba	15	43
Iara	10	33
Florim	10	33
Franco	25	91
Libra	25	91
Júpiter	8	34
Pau-brasil	8	34
Guará Sul	16	61

* para 30 anos de produção por poço

(Fonte: ANP e GCA, 2010.)

A partir dos dados apresentados (Tabelas 2 e 3) foi possível calcular o ótimo de produção de cada FPSO destinada à exploração dos campos, partindo-se do princípio que cada FPSO opera no máximo por 30 anos. Também foi utilizada a premissa que uma FPSO padrão está ligada a dez poços de produção e a dez de injeção. Os resultados indicaram que para Júpiter a capacidade da FPSO é 75 mil bopd, capacidade menor que as duas primeiras FPSOs contratadas para o Pré-Sal em Tupi (100 mil e 120 mil bopd) e inferior as capacidades das ligações de Guará do Sul à FPSO Guará (16 mil bopd) e da ligação de Florim à Iara (20 mil bopd). Os resultados dos delineamentos dos Projetos de Desenvolvimento para cada área são apresentados a seguir (Tabela 4) (ANP e GCA, 2010).

Tabela 4: Dados de produção da área do Pré-Sal

ACUMULAÇÃO	N° DE FPSOs	CAPACIDADE DE CADA FPSO	N° DE PRODUTORES/N° DE INJETORES	ÁREA (km^2)
Franco	6	150.000	62/62	238
Libra	9	150.000	92/92	727
Entorno de Tupi	1/1/3	150.000	47/47	649
Tupi NE	1	75.000	7/7	57
Peroba	2	50.000	9/9	328
Entorno de Iara	4	100.000	65/65	512
Florim	Ligação	20.000	2/2	31
Entorno de Júpiter	3	75.000	34/34	567
Pau-brasil	1	50.000	7/7	104
Guará Sul	Ligação	16.000	1/1	100

(Fonte: ANP e GCA, 2010.)

Em seu documento, a ANP relata que a GCA considera que, para Júpiter, uma faixa plausível do Fator Volume de Formação (FVF) situa-se entre 1,29 e 1,42 stb/rb, enquanto que a Razão Gás/Óleo (RGO) situa-se entre 826 e 1010 scf / bbl. Já quanto ao óleo original in situ (OOIP) para o Entorno de Júpiter estima-se que varia de 1,21 Bbbl (baixa estimativa) a 2,57 Bbbl (alta estimativa), sendo a melhor estimativa de 1,83 bbl.

Estima-se um fator de recuperação para Júpiter entre 6% e 37%, considerando-se uma depleção e sistema de produção de injeção de água, com um valor mais provável de 15% para o óleo de 18° API. A produção estimada é de 335 milhões de barris (MM bbl), a ser efetuada através de 10 poços de produção e 10 poços de injeção com produção inicial de 8.000 bopd/poço, ligados a 3 FPSOs com capacidade de 75.000 bopd. O Valor Presente Líquido sem risco, a uma taxa de desconto de 10%, para o caso de sucesso de recursos prospectivos, é estimado em US$ 1.774 milhões, equivalentes a US$ 5,29/bbl (ANP e CGA, 2010).

Em 2010, a ANP já havia divulgado em seu documento que a única abordagem possível para se alcançar uma eficiência de vazão razoável em Júpiter seria a reinjeção de CO_2. A injeção planejada de CO_2 aumentaria a recuperação de gás por manter a pressão no reservatório. Essa injeção é abordada como possível solução já que apesar da técnica de Alternância entre Água e Gás (WAG – *Water Alternating with Gas*) ser planejada para implementação nas unidades do Pré-Sal, não há experiência que permita avaliar sua aplicabilidade em condições com tão elevado teor de CO_2. Porém, a

reinjeção de gás pode criar problemas de RGO ainda mais elevadas que limitariam a produtividade de óleo, isto ocorreria caso o gás injetado alcançasse os poços produtores antes do esperado (ANP, 2010).

Tendo em vista os dados de Júpiter divulgados pela ANP a alternativa proposta neste trabalho visa o enquadramento de poços produtores de gás, dividindo-se o processamento em três áreas: *subsea*, *offshore* (*topside* das FPSOs) e *onshore*.

Nesta alternativa, a corrente multifásica proveniente dos poços é enviada a um separador *subsea* trifásico, sendo o óleo destinado a FPSO para seu tratamento, a água destinada a reinjeção para aumento da recuperação enquanto que o gás não tratado com tão alto teor de CO_2 é enviado, por duto submarino, ao continente para tratamento *onshore*. O CO_2 separado no continente retorna ao poço para reinjeção em outro duto submarino.

I.4–Objetivos

O objetivo do trabalho consiste em propor, detalhar e analisar tecnicamente uma abordagem alternativa à utilizada atualmente na exploração do Pré-Sal, que é baseada em processamento de gás em FPSOs VLCC com *topside* robusto.

A solução alternativa, aqui proposta, abrange os seguintes elementos:

- Separação trifásica no leito submarino, despachando óleo para a plataforma, água de produção para reinjeção e gás bruto para transporte direto à terra;
- O gás natural associado retirado dos poços não é processado na plataforma FPSO, e sim transportado diretamente à planta *onshore*, não tratado, por duto *subsea*, com injeção de MEG (monoetilenoglicol) como agente anti-hidrato;
- FPSOs passam a ter *topside* convencional sem processamento de gás, o que reduz o CAPEX da plataforma e libera área e peso embarcados para aumentar a capacidade de processamento e estocagem de óleo;
- MEG é utilizado nos dutos de gás bruto por ser um inibidor termodinâmico de hidratos, que deve estar presente ao longo da extensão do duto para evitar a formação de hidratos que viriam a se formar devido à saturação em água, alta pressão e baixa temperatura aos quais o gás é submetido dentro dos dutos *subsea*, pois tal formação de hidratos levaria ao bloqueio do duto;

- Planta *Onshore* inclui unidade de recuperação de MEG e fracionamento do gás natural bruto via destilação criogênica, que permite gerar cortes C1, C2, C3 e C4+ comercializáveis e recuperar o grande volume de CO_2 do gás sob forma líquida, facilitando seu despacho via bombas de volta ao campo para reinjeção nos poços;

Em resumo, a alternativa proposta requer a construção de três dutos *subsea*:

- Duto 1 de grande diâmetro (20” a 24”) para o transporte de gás não tratado à terra em regime possivelmente multifásico (fase gás, fase condensado rico em CO_2 e fase água-MEG);
- Duto 2 de pequeno diâmetro (4” a 8”) , para o retorno do MEG tratado para que este seja injetado novamente no duto de gás; e
- Duto 3 de médio diâmetro (12”a 18”), para o retorno de CO_2 na forma líquida, em alta pressão, do continente para o campo, para ser reinjetado nos poços em aplicação EOR (Figura 12).

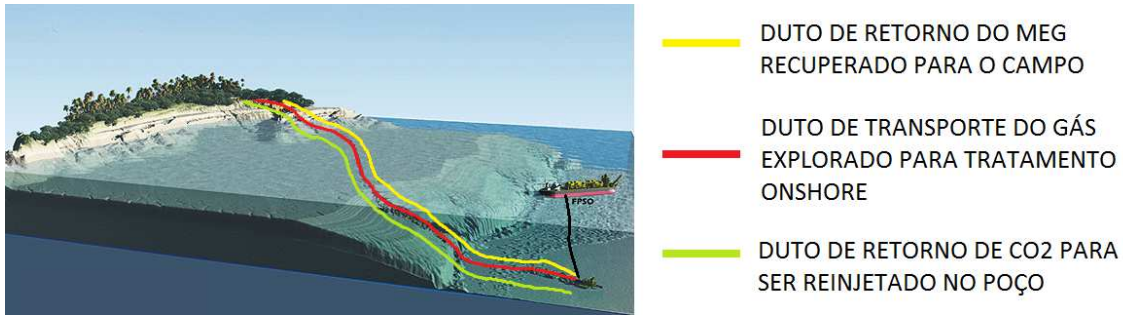


Figura 12: Ilustração dos três dutos propostos

A corrente multifásica de gás bruto de exportação que chega ao continente é encaminhada para um separador trifásico que separa gás, condensado rico em CO_2 e a fase aquosa de MEG rico em água. O MEG rico é direcionado para o processo de recuperação enquanto que as correntes gasosa e de condensado rico em CO_2 seguem para as etapas de remoção de CO_2 liquefeito e fracionamento de hidrocarbonetos para comercialização, etapas estas que ocorrem em um trem de colunas de destilação semi-criogênicas que recuperam produtos majoritariamente sob a forma líquida barateando os despachos via bombas.

A relevância do trabalho se encontra em apresentar uma alternativa para resolver um dos principais problemas de exploração do Pré-Sal, a saber, a alta RGO com alto teor de CO_2. Ou seja, apresenta-se uma solução alternativa à abordagem atualmente em uso, i.e., processar gás rico em CO_2 em FPSOs com *topsides* robustos e caros. A alternativa proposta é indicada para gás associado com teor de CO_2 acima de 50%.

As principais vantagens apresentadas por não se realizar o processamento do gás *offshore* são:

- Redução de área ocupada e peso de equipamentos nos *topsides* de FPSOs que são fortes limitações existentes nas plataformas;
- Redução de CAPEX de FPSOs que passam a seguir *design* convencional sem processamento de gás; i.e. há redução significativa do custo e complexidade das plataformas (diminuindo o CAPEX *offshore*).
- Maior disponibilidade de área e peso no FPSO para processamento e estocagem de óleo;
- Transferência do processamento do gás para o continente, barateando o custo unitário do processamento do gás já que unidades instaladas *offshore* em FPSOs custam pelo menos 100% a mais do que unidades equivalentes em terra ($CAPEX^{ONSHORE} << CAPEX^{OFFSHORE}$);
- Possibilidade de uso de tecnologia de separação de gás com alto teor de CO_2 mais apropriada para altas capacidades e alto teor de CO2, como colunas de destilação semi-criogênica;
- Manipulação das grandes vazões de CO2 em fase líquida, eliminando a necessidade de uso de compressores centrífugos, substituídos por meras bombas centrífugas de CAPEX e OPEX muito inferiores.

Evidentemente, a principal desvantagem apresentada pela alternativa aqui proposta consiste no CAPEX do sistema de dutos *subsea* para transporte de gás bruto e retorno de CO_2 liquefeito.

Neste sentido, o trabalho envolve também o cálculo do CAPEX do sistema de transporte, que engloba os dutos, bombas e compressores envolvidos. O cálculo do custo dos dutos está relacionado com seus diâmetros, que por sua vez dependem das condições operacionais do sistema e das propriedades das correntes envolvidas. Para realizar estes cálculos foi desenvolvida integração entre HYSYS e MS-Excel via

aplicativo desenvolvido em MS-VB, de forma que HYSYS possa exportar valores de propriedades termodinâmicas e de transporte para o dimensionamento dos dutos.

Quanto ao ponderável fator negativo associado ao custo da construção dos novos dutos propostos, estima-se que sejam compensados tanto pelo aumento da produção de óleo (dada a área e peso liberados na FPSO) quanto pelos demais aspectos econômicos favoráveis (menores CAPEX e OPEX de processamento do gás *onshore*, menores CAPEX e OPEX embarcado, etc) além de se substituir uma abordagem modular de processamento de gás em FPSO (*skids* de separação de CO_2, *skids* de compressão, *skids* de ajuste HCDP, *skids* de ajuste WDP, etc) por uma grande central de processamento *onshore* (UPGN), que possibilitaria ganhos de escala característicos de plantas de grande capacidade de processamento, fator tradicionalmente inexistente nas soluções modulares embarcadas em FPSOs que têm alto custo de *footprint*.

CAPÍTULO II: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

II.1 – Gás Natural

O gás natural é uma mistura de hidrocarbonetos gasosos, dentre os quais se destacam o metano, o etano e o propano, resultantes da degradação de matéria orgânica por bactérias anaeróbicas e pela elevação da temperatura e pressão da crosta terrestre. Embora o metano tenha a participação mais efetiva em sua composição, existem variações em função de fatores naturais que determinaram o processo de formação e as condições de acúmulo do reservatório (ASSIS e HACKBART, 2006).

Este acúmulo de gás natural se dá em rochas porosas no subsolo, muitas vezes acompanhado de petróleo. Neste caso, ele pode estar ou não associado ao petróleo. O gás natural associado é aquele que, em reservatórios, se encontra dissolvido em óleo ou se apresenta como uma "capa" de gás. Este tipo de gás, antes da distribuição, precisa ser separado do óleo. Já o gás natural não-associado é aquele que, em reservatórios, se encontra livre de óleo ou apresenta pequena quantidade deste componente. Este tipo de gás é de mais fácil comercialização, já que não é necessária separação complexa. Em ambos os casos, o gás pode estar livre ou em solução, sendo a quantidade relativa destas fases o que determina se o reservatório é produtor de óleo ou de gás (Fig. 13) (ASSIS e HACKBART, 2006).

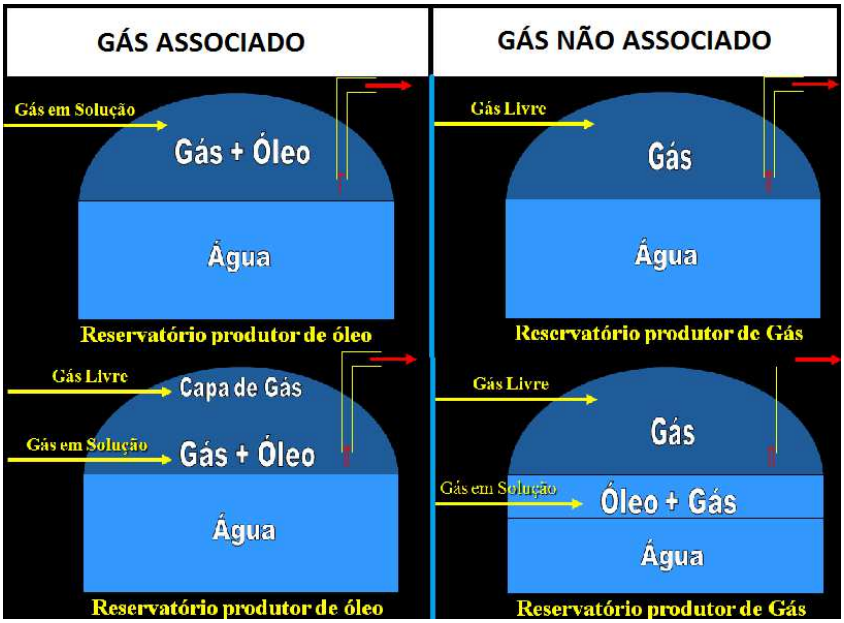


Figura 13: Gás natural associado e não associado e tipos de reservatório.

(Fonte: Adaptado de AGUIAR, 2012)

Como propriedades relevantes do gás podem-se citar: densidade inferior ao ar, densidade relativa 0,62, e seu poder calorífico na faixa de 8,5-9,4 kcal/m^3. Já quanto à sua composição, o gás poderá variar bastante, sendo na maioria dos casos composto em grande parte pelos hidrocarbonetos mais leves principalmente metano, etano e propano. Em sua composição típica também há nitrogênio e dióxido de carbono, em concentrações características de cada poço (www.bahiagas.com.br).

Muitas vezes a descoberta de jazidas de gás natural se dá em função da pesquisa exploratória em busca do petróleo. Porém atualmente com o aumento da importância do gás natural na matriz energética, a pesquisa exploratória também está sendo realizada com alvo nesta fonte de energia da mesma forma que acontece com o petróleo (cursos.unisanta.br).

Quanto à produção nacional de gás natural, esta atingiu 94,2 MMm^3/d em novembro de 2015 (Figura 14). Em comparação com o mesmo mês de 2014, tal produção apresentou aumento de 2,7%. Sendo o aproveitamento do gás natural neste mês de 96,5%, mas ainda havendo queima direta de 3,3 MMm^3/d nos campos de produção (ANP, 2015).

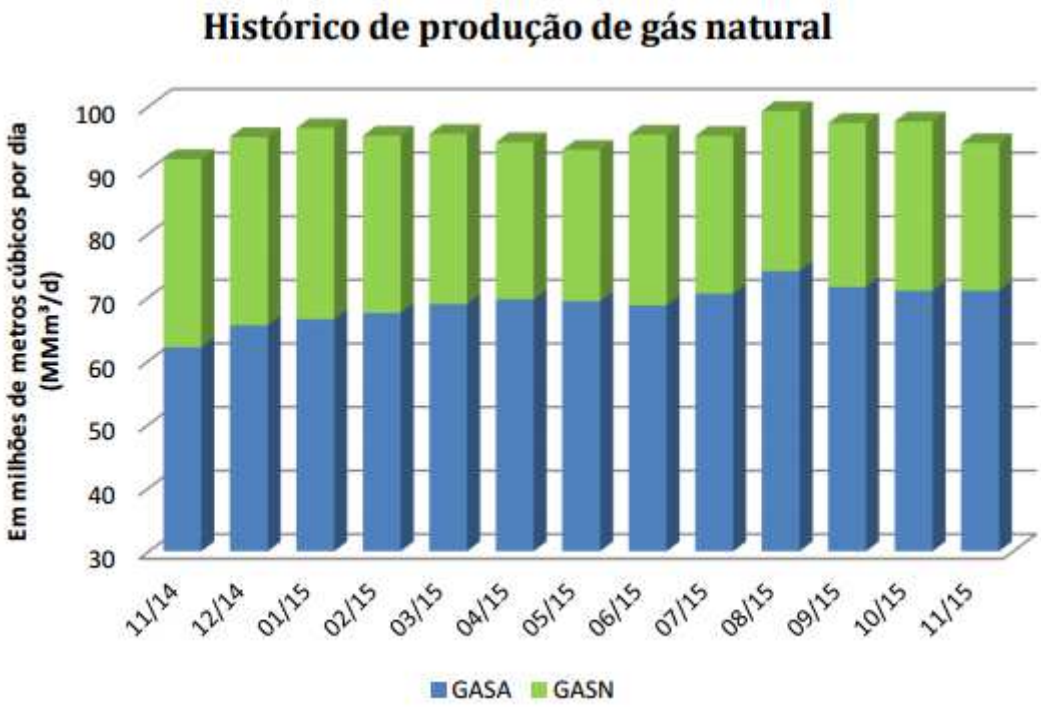


Figura 14: Histórico da produção de gás natural (GASA: gás natural associado; GASN: gás natural não associado).

(Fonte: ANP, 2015)

Do total da produção de gás em novembro de 2015, 76,1% foram explotados de campos marítimos. A parcela de gás natural proveniente do Pré-Sal está em constante crescimento devido às grandes reservas de gás presentes na camada. Neste mesmo mês a produção de gás do Pré-Sal foi de 32,3 MMm^3/d. Já o campo de maior produção de gás foi Lula, com média de 18,1 MMm^3/d (ANP, 2015).

Quanto à distribuição da produção de gás por estado, o Rio de Janeiro é o maior responsável pela produção nacional de gás natural, com 44% da produção total (Figura 15). Em relação a esta distribuição por bacias, Santos lidera a produção com 36% da produção nacional de gás natural, seguido por Campos com 28% do total (ANP, 2015).

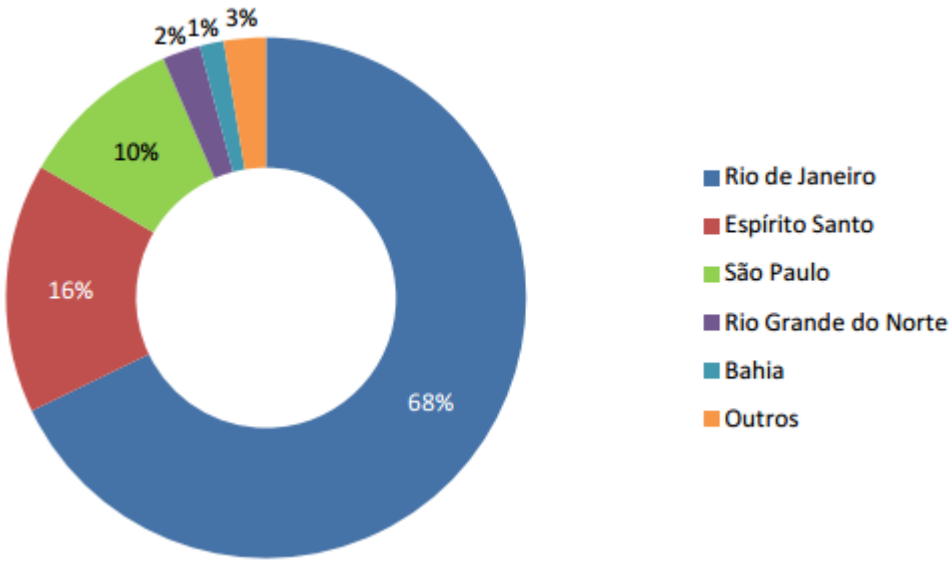


Figura 15: Distribuição da produção de gás natural por estado em novembro de 2015.
(Fonte: ANP, 2015)

Um dos desafios encontrados pela Petrobras na exploração do petróleo da área do Pré-Sal reside na grande quantidade de gás natural associado (alta RGO). A viabilização da exploração e produção desses poços passa pela destinação dessa grande quantidade de gás gerada. Como ponto negativo na qualidade deste gás está o teor de dióxido de carbono presente, em torno de 10-20% em Lula. Tal teor é superior à do pós-sal (média de 5%) e exigiu novas tecnologias para a exploração. Para a remoção deste CO_2, uma das tecnologias adotadas pela Petrobras é a separação com membranas a ser realizada no *topside* das PFSOs. Parte deste CO_2 separado é reinjetado para aumentar a produtividade do campo (NASCIMENTO, 2012).

II.2 – Campos Remotos

Devido à crescente demanda de energia e esgotamento dos recursos de hidrocarbonetos, campos remotos passaram a desempenhar um papel importante na exploração de petróleo e gás. As águas profundas são potencialmente um espaço de vitalidade ativa na exploração de hidrocarbonetos no mercado global de energia, estando constatada a abundância de petróleo nestes depósitos, especialmente no Golfo do México, na costa marítima do Brasil e na costa oeste de África, englobando Angola e São Tomé (www.imlusofonia.org). O primeiro campo a ser perfurado longe da costa, em 1947, ocorreu na costa da Louisiana (Estados Unidos). Desde então a busca constante para áreas mais distantes e profundas teve continuidade. Porém algumas dificuldades de processamento podem surgir como barreiras na exploração destes campos, como questões de garantia de fluxo, incluindo formação de cera e hidrato. Tais formações podem se tornar frequentes devido às condições mais severas de exploração e às longas distâncias do continente (VICHITRANDA et al, 2012).

Diversas soluções de processamento de petróleo podem ser encontradas ao longo das regiões do mundo. Essa ampla gama de possibilidades pode ser dividida, fundamentalmente, em dois grupos (BOTHAMLEY et al., 2004):

- Mínimo processamento *offshore*, sendo todos os fluidos produzidos destinados para um terminal *onshore* para o processamento final;
- Todo processamento é feito *offshore*, já se obtendo produtos enquadrados nas especificações de venda, sem necessidade de processamento *onshore*.

De acordo com Bothamley et al.(2004), a decisão por qual direção um projeto deve seguir depende de diversos fatores, dentre os quais se pode citar:

- Quanto ao porte e complexidade das plataformas - uma plataforma que realiza todo o processamento de óleo e gás exige muitas operações, sendo então, demasiadamente complexa, de alto custo e de grande porte;
- Para campos que já possuem terminal *onshore* próximos ao poço, o processamento no continente pode ser mais vantajoso;
- As condições a que são submetidos os gasodutos de exportação também devem ser analisadas: como pressão, temperatura e as diferentes fases nas condições do processo;
- O impacto para os projetos futuros também deve ser levado em consideração ao se fazer esse tipo de escolha.

Para os casos de novas regiões a serem exploradas, que ainda não possuem nenhuma infraestrutura, tal decisão se torna ainda mais complexa.

O Golfo do México e o Mar do Norte são duas regiões que podem ser utilizadas como referência ao tratar da exploração em campos marginais, ambas as regiões possuem áreas de produção *offshore* bem desenvolvidas (Tabela 5) (BOTHAMLEY et al., 2004).

Tabela 5: Características da produção de campos remotos do Golfo do México e Mar do Norte

	Golfo do México	Mar do Norte
Produção óleo (BOPD)	50000 - 250000	50000 - 250000
Produção de gás (MMSCFD)	50 - 400	50 - 300
Produção por poço (BOPD)	10000 - 35000	10000 - 25000
Temperatura de extração (F)	110 - 200	150 - 230
Número de trens de separação	1 - 2	1 - 2
Números de estágios	3 - 5	1 - 3
Processo e desidratação	TEG	TEG
Conteúdo de água no gás exportado (lb/MMSCF)	2 - 4	2 - 4
Pressão de exportação do gás (psig)	1500 - 3000	2000 - 2700
Conteúdo de água no óleo exportado (lb/MMSCF)	<1	<2
Conteúdo de água no óleo exportado (lb/MMSCF)	<11	<150
Pressão de vapor Reid do óleo exportado (psi)	1500 - 3000	1500 - 2800

(Fonte: Adaptado de BOTHAMLEY et al., 2004)

Vichitrananda et al. (2012) destacam que o processamento submarino, onde o equipamento de processamento é instalado no fundo do mar, pode surgir como a principal opção em campos remotos, já que podem ser utilizados para contornar problemas como os de garantia de escoamento. O Processamento *subsea* pode ser adotado como a tecnologia de ponta que permite a produção destes reservatórios sob condições complexas.

É de certa forma raro para uma plataforma produzir produtos que atendam às especificações de óleo e gás. Pois além da complexidade trazida por tantas operações ao *topside* e ao elevado custo, uma das principais dificuldades é a manipulação dos componentes intermediários (C4-C5) que podem se enquadrar tanto na especificação de pressão de vapor do produto quanto na especificação do ponto de orvalho dos hidrocarbonetos (BOTHAMLEY et al, 2004). Esses componentes então podem acabar

se acumulando e sendo reciclado no processo até que o equilíbrio seja atingido, o que impacta negativamente na operação, principalmente no trem de compressão. Para contornar este tipo de problema é necessário utilizar metodologias que satisfaçam simultaneamente as especificações de pressão de vapor e de ponto de orvalho, podendo ser utilizadas colunas de fracionamento. Em alguns casos pode ser necessária a remoção de uma corrente rica em C4-C5, que é utilizada como combustível.

Uma das áreas mais desenvolvidas na exploração de petróleo em águas ultraprofundas é o Golfo do México. Um grande impulso na busca de petróleo e gás natural em águas ultraprofundas foi dado nesta região, em setembro de 2006, com a extração de petróleo leve, comercialmente viável, do poço de teste Jack-2, a 8.588 metros de profundidade e 2.100 de lâmina d'água. O relevante desta descoberta foi a superação das dúvidas iniciais sobre a produção de petróleo na área do terciário inferior (uma área classificada, em termos geológicos, que data de 24 a 65 milhões de anos), dando condição para que as grandes empresas atuantes do setor (Petrobras, ExxonMobil, Anadarko, BP e Royal Dutch Shell) investissem em depósitos de sedimentos situados a grande profundidade, que podem datar de 65 milhões de anos. Esses depósitos permaneceram inexplorados, enquanto os de 24 milhões de anos foram intensamente explorados desde 1947 no Golfo do México. A empresa que detém o maior número de direitos de exploração em águas profundas no Golfo do México é a Chevron. A mesma empresa desenvolve, também, no campo de Tahiti (400 a 500 milhões de barris em reservas) que tem os poços de produção mais profundos do Golfo do México, com investimentos de US$3,6 bilhões, no Bloco Green Canyon 640, e deverá produzir 125.000 barris por dia (FGV, 2009).

Em agosto de 2006, foi anunciada a descoberta de Kaskida (operada pela BP 55%, Anadarko 25% e Devon 20%), localizada a cerca de 8.000 metros de profundidade e 400 km a sudoeste de Nova Orleans. E em outubro deste mesmo ano, Shell passou a trabalhar em três descobertas feitas em águas profundas, a cerca de 320 km do litoral do Texas (FGV, 2009). O projeto Perdido, cuja primeira produção ocorreu em 31 de março de 2010, tinha como objetivo ligar os campos chamados Great White, Tobago e Silvertip, em águas de 2450 metros de profundidade. Este é um dos projetos mais desafiadores realizados pela empresa em águas profundas, sendo o trabalho realizado em conjunto com a Chevron (37,5%) e BP (27,55)(www.shell.com).

Outra área de produção *offshore* bem desenvolvida é o Mar do Norte (BOTHAMLEY et al, 2004), pertencente ao Oceano Atlântico, cujos limites

geográficos encontram-se no Reino Unido e nas Ilhas Orcádes, a oeste, na França, Bélgica , Holanda e Alemanha, a sul, na Noruega e Dinamarca , a leste, e nas ilhas Shetland, a norte.

Uma das principais características a ser observada durante a escolha do tipo de processamento a ser adotado é a razão entre os volumes produzidos de gás associado e óleo (RGO). Para altas RGO's há um aumento considerável de tamanho e custo dos equipamentos da plataforma, principalmente do sistema de compressão. Por isso busca-se separar o máximo de gás possível em alta pressão (BOTHAMLEY et al, 2004). Tal aumento da necessidade de compressão pode ser observado no Pré-Sal brasileiro onde são necessárias as seguintes etapas de compressão:

- Compressão de CO_2 (realizada em 4 estágios);
- Compressão de Exportação (realizada em 2 estágios);
- Compressão Principal;
- Compressão de Injeção;
- Compressão da Unidade de Recuperação de Vapor – VRU (realizada em 2 estágios).

Tantos sistemas de compressão para uma RGO elevada, como no caso do Pré-Sal, acabam por aumentar demasiadamente o custo das plataformas e a área do *topside* destinada às operações de processamento de gás.

II.3 – Processamento Primário

No Brasil, a maioria das reservas é composta de óleo e gás natural associado. Sendo assim, a corrente proveniente do poço é composta basicamente de gás, óleo e água, além de impurezas como areia. Essa mistura trifásica precisa ser separada, sendo este o objetivo dos primeiros tratamentos sofrido por esta corrente. A esse conjunto de operações unitárias dá-se o nome de Processamento Primário de Petróleo (SANT'ANNA, 2005).

A separação dessa mistura trifásica se faz necessária uma vez que as diferentes frações de hidrocarbonetos, gás e óleo, possuem valores diferentes para a indústria. (SANT'ANNA, 2005).

Os tratamentos primários promovem a separação do óleo, do gás e da água, englobando também o tratamento e a estabilização do óleo, o condicionamento e a compressão do gás e o tratamento da água para descarte ou reinjeção em poços (THOMAS, 2001). O objetivo do processamento primário é fazer com que as correntes de óleo, gás e água estejam dentro das especificações adequadas.

Um fluxograma ilustrativo do processamento primário é mostrado na Figura 16.

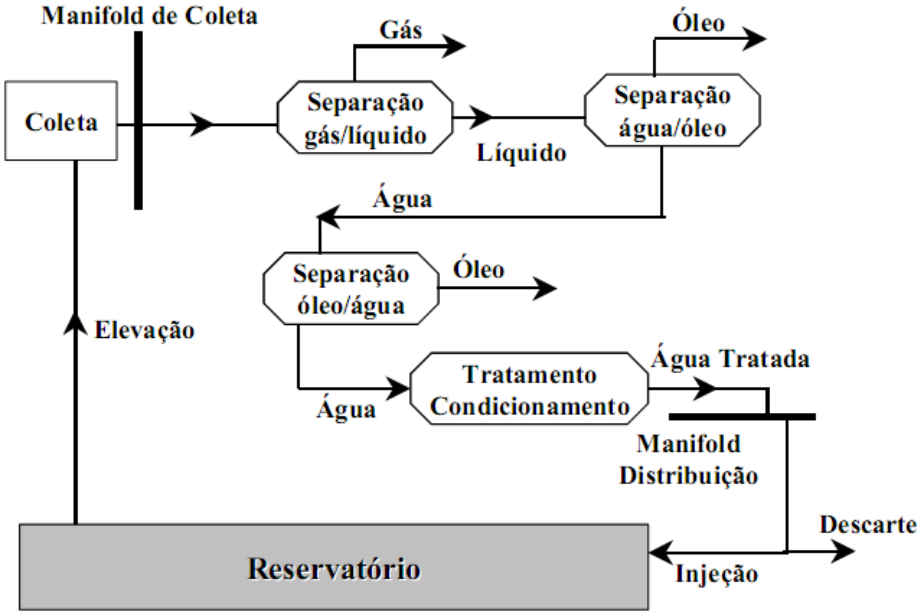


Figura 16: Fluxograma simplificado do tratamento primário de petróleo. (Fonte: NASCIMENTO, 2012)

O primeiro equipamento desta etapa é, geralmente, o separador gravitacional (Figura 17). Estes podem ser bifásicos, quando separam a fase líquida da fase gasosa, ou trifásicos quando são responsáveis por separar a fase gasosa da água e da fase oleosa. Esses separadores não são projetados para separar emulsões água-óleo e, portanto um separador adicional é necessário. A emulsão que deixa o primeiro separador segue então para um separador eletrostático, onde é feita a separação da água residual presente no óleo. Neste segundo separador a corrente de óleo deve atender a especificação de BSW (*basic sediments and water*) do processo. Esta água segue para sistema de água produzida para se tornar própria para reuso e descarte no mar ou é encaminhada a sistemas de reinjeção para aumento de recuperação de petróleo.

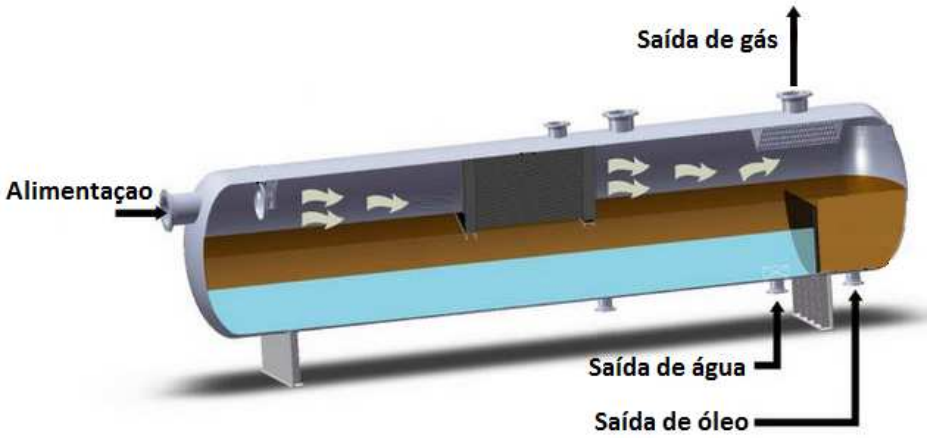


Figura 17: Separador trifásico.

(Fonte: Adaptado de www.gasprocessingnews.com)

- **Processamento Primário de Óleo**

A separação da corrente rica em óleo proveniente do separador gravitacional ocorre, geralmente, em duas etapas: a desidratação e a estabilização. A desidratação é realizada nas unidades de produção, em separadores eletrostáticos que favorecem a coalescência das gotas de água contidas no óleo. Nesta etapa se faz necessário ainda o uso de desestabilizante. Estes têm como objetivo deslocar os emulsificantes naturais presentes na interface, permitindo a coalescência das gotas e a separação das fases líquidas (VAZ, 2009).

A especificação da corrente de óleo deve ser realizada na própria unidade de produção e deve atender valores específicos quanto ao teor de água e sedimentos. Valores comuns desta especificação estão entre 0,5 e 1% de BSW e entre 270 e 570 mg/L quanto à salinidade.

A última etapa do tratamento de óleo consiste na sua estabilização. Esta etapa ocorre em baixa pressão, de forma a garantir a recuperação adicional de gás e evitar a evaporação indesejada em tanques de estocagem. Para esta última separação, é comum o uso de separadores horizontais bifásicos.

- **Processamento Primário de Água**

A água, retirada nos separadores gravitacionais e eletrostáticos, segue para o sistema de água produzida que é composto por baterias de hidrociclones e flotadores (Figura 18).

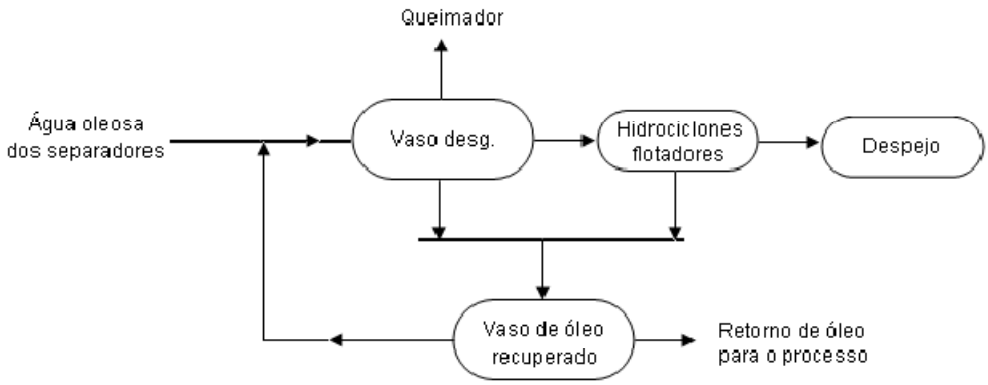


Figura 18: Fluxograma do tratamento de água produzida.
(Fonte: NASCIMENTO, 2012)

O objetivo deste sistema é enquadrar a água produzida nas condições de descarte definidas na Resolução CONAMA 393/07. Esta resolução estabelece o limite mensal de 29 ppm de óleo para ser descartado no mar. A água produzida também pode ser utilizada em métodos de recuperação secundária ou avançada de óleo, tendo como destino a reinjeção no campo produtor.

- **Processamento Primário de Gás**

A produção de óleo e gás natural envolve um número significativo de operações unitárias desde o poço até o ponto de transferência. O gás separado inicialmente no tratador gravitacional ainda requer ser condicionado e processado antes de sua utilização.

O condicionamento do gás natural tem por objetivo, além da separação do gás, a remoção, ou redução a teores estabelecidos por normas ou padrões, de compostos como água, dióxido de carbono (CO_2), compostos sulfurados (H_2S, CS_2, COS etc.), sólidos (areia, óxidos de ferro, produtos de corrosão) e líquidos, como condensados de gás e produtos químicos. Tal processo engloba as seguintes etapas (PETROBRAS, 2007):

- Separação de óleo e gás;

- Depuração de gás;
- Filtração de gás;
- Dessulfurização,
- Desidratação;
- Compressão;
- Inibição de hidrato.

Após estas etapas o gás pode ser utilizado como gás combustível no FPSO e em processos *gas-lift* nos poços, sendo o excedente exportado para a costa através de gasodutos ou navios aliviadores. A parte do gás que é consumida como gás combustível para a própria planta é utilizada principalmente para acionamento de turbo geradores, geração de energia elétrica da plataforma e dos turbo compressores da plataforma. Este gás também é utilizado para a pressurização de sistema de água quente, nos flotadores do sistema de água produzida, no sistema de regeneração de trietilenoglicol (TEG) e para piloto e purga do sistema de tocha (VAZ, 2009).

II.4 - Processamento *Offshore*

As primeiras explorações de petróleo no mar ocorreram nas costas marítimas da Califórnia, na última década do século XIX. Porém as unidades de exploração/produção ainda eram muito simples, sendo apenas prolongamentos dos sistemas empregados em terra. Diversos campos foram explorados desta maneira, se destacando o mais extenso cais instalado para este tipo de exploração, localizado em Summerland, Califórnia, em 1987 (Figura 19) (MORAIS, 2013).

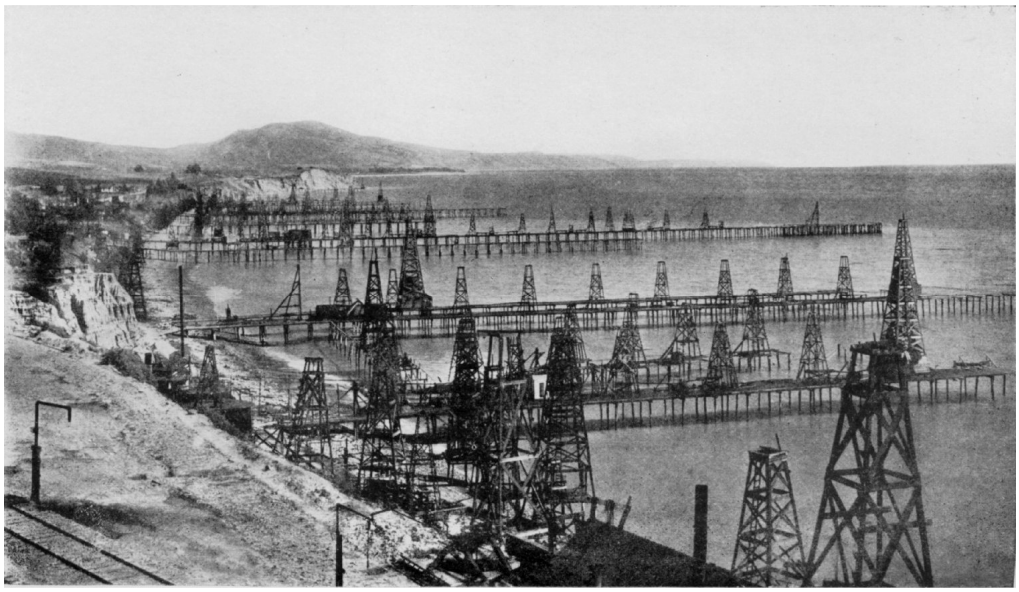


Figura 19: Exploração de petróleo em Summerland (Califórnia) no século XIX.

(Fonte: aoghs.org/offshore-history/offshore-oil-history/)

A partir da exploração na Califórnia, outras regiões também começaram a investir em tecnologias de exploração *offshore*, destacando-se a Venezuela e o Golfo do México. Em 1937, foi utilizada na Venezuela a primeira plataforma fixa construída em aço, nas explorações no Lago Maracaibo.

As plataformas podem ter por objetivos a perfuração, a produção, o armazenamento de hidrocarbonetos e/ou ainda desempenhar diversas outras atividades de apoio a produção de petróleo *offshore*. Já quanto à estrutura de suporte, as plataformas podem ser fixas (*jacket*), flutuantes (*floating*) ou autoelevatórias (*jack-up*). Nas figuras 20 e 21 são apresentados os tipos de plataforma utilizados na exploração de petróleo *offshore*.

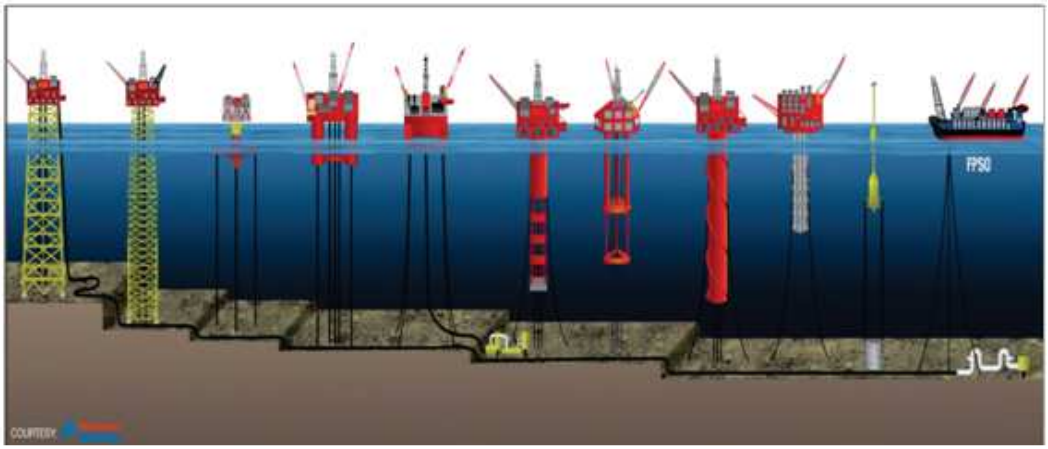


Figura 20: Tipos de plataforma de petróleo *offshore*.

(Fonte: MORAIS, 2013)

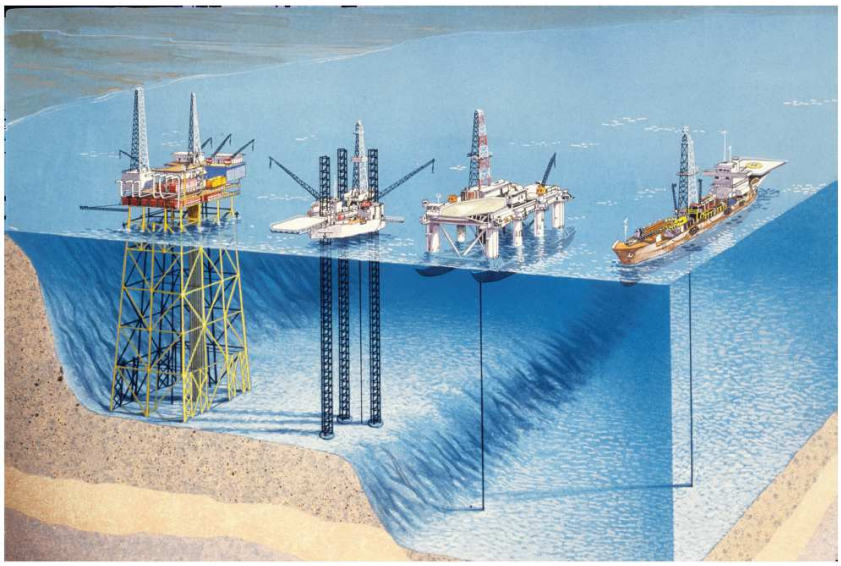


Figura 21: Plataformas fixa, autoelevatória e navio de produção e estocagem - FPSO.

(Fonte: MORAIS, 2013)

Na exploração da camada do Pré-Sal brasileira, devido à grande profundidade, a opção adotada pela foi a utilização dos navios FPSOs (*Floating Production Storage Offloading*). FPSO é um navio flutuante onde são executadas as atividades de produção, armazenamento e descarga de petróleo e gás. Esse tipo de plataforma tem a prerrogativa da possibilidade de ser realocado em outro ponto, quando este já não for mais necessário em um determinado campo. Outra vantagem de FPSO é a relação custo-benefício mais elevada quando comparado às plataformas fixas, estas são mais caras e só podem ser utilizadas em um determinado ponto. Segundo Morais (2013), o FPSO posicionado em águas mais profundas no mundo foi instalado pela Petrobras, em 2012, no Golfo do México, em uma lâmina d'água de 2500 metros.

II.4.1 Golfo do México

No Golfo do México a principal estratégia adotada é somente desidratar o gás com trietileno glicol (TEG) e exportá-lo. A exploração *offshore* no Golfo do México pode ser dividida basicamente em duas principais regiões, uma com profundidades de lâmina de água de 215 metros (cujo fluxograma do processo é apresentado na Figura 22), onde existem aproximadamente 4000 plataformas, sendo a produção total de óleo de 500 mil barris de petróleo por dia e a de gás de 9 BSCFD (*Billion Standard Cubic Feet per Day*), aproximadamente. Já na outra região, a exploração se dá em águas profundas, com profundidades maiores que 305 metros (fluxograma apresentado na

Figura 23), onde atuam 40 plataformas, sendo a produção de óleo de 1 milhão de barris de petróleo por dia e a de gás de 5 BSCFD, aproximadamente. De forma geral, as duas regiões realizam aproximadamente o mesmo processo, produzem óleo de especificação bruta e exportam gás desidratado para posterior processamento (BOTHAMLEY, 2004).

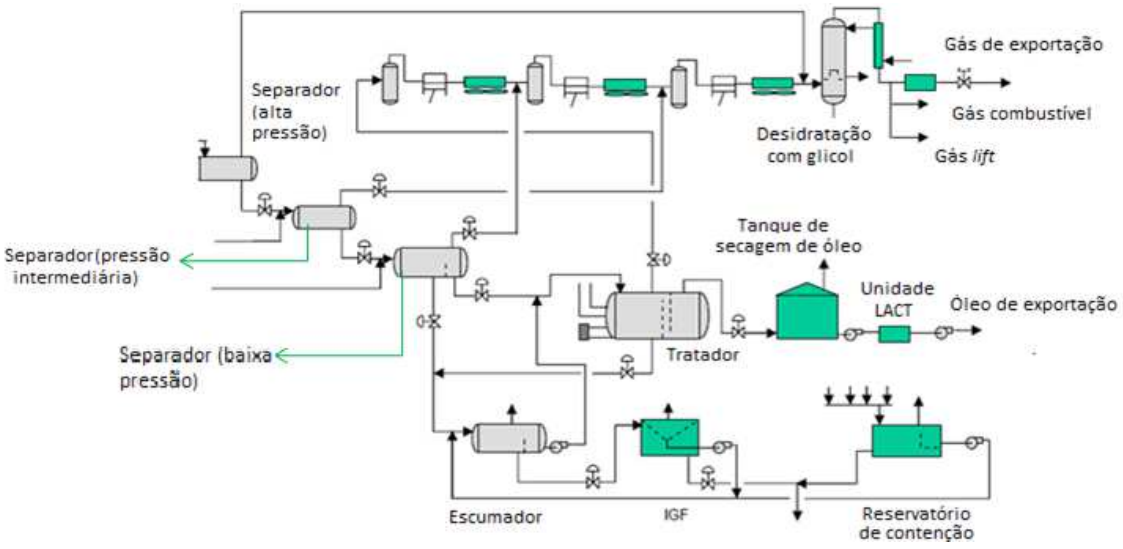


Figura 22: Fluxograma do processo realizado no Golfo do México para profundidades de até 215 metros. (Fonte: Adaptado de BOTHAMLEY, 2004)

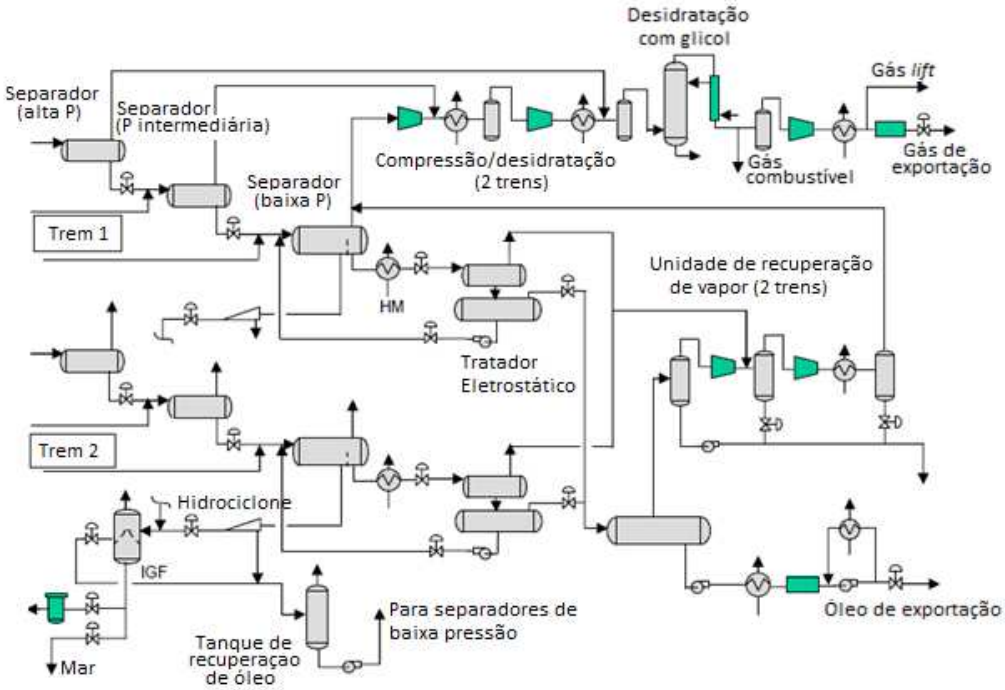


Figura 23: Fluxograma do processo realizado no Golfo do México para profundidades superiores a 305 metros. (Fonte: Adaptado de BOTHAMLEY, 2004)

Porém, apesar da grande infraestrutura de oleodutos e gasodutos existente, ela está no limite, ou próximo do limite de sua capacidade máxima. Portanto os novos desenvolvimentos em águas profundas tornaram necessária a instalação de novos sistemas de oleodutos e gasodutos (BOTHAMLEY, 2004).

II.4.2 Mar do Norte

O Mar do Norte pode ser dividido basicamente em três regiões (BOTHAMLEY, 2004).

- Região Sul (SNS – *Southern Noth Sea*): concentra aproximadamente toda a produção de gás;
- Região Central (CNS- *Cental North Sea*): principalmente produção de óleo, mas também havendo produção de gás;
- Região Norte (NNS – *Northern Noth Sea*): principalmente produção de óleo, mas também havendo produção de gás.

A produção total do Mar do Norte é de aproximadamente 2 milhões de barris de petróleo por dia e 10 BSCFD. Nesta região, a especificação mais utilizada para exportação é pressão de vapor de 150 psia e conteúdo de água de 2% em volume. Este óleo é então transportado através de dutos para terminais *onshore*, onde é feito o processamento final que o enquadra nas condições de venda. Estes mesmos dutos transportam condensados separados nas plataformas de gás das regiões central e norte.

De forma similar ao processo realizado no Golfo do México, o gás associado produzido na região norte (NNS) tem seu processamento *offshore* limitado à desidratação com trietileno glicol. Esse gás é entregue aos terminais através de um número relativamente limitado de grandes sistemas de gasodutos. A maioria destes gasodutos foi projetada para operar em pressões de fase densa (110 – 172 bar). Esse tipo de operação oferece vários benefícios (BOTHAMLEY, 2004).

- É mais eficiente para o transporte de gás a altas pressões por longas distâncias, principalmente em sistemas *offshore*, onde estações intermediárias de compressão são inviáveis;
- Operar em fase densa elimina problemas associados a escoamento multifásico em gasodutos de grande diâmetro e comprimento;
- Este tipo de operação permite certa flexibilidade quanto à composição do gás (como exemplo somente a desidratação é normalmente necessária,

não sendo necessárias especificações de ponto de orvalho de hidrocarbonetos).

Já as desvantagens desse tipo de operação são dutos mais caros, com paredes mais espessas e é necessária uma compressão adicional *offshore*. Na Figura 24 é apresentado um fluxograma de uma típica plataforma da região norte e central do Mar do Norte.

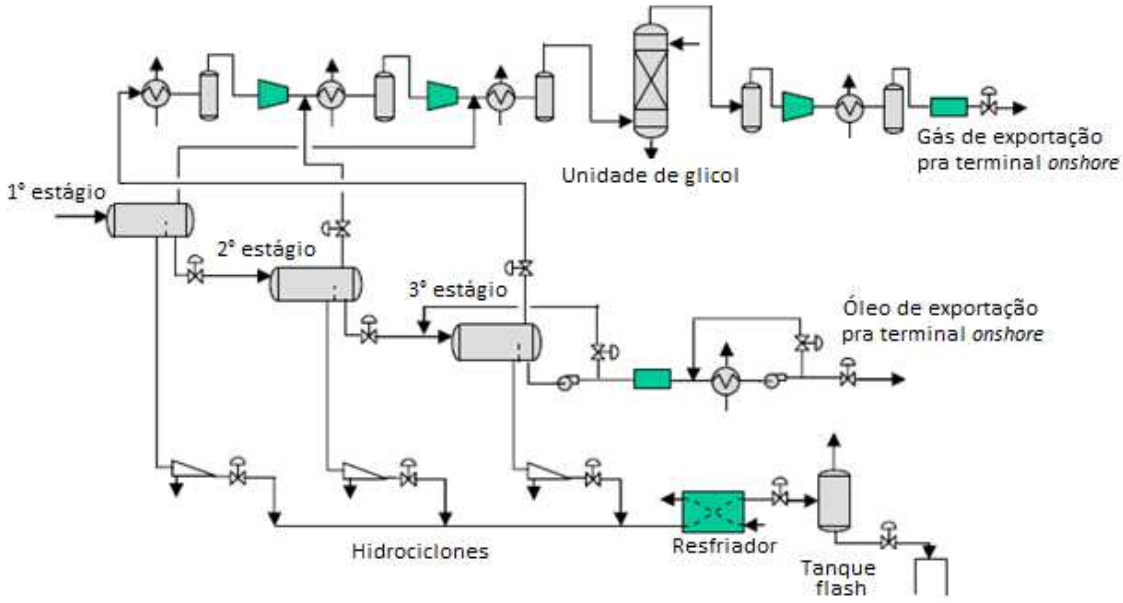


Figura 24: Fluxograma típico de plataformas da região norte e central do Mar do Norte.

(Fonte: Adaptado de BOTHAMLEY, 2004)

II.4.3 Brasil

O processamento *offshore* no Brasil pode ser dividido em seis fases (MORAIS, 2013):

- FASE I (1955-1973): atividades pioneiras em P&D e na exploração de petróleo *offshore*;
- FASE II (1974-1985): descobertas de petróleo na Bacia de Campos e foram iniciados os primeiros experimentos tecnológicos *offshore*;
- FASE III (1986-1991): desenvolvimento de tecnologias para a produção de petróleo em águas marítimas com até 1000 metros de profundidade;

- FASE IV (1992-1999): desenvolvimento de tecnologias e produção de petróleo em águas marítimas com profundidades entre 1000 a 2000 metros;
- FASE V (2000-2006): desenvolvimento de tecnologias para a produção de petróleo em águas marítimas entre 2000 e 3000 metros de profundidade. Período marcado também pelo início das explorações no Pré-sal, assim como o alcance da auto-suficiência na produção de petróleo;
- FASE VI (2006-2014): Era do Pré-Sal.

A Petrobras sempre esteve entre as principais operadoras *offshore* do mundo, produzindo já em 2010, 22% do total do petróleo extraído em águas profundas e ultraprofundas e ocupando a posição de maior operadora *offshore* de equipamentos submarinos e de plataformas flutuantes de produção (PETROBRAS, 2010).

O processamento de uma unidade de produção de óleo e gás pode ser dividido basicamente nos seguintes sistemas: sistema de separação (responsável por separar as três fases provenientes dos poços: óleo, gás e água), sistema de tratamento de óleo, sistema de tratamento e movimentação de gás e sistema de tratamento de água produzida (Figura 25).

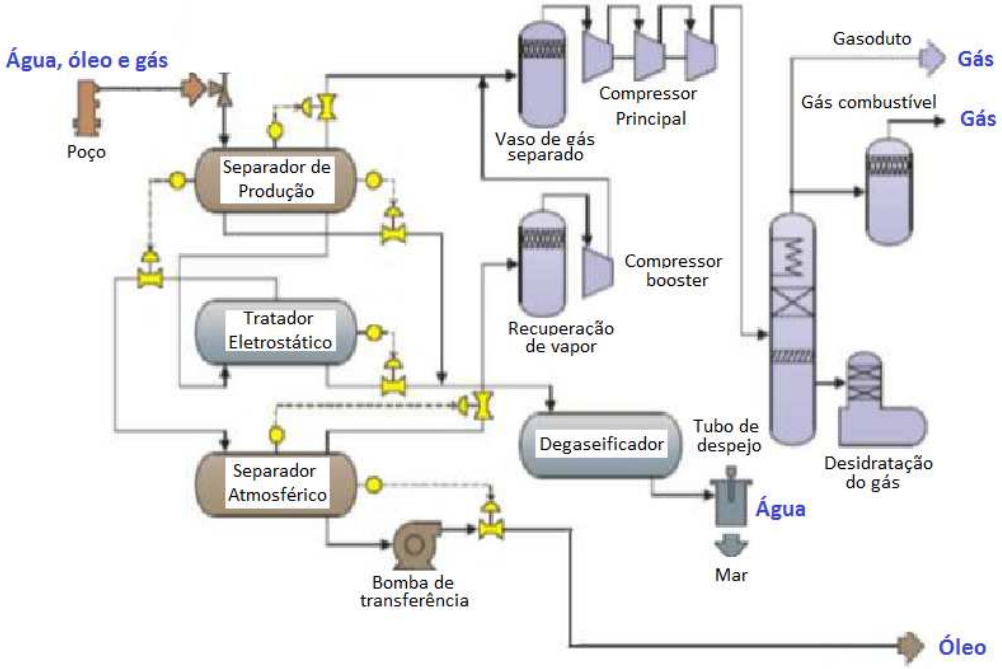


Figura 25: Fluxograma básico de processo de uma plataforma FPSO.

(Fonte: Adaptado de NUNES, 2012)

O processo de separação da corrente trifásica é realizado em plataformas com ajuda de equipamentos como separadores trifásicos, bombas, compressores e colunas absorvedoras. Além do fato da importância da separação estar voltada para o interesse econômico nas frações constituídas por hidrocarbonetos (óleo e gás), a separação da mistura trifásica é muito importante sob o ponto de vista da fase gás, uma vez que a presença de água no duto poderá promover a formação de hidratos, produzindo depósitos que reduzem o diâmetro da tubulação. A remoção de água evita também o superdimensionamento do sistema de bombeio e transferência, e danos às operações de processo nas refinarias, pois representa um volume ocioso na transferência e tancagem do petróleo e pode gerar problemas de incrustação e corrosão nos oleodutos de exportação.

Além da planta de processamento primário, as plataformas ainda possuem diversos sistemas (entre eles sistema de recuperação secundária e sistema de injeção de água do mar e/ou produzida) e redes de apoio, como sistemas de alívio, drenagem, ar comprimido, diesel, resfriamento e aquecimento (VAZ, 2009).

II.5 - Processamento *Subsea*

O futuro da exploração de petróleo e gás poderá em breve ser quase invisível a partir da costa. As plataformas *offshore* poderão em breve ser cada vez mais raras com o aumento do uso de tecnologia submarina, que visa trazer quase todas as fases da produção de petróleo para as profundezas do mar.

Uma das grandes empresas do setor de petróleo, a norueguesa Statoil já trabalha com tecnologias *subsea* há décadas, porém só nos últimos anos o setor petrolífero passou a reconhecer e priorizar as tecnologias de processamento submarino. A Statoil é a segunda maior operadora de equipamentos submarinos, atrás apenas da Petrobras (MORAIS, 2013).

Sendo este o futuro da tecnologia de exploração de petróleo, as condições de exploração do Círculo Polar ártico se tornam mais viáveis. As vantagens deste tipo de tecnologia para este cenário são: necessidade reduzida de trabalhadores atuando diretamente na exploração do que em relação as plataformas tradicionais (reduzindo o perigo imediato à vida humana) e o fato de poder contornar as temperaturas de congelamento nesta região, uma vez que a água perto do fundo do mar ainda é suficientemente quente para se evitar o congelamento, diferente da temperatura na

superfície. Os especialistas acreditam que se encontra cerca de 13% do petróleo e de 30% do gás natural ainda não descobertos no mundo se encontram na região do ártico (EY, 2013).

Porém apesar de ser considerado como a nova abordagem para recuperação de recursos energéticos, o processo *subsea* encontra como principais desafios as severas condições ambientes provenientes do ambiente a grandes profundidades e da necessidade de um sistema de controle de processos muito desenvolvido e estabelecido, uma vez que intervenções humanas não poderão ser feitas de forma direta sobre a planta. Pode-se destacar como outro desafio para esta tecnologia, a necessidade de manter a viabilidade econômica nesses projetos.

No contexto de processamento *subsea*, pode-se afirmar a existência de dois possíveis cenários, o cenário convencional com unidades estacionária de produção (UEP) e o cenário *subsea to shore* (PORTO, 2013).

- Cenário convencional com unidades estacionárias de produção: é realizada a separação das fases da corrente proveniente do poço em ambiente submarino, fases estas que são encaminhadas por bombeamento para as unidades estacionárias de produção.
- Cenário *subsea to shore*: a produção é escoada diretamente para uma planta de processamento montada na costa e todo o controle é realizado diretamente da terra.

As tecnologias de processamento *subsea* são divididas basicamente em bombeamento submarino, separação submarina e compressão submarina (VICHITRANANDA, 2012). Outras áreas bastante presentes neste cenário são a injeção submarina (incluindo injeção de água produzida, CO_2 ou ainda a tecnologia gás lift) e a geração de energia no fundo do mar.

Dos 60 projetos de processamento *subsea* ativos ou em desenvolvimento, 35 estão ligados a bombeamento submarino, 12 à separação submarina, cinco à injeção submarina e oito à compressão submarina. Sendo que deste total, 21 projetos estão ativos (www.ofseas.com.br).

Atualmente, a Petrobras é a petroleira com maior número de projetos na área de processamento submarino no mundo. A companhia possui hoje pelo menos 15 projetos ativos ou em desenvolvimento sobre um total de 60 iniciativas na indústria *offshore* mundial. Nove de seus projetos estão relacionados a bombeamento submarino e seis à

área de separação *subsea*. Ambas as tecnologias estão em operação no campo de Marlim, na Bacia de Campos. Já a norueguesa Statoil aparece em segundo lugar na lista, com 10 projetos, sendo três na área de injeção de água e sete envolvendo soluções de compressão submarina (www.ofseas.com.br).

As principais fornecedoras das tecnologias de processamento submarino em todo o mundo são Framo/Schlumberger, envolvidas em 16 projetos na área de bombeamento *subsea*; a FMC, com nove projetos em separação submarina; Framo (dois projetos) e FMC (três), em injeção submarina; e Aker e Framocom dois projetos cada uma na área de compressão (www.ofseas.com.br).

A maior parte dos projetos já ocorre ou será posta em prática no Brasil, Mar do Norte, Golfo do México e África. Entre esses países, Brasil, com oito projetos, e Mar do Norte e regiões próximas, com 16 projetos, lideram a tecnologia (www.ofseas.com.br).

II.5.1 Separação *Subsea*

A Petrobras em parceria com a FMC começou a operar seu primeiro separador submarino de água e óleo (SSAO) no campo de Marlim (Figura 26) em março de 2013, ligado a plataforma P-37 da Petrobras. O separador já estava instalado no campo desde o dia 18 de dezembro de 2011, a 900 metros de profundidade. O protótipo que tem capacidade de produção de 18 mil barris por dia tem 75 % de conteúdo nacional e foi desenvolvido por três frentes sendo uma delas na Holanda, onde há uma unidade da empresa FMC voltada para separação compacta, outra na Noruega, onde a especificidade são os sistemas de controle, e a terceira, e principal, no Brasil, onde foi feito todo o resto do estudo, do desenvolvimento e da fabricação. (www.petronoticias.com.br/archives/4618).

O Separador Submarino de Água e Óleo foi desenvolvido para possibilitar a elevação de maior quantidade de petróleo para a plataforma, especialmente em campos maduros, em que ocorre aumento da quantidade de água junto com o petróleo extraído. Esse tipo de equipamento já era utilizado em campos de petróleo da Noruega localizados em águas rasas. O protótipo é o primeiro equipamento do gênero instalado em águas profundas, com capacidade de separar a água do óleo pesado, sendo esta reinjetada no reservatório, com o objetivo de manter sua pressão (DUARTE et al, 2012).

O equipamento foi projetado para começar a operar quando a produção de água correspondesse a 70% da produção bruta do poço. Com a separação da água e sua reinjeção no reservatório, o uso do equipamento resulta na diminuição do peso da mistura de fluidos produzidos e elevados ate a plataforma e no melhor uso da capacidade de processamento primário da UEP, pelo menor corte de água na carga, contribuindo ainda para o aumento do fator de recuperação do reservatório (MORAIS, 2013).

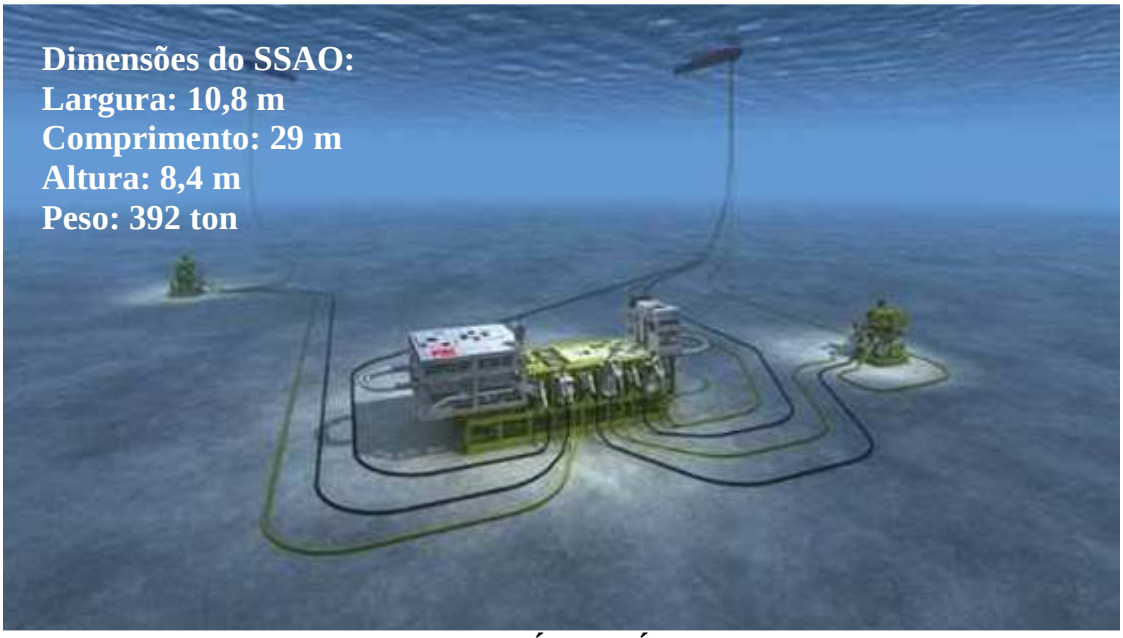


Figura 26: Separador Submarino de Água e Óleo (SSAO) instalado em Marlim.

(Fonte: www.oceanica.ufrj.br)

O primeiro separador *subsea* utilizado no mundo foi instalado no campo de Troll (Figura 27) na Noruega da mesma forma que o SSAO, seu principal objetivo era a separação de água e sua reinjeção, enquanto o óleo e gás eram encaminhados para a plataforma. O protótipo de dimensões 17x17x8 metros, pesa 350 toneladas e foi instalado a 300 metros de profundidade (JAHANSHASI, 2013).

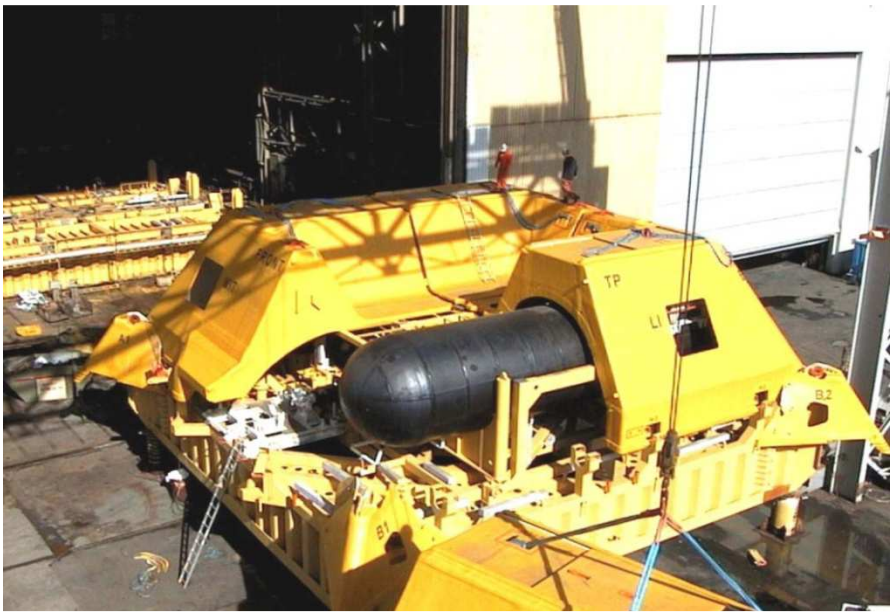


Figura 27: Separador *Subsea* de Troll (Mar do Norte).

(Fonte: JAHANSHASI, 2013)

O segundo sistema de separação *subsea* instalado no mundo foi o Tordis SSBI (*Subsea Separation Boosting & Injection*). O protótipo (Figura 28) desenvolvido pela FMC e instalado pela Statoil em 2007, também opera na Noruega, no campo de Tordis. Assim como o de Troll, este separador trabalha em lâminas de água mais rasas (200 metros) que as encontradas no Pré-Sal brasileiro. Este sistema submarino atua através de separadores no leito marinho, impulsionadores e injeção de água. O projeto inclui ainda bombas com capacidade de separar de 50 a 500 kg de areia por dia.

Figura 28: Separador *subsea* instalado em Tordis (Noruega).

(Fonte: JAHANSHASI, 2013)

O protótipo de Tordis foi instalado com o objetivo de aumentar a recuperação de 49% para 55%, o que equivale a aproximadamente 35 milhões de barris na recuperação

total do campo (19 milhões de barris de óleo recuperado). Este aumento de produção é possível com a reinjeção da água separada, que reduz o *back pressure* do reservatório (ALVES, 2013).

A separação submarina, as bombas e a estação de injeção são utilizadas para separar as fases dos fluidos e bombeá-los até as instalações de produção (Figura 29).

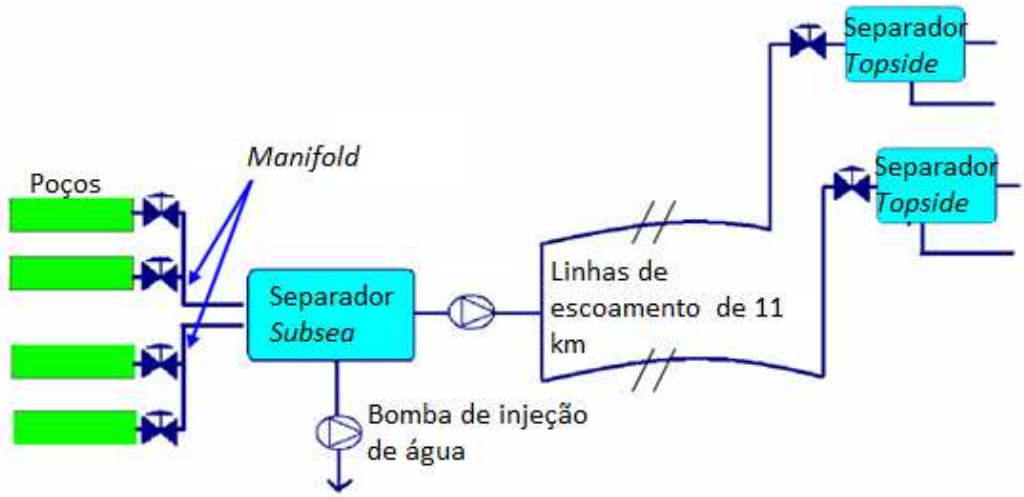


Figura 29: Separação submarina de Tordis.

(Fonte: SIVERSTEN et al, 2006)

Outro sistema de separação submarina em operação no mundo está localizado no campo de Pazflor, a 150 km da costa da Angola e a 40 km da FPSO Dalia. A principal operadora é a Total AS (40%), seguida pela Statoil (23,33 %), Exxon (20 %) e BP (16,67 %). O óleo que vem do reservatório Mioceno é processado em uma planta complexa de separação submarina, situada a 800 m de lâmina d'água. Este sistema é constituído por: separador gás/líquido, duas bombas híbridas para elevar os líquidos para a FPSO, *manifold*, sistemas de controles, umbilicais e *risers* flexíveis para elevar o gás até o FPSO (GUDMUNDSSON, 2011).

O conceito geral deste sistema de separação, instalado em 2011, é similar ao utilizado em Tordis, porém há duas diferenças básicas entre eles. Uma delas é que o separador submarino submerso utilizado em Pazflor é de duas fases, enquanto que o utilizado em Tordis é trifásico. A outra diferença se deve ao fato do óleo ser muito viscoso em Pazflor e por isso os separadores foram projetados na vertical (Figura 30) e não na horizontal, como é em Tordis (ALVES, 2013).

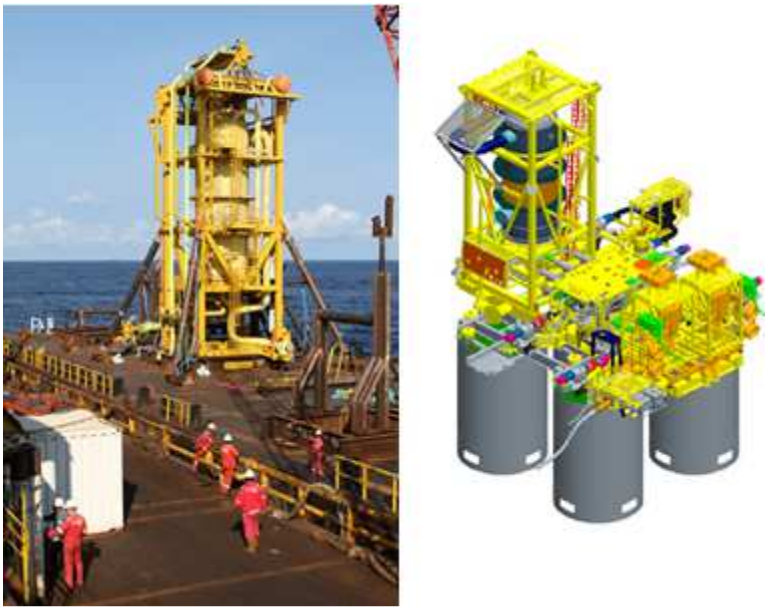


Figura 30: Separador *subsea* instalado no campo de Pazflor.

(Fonte: JAHANSHAHI, 2013)

II.5.2 Bombeamento *Subsea*

O bombeamento *subsea* multifásico é considerado uma tecnologia relativamente bem desenvolvida, mas outras melhorias serão necessárias com o aumento das distâncias de transporte e profundidades de água. Isto envolve um aumento da pressão e aumentando a capacidade, bem como a capacidade de lidar com fluidos mais complexos e sólidos. Pesquisas em design mecânico e eficiência, bem como projeto hidráulico ainda são necessárias para aumentar o desempenho e a confiabilidade de bombas submarinas. A tecnologia de bombeamento multifásico submarino está em constante desenvolvimento há mais de 35 anos e possui mais de 450 instalações no mundo (ALVES, 2013).

No Brasil, o desenvolvimento de tecnologias de bombeamento submarino já estava no PROCAP 2.000 (segundo Programa de Capacitação em Águas Profundas desenvolvido pela Petrobras). Por meio do programa foram executadas três distintas rotas tecnológicas nessa área: bombeamento centrífugo submerso (BCS), aplicado em completações molhadas; separação gás-líquido e petróleo-água no leito marinho; e o bombeamento multifásico submarino, isto é, sem o pré-processamento dos fluidos produzidos na corrente conduzida até a plataforma. Algumas das tecnologias desenvolvidas em bombeamento submarino são citadas a seguir (MORAIS, 2013).

- BOMBA CENTRÍFUGA SUBMERSÍVEL

As bombas submersíveis (Bombeamento Centrífugo Submerso - BCS ou Electrical Submersible Pump - ESP) têm sido utilizadas na elevação e produção de grandes volumes de petróleo. A bomba é impulsionada por motor elétrico, que dispõe de fluidos para selagem e proteção, o que permite a operação dentro de poços ou no solo marinho. Nas primeiras aplicações estas bombas eram instaladas no fundo do poço em condições de operação acima do chamado Ponto de Bolha, o que, em principio, permitia somente a presença de fluido no estado liquido com nenhuma ou muito pequena presença de gás livre (menor do que 5% volume/volume). Mas com a evolução do sistema hidráulico das bombas foi possível que elas passassem a tolerar maior presença de gás livre (no limite, próximo a 40% volume/volume). Com isto, foi possível então a instalação destes equipamentos fora do poço, em leito marinho (MORAIS, 2013).

- SISTEMA DE SEPARAÇÃO GÁS-LÍQUIDO E BOMBEAMENTO DE LÍQUIDO (VASPS)

O sistema VASPS (Vertical Annular Separation and Pumping System– sistema de separação anular vertical com bombeamento de liquido) representou uma inovação radical de separação e bombeamento líquido submarino instalado no fundo do mar, em razão do formato vertical inédito e princípios físicos e químicos específicos (MORAIS, 2013).O VASPS (Figura 31) consiste de um separador de escoamento multifásico com duas linhas de fluxo, uma para o líquido, onde haverá uma bomba monofásica do tipo BCS para suplementar a energia e elevar o líquido até a UEP, e outra linha para o gás, que terá seu fluxo ascendente naturalmente, sem a necessidade de sistema auxiliar. O VASPS é composto de separador ciclônico submarino e pela BCS. No separador existem três estágios de separação: primária, com câmara de expansão (onde a maior parte do gás é separada), secundária, composta por estrutura helicoidal (utiliza o mesmo principio da separação centrifuga) e a separação terciária, composta por uma piscina, onde a parte líquida se acumula e parte do gás se separa gravitacionalmente (MELO, 2008).

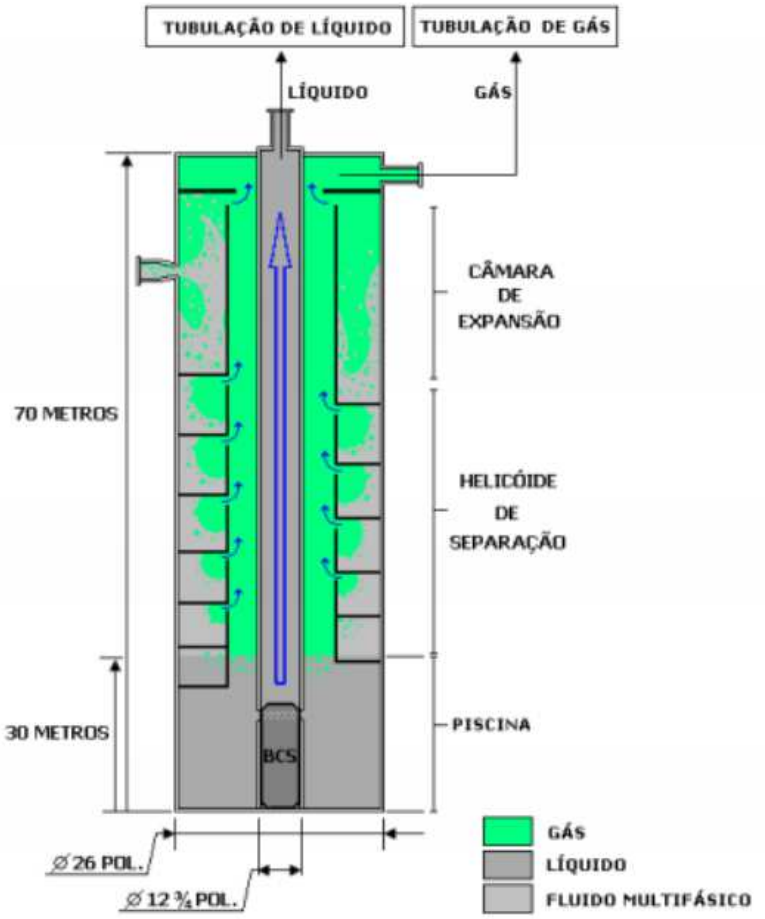


Figura 31: Diagrama esquemático do sistema VASPS.

(Fonte: MELO, 2008)

- SISTEMA DE BOMBEAMENTO MULTIFÁSICO SUBMARINO (SBMS-500) – SUBSEA MULTHIPHASE PUMPING SYSTEM

O SBMS-500 (Figura 32) permite superar as restrições apresentadas pelas bombas centrífugas convencionais em relação presença de gás livre na corrente multifásica. A bomba do SBMS-500 demonstrou capacidade de operar continuamente com ate 95% de gás livre na corrente e até mesmo 100% quando equipada com sistema de recirculação descarga-sucção de 3% a 5% de liquido. O sistema é composto por uma bomba multifásica capaz de transportar, a longas distâncias, em um único duto, os fluxos de petróleo, gás natural e água extraídos do poço, apresentando ainda, certa tolerância a presença de sólidos (MORAIS, 2013).

O sistema é apropriado para a elevação de petróleos pesados e viscosos e para situações em águas profundas em que a instalação de plataforma a menor distância dos poços é inviável, técnica ou economicamente. O sistema é ainda inovador em relação aos equipamentos tradicionais que transportam, separadamente, o petróleo e a água por

meio de bomba e o gás natural por meio de compressor, já que este permite a adição de energia à corrente multifásica sem que seja requerido qualquer pré-condicionamento dessa corrente. Devido a estes fatores, o uso desta tecnologia permite o aumento do fator de recuperação dos poços e possibilita a condução dos hidrocarbonetos a longas distâncias (MORAIS, 2013).

Figura 32: SBMS-500

(Fonte: memoria.petrobras.com.br)

II.5.3 Compressão *Subsea*

A compressão submarina tem dois principais objetivos: o aumento da recuperação de um poço, assim como o bombeamento, e o transporte dos hidrocarbonetos produzidos.

A compressão submarina é a vista como a solução para o crescente número de campos produtores de gás localizados em profundidade e a longas distâncias da costa. Esta é estudada como sendo a solução mais eficiente em termos de custo, uma vez que o gás será transportado a longas distâncias para uma infra-estrutura adequada (plataformas existentes em águas rasas ou *onshore*). De acordo com Euphemio (2009), o desenvolvimento de tecnologias de bombeamento e compressão submarinas permitirá a construção de sistemas *subsea to shore*.

Devido ao elevado grau de complexidade, soluções sólidas e viáveis serão de particular importância no desenvolvimento do novo cenário de exploração em grandes profundidades. Os maiores desafios existentes estão relacionados com a eficiência de

compressão aceitável e o grande aumento no tamanho dos motores elétricos, em comparação com a tecnologia existente. Há também uma falta de compreensão fundamental da termodinâmica e do fluxo multifásico interno nos compressores.

Vários projetos de desenvolvimento de campo visam utilizar esta tecnologia, e vários fornecedores noruegueses têm demonstrado seus protótipos. Compressores na faixa de 8-10 MW (somando aproximadamente 20MW) estão sendo testados e são uma opção para o campo de Asgard. Compressores na faixa de 12-13 MW estão sendo desenvolvidos para aplicação em Ormen Lange a partir de 2015/2017 (no total aproximadamente 50 MW) e para Snøhvit em 2020 (36 MW).

A injeção de gás é outra possibilidade de aplicação tanto para pressão de suporte quanto para *gás lift*. A compressão *subsea* de gás representa um importante salto nos esforços para melhorar a recuperação e prolongar a vida útil dos campos produtores. Isto, pois quando o campo envelhece, a pressão natural do reservatório diminui, e o poço pode ter reforço na forma de compressão, a fim de produzir mais e levar esta produção até a plataforma. Em 2011, a Statoil e sua parceira Petoro optaram pela utilização da compressão submarina de gás para aumento da recuperação no campo de Gullfaks (Figura 33). Com o uso desta tecnologia espera-se um aumento de 22 milhões de barris de óleo equivalente na produção total de Gullfaks (STATOIL, 2012).

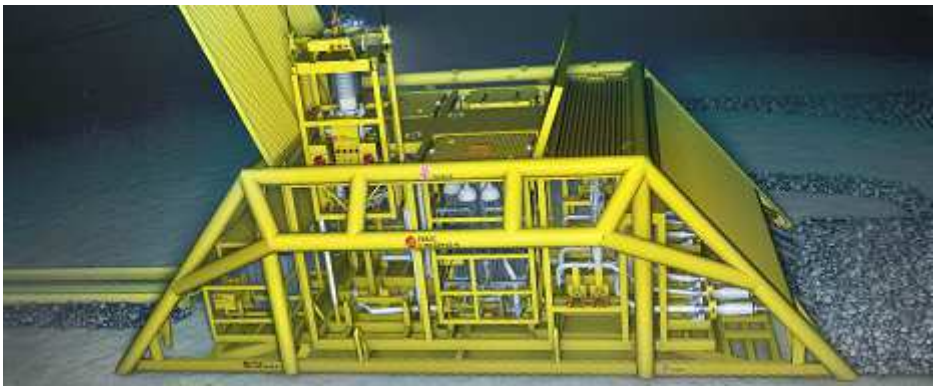


Figura 33: Sistema de compressão submarina para o campo de Gullfaks. (Fonte: www.statoil.com)

II.5.4 Injeção *Subsea*

As primeiras tecnologias submarinas desenvolvidas não contavam com a tecnologia de reinjeção, porém atualmente este já é um conceito sempre presente em

projetos de tecnologia *subsea*. A reinjeção de água foi demonstrada pela primeira vez no campo de Troll, sendo usada novamente no campo de Tordis em 2007, junto com os primeiros separadores submarinos que contavam com esta tecnologia. A reinjeção de água *subsea* foi realizada no Brasil no campo de Marlim, possibilitada também pelo projeto do SSAO (MORAIS, 2013).

O avanço da tecnologia de *gás-lift subsea* no Brasil foi marcado com o desenvolvimento do *manifold gas-lift*, projetado para lamina d'água de 2.000 metros, instalado a 1.885 metros, no Campo de Roncador pela Petrobras, em 2002.

Quanto à reinjeção de CO_2 no Brasil, foi lançado em 2009 o programa da Petrobras Pró-CO_2 com o objetivo do desenvolvimento de pesquisas para o Pré-Sal. Entre as medidas estudadas se encontram a reinjeção do dióxido de carbono nos reservatórios com o objetivo de se aumentar a recuperação de reservas; armazenamento do gás em aquíferos salinos sob o fundo do mar; reinjeção em reservatórios de gás já exauridos e estocagem em cavernas na camada de sal, com o que se evitariam emissões na atmosfera terrestre (MORAIS, 2013). E já em 2013, o diretor de Exploração e Produção da Petrobras, José Formigli Filho, anunciou a reinjeção de todo CO_2 da produção do Pré-Sal. Tal fato atinge ainda mais notoriedade uma vez que uma das grandes preocupações da exploração do Pré-Sal seria a quantidade de CO_2 na corrente de gás natural (www.riocapitaldaenergia.rj.gov.br).

II.6 – Dutos *Subsea*

Dentro do contexto *subsea to shore*, visto como o futuro da exploração do petróleo, o desenvolvimento de tecnologias de dutos submarinos se torna fundamental para concretização deste sistema. Dentre os principais desafios no desenvolvimento desta tecnologia estão presentes garantia de escoamento, proteção contra corrosão, injeção química, escoamento multifásico e formação de emulsão (EUPHEMIO, 2009).

Um dos principais exemplos de desenvolvimento e aplicação dos dutos submarinos é o campo de Snøhvit localizado no Mar de Barents, a 140 quilômetros da costa da Noruega. O projeto é o primeiro desenvolvimento de exploração *offshore* sem unidades fixas ou flutuantes instaladas no mar, já que o projeto envolve trazer o gás natural por dutos para o continente, para então ser feita sua liquefação. As instalações de produção ficam no fundo do mar, em profundidades de 250 a 345 metros. O projeto

conta também com um duto de retorno do CO_2 separado no continente para ser reinjetado (Figura 34).

Figura 34: Projeto *subsea to shore* de Snøhvit.

(Fonte: KLEMP – Statoil)

O transporte da corrente proveniente do poço não processada representa um grande desafio no setor, que é intensificado com a alta pressão e baixa temperatura no fundo do mar. Para evitar o congelamento dentro do gasoduto foram estudados sistemas de injeção de anticongelantes e aquecimento elétrico do duto (KLEMP – Statoil).

O projeto de Snøhvit conta ainda com uma planta de recuperação de monoetilenoglicol (MEG) no continente, uma vez que é necessária sua injeção, como inibidor de hidratos, no gasoduto. O escoamento multifásico no interior do duto de escoamento de produção pode ser observado na Figura 35, onde se observa o gás natural, o condensado e MEG com a água de produção.

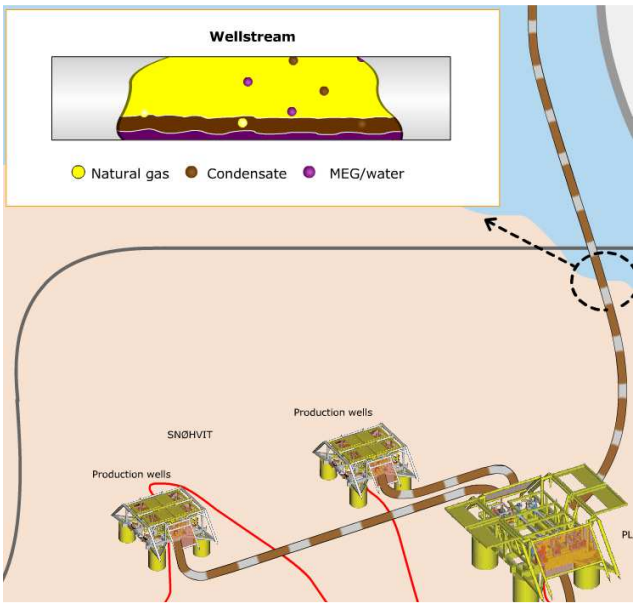


Figura 35: Escoamento multifásico no interior do duto de produção.

(Fonte: PETTERSEN, 2011)

Uma visão simplificada da planta de Snøhvit é apresentada na Figura 36, onde são mostradas as unidades submarinas (como poços produtores e poço de reinjeção de CO_2) e as unidades *onshore* (planta de gás natural liquefeito, planta de separação de CO_2 e planta de recuperação de MEG).

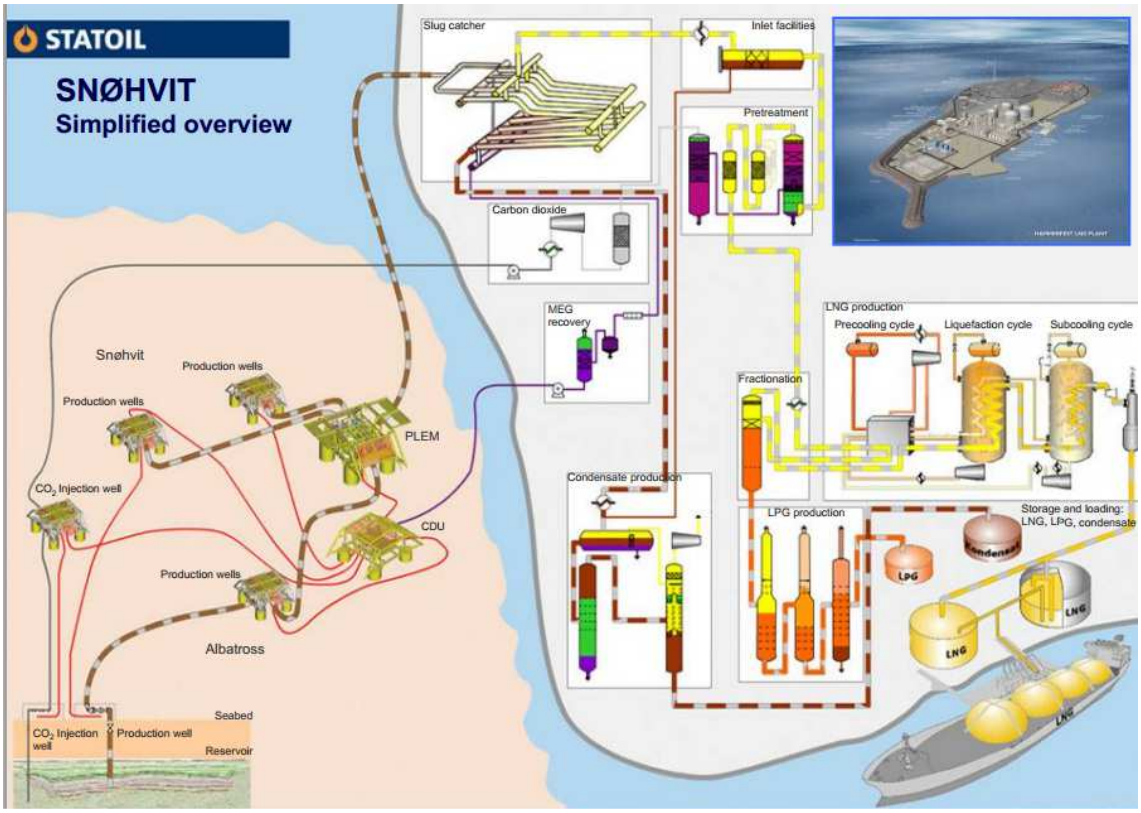


Figura 36: Visão simplificada do projeto de Snøhvit.

(Fonte: PETTERSEN, 2011)

A seguir (Tabela 6) são apresentados os dados dos dutos envolvidos no projeto.

Tabela 6: Dimensões dos dutos do campo de Snøhvit.

	Comprimento (km)	Diâmetro interno (in)
Duto de produção	143	25,8
Duto de CO2	153	8
Duto de MEG	143	4

(Fonte: KLEMP – Statoil)

II.7 Formação de Hidratos

As condições de operação do duto submarino proposto, para transporte do gás produzido sem nenhum tratamento, são favoráveis à formação de hidratos, uma vez que gás natural e água livre coexistem em um ambiente de baixa temperatura e alta pressão.

Os hidratos são compostos cristalinos semelhantes ao gelo formados por água e moléculas de gás aprisionadas nas cadeias formadas pelas moléculas de água (NOTZ et al, 1996). A formação de tais estruturas é favorecida quando gases com água livre presente se encontram a baixas temperaturas e altas pressões. Na Figura 37, curva de equilíbrio de formação de hidratos, é possível ver em um gráfico Pressão versus Temperatura a região onde os hidratos são termodinamicamente estáveis.

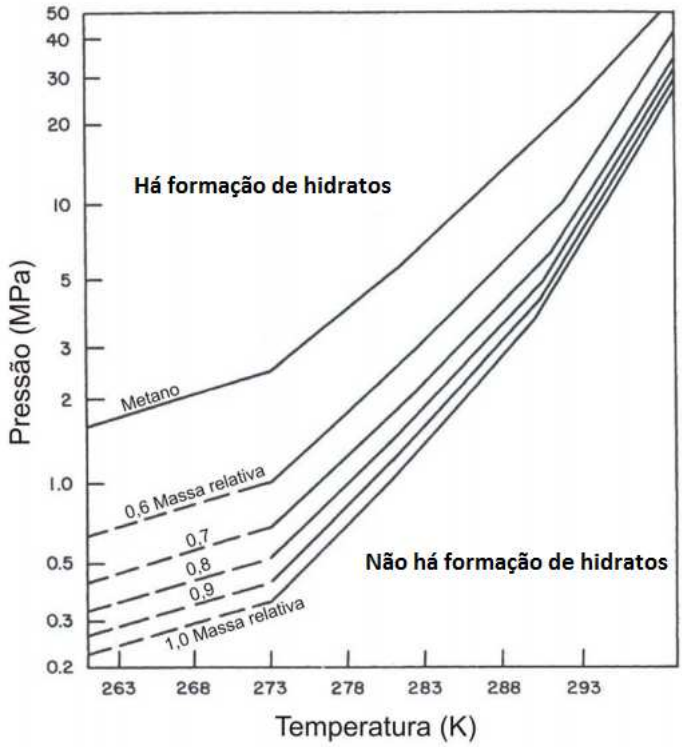


Figura 37: Curva de equilíbrio de formação de hidratos.

(Fonte: Adaptado de SLOAN, 1998.)

A análise da curva de equilíbrio indica que para as condições do Pré-Sal brasileiro, onde a água do mar se encontra em aproximadamente 4°C e sob alta pressão devido à coluna de água do mar de aproximadamente 2000 metros, o risco de formação de hidratos é alto.

A formação de hidratos ocorre quando as moléculas de gás são aprisionadas em estruturas reticuladas cristalinas pelo agrupamento (por ligações de hidrogênio) de moléculas de água ao seu redor. Por isso, as moléculas de água são conhecidas como moléculas hospedeiras (*host molecules*) e as formadoras de hidrato, metano e outros gases (SO_2, N_2, H_2S e CO_2), conhecidas como moléculas hóspedes (*guest molecules*). A estrutura formada neste processo pode ser classificada em três tipos (Figura 38), que se diferenciam no número de moléculas de água, no tamanho e tipo de cavidades e no formato (BORGES et al, 2013).

- Estrutura I: disposta sob a forma de cubo de corpo centrado e é formada por moléculas de gases menores que o propano, justamente pelo menor tamanho de sua cavidade.

- Estrutura II: é a estrutura mais comum de hidratos na indústria do petróleo. Formada por gases maiores que o etano e menores que o pentano. É termodinamicamente mais estável que a estrutura I.
- Estrutura H: consegue aprisionar gases de maiores moléculas em sua rede, mas pouco comum na indústria do petróleo.

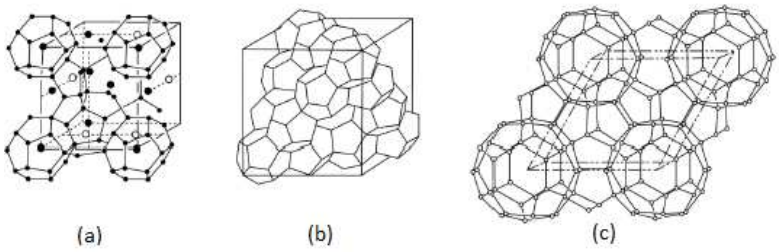


Figura 38: Estruturas de hidratos. (a) Estrutura I; (b) Estrutura II; (c) Estrutura H.

(Fonte: HERRI e KWATERSKI, 2012)

A formação de hidratos nas linhas de produção de petróleo, assim como nas fases de perfuração e completação de poços é um problema comum tanto em escoamento em linhas de óleo como em linhas de gás. No escoamento de gás, a quantidade de água livre é menor que no escoamento de correntes líquidas da produção de petróleo, esta se encontra na parte inferior do duto e é oriunda da água condensada do gás e da água produzida. Neste caso a formação de hidratos começa a ocorrer na parede dos dutos, onde a temperatura é baixa e com o aumento desta deposição, á área de escoamento do duto diminui (Figura 39). Com o tempo e tensão exercida continuamente sobre a formação pelo escoamento, o depósito não suporta e é arrastado, causando pequenas perdas de pressão no duto. Quando a formação se torna grande demais, o escoamento não consegue mais arrastá-la, tem-se o então tampão de hidrato (*plug* de hidrato). Em seguida a pressão de escoamento aumenta significantemente e ocorre o bloqueio do duto (BORGES et al, 2013).

Figura 39: Formação de hidrato a partir da parede do duto.

(Fonte: albertaanalytical.com/hello-world-2/)

II.7.1 Inibição de hidratos

Muitas práticas foram desenvolvidas para evitar a formação de hidratos nas linhas de produção de petróleo e em casos onde possa também ocorrer essa formação. Porém o uso de inibidores de hidratos é o método mais utilizado. Estes são compostos químicos que fazem com que o sistema esteja fora da região de formação de hidratos ou alteram sua cinética de formação. Além dos inibidores, outros métodos podem ser citados, como controle de pressão, controle de temperatura e remoção de água/desidratação.

Os inibidores químicos de hidratos podem ser divididos em três categorias: termodinâmicos, cinéticos e anti-aglomerantes (KELLAND et al, 1995).

II.7.1.1 Inibidor Termodinâmico

Os inibidores termodinâmicos são produtos químicos que funcionam alterando o potencial químico da fase aquosa de tal forma que a curva de equilíbrio seja deslocada para baixas temperaturas e altas pressões. Eles são adicionados em concentrações relativamente elevadas,10-60% em peso na fase aquosa (KELLAND, 1995) e exemplos incluem sais inorgânicos (NaCl, CaCl2, KCl), alcoóis (metanol) e glicóis (glicerol).

Na maioria dos casos os sais não exercem apenas a função de inibidor de hidratos, exercem também outras funções com adensante e inibidor de argilas. Os álcoois são excelentes inibidores e atuam promovendo a remoção do envelope de hidratos de forma permanente além de garantir uma boa faixa de subresfriamento. Porém como são usados em grandes quantidades, inconvenientes podem ser gerados, como por exemplo, a precipitação de sais inorgânicos. Outra desvantagem é relacionada à incompatibilidade com alguns aditivos poliméricos e/ou surfactantes presentes na formulação do fluido de perfuração, pois podem levar a precipitação dos mesmos (ANDRADE, 2009). Dentre os alcoóis mais utilizados estão o metanol e o etanol, já entre os glicóis estão monoetilenoglicol (MEG), dietilenoglicol (DEG) e trietilenoglicol (TEG) (VAZ et al, 2008).

Os inibidores termodinâmicos apresentam uma série de vantagens sobre outros inibidores:

- Redução da temperatura de formação;

- Podem evitar formar hidratos em qualquer condição, a depender de quanto inibidor é usado;
- Alguns deles, como o metanol, inibem tanto na fase vapor como na fase líquida, tendo importância em operações transientes;
- Funcionam com qualquer mistura de hidrocarbonetos.

Porém também apresentam desvantagens consideráveis:

- Necessitam de grandes quantidades;
- Requerem grandes estoques e sistemas de bombeamento, que aumentam o investimento a ser feito;
- Podem apresentar incompatibilidade com outros produtos químicos utilizados (como inibidores de corrosão e parafina);
- Podem dar precipitação de sais da água produzida, gerando incrustação.

Na indústria de processamento de petróleo, este é o tipo de inibidor de hidrato mais utilizado, principalmente nas instalações *offshore* submetidas às condições favoráveis de formação de hidratos. Estes são injetados nas linhas de transporte, quebrando as ligações de pontes de hidrogênio nos hidratos e estabelecendo competição pelas moléculas de água (CHANDRAGUPTHAN, 2011).

Os dois inibidores termodinâmicos mais utilizados em dutos de transporte de gás provenientes da exploração *offshore* são metanol (MeOH) e monoetilenoglicol (MEG). Estes dois compostos são mais utilizados que outros alcoóis e glicóis devido a sua maior capacidade de inibição de hidratos (Tabela 7) e devido a seus custos.

Tabela 7: Diminuição da temperatura de formação de hidratos para glicóis e alcoóis.

Diminuição da temperatura de formação de hidratos (°C)						
Concentração mássica de inibidor (%)	MeOH	EtOH	MEG	DEG	TEG	NaCl
5	2	1,4	1,05	0,63	0,46	1,96
10	4,2	3	2,25	1,4	1,05	4,3
20	9,3	6,6	5,2	3,3	2,7	10,7
30	15,3	10,7	9	5,9	5	15
35	18,6	13	11,35	7,5	6,5	-
40	22,2	15,4	14	9,3	8,2	-

(Fonte: Adaptado de BRUSTAD *et al*, 2005)

Como pode ser observado pela tabela acima, quanto menor o peso molécula do inibidor, melhor sua atuação. Por isso o MEG possui melhor desempenho entre os glicóis e o metanol entre os alcoóis. A ação destes dois principais inibidores também pode ser observada no diagrama Pressão versus Temperatura a seguir (Figura 40).

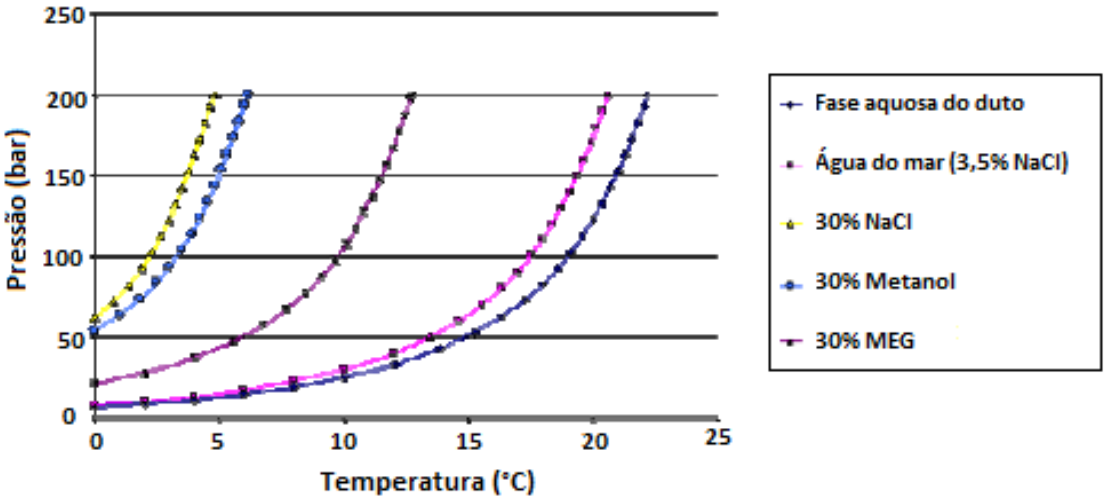


Figura 40: Efeito do inibidor termodinâmico na estabilidade de hidratos.

(Fonte: Adaptado de BRUSTAD et al, 2005)

No presente trabalho, adota-se o MEG como inibidor de hidratos a ser utilizado no duto de transporte de gás natural não tratado. A escolha de MEG, apesar de este ser mais caro que o metanol, leva em consideração fatores mais importantes para a proposta: a contaminação da fase gasosa pelo inibidor é desprezível, apresenta mais benefícios em relação à corrosão, baixa periculosidade e a perda por volatilidade é desprezível. Além disto, o monoetilenoglicol é o inibidor mais usado em dutos submarinos de transporte de gás e condensado (NAZZER e KEOGH, 2006). Como exemplo de sua utilização pode-se citar, no Brasil, o gasoduto Lula-Mexilhão (que liga o campo de Lula à plataforma de Mexilhão, com capacidade de transporte de até 10 milhões de metros cúbicos por dia) (PETROBRAS, 2006) e os campos da Noruega, como Troll, Snøhvit, Ormen Lange e Åsgard (BRUSTAD et al, 2005).

II.7.1.2 Inibidores de Baixa Dosagem

São inibidores mais recentes que por serem utilizados em baixa dosagem, 0,1% a 1,0% do peso total de água. Por isso, podem representar vantagens relacionadas à redução de custos, não somente do inibidor em si, mas também custos de transporte, tamanho da injeção, bombeamento e instalações de estocagem (CARVALHO, 2010).

Podem ser classificados em dois tipos: inibidores cinéticos e anti-aglomerantes.

- INIBIDORES CINÉTICOS:

Inibidores cinéticos atuam prevenindo tanto a nucleação quanto o crescimento de cristais de hidratos. Em geral estes aditivos contêm polímeros e agentes surfactantes em sua composição. O seu efeito é dependente do tempo de residência do fluido na zona de formação de hidratos e do sub-resfiramento (*subcooling*) a que o fluido é exposto (PEYTAVY et al, 2007). Devido à dependência do tempo de residência, para casos onde o tempo de trânsito através do gasoduto seja suficientemente longo, o inibidor pode se mostrar não eficiente e resultar em bloqueio do duto. Já o sub-resfriamento está relacionado à força motriz da cinética de formação de hidratos, uma vez que este pode ser definido como a diferença entre a temperatura termodinâmica de formação de hidratos (temperatura de dissociação) e a temperatura ambiente. Quanto maior o sub-resfriamento, menor a eficiência do inibidor (PEYTAVY et al, 2007).

Estes produtos químicos não perturbam o equilíbrio termodinâmico de formação dos hidratos. A cinética de inibição de hidratos de gás geralmente se refere aos processos pelos quais as etapas de nucleação e de crescimento de cristais de hidratos são alteradas. Os inibidores podem causar então três efeitos: retardar o crescimento de núcleos (cinético inibidor); diminuir a taxa de formação de cristais (modificadores de cristais); evitar o processo de aglomeração dos cristais formados (cristal modificador) (HUO et al, 2001).

Pra alguns desses produtos ainda não se tem o claro conhecimento de como estes afetam o crescimento ou a morfologia do hidrato. Por isso vários mecanismos são propostos para explicar a interação dos diferentes polímeros com os hidratos. Porém, em geral, essas substâncias possuem em sua estrutura grupos hidrofílicos que interagem por ligação de hidrogênio com a água livre e/ou com o hidrato.

Apesar de ter custo superior em 50% ao inibidor termodinâmico, este tipo de aditivo é utilizado em concentrações baixas, menos de 1% em peso (geralmente de

0,015 a 0,5%). Outra vantagem apresentada é que seu desempenho não é influenciado pela temperatura (WU et al, 2007).

Atualmente, os polímeros inibidores são mais utilizados por apresentarem melhores resultados. Exemplos incluem poli [N-vinilpirrolidona] e a poli [N-vinilcaprolactama].

- INIBIDORES ANTI-AGLOMERANTES:

Estes produtos químicos surfactantes atuam de forma diferente dos inibidores termodinâmico e cinético. Estes não impedem a formação de hidratos e sim impedem que os cristais se aglomerem e bloqueiem o duto. Anti-aglomerantes são adicionados em doses baixas (menos de 1% em peso, tipicamente na fase aquosa) e exemplos incluem os sulfonatos aromáticos de alquilo ou etoxilatos de alquilfenol. Existem dois tipos de inibidores anti-aglomerantes, os solúveis em água, que são utilizados quando a água produzida possui pouco sal e os solúveis em óleo (CHANDRAGUPTAN e NOUNCHI, 2010).

Este tipo de inibidor funciona através da emulsificação do hidrato no hidrocarboneto líquido, onde os hidratos são arrastados pelo fluxo em uma suspensão não aglomerada, porém com aumento de 50% da viscosidade (CHANDRAGUPTAN e NOUNCHI, 2010). Por isso inibidor anti-aglomerante precisa continuamente de uma fase líquida de hidrocarbonetos e sua eficiência depende deste fluxo de hidrocarboneto, assim como da salinidade da água de formação.

Quando estes são utilizados, deve-se ter controle sobre o fluxo através do duto uma vez que a dispersão de hidratos é favorecida em maiores velocidades enquanto que vazões baixas favorecem a aglomeração dos cristais, podendo levar ao entupimento do duto.

A maioria dessas substâncias são polímeros e surfactantes que possuem grupos hidrofílicos em sua estrutura, auxiliando sua solubilidade em água. Exemplos das estruturas mais usuais são apresentados na Figura 41 (NADRADE, 2009).

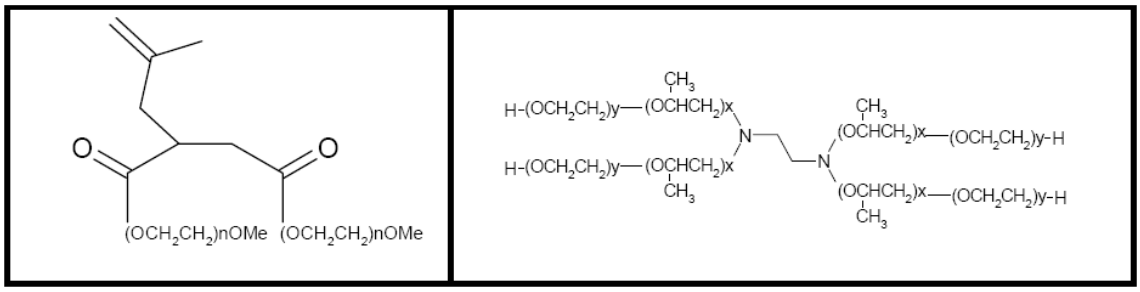


Figura 41: Polímeros de isobutilenosuccinatodiéster de monometilpolietileno e Copolímero de Etileno diamina dibloco de PO-EO

Além da função de anti-aglomerantes muitos desses aditivos exercem também outras funções na formulação dos fluidos, sendo alguns deles utilizados até como encapsuladores de argilas.

II.7.2 Regeneração de MEG

O monoetilenoglicol é um dos inibidores de hidratos mais utilizados em dutos de transporte de gás natural na exploração *offshore*. No final do transporte, a corrente presente no duto é constituída basicamente de uma mistura de gás, água e MEG. Esta corrente é primeiramente encaminhada ao separador, dando origem a duas correntes. Uma corrente é rica em gás natural que segue para desidratação, purificação e fracionamento. Já a outra corrente rica principalmente em água e MEG (MEG rico), podendo conter quantidades variáveis de sais dissolvidos (principalmente cloreto de sódio e carbonato de cálcio), segue para a unidade de recuperação de MEG, Após a recuperação o MEG tratado (MEG pobre) segue para reinjeção no duto.

O sistema de recuperação de MEG é um ponto critico na produção de gás, uma vez que o uso de circuitos fechados de MEG faz com que o inibidor sofra processo de contaminação com o avanço de sua utilização. Isto pode ocorrer se as impurezas não forem tratadas e removidas de maneira controlada e periódica. Em alguns casos são necessários ainda *make-up* de MEG para evitar a corrosão tanto nos sistemas de injeção quando de recuperação. Os principais responsáveis por este tipo de problemas são os sais dissolvidos na água produzida e produtos utilizados para evitar a corrosão dos dutos (AKER, 2010)

Neste trabalho foi utilizado o sistema convencional de recuperação de MEG. Este sistema conta com uma coluna de destilação que simplesmente destila a água contida na corrente de MEG rico, produzindo a corrente de MEG pobre, com elevada

concentração do inibidor (Figura 42). Essa corrente volta então ao circuito de MEG fechado. Esse sistema convencional tem como conseqüência o acúmulo dos sais (não voláteis) que são arrastados pela corrente de MEG rico, com o tempo estes vão se depositando e causando problemas operacionais. Nestes casos são necessárias paradas freqüentes para manutenção, quando estas são viáveis.

II.8 – Dióxido de Carbono

As maiores concentrações de dióxido de carbono nas reservas do pré-sal representam um dos principais desafios para a exploração dessa camada. Este problema é ainda maior para o campo de Júpiter onde são atingidas concentrações de 79% no gás natural. A solução proposta neste trabalho visa à remoção *onshore* de CO_2 e sua reinjeção, já que a quantidade de CO_2 extraída será alta e pode ser utilizada para aumentar a produtividade do poço.

O gás natural bruto pode apresentar composições bastante variadas, porém algumas especificações podem ser citadas, como por exemplo, o limite de 3% de CO_2 estabelecido pela ANP (nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll/leg/resolucoes_anp) e, tipicamente, a concentração de metano é igual ou superior a 75%. O acompanhamento destes parâmetros é importante para que o gás esteja sempre em sua faixa de especificação.

II.8.1 Processos de captura de CO_2

Dentre as tecnologias de remoção de CO_2 do gás natural, existem três processos que são os mais utilizados para este fim: absorção com aminas, separação com membranas e o processo híbrido. A escolha do melhor processo depende da vazão da corrente de processo e da concentração de CO_2 na corrente a ser tratada (BAKER e LOKHADWALA, 2008). O diagrama da Figura 42 pode ajudar na escolha do melhor processo para determinado projeto.

No entanto, os processos citados acima não são concebidos para tratar altas concentrações de CO_2. O capital a ser investido e os custos operacionais destes sistemas aumentam proporcionalmente à acidez do gás. Além disso, o CO_2 produzido apresenta baixa pressão, sendo necessários custos extras pra recompressão (ZARENEZHAD e

HOSSEINPOUR, 2009b). Para alimentações ricas em CO_2, são encontradas na literatura alternativas melhores: destilação extrativa e destilação criogênica.

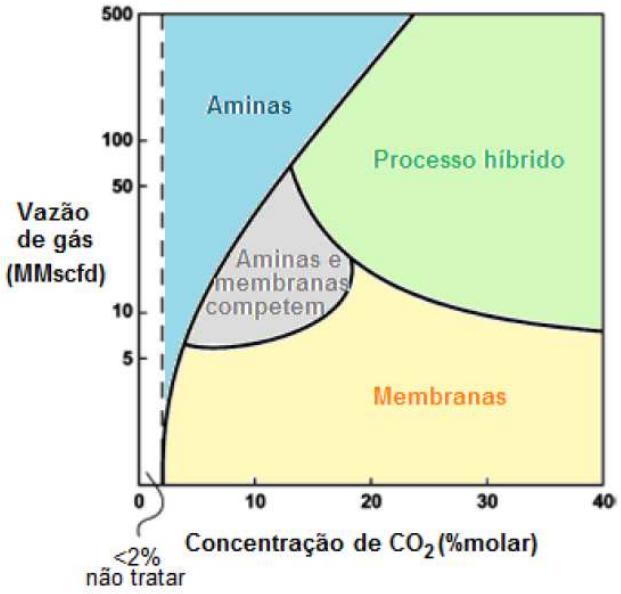


Figura 42: Diagrama (vazão *versus* concentração de CO_2) para escolha da tecnologia de remoção.

(Fonte: BAKER e LOKHANDWALA, 2008)

II.8.1.1 Absorção com Aminas

Na absorção química são normalmente usadas como solventes soluções aquosas de aminas, que são alimentadas em uma torre absorvedora. Esta tecnologia se beneficia da acidez do CO_2, que é levado a reagir com soluções básicas de amina. Dentre as aminas mais utilizadas estão monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) e metil-dietanolamina (MDEA). Este sistema tem a vantagem de recuperação da solução de amina, que pode retornar ao processo que trabalha então em circuito fechado (MOFARAHI et al, 2008).

Este processo é dividido em duas etapas: uma etapa de absorção, na qual o gás e borbulhado em contracorrente a uma solução aquosa de amina, possibilitando a reação direta e reversível entre esta e o dióxido de carbono, formando como produto um composto intermediário que deixa a coluna pelo fundo e no topo sai o gás já tratado. A corrente rica em CO_2 passa por um trocador de calor e é então encaminhada a torre de dessorção. Nesta segunda etapa ocorre o esgotamento do CO_2 via aquecimento e redução de pressão, no topo desta coluna sai a corrente rica em CO_2 e a solução de

amina regenerada deixa a coluna pelo fundo para ser alimentada novamente na coluna absorvedora (Figura 43).

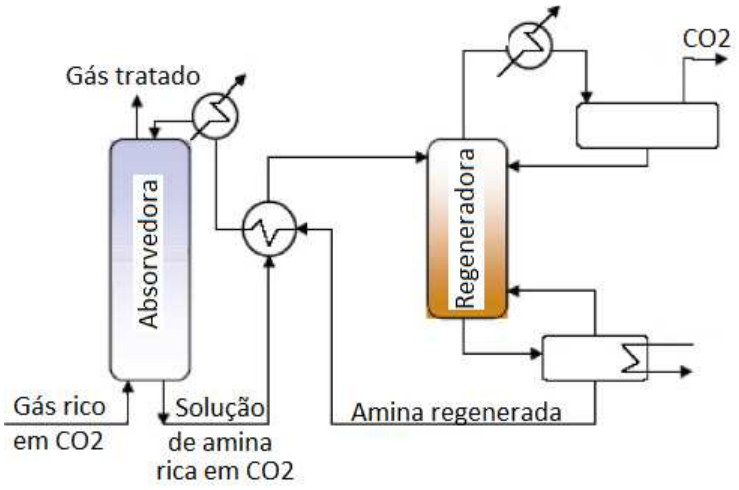


Figura 43: Remoção de CO_2 com aminas.
(Fonte: Adaptado de MOFARAHI et al, 2008)

As reações de absorção por amina ocorrem através da formação de zwitterions (LITTEL et al, 1992), conforme mostrado a seguir (onde B representa um composto intermediário):

$$CO_2 + R_2NH = R_2NH^+COO^-$$
$$R_2NH^+COO^- + B = R_2NCOO^- + BH^+$$

Como neste processo há necessidade de aquecer e resfriar continuamente as soluções, se faz necessário o constante monitoramento e controle do sistema. As aminas podem ser degradadas em temperaturas elevadas e formar misturas corrosivas que podem levar a parada do sistema em poucos dias se não existir monitoramento. Esta necessidade de manutenção regular e controle operacional dificultam seu uso em locais remotos (BAKER e LOKHANDWALA, 2008).

Os principais custos desse sistema estão relacionados à alta demanda de energia, proveniente dos trocadores de calor necessários e da coluna de regeneração, além da necessidade de reposição de solvente (*make-up*). Este é um fator limitante desta tecnologia, podendo não ser economicamente viável para tratar gases com concentrações muito elevadas de CO_2.

A quantidade de CO_2 presente no gás influencia diretamente no tamanho das colunas, assim como na escolha do solvente e matérias dos equipamentos (MAIOLI et

al, 2002). Na Tabela 8 é apresentada uma comparação entre as principais aminas utilizadas como solvente.

Tabela 8: Comparação entre aminas utilizadas na remoção de CO_2.

CARACTERÍSTICA	MEA	DEA	MDEA
Tipo de amina	Primária	Secundária	Terciária
Reatividade	Alta	Moderada	Moderada
Estabilidade	Regular	Boa	Boa
Absortividade de HC	Baixa	Moderada	Alta
Perdas por vaporização	Alta	Moderada	Baixa
Seletividade a H2S	Não	Não	Sim
Remoção de S orgânico	Baixa	Baixa	Baixa
Corrosividade	Alta	Moderada	Baixa
Tendência à formação de espuma	Baixa	Baixa	Alta
Custo	Baixo	Baixo	Moderado
Concentração de solvente %p/p	15-20	20-35	40-55
Mol de gás ácido / mol de amina	0,3-0,4	0,5-0,6	0,3-0,45
Circulação de amina (gal/mol de gás ácido)	100-165	60-125	65-110
Consumo de vapor − utilidades (lb/gal)	1-1,2	0,9-1,1	0,9-1,1
Temperatura do Reboiler (°F)	240	245	250
Ponto de congelamento (°F)	15	20	-25

(Fonte: Adaptado de MENDES, 2012)

II.8.1.2 Absorção por Membranas

O sistema de remoção de CO_2 por membrana surgiu nos anos 1980 como uma forma de competir com o tradicional sistema de remoção por absorção com aminas. Este processo é baseado em diferenças físicas e químicas entre as moléculas presentes no gás. Devido a estas diferenças, algumas moléculas permeiam mais rapidamente que outras, outras ainda nem permeiam, permitindo a separação. Essa tecnologia necessita também de uma força motriz gerada pela alta pressão de entrada do gás na membrana ou concentração de CO_2, por isso é mais aconselhada para gases com pressão elevada e alta concentração de CO_2 (MONTEIRO, 2009).

Esta tecnologia trata bem correntes com maiores concentrações de CO_2 e suas unidades são mais compactas que as de absorção química. Porém se a corrente de processo não tiver uma pressão elevada, esse sistema pode ser tornar de elevado custo, já que além do custo das membranas serão necessários compressores para elevar a pressão do gás (NAKAO, 2010).

A carga, com pressão elevada, é alimentada à membrana e o gás permeia seletivamente através dela. São geradas então duas correntes: a fração que permeia é denominada permeado, enquanto que a retida é chamada retentado. Os gases com maior permeância, como CO_2, H_2, H_2O e H_2S, permeiam rapidamente através da membrana (permeado) enquanto que os hidrocarbonetos, de baixa permeância, fluem pelo casco até a saída (retentado) (Figura 44).

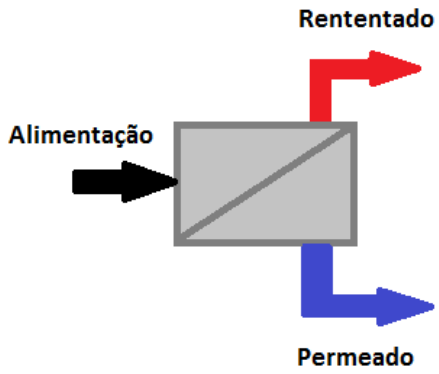


Figura 44: Remoção CO_2 por membranas.

Os materiais mais utilizados na fabricação de membranas são celulose, poliamidas, poliimidas, polisulfonas e silicone. E existem duas construções possíveis: espiralada (*spiral-wound*) e fibra oca (*hollow-fiber*), conforme mostrado na Figura 45 (UOP, 2009).

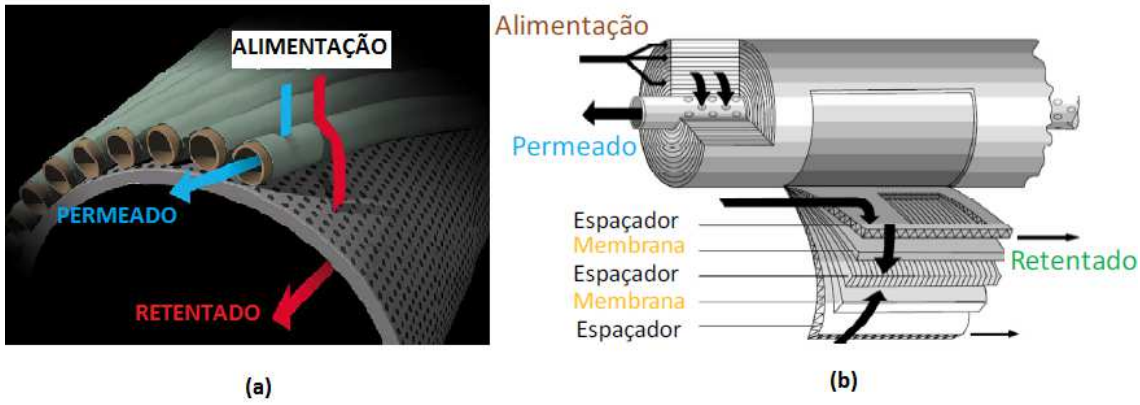


Figura 45: Construções de membrana: (a) fibra oca; (b) espiralada.
(Fonte: Adaptado de UOP, 2009 e DORTMUND e DOSHI, 1999)

Além do arranjo simples com apenas uma membrana mostrado na Figura 44, outros arranjos são possíveis dependendo da vazão de gás, concentração de CO_2 e do

grau de pureza requerido. A seguir são mostradas outras possibilidades de arranjos de membrana (Figura 46).

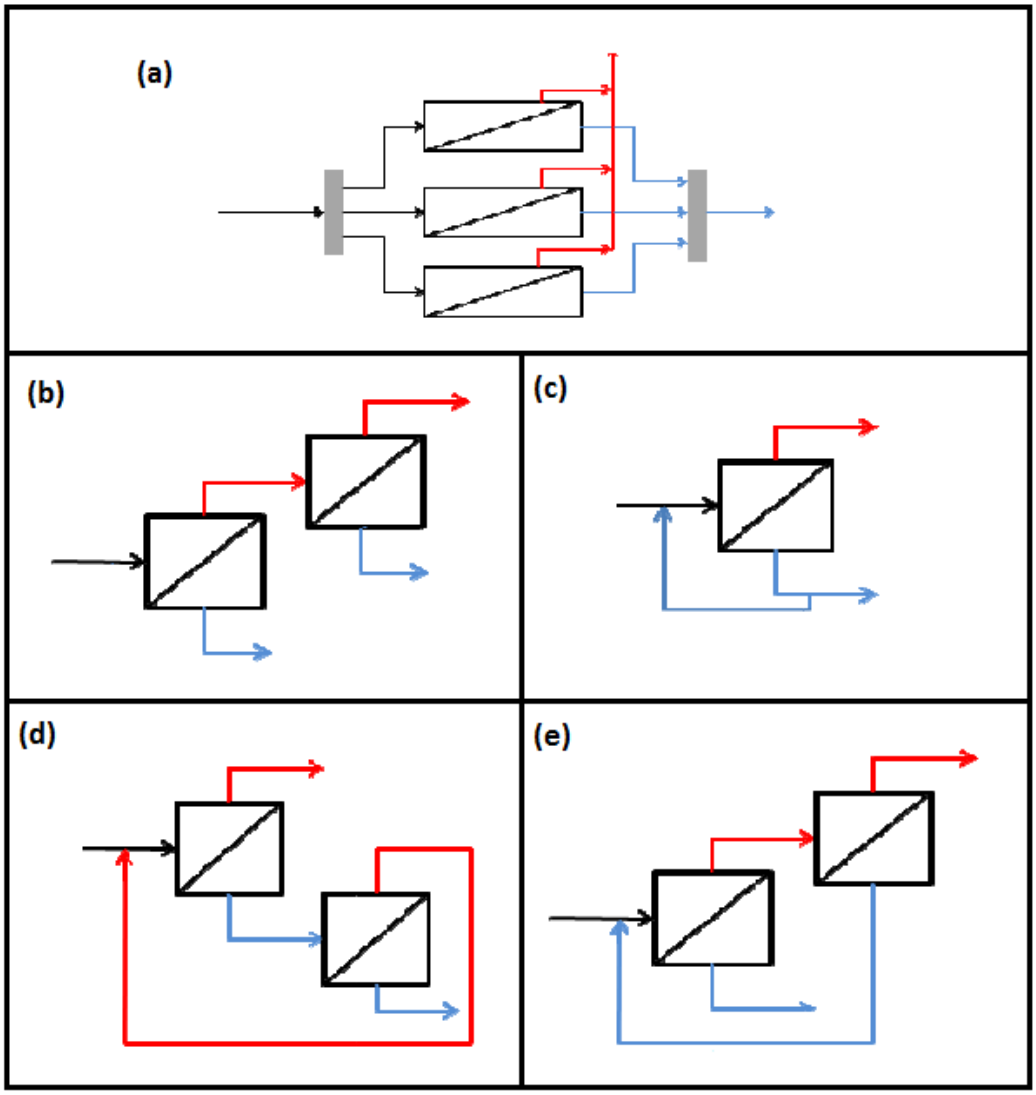


Figura 46: Arranjos de membrana:
(a): três estágios em paralelo; (b) dois estágios em série; (c) um estágio com reciclo parcial do permeado; (d)dois estágios com reciclo total do retentado do segundo estágio; (e)dois estágios com reciclo total do permeado do segundo estágio.
(Fonte: Adaptado de PINTO et al, 2009)

II.8.1.3 Processo Híbrido

Conforme mostrado no diagrama da Figura 42, a escolha de qual processo usar para a remoção de CO_2 depende principalmente da vazão de gás e da concentração de CO_2 presente na alimentação, assim como depende também da pureza que se deseja

obter. Para alguns casos é recomendado o processo híbrido, que consiste na combinação dos dois processos apresentados anteriormente: separação por membranas seguida de absorção química com amina (Figura 47).

Figura 47: Sistema híbrido de remoção de CO_2: membranas (esquerda) e absorção com aminas (direita).
(Fonte: Adaptado de DORTMUND e DOSHI, 1999)

Ao combinarem-se as tecnologias para o tratamento de gases com alta pressão parcial de CO_2, a primeira etapa da separação é realizada por membranas, reduzindo o teor de CO_2 no gás. Na segunda etapa, é usado o sistema de absorção para garantir o atendimento as especificações finais (ECHT, 2002). Esse tipo de sistema exige um controle sobre a quantidade de metano perdida no permeado, pois quanto maior esta perda; maior a carga térmica necessária no refervedor da coluna de regeneração da solução de amina.

II.8.1.4 Destilação Extrativa

A remoção de gases ácidos (H_2S e CO_2) a partir de gás natural é um processo essencial não só para aumentar o poder calorífico do gás natural liquefeito (GNL), como também para evitar a solidificação durante o processamento criogênico. Como já foi mencionado nos itens acima, existem vários métodos para a remoção de gás ácido

(absorção química com aminas, a absorção física, processo de permeação de membrana, e os processos de destilação criogênica) (KOHL e NIELSEN, 1997), sendo a absorção química com aminas o processo mais amplamente utilizado. Porém no caso de fontes de gás natural com elevado teor de CO_2, este processo não é viável uma vez que requer uma quantidade significativa de solvente e gera CO_2 como um produto gasoso de baixa pressão, necessitando posterior compressão ou liquefação. O processo de permeação por membranas também não é indicado, pois sofre uma elevada queda de pressão, gerando também um produto de baixa pressão de CO_2 (HOLMES et al, 1982; RYAN e SCHAFFERT, 1984; SCHAFFERT e RYAN, 1985).

O processo que tem potencial para ultrapassar as vantagens mencionadas acima é a destilação criogênica, que separa CO_2 de hidrocarbonetos em uma série de colunas de destilação a baixas temperaturas. Este processo é capaz de, simultaneamente, produzir CO_2 em alta pressão, gerar produtos de hidrocarbonetos diferenciados e liquefazer parcialmente o GNL (HOLMES et al, 1982; RYAN e SCHAFFERT, 1984; SCHAFFERT e RYAN, 1985). Em um processo criogênico típico (Figura 48), o metano é obtido como o produto de topo da coluna demetanizadora, enquanto que o dióxido de carbono junto com o etano e os hidrocarbonetos mais pesados são obtidos como produto de fundo desta mesma coluna. O CO_2 é então separado dos hidrocarbonetos restantes na segunda coluna de destilação (*stripper* de CO_2) (ZARENEZHAD e HOSSEINPOUR, 2009a).

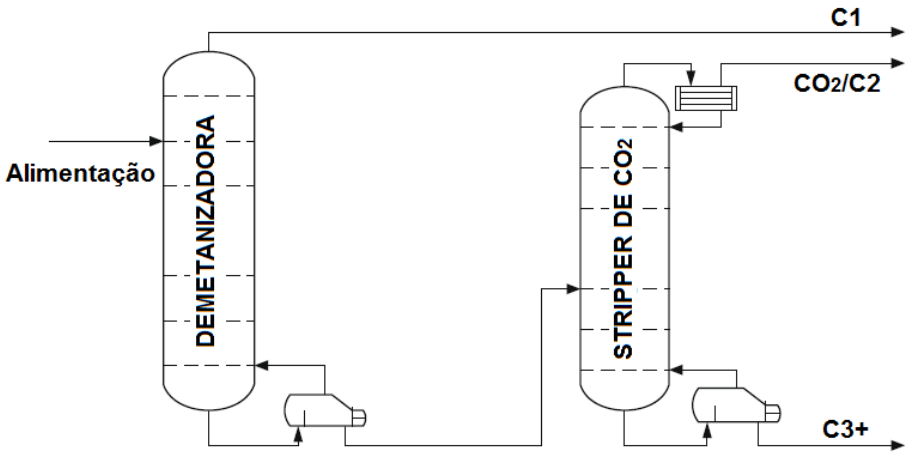


Figura 48: Fluxograma de uma destilação criogênica convencional.

(Fonte: Adaptado de ZARENEZHAD e HOSSEINPOUR, 2009a).

No entanto, existem dois desafios técnicos significativos na aplicação da destilação criogênica: a formação de CO_2 sólido durante a separação de metano em

coluna demetanizadora e a existência de um azeótropo (CO_2 e etano) na coluna de recuperação de CO_2. Porém, tais desafios podem ser superados a partir de uma destilação extrativa utilizando parte do gás natural liquefeito produzido como solvente. Este trabalha em circuito fechado já que é recuperado na segunda coluna (coluna de recuperação do solvente) (LASTARI et al, 2013).

A termodinâmica deste processo, assim como suas variações, foi estudada no passado e foi concluído que tal processo é mais eficiente para o processamento de matéria-prima com alta concentração de CO_2. Também são diversos os estudos presentes na literatura sobre o uso do processo para remoção de CO_2 em plantas reais (GREGG e PRICE, 1983; WOOD et al, 1986).

Para o azeótropo formado por CO_2 e etano, o melhor solvente para ser utilizado na destilação extrativa é o n-butano, que na concentração adequada torna o CO_2 mais volátil que o etano, facilitando a separação. Isto é válido para misturas de CO_2 e etano em qualquer proporção (BRIGNOLE e PEREDA, 2013). Então o solvente, obtido a partir do GNL produzido, mais utilizado neste processo contêm, tipicamente, butano e hidrocarbonetos mais pesados (ZARENEZHAD e HOSSEINPOUR, 2009a; LASTARI et al, 2013)

Na Figura 49 é mostrado o fluxograma do processo, a primeira coluna (coluna de recuperação de CO_2) gera CO_2 puro no destilado (corrente de topo); enquanto que etano e hidrocarbonetos mais pesados são obtidos na corrente de fundo. A coluna de recuperação de solvente, além de fornecer o solvente a ser reciclado na corrente de fundo, também produz etano na corrente de destilado. Uma alimentação típica para a coluna de recuperação de CO_2 é a corrente de líquido saturado obtido no fundo da coluna demetanizadora, cuja fração de CO_2 depende do nível de separação nesta coluna. A alimentação entra na coluna de recuperação de CO_2 no prato ótimo enquanto que a corrente de solvente entra mais próximo ao topo da coluna (LASTARI et al, 2013).

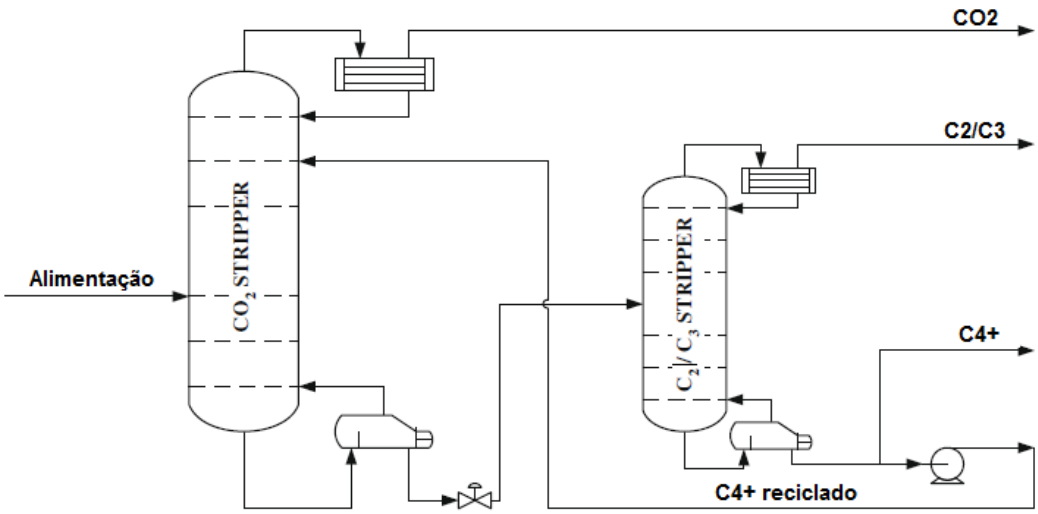


Figura 49: Fluxograma da destilação extrativa.

(Fonte: Adaptado de ZARENEZHAD e HOSSEINPOUR, 2009a).

II.8.1.5 Destilação Criogênica de CO_2

O aumento da demanda mundial de energia tem incentivado as empresas de petróleo e gás a olhar para o desenvolvimento de campos de gás natural contaminados e que em épocas anteriores eram considerados economicamente inviáveis. Porém, ao mesmo tempo, a questão ambiental passa a pressionar as empresas de energia a adotar as melhores práticas globais para reduzir as emissões de carbono. Para a exploração destes campos até então considerados inviáveis, é necessário o desenvolvimento de novas tecnologias para o tratamento do gás com altas concentração de CO_2. (HART e GNANENDRAN, 2009).

As tecnologias disponíveis no mercado para tratamento de gás natural podem não ser idealmente apropriadas para o tratamento do gás natural altamente contaminado onde o geo-sequestro de CO2 é requerido. A utilização de solventes de absorção física e química têm sido o método mais popular para o tratamento de gás natural com alto teor CO_2, e em menor grau, membranas e métodos de adsorção. No entanto, tais tecnologias trabalham a pressões ambientes ou próximas a tal, e assim acabam exigindo quantidade substancial de compressão para posterior geo-sequestro. Os métodos criogênicos de remoção de CO_2 podem capturar CO_2 no estado líquido, tornando-se assim relativamente fácil de bombear para o armazenamento subterrâneo ou para métodos EOR (HART e GNANENDRAN, 2009).

O método criogênico de purificação envolve a separação das misturas de gás por condensação fracionada e destilação a baixa temperatura. A destilação criogênica é um processo comercial comumente usado para liquefazer e purificar o CO_2, obtendo produto com pureza relativamente elevada (> 90%). Envolve o resfriamento dos gases a baixas temperaturas, de modo que o CO_2 é liquefeito e separado. O processo tem a vantagem de permitir a recuperação de CO_2 puro sob a forma de um líquido, facilitanto seu transporte ou bombeamento para o local da injecção para aumentar a recuperação de óleo (EOR) (OLAJIRE, 2010).

Um exemplo de processo que utiliza tal tecnologia para captura de CO_2 em gás natural é o processo CryoCell®, que foi desenvolvido pela Cool Energy Ltda (Austrália) e testada com êxito por Hart e Gnanendran (2009). A tecnologia elimina o consumo de água, o uso de produtos químicos e questões relacionadas à corrosão. O programa de teste de campo demonstrou a viabilidade técnica de separação de CO_2 e estudos de comparação de custos com processo de absorção por amina indicam melhoria da viabilidade econômica para campos de gás com alta concentração de CO_2 (OLAJIRE, 2010).

II.8.2 Tecnolgia de CO_2 no Pré-Sal

A tecnologia atualmente adotada na exploração do Pré-Sal consiste no tratamento do gás na própria plataforma, onde o CO_2 é removido por meio da tecnologia de membranas e depois reinjetado na área de produção (TOSCANO, 2015).

A concepção de sistemas de separação e injeção de CO_2, diante do fato de não liberá-lo para a atmosfera, estão entre as dez tecnologias do Pré-Sal premiadas pela OTC 2015 (presal.hotsitespetrobras.com.br/tecnologias-pioneiras/#5). Dentre estas dez tecnologias, três estão relacionadas a este cenário, são elas:

- ➔ Primeira separação de dióxido de carbono (CO_2) associado ao gás natural em águas ultraprofundas (2200 m) com injeção de CO_2 em reservatórios de produção: O CO_2 produzido é separado do petróleo e do gás natural por um sofisticado sistema de membranas, que por permeação seletiva separam as moléculas do gás carbônico dos demais fluidos. O CO_2 separado é então reinjetado (Figura 50).

Em 2014, os FPSOs Cidade de Angra dos Reis, Cidade de São Paulo e Cidade de Paraty alcançaram a expressiva marca de um milhão de toneladas de CO_2 reinjetadas nos reservatórios, evitando a sua emissão para a atmosfera.

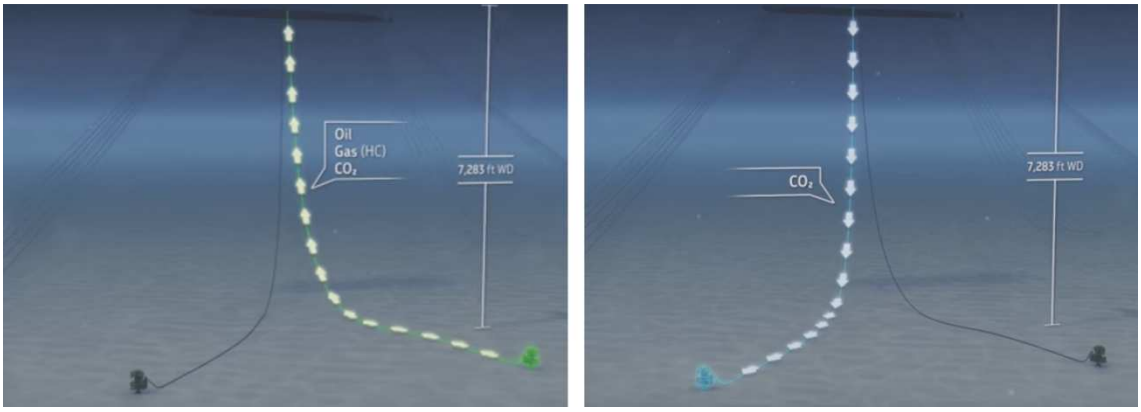


Figura 50: Extração de gás rico em CO_2 e reinjeção de CO2.

(Fonte: presal.hotsitespetrobras.com.br/tecnologias-pioneiras/#5)

➔ Mais profundo poço submarino de injeção de gás com CO_2 (em lâmina d'água de 2220 m): No Projeto Piloto do campo de Lula, um dos poços injetores de CO_2 situa-se em lâmina d'água recorde de 2.200 m. Além dos benefícios para o meio ambiente, a reinjeção do CO_2 produzido aumenta a pressão interna do reservatório, melhorando a recuperação de petróleo.

➔ Primeiro uso de método alternado de injeção de água e gás em água ultraprofunda: O uso desta técnica (Figura 51) está sendo avaliado no Sistema Piloto de Lula desde junho de 2013. As principais vantagens são a otimização do gerenciamento do reservatório e a expectativa de aumento do fator de recuperação do petróleo.

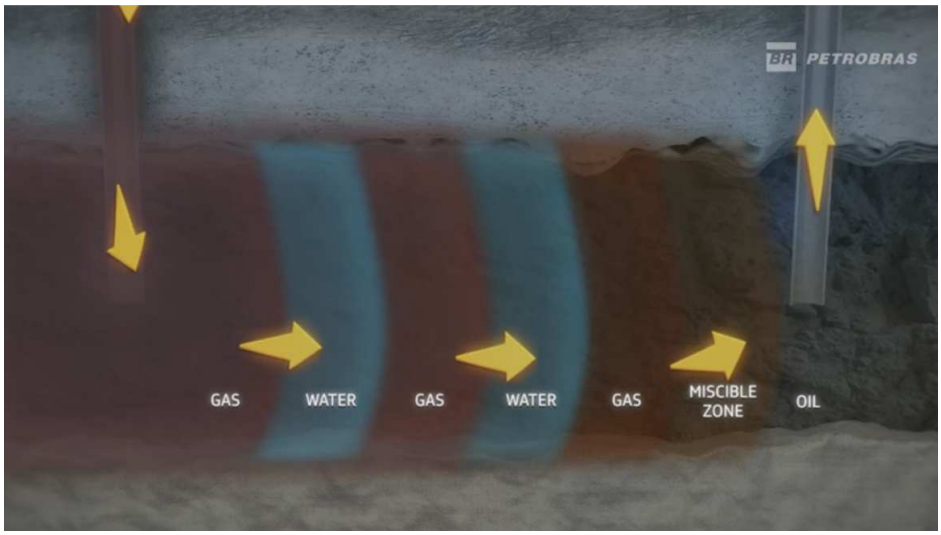


Figura 51: Uso do método alternado de injeção de água e gás (WAG).

(Fonte: presal.hotsitespetrobras.com.br/tecnologias-pioneiras/#5)

No entanto, a tecnologia de membranas atualmente utilizada não é adequada para reservas com teor de CO_2 que ultrapassam o limite ótimo de trabalho das membranas, que é aproximadamente de 30%. E existe ainda um outro fator complicador, pois em situações de grande vazão de gás com alto nível de CO_2, as membranas permitem a passagem de metano (CH_4), o que demanda compressores ainda mais potentes para reinjetar os gases no poço. Ou seja, equipamentos mais complexos e que ocupam mais espaço no caríssimo metro quadrado do *topside* de plataformas FPSO (www.abegas.org.br/Site/?p=52050).

Pinto et al (2014) realizaram um trabalho cujo foco era a produção, em águas ultra profundas, de óleo leve com alta razão gás – óleo (RGO) e contaminação por CO_2. No estudo são comparados os impactos de dois processos diferentes sobre a demanda energética, área demandada e peso da plataforma. A avaliação considerou duas plantas de processamento de gás: a primeira é menos complexa e não há separação de CO_2 (reinjeção de todo o gás produzido), já a segunda, mais complexa, possui módulo de remoção de CO_2 por membranas (Figura 52) e é capaz de exportar o gás tratado e reinjetar o CO_2 separado, ou então de reinjetar todo o gás.

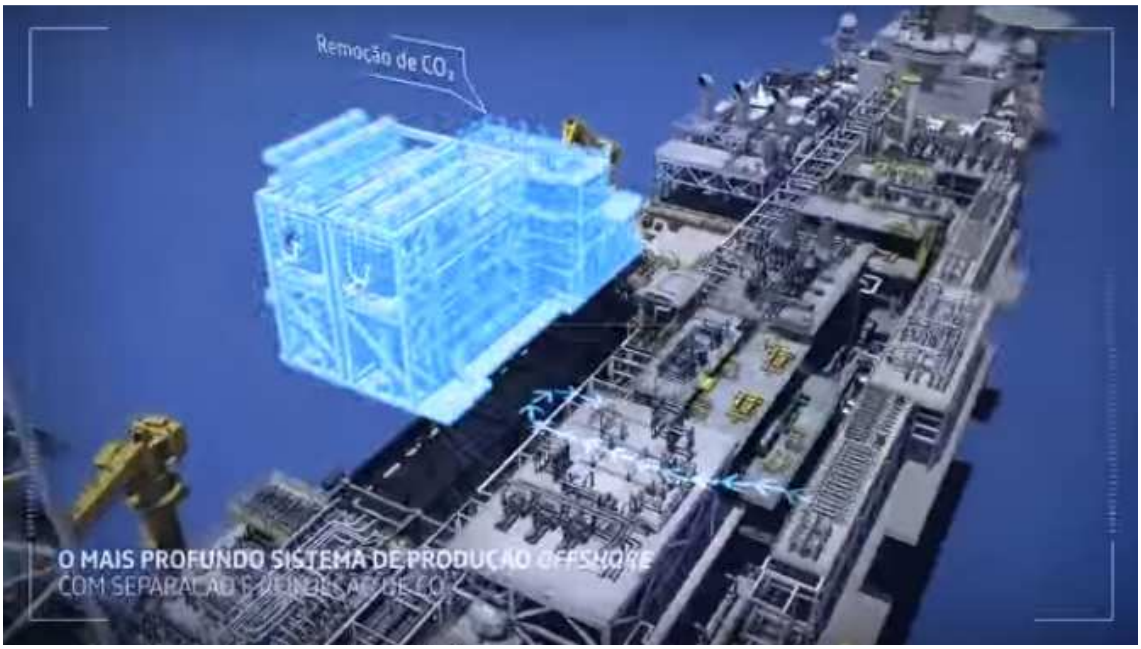


Figura 52: Módulo de remoção de CO_2 em FPSO do Pré-Sal.

(Fonte: www.petrobras.com.br/pt/)

Foi estudado o cenário hipotético produtor de óleo leve (28° API), RGO de 500 m3/m3 e gás com 50% molar de CO_2. E foi feita uma comparação com o projeto de FPSO já existente, chamado Replicantes. Os resultados obtidos mostram que para a distribuição de peso na plataforma, o impacto da remoção e compressão de CO_2 são respectivamente 7 e 10% do total (Figura 53). Peso este que poderia ser destinado a aumentar a capacidade de produção de óleo da plataforma. Já quanto a energia, somente a compressão de CO_2 é responsável por 34% da potência total requerida.

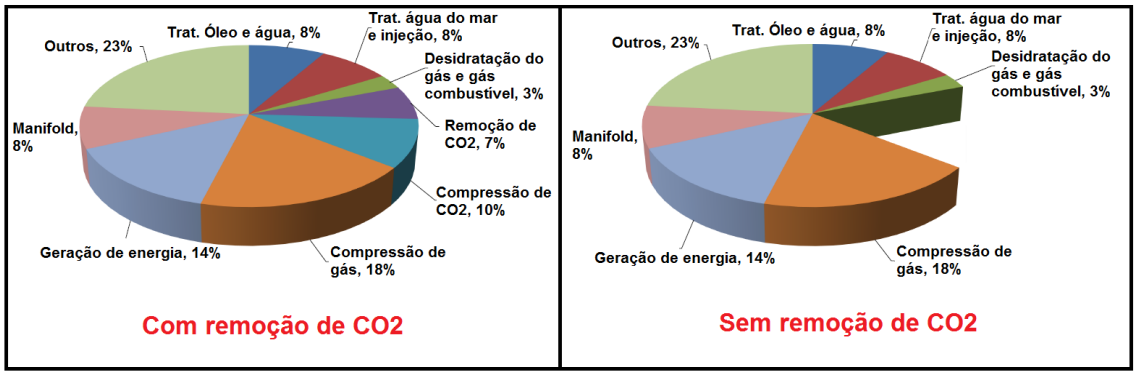


Figura 53: Distribuição de peso no *topside* da plataforma (com e sem remoção de CO_2).

(Fonte: Adaptado de Pinto et al, 2014.)

Pinto et al (2014) também fizeram outros estudos comparativos, avaliando quatro cenários distintos: RGO de 250 m^3/m^3 com produção de óleo de 150 kbpd (valores adotados no projeto Replicantes) e RGO de 500 m^3/m^3 com três produções de óleo diferentes, 100, 150 e 180 kbps (Tabela 9). O primeiro cenário de RGO de 500 m^3/m^3 (com 100 kbpd de óleo) já apresenta demanda energética superior ao valor de 75 MW adotada nos FPSOs Replicantes. Já quanto ao peso no *topside* da plataforma, para o valor de RGO mais elevado, o peso para uma plataforma produzindo 100 kbpd de óleo com remoção de CO_2 é igual ao peso de uma plataforma que produziria 150 kbpd de óleo porém sem a remoção do CO_2. E o mesmo acontece com a utlização da área, esta atinge 100% para estes mesmos cenários de produção (RGO de 500 m^3/m^3 com produção de óleo de 100 kbpd realizando a remoção de CO_2 e com produção de óleo de 150 kbpd sem a remoção de CO_2).

Tabela 9: Comparação para diferentes RGOs e produções de óleo.

RGO		250 m^3/m^3 (Replicantes)	500 m^3/m^3		
Vazão de óleo (kbpd)		150 (Replicantes)	100	150	180
Vazão de gás (Milhão m3/d)		6	8	12	14
Energia requerida (MW)		88	100	150	250
Peso do topside (kton)	Sem remoção de CO2	-	22	25	40
	Com remoção de CO2	22	25	32	45
Área utilizada (%)	Sem remoção de CO2	86	90	100	162
	Com remoção de CO2	95	100	110	180

(Fonte: Adaptado de Pinto et al, 2014).

A proposta apresentada neste trabalho, de não realizar o tratamento do gás na plataforma, possui como uma de suas principais vantagens a redução da área ocupada e peso dos equipamento *topsides*, que são fatores limitantes fortes às plataformas. Com a transferência do processamento para o continente, maior também é a área que pode ser destinada ao processamento do óleo, que é o grande responsável pelo capital gerado no setor.

Além da possibilidade de aumento da área destinada ao processamento do óleo e seu consequente aumento de produção, estima-se também que a liberação de área no *topside* favoreça a compensação dos custos relacionados aos dutos, uma vez que cada 1 ft^2 (0,09 m^2) de área de um FPSO tem seu custo estimado em 10 000 a 15 000 US$ (E&P, 2015) . Na Tabela 10 são apresentadas as dimensões de três módulos de remoção

de CO_2 com membranas, assim como seus pesos. Já na Tabela 11 são listados os sistemas de compressão, e seus respectivos pesos, da FPSO Cidade de São Paulo, atuante na Bacia de Santos, enquanto que na Tabela 12 estão os módulos relacionados a injeção (de CO_2, água e gás) da FPSO Cidade de Angra dos Reis.

Tabela 10: Dados das unidades de membrana utilizadas no Pré-Sal.

Projeto	Modec FPSO Membrane Skid	Petrobras TUPI BV Replicant CO2 Removal Units	ONEROSA Seperax Membrane Module Project
Locação	Brasil	Brasil	Brasil
Ano	2009	2014	2015
Dimensões: lagura x comprimento x altura (m)	10,8 x 15,5 x 16,6	15 x 20 x 22	18 x 20 x 19,5
Área ocupada (m2)	167,4	300	360
Peso (toneladas)	375	700	663

(Fontes: www.ilsung.com/archives/project/module; www.ilsung.com/archives/project/petrobras-onerosa-seperax-membrane-modules; www.ilsung.com/archives/project/module-7)

Tabela 11: Compressores da FPSO Cidade de São Paulo.

FPSO Cidade de São Paulo (Guará)	Peso (toneladas)
CO2 COMPRESSION SKID A	668
CO2 COMPRESSION SKID B	711
CO2 COMPRESSION STAIR TOWER	32
REINJECTION COMPRESSION SKID A	418
REINJECTION COMPRESSION SKID B	416
MAIN COMPRESSION A SKID A	514
MAIN COMPRESSION A SKID B	453
MAIN COMPRESSION B SKID A	530
MAIN COMPRESSION B SKID B	510
PESO TOTAL	4252

(Fonte: aibel.com/en/docs/dokumenter/presentation-thailand)

Tabela 12: Módulos de Injeção da FPSO Cidade de Angra dos Reis.

FPSO Cidade Angra dos Reis	Peso (toneladas)
Módulo de Injeção de CO2	832
Módulo de Injeção de água	978
Módulo de Compressão e Reinjeção de Gás	767

(Fonte: aibel.com/en/docs/dokumenter/presentation-thailand)

II.9 – Processamento do Gás Natural

O gás natural após o condicionamento segue para o processamento. O processamento do gás natural é realizado em uma instalação industrial denominada Unidade de Processamento de Gás Natural (UPGN). O objetivo desta planta é separar as frações pesadas ou ricas (propano e mais pesados) existentes no gás natural úmido ou rico, gerando o chamado gás natural seco ou pobre (metano e etano) e uma corrente de Líquido de Gás Natural (LGN) (Figura 54), de maior valor econômico.

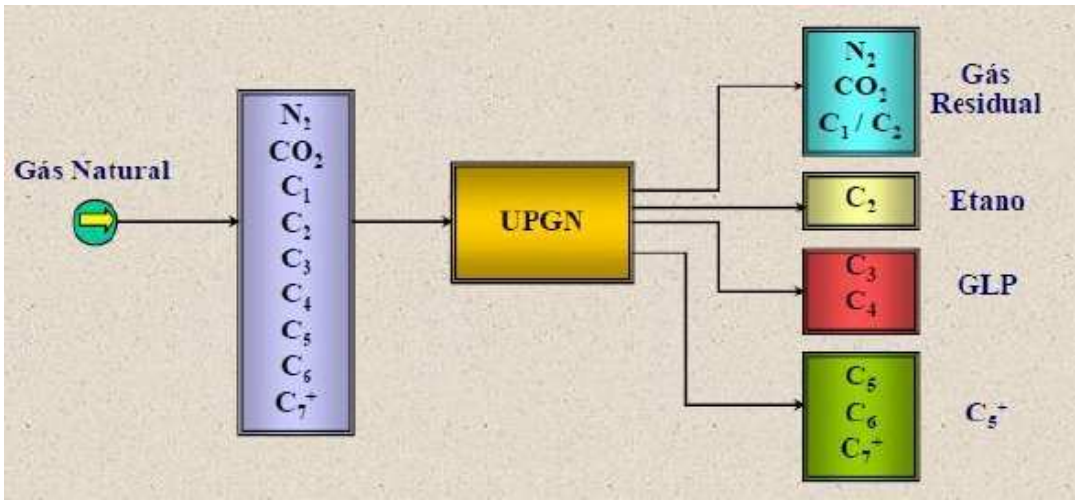


Figura 54: Produtos de UPGN.
(Fonte: pt.slideshare.net/jhurengo/apostila-separao-armazenagem-e-transporte-de-petrleo-e-gs)

O LGN é composto pelas frações mais pesadas que o propano: o gás liqüefeito de petróleo (GLP), popularmente conhecido como gás de cozinha, e a gasolina natural. Eventualmente, pode-se produzir uma corrente de LGN composta de frações mais pesadas que o etano, de onde será possível separar frações líquidas de etano, de GLP e de gasolina natural. Nesse caso, recupera-se, também, uma fração de gás natural pobre predominante em metano. Essa UPGN recebe o nome de Unidade de Recuperação de Líquidos (URL).

Segundo a ANP (Agência Nacional de Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis), o conceito de riqueza empregado está relacionado ao teor de compostos mais pesados que o propano, constituído pelas frações de GLP e gasolina natural. Sendo assim, ao dizer que uma determinada corrente de gás natural úmido ou rico apresenta riqueza de 6%, significa que aquela corrente é constituída de 6% de GLP

e gasolina natural e 94% de gás natural. E esta parcela de 94% que constituirá, após tratamento e processamento em uma UPGN, a corrente de gás natural seco ou pobre, também chamada de gás natural processado ou residual.

São quatro os principais tipos de processos aplicáveis a uma UPGN, processos para a recuperação de líquidos ou controle do ponto de orvalho do gás natural:

- Refrigeração simples;
- Absorção refrigerada;
- Expansão Joule-Thompson;
- Turbo-expansão.

Todos os processos têm em comum o princípio básico de promover a condensação dos hidrocarbonetos mais pesados por redução da temperatura. De maneira simplificada, pode-se dizer que estes processos realizam as separações já citadas através de uma seqüência de operações, que pode incluir tratamento (para eliminação de teores remanescentes de umidade), compressão, absorção e resfriamento, dependendo do tipo a ser empregado.

Os hidrocarbonetos recuperados podem ser estabilizados e separados por fracionamento, para obtenção dos produtos desejados, na própria UPGN ou ainda em outras unidades específicas, entre elas podem-se citar as Unidades de Fracionamento de Líquidos (UFL) e de Processamento de Condensado de Gás Natural (UPCGN).

A escolha do processo de separação adequado aos objetivos da unidade de processamento envolve principalmente uma abordagem econômica, sendo realizado um estudo de viabilidade técnica e econômica. Dentre os fatores determinantes, a composição do gás se destaca, pois isto pode eliminar a aplicação de certas tecnologias, como por exemplo, o processo simples de resfriamento com a expansão isentálpica, efeito Joule-Thomson, que pode não enquadrar o gás na especificação da ANP, caso o gás seja rico. De uma forma geral, a Tabela 13 pode servir de orientação para a definição da tecnologia, uma vez que esta indica restrições de alguns processos (VAZ, MAIA e SANTOS, 2008).

Tabela 13: Restrições de acordo com a tecnologia de processamento (S: sim; N: não)

Objetivo	Processos *			
	JT	RS	AR	TE
Especificar ponto de orvalho	S	S	S	S
Especificar gás conforme ANP	N	S	S	S
Maximizar produção de GLP	N	N	S	S
Produzir etano petroquímico	N	N	N	S

*JT: Joule Thompson; RS: Refrigeração Simples; AR: Absorção Refrigerada; TE: Turbo Expansão

(Adaptado de VAZ, MAIA, SANTOS, 2008)

É importante ressaltar que apesar de servir como orientação, a Tabela 13 não consegue representar todos os aspectos que influenciam a seleção de determinada tecnologia, é possível ocorrer exceções. Uma das exceções que exemplifica isto é o processo Joule-Thomson para especificar o gás conforme ANP, uma vez que o gás processado seja muito pobre.

II.9.1 Refrigeração Simples

O processo de recuperação de hidrocarbonetos líquidos por refrigeração simples consiste no resfriamento do gás de modo a promover a condensação do propano e hidrocarbonetos mais pesados. Este processo é aplicável quando o objetivo é recuperar componentes a partir do propano e não são exigidas recuperações muito elevadas.

O processo de refrigeração simples é caracterizado pela presença de uma fonte externa de resfriamento para o gás natural. É um processo de médio investimento e que pode especificar a composição do gás para venda. Assim como o processo Joule-Thomson, é aplicável para controle do ponto de orvalho do gás, sem haver a preocupação de especificar o condensado em produtos como o GLP (CORDEIRO, 2011).

Entre as principais características deste processo pode-se destacar:

- a utilização de uma fonte externa de refrigeração, comumente utiliza-se um ciclo de propano (que pode ser separado do próprio LGN da unidade);

- a necessidade de desidratação do gás, uma vez que pode ocorrer a formação de hidratos devido às temperaturas criogênicas atingidas;

- não há necessidade de altas pressões, já que não é utilizado o efeito da queda de pressão para o resfriamento.

Quando o gás natural apresenta água em sua composição, a formação de hidrato durante a refrigeração pode ser prevenida, basicamente, de duas formas. Uma delas é realizar a desidratação antes da etapa de resfriamento ou então a injeção de inibidores de hidrato (normalmente alcoóis, tipo etanol, metanol e glicóis) que atuam absorvendo a água do gás. A utilização de inibidores é considerada mais simples e de menor custo (MOKHATAB et al, 2006).

Durante o processo, o gás natural sofre sucessivos resfriamentos em trocadores de integração energética através da troca térmica com o próprio gás natural em temperatura mais baixa (oriundo do *chiller*). Após esta etapa, o gás é resfriado pelo propano em um trocador de calor do tipo *chiller*. A corrente de gás segue então para um separador trifásico, onde ocorre a separação entre o gás, o condensado e o MEG com a água absorvida. O MEG rico é encaminhado para unidade de regeneração, enquanto que o gás natural liquefeito pode ser fracionado em etano, GLP e C5 +, sendo transferido para uma UPCGN (BASTOS, 2014). Na Figura 55 é mostrado o processo de refrigeração simples.

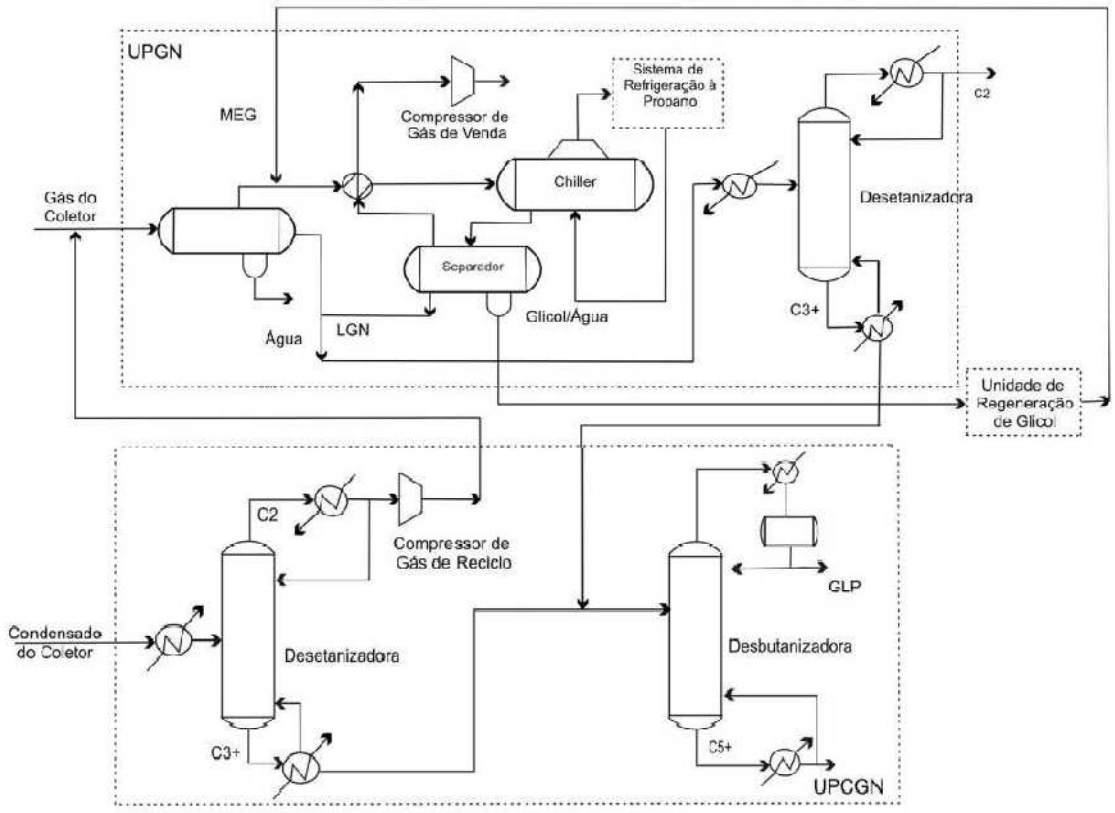


Figura 55: Processo de Refrigeração Simples

(Fonte: Nunes, 2013)

O funcionamento do ciclo de refrigeração a propano fundamenta-se na retirada de calor do gás natural através da evaporação do propano. O propano gasoso passa por um depurador para retirada de propano liquido arrastado e é então comprimido em dois estágios, condensado e acumulado em um vaso. Na próxima etapa, o propano sofre expansão em uma válvula para atingir a pressão de descarga do primeiro compressor. A corrente bifásica é separada num vaso e o propano líquido retorna ao *chiller* após sofrer nova redução de pressão. Já o propano gasoso é alimentado na sucção do segundo compressor, funcionando como um resfriador interestágio (BASTOS, 2014).

II.9.2 Absorção Refrigerada

O processo de absorção refrigerada consiste em utilizar uma coluna absorvedora em contra-corrente para que o propano e mais pesados do gás natural sejam recuperados no líquido quando passados contra óleo proveniente da própria unidade de processamento, contendo pentano e mais pesados. Este tipo de processo é mais antigo e com menor eficiência para recuperação de LGN (CORDEIRO, 2011).

O princípio deste processo consiste na diferença entre a pressão de vapor dos componentes no óleo e sua pressão parcial no gás. Uma vez que a 1ª é menor que a 2ª, ocorre a transferência de massa do gás para o óleo, com liberação de energia e conseqüente aumento de temperatura. Este princípio é aplicável a todos os hidrocarbonetos, porém numa segunda etapa, quando a pressão é reduzida, os componentes leves são liberados do óleo, ficam retidos então somente os hidrocarbonetos pesados.

Após o contato com o óleo, o gás livre de componentes mais pesados pode estar especificado. O óleo, após passar na absorvedora, é dito rico, e passa por um processo de regeneração em que etano e propano podem ser separados, e o óleo de absorção retorna para a coluna que especifica o gás (Figura 56).

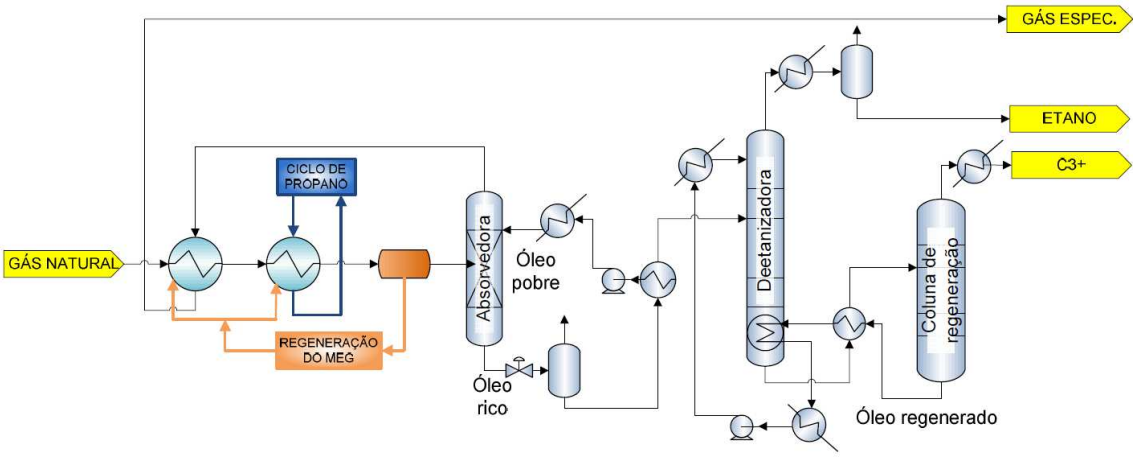


Figura 56: Fluxograma simplificado do processo de absorção refrigerada.

(Fonte: Cordeiro, 2011)

Para este processo, a recuperação típica para o líquido é de 99% para butano e nafta leve, 65-75% de propano, 15-25% de etano (SPLETTER e ADAIR, 2001; MOKHATAB et al., 2006). Apesar de serem as mais antigas, as unidades de absorção refrigeradas não são comuns e são mais difíceis de operar. É uma alternativa raramente empregada em projetos mais recentes.

II.9.3 Expansão Joule-Thompson

O efeito Joule-Thompson consiste na diminuição da temperatura associada a queda de pressão quando ocorre uma expansão isentálpica do gás ao passar por uma válvula. Como a mudança de temperatura depende da queda de pressão, caso não haja pressão suficiente para atingir a temperatura desejada, pode ser utilizado um compressor inicial na entrada da unidade.

Este processo é mais atrativo quando o gás provém de reservatórios de alta pressão. Baixas pressões ou gases mais ricos requerem processos mais complexos de refrigeração (MOKHATAB et al.,2006).

Neste processo, os líquidos condensados são removidos em um ou mais estágios de expansão, para ajustar a pressão de vapor do gás e sua composição. O gás do separador de baixa temperatura, com sua especificação ajustada, troca calor com a carga. A jusante da expansão na válvula, as fases líquida e gasosa são separadas num vaso de flash. As correntes de condensado e de gás podem trocar calor com a carga, pré-resfriando-a (Figura 57).

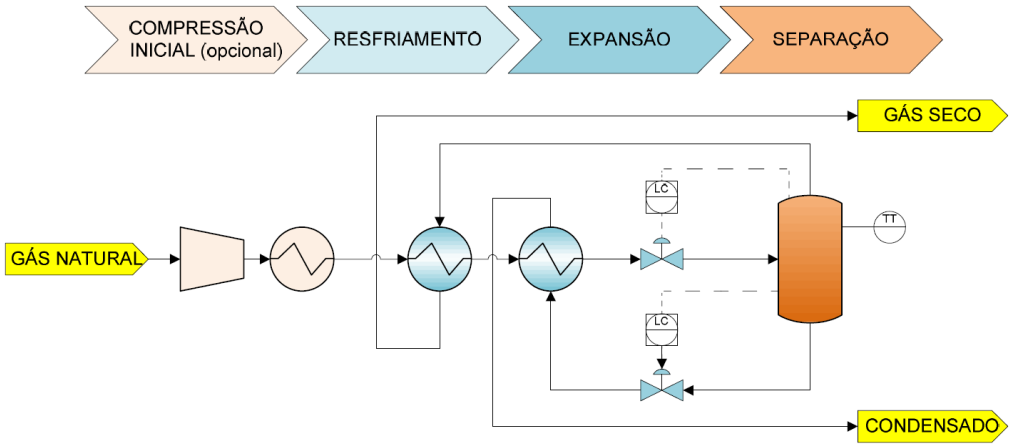


Figura 57: Processo Joule-Thompson.

(Fonte: RAMOS, 2011).

II.9.4 Turbo-Expansão

O processo de turbo expansão é termodinamicamente o mais eficiente (podendo alcançar total recuperação de propano e alta recuperação de etano) e o mais caro dos processos, atingindo temperaturas abaixo de -110°C. É o processo mais tradicional para as unidades de recuperação de líquido de gás natural. Devido ao maior número e complexidade dos equipamentos, tem um maior custo de investimento, mas por outro lado possui o menor custo operacional.

Através deste processo é possível obter gás especificado constituído basicamente de metano, com pouco etano e isento de propano, sendo possível também a obtenção de etano líquido.

Como este processo atinge temperaturas muito baixas, também é necessária a desidratação do gás natural. Porém são utilizadas peneiras moleculares ao invés de glicóis, uma vez que estes congelariam nestas temperaturas.

Neste processo, em vez de uma válvula é utilizado um turbo-expansor, onde ocorre o resfriamento do gás devido a uma expansão isentrópica. Com a expansão do gás no turbo-expansor é gerado trabalho que é utilizado para recomprimir o gás já especificado.

Na literatura é comum observar o uso de turbo-expansor em conjunto com refrigeração a propano. O objetivo de tal associação de processos é condensar as frações mais pesadas do gás natural e reduzir o tamanho e aumentar a eficiência do turbo-expansor.

Na Figura 58 é ilustrado um processo envolvendo turbo-expansão. Neste fluxograma, o gás passa inicialmente por um estágio de compressão para atingir a pressão de entrada requerida. A seguir o gás passa por etapas de dessulfurização e desidratação. O gás pode então ser resfriado, realizando troca térmica com propano e com a corrente fria de metano (proveniente da demetanizadora). Após a condensação parcial, o gás segue para a expansão na turbina, onde a temperatura diminui o sufuciente para liquefazer os componentes mais pesados que o metano. A mistura bifásica obtida é encaminhada para a torre demetanizadora, onde o gás especificado (praticamente metano puro) sai pelo topo. Este gás após trocar calor com a carga é comprimido em duas etapas, sendo a primeira feita pelo compressor acionado pelo trabalho gerado no turbo-expansor.

Uma válvula Joule-Thomson também é empregada no processo e atua como by-pass do turbo-expansor. A utilização deste tipo de projeto confere flexibilidade a planta, principalmente na partida, em que há excesso de gás, e em caso de parada do turbo-expansor. Por fim, a corrente de fundo da demetanizadora, constituída pelos líquidos de gás natural é fracionada em seus constituintes.

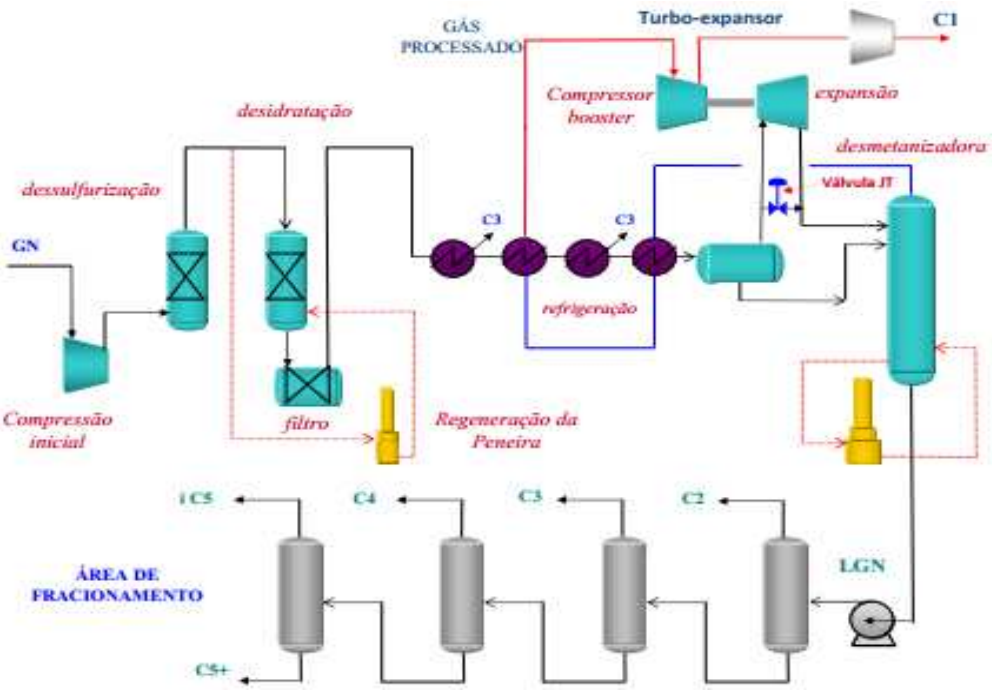


Figura 58: Processo de turbo-expansão.

(Fonte: SANTOS, 2012)

II.10 – Recuperação avançada de Óleo (EOR)

O termo EOR (*Enhanced Oil Recovery*) é utilizado mundialmente para tecnologias de aumento de recuperação de óleo do poço. São processos de elevação artificial de petróleo cujo objetivo é aumentar o volume de petróleo a ser extraído. Esse processo é realizado através da injeção de fluidos que suplementam a energia natural do reservatório e interagem com o sistema rocha/óleo criando condições favoráveis à recuperação (GREEN e WILLHITE, 1998).

A recuperação de óleo pode ser classificada em três categorias:

- Recuperação Primária: No início da produção de um poço, a pressão no reservatório é maior que a pressão no interior do poço. Sendo essa diferença de pressão responsável por impulsionar os hidrocarbonetos para a superfície. A recuperação primária dos fluidos do reservatório ocorre através da utilização da energia natural do reservatório como a principal fonte de energia para deslocamento do óleo (GREEN e WILLHITE, 1998).
- Recuperação Secundária: Com o aumento da produção, a pressão do reservatório sofre contínua redução, tendo como conseqüência o declínio da produção. Por isso são necessários métodos de elevação artificial, considerados como processos de recuperação secundária de petróleo. Quando somente a energia primária não é mais suficiente, a recuperação secundária é uma forma de suplementar a energia a energia primária do reservatório através da injeção de certos fluidos (ROSA et al, 2006). A recuperação secundária se refere à utilização de injeção de água ou gás imiscível para aumentar a energia do reservatório.
- Recuperação Avançada: Faz uso de métodos especiais de recuperação que visam aumentar o fator de recuperação de óleo, além do que seria recuperado somente pelos métodos de recuperação primária e secundária. Inicialmente este tipo de recuperação era chamado de “recuperação terciária’, porém o termo caiu em desuso já que dava a entender que esses métodos deveriam ser aplicados em uma ordem cronológica. Quanto à aplicação destes métodos não há cronologia, existindo casos em que a recuperação terciária pode ocorrer antes da primária e secundária (GREEN e WILLHITE, 1998). Um exemplo são

campos de óleo muito pesado, onde a recuperação primária é muito baixa e a injeção de água não é efetiva. Sendo assim a recuperação avançada é o único método para se explorar o reservatório.

Existe uma grande variedade de métodos de recuperação avançada de óleo, partindo de diferentes princípios: químicos, térmicos, miscíveis e biológicos. Alguns destes métodos são apresentados na Figura 59.

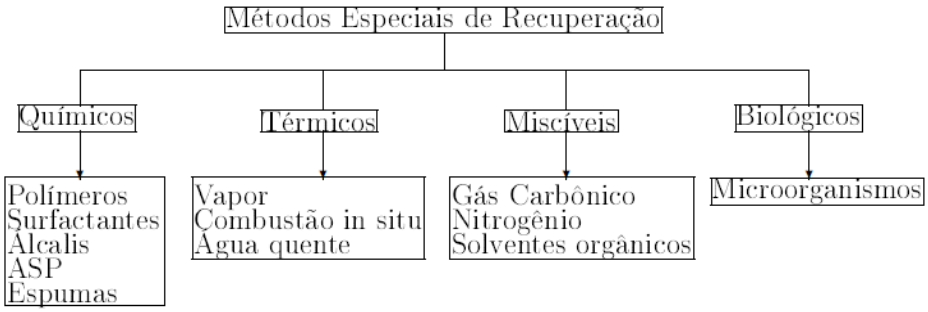


Figura 59: Métodos especiais de recuperação de óleo.
(Fonte: Adaptado de COTIA, 2012)

A abordagem proposta neste trabalho considera a injeção de água produzida e CO_2 no poço. Existem na literatura dois métodos relacionados à injeção de água e CO_2, podendo a injeção ocorrer simultaneamente (método SWAG, Simultaneously Water Alternating Gas) ou injetados alternadamente (CO_2 WAG, Water Alternating Gas). No Brasil, o método alternado passou a ser implementado em 2013, já que a alternância proporciona maior recuperação como já comprovado em outras regiões do mundo (GALP ENERGIA, 2013).

Na camada pré-sal, a reinjeção de gás nos reservatórios de Lula já é feita desde 2011 e a partir de 2012 passou a utilizar também água para aumentar a pressão dos poços. Porém a partir de 2013, esse processo passou a ocorrer de forma alternada para o mesmo poço (Figura 60). Nesta técnica tanto gás como CO_2 podem ser reinjetados. O Pré-Sal apresenta vantagens quanto à reinjeção de CO_2 já que suas reservas possuem maiores concentrações da substância.

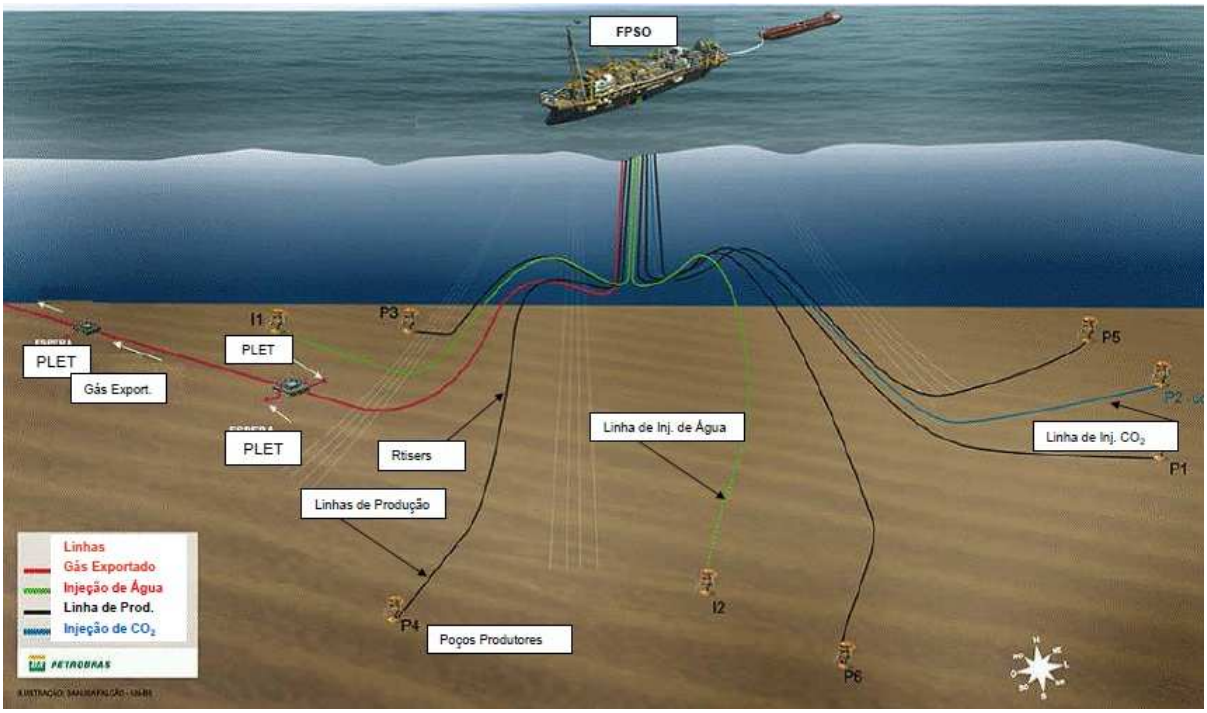


Figura 60: Linhas de injeção de água e CO_2 em teste no Pré-sal brasileiro. (Fonte: PINTO e NAVEIRO, 2009)

A injeção de CO_2 em reservatórios de óleo já é utilizada comercialmente desde 1970. Este ao ser injetado no poço interage com o óleo e reduz sua tensão superficial com a água, causando seu inchamento e reduzindo sua viscosidade. Estes efeitos facilitam a recuperação do óleo.

A injeção de gás e água alternada combina as vantagens das injeções de gás e água realizadas isoladamente. O gás injetado reduz a viscosidade do petróleo, facilitando seu fluxo, enquanto que a água injetada facilita o deslocamento do petróleo para o poço produtor (Figura 61). A injeção alternada de gás e água pode ser classificada como miscível e imiscível. Quando a pressão no interior do reservatório encontra-se acima da pressão mínima de miscibilidade do gás injetado, a injeção é dita miscível, caso contrário é classificada como imiscível.

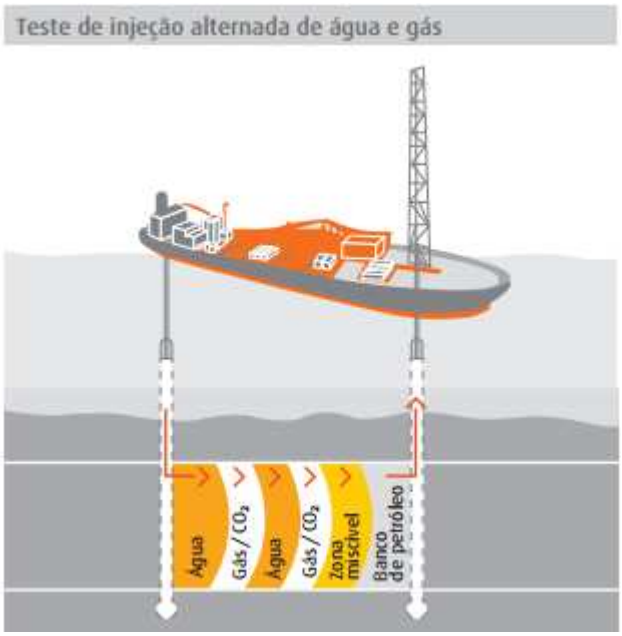


Figura 61: Teste de injeção alternada de água e gás no campo de Lula. (Fonte: GALP ENERGIA, 2013)

O uso de CO_2 para injeção WAG é uma alternativa atrativa principalmente para operações marítimas, devido a limitações de estocagem e manipulação (LIGERO, 2013). Outro aspecto que impulsionou as pesquisas de injeção alternada de água e CO_2 no Brasil é grande quantidade deste componente nos reservatórios. Isto resolve uma das barreiras à exploração, de como explorar poços com elevado teor de CO_2 sem emiti-lo para a atmosfera (NETO, 2014).

A injeção isolada de água permite um fator de recuperação entre 25 e 30%. Com a nova proposta de injeção de água e gás, sendo este hidrocarboneto e/ou CO_2, este fator de recuperação aumenta em torno de 30%. E quanto maior a quantidade de CO_2 injetado, maior o fator de recuperação já que o CO_2 causa a expansão do óleo e reduz sua viscosidade. Logo a exploração de um campo como o de Júpiter, com grandes quantidades de CO_2, representa uma nova oportunidade no setor (BRASIL ENERGIA, 2009).

II.11 – Transporte de Dióxido de Carbono Via Dutos

Dióxido de carbono tem sido utilizado e transportado por indústrias há décadas e por isso o transporte de CO_2 em grande escala não caracteriza uma tecnologia nova (ASPELUND e JORDAL, 2007). Nos últimos anos, o CO_2 passou a ser utilizado também no método de recuperação avança de petróleo (EOR). Essa última aplicação requer um aprimoramento desta tecnologia já existente, uma vez que tal transporte é feito em condições mais severas, como alta pressão e baixa temperatura por longas distâncias no fundo do mar.

O dióxido de carbono já é utilizado amplamente na indústria de petróleo para métodos EOR. O país com mais projetos ativos envolvendo este tipo de tecnologia é os Estados Unidos, que já fazem esse tipo de transporte há mais de trinta anos. Sendo o dióxido de carbono transportado como fluido supercrítico ou fase densa, já que esse é o estado economicamente mais viável (GALE e DAVISON, 2004).

Atualmente, existem mais de 6500 quilômetros de dutos de CO_2 na América do Norte, Europa, Oriente Médio, África e Austrália. Alguns desses dutos já operam há muitos anos e estão relacionados à recuperação avançada de petróleo, enquanto que alguns desses projetos são mais recentes e estão relacionados à tecnologia de captura e armazenamento de CO_2 (CCS – *Carbon Capture and Storage*) (NOOTHOUT *et al*., 2014).

Os dutos de CO_2, tanto *onshore* quanto *offshore*, são construídos da mesma maneira como os dutos de transportadores de hidrocarbonetos, logo já existe uma base de engenharia bem estabelecida. O transporte de fluidos em dutos é uma tecnologia madura, onde rotineiramente dutos transportam por milhares de quilômetros grandes volumes de gás natural, óleo, condensado e água, tanto em terra como no mar. Diversos são os ambientes por onde passam esses dutos, incluindo desertos, montanhas, áreas densamente povoadas, campos agrícolas, Ártico e sub-Ártico e nos mares e oceanos, alcançando profundidades de até 2200 metros (IPCC, 2005). No entanto, quanto ao transporte de CO_2, existe significativamente menos experiência do que para o transporte de hidrocarbonetos (SERPA et al, 2011).

A maioria dos dutos utilizados para transportar CO_2 é projetada para condições de fase densa (com pressão acima de 7,38 MPa). O CO_2 submetido a esta pressão apresenta uma alta densidade quando comparada ao transporte de gás e evita a

necessidade de condições criogênicas, logo não são necessários materiais resistentes a baixas temperaturas. A pressão também é um fator crítico quando este CO_2 é utilizado em EOR, uma vez que altas pressões são requeridas. A pressão relacionada ao petróleo é usualmente acima de 8,3 MPa podendo alcançar a faixa de 16 a 20 MPa, sendo assim a pressão de entrega no poço de injeção é geralmente acima de 10 MPa (SVENSSON et al, 2005).

O escoamento de CO_2 difere do escoamento de hidrocarbonetos devido as suas propriedades especiais. A densidade e a compressibilidade do CO_2 apresentam forte não linearidade em relação à pressão e temperatura. Portanto, a modelagem de seu escoamento se torna algo extremamente complexo. Devido à complexidade do escoamento, a maioria dos projetos de carbodutos considera o CO_2 como líquido incompressível, o que pode gerar erros grandes de projeto (KRAUSE, 2010).

Conforme já mencionado, a maneira mais rentável para o transporte de CO_2 é como uma fase densa (IEA GHG, 2005). Skovholt, em 1993, sugeriu transportar CO_2 como um líquido ou como um gás de alta densidade. No entanto, o autor notou que durante o transporte de CO_2 na fase líquida, variações topográficas poderiam induzir diferenças de pressão que transformariam líquido em gás, gerando um escoamento bifásico, mais complexo de se modelar (KRUSE e TEKIELA, 1996; SKOVHOLT, 1993; SEVENSSON *et al*., 2004). Portanto, a maioria dos autores afirmam que a forma mais eficiente para o transporte de CO_2 é a fase supercrítica, que ocorre a uma pressão superior a 7,38 MPa e a uma temperatura maior que 31,1 8°C (ODENBERGER e SVENSSON, 2003; SHAFEEN *et al*., 2004; SKOVHOLT, 1993). Porém, não há necessidade de um limite de temperatura, o CO_2 pode ser transportado no estado líquido enquanto a pressão for maior do que 7,38 MPa e alta o suficiente para superar qualquer mudança de fase devido às variações topográficas (GOLOMB, 1997).

O projeto de duto de transporte de dióxido de carbono deve atender as exigências dos regulamentos e normas apropriados, onde os seguintes pontos são levados em consideração (IEA GHG, 2002):

(1) pressão;

(2) resistência à degradação interna (por problemas de corrosão) e externa do duto (devido às condições ambientais);

(3) proteção contra dano (por exemplo, enterrar a linha);

(4) sistemas de monitoramento e de segurança apropriados;

(5) considerações relacionadas ao local de instalação do duto.

II.11.1 Material do duto

De acordo com a DNV-OS-F101, norma para sistemas de dutos submarinos, o material do duto deve ser selecionado de acordo com o fluido a ser transportado, carga, temperatura e possíveis falhas durante instalação e operação. A seleção do material deve assegurar a compatibilidade de todos os componentes do sistema de dutos. As seguintes características devem ser consideradas na escolha do material apropriado:

- Propriedades mecânicas;
- Dureza;
- Tenacidade à fratura;
- Resistência à fadiga;
- Soldabilidade;
- Resistência à corrosão.

As propriedades mecânicas, composição química, soldabilidade e resistência à corrosão dos materiais utilizados também deve ser compatível com o ambiente onde a tubulação está localizada. Temperaturas internas mais baixas também devem ser levadas em consideração devido a possíveis processos de despressurização do sistema (DNV-OS-F101, 2007).

Todos os dutos de petróleo e seus derivados são condutos de aço-carbono fechados de seção circular e ocos, especialmente desenvolvidos e construídos, segundo especificações de segurança API (*American Petroleum Institute*). Os dutos lineares de transporte devem ser construídos seguindo a API 5L. Esta especificação refere-se tanto a dutos sem costura (*seamless*) quanto a dutos com costura (*welded*) e seu objetivo é fornecer padrões para dutos utilizados no transporte de óleo, gás e água nas indústrias de óleo e gás (API 5L, 2004).

Os tubos para serem classificados de acordo com a API, devem atender a alguns requisitos, como propriedades mecânicas, composição química, dimensões e peso. Uma das classificações estabelecidas é quanto ao grau do duto, que é determinado pelo limite de escoamento (em Ksi). O tubo pode ser classificado como grau A25, A, B e X. Os graus A25 e X são seguidos de dois dígitos que determinam o valor mínimo de escoamento especificado (SMYS – *Specified Minimum Yeld Strength*). Os graus X abrangidos pela norma API 5L são X42, X46, X52, X56, X60, X65, X70, X80 e graus intermediários (API 5L, 2004). De um modo geral, os aços para tubos podem ser

divididos em quatro grandes grupos de resistências, como pode ser observado na Tabela 14.

Tabela 14: Classe, graus típicos e uso dos tubos

Classe (LE)	Graus Típicos	Uso
Min 217 MPa	API 5L A/ B/ X42/ X46/ X52/ X56	Dutos não submetidos à pressão e onde a economia em peso é importante.
Min 453 MPa	API 5L X60/ X65	Dutos submetidos à média e alta pressão e onde a preocupação com a economia em peso é considerada.
Min 522 MPa	API 5L X70	Dutos submetidos a alta pressão onde a economia em peso é importante para o projeto.
Min 551 MPa	API 5L X80	Dutos submetidos a alta pressão onde a economia em peso é muito importante para o projeto.

(Fonte: VALIM, 2005)

Para a construção de dutos, nas últimas três décadas, a indústria tem adotado principalmente o aço carbono, geralmente de um grau equivalente a API 5L-X65. Porém nos últimos anos a indústria passou a usar aços de grau X70 e até mesmo em alguns casos, X-80 para dutos *offshore*. (HAMRE e JOHANNESSEN, 2006).

II.11.2 Dimensionamento do duto

Na literatura, vários modelos são utilizados para cálculo do diâmetro de dutos de CO_2. Um breve resumo desses modelos é apresentado na Tabela 15.

Tabela 15: Resumo dos métodos de cálculo de diâmetro presentes na literatura

Nome do Modelo	Fórmula	Símbolos	Fontes
Equação com base na velocidade	$D = \sqrt{\frac{4 \times m}{v \times \pi \times \rho}}$	D = diâmetro (m), m = vazão mássica (kg/s), v = velocidade (m/s), ρ = densidade (kg/m^3)	Wildenborg et al., 2004; Kazmierczak et al., 2009; ElementEnergy, 2010; Chandel et al., 2010
Equação hidráulica	$D = \left(\frac{32 \times f \times m^2 \times L}{\pi^2 \times \rho \times \Delta P} \right)^{1/5}$	f = fator de fricção de Fanning, L = comprimento (m), ΔP = diferença de pressão (Pa)	Heddle et al., 2003; Van den Broek et al., 2010
Equação hidráulica estendida	$D = \left(\frac{4^{10/3} n^2 m^2 L}{\pi^2 \rho^2 \left(\Delta h + (\Delta P / \rho g) \right)} \right)^{3/16}$	n = fator de fricção de Manning, Δh = diferença de altura (m), g = gravidade (9,81 m/s^2)	Piessens et al., 2008
Modelo de McCoy e Rubin	$D = \left(\frac{-64 Z_{ave}^2 R^2 T_{ave}^2 m^2 f L}{\pi^2 \left[M Z_{ave} T_{ave} R \left(P_2^2 - P_1^2 \right) + 2 g P_{ave}^2 M^2 \Delta h \right]} \right)^{1/5}$	Z_{ave} = compressibilidade média do fluido, R = constante dos gases, T_{ave} = temperatura média (K), M = peso molecular (kg/kmol), P_1 = pressão de entrada (Pa), P_2 = pressão de saída (Pa), Pave = pressão média no duto ($Pave = \frac{2}{3}(P2 + P1 - \frac{P2*P1}{P2+P1})$)	McCoy and Rubin, 2008
Modelo de Ogden	$D = \left(\frac{G \times Z_{ave} \times T_{ave} \times m^2 \times f \times L \times \eta_{pipe}^2}{a_1 \left[\left(\frac{P_1}{1000} \right)^2 - \left(\frac{P_2}{1000} \right)^2 - a_2 \times G \times \frac{P_{ave}}{1000} \times Z_{ave} T_{ave} \times \Delta h \right]} \right)^{1/5}$	G = gravidade específica (1,519), η_{pipe} = eficiência do duto (adotada como 1), a_1 = Constante 1 (=73,06), a_2 = Constante 2 (=0,06836)	Ogden et al., 2004

(Fonte: KNOOPE *et al*, 2013)

O modelo de cálculo baseado na velocidade de escoamento do fluído é muitas vezes utilizado como uma estimativa inicial do diâmetro e não para projetos muito detalhados. Já a equação hidráulica apresenta como limitação o fato de só poder ser utilizada para líquidos, enquanto que as equações de McCoy e Rubin e de Ogden podem ser utilizadas tanto para o transporte de líquido como o de gases (KNOOPE et al, 2013).

Para o cálculo do diâmetro dos dutos propostos neste trabalho foi utilizado o modelo proposto por McCoy e Rubin, uma vez que envolve o escoamento de fluidos tanto no estado líquido quanto no gasoso. Tal modelo, proposto em 2008, será explicado detalhadamente a seguir.

Existem equações comprovadas para gasodutos de alta pressão, porém estas equações podem apresentar erros na estimativa do diâmetro de dutos de CO_2, devido às suposições feitas em seus desenvolvimentos (FARRIS, 1983). O modelo apresentado por McCoy e Rubin é baseado então no balanço de energia do escoamento de CO_2, onde o diâmetro é calculado enquanto as pressões de entrada e saída do duto são mantidas constantes. O balanço de energia mecânica pode ser escrito da seguinte maneira (MOHITPOUR, 2003):

$$\frac{c}{v}du + \frac{1}{v}dp + \frac{g}{v^2}dh + \frac{2f_F c^2}{Di}dL = 0 \qquad \text{(Equação 1)}$$

Onde:

c = constante igual ao produto da densidade, ρ (kg/m3), e da velocidade do fluido, u (m/s);

g = aceleração da gravidade (m/s^2);

v = volume específico do fluido (m^3/kg);

p = pressão (Pa);

h = altura (m);

f_F = fator de fricção de Fanning;

D_i = diâmetro interno do duto (m);

L = comprimento do duto (m).

O balanço de energia dado pela Equação 1 pode ser simplificado ao assumir que mudanças de energia no escoamento de CO_2 são desprezíveis (velocidade constante) e que pode se assumir uma compressibilidade média para o CO_2 ou para a mistura

contendo CO_2. O balanço de energia resultante e resolvido para o diâmetro interna fica da seguinte maneira (McCOY e RUBIN, 2008):

$$D_i = \left\{ \frac{-64 * Z_{ave}^2 * R^2 * T_{ave}^2 * f_F * m^2 * L}{\pi^2 \left[M * Z_{ave} * R * T_{ave} * \left(P_2^2 - P_1^2 \right) + 2 * g * P_{ave}^2 * M^2 * (h_2 - h_1) \right]} \right\}^{\frac{1}{5}} \quad \text{(Equação 2)}$$

Onde:

Z_{ave} = compressibilidade média do fluido;

R = constante universal dos gases (Pa m^3/mol K);

T_{ave} = temperatura média do fluido;

m = vazão mássica de projeto (kg/s);

L = comprimento do duto;

M = peso molecular da corrente (kg/kgmol);

P = pressão nos pontos 1 e 2 (entrada e saída, respectivamente);

h = elevação nos pontos 1 e 2.

McCoy e Rubin adotaram, em seu estudo, a temperatura como constante, porém para o presente trabalho a variação de temperatura não pode ser desconsiderada uma vez que os dutos ligam desde águas ultraprofundas (baixas temperaturas) até o continente (temperaturas bem mais elevadas que no fundo do oceano). Adotou-se então o seguinte cálculo para média de temperatura, proposto por Mohitpour (2003):

$$T_{ave} = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{(Equação 3)}$$

Onde:

T = temperatura (Kelvin) nos pontos 1 e 2 (entrada e saída).

Como a pressão não varia linearmente ao longo do duto, Mohitpour (2003) propõe que a pressão média (P_{ave}) seja calculada pela seguinte equação:

$$P_{ave} = \frac{2}{3}\left(P_2 + P_1 - \frac{P_2 * P_1}{P_2 + P_1} \right) \quad \text{(Equação 4)}$$

Definindo T_{ave} e P_{ave},, falta definir apenas o fator de fricção de Fanning para que a Equação 2 possa ser utilizada para calcular o diâmetro requerido para uma determinada queda de pressão. Porém este não pode ser resolvido analiticamente, uma aproximação para este fator é dada pela Equação 5 (ZIGRANG e SYLVESTER, 1982).

$$\frac{1}{2\sqrt{f_F}} = -2\log\{\frac{\frac{\varepsilon}{D_i}}{3{,}7} - \frac{5{,}02}{Re}\log[\frac{\frac{\varepsilon}{D_i}}{3{,}7} - \frac{5{,}02}{Re}\log(\frac{\frac{\varepsilon}{D_i}}{3{,}7} + \frac{13}{Re})]\} \qquad \text{(Equação 5)}$$

Onde:

ε = rugosidade do duto (m)

Re = número de Reynolds, que pode ser definido pela Equação 6 (McCABE *et al*, 1993).

$$Re = \frac{4*m}{\mu*\pi*D_i} \qquad \text{(Equação 6)}$$

Onde:

μ = viscosidade do fluido (Pa.s)

As equações (2), (5) e (6) devem ser resolvidas de forma iterativa para determinar o diâmetro requerido para uma aplicação particular. O esquema do cálculo iterativo é mostrado na Figura 62, onde o número de Reynolds (Equação 6) é inicialmente calculado usando uma estimativa de diâmetro baseada na velocidade de 1,36m/s para o fluido. Essa velocidade inicial é representativa para o escoamento de CO_2 em dutos, minimizando assim o número de iterações necessárias. O número de Reynolds calculado é então usado na Equação 5 para estimar o fator de fricção de Fanning, que é então substituído na Equação 2. Esse processo gera um valor de diâmetro atualizado que deve ser comparado com o valor obtido na iteração anterior. Os valores para o diâmetro interno convergem quando esta diferença for menor ou igual a 10^{-6} m, o que geralmente ocorre em menos de cinco iterações (McCOY e RUBIN, 2008).

Uma vez que não existem dutos disponíveis para todos os diâmetros, o diâmetro interno calculado deve ser ajustado para valores existentes. Por isso existe um conjunto de tamanhos de tubulação padrão, esses valores são conhecidos como diâmetro nominal de tubos (NPS, do inglês *Nominal Pipe Size*). O NPS corresponde a aproximadamente o

diâmetro externo do duto medido em polegadas. Para determinar então o diâmetro interno, a espessura da parede do duto é estimada utilizando o método especificado no Código de Regulações Federais dos Estados Unidos (CRF), que regula o design, construção e operação de dutos de CO_2 nos EUA (McCOY e RUBIN, 2008). A espessura da parede do duto (t), em metros, pode ser obtida então através do seguinte cálculo (CRF, 2005):

$$t = \frac{P_{mop} * D_0}{2 * S * E * F} \qquad \text{(Equação 7)}$$

Onde:

P_{mop} = pressão máxima de operação do duto (Pa);

D_0 = diâmetro externo do duto (m);

S = tensão mínima de escoamento (SMYS) do material do duto;

E = fator de eficiência da junta (relacionado aos diferentes tipos de solda);

F = fator de projeto (para adicionar uma margem de segurança ao cálculo da espessura do duto).

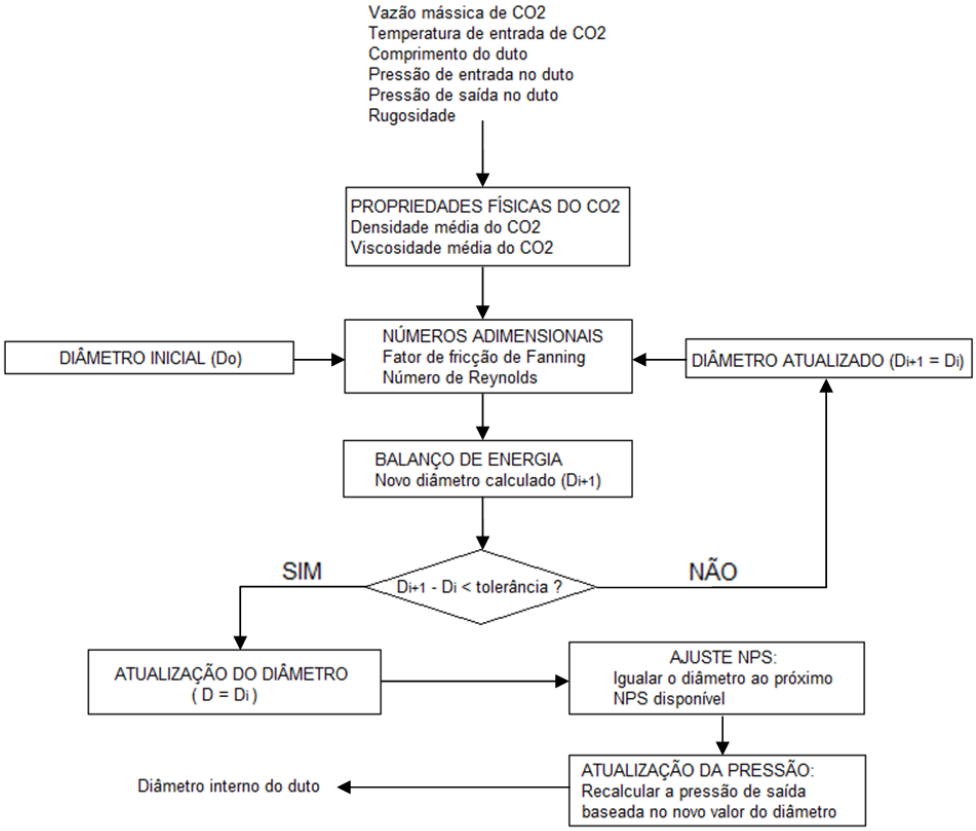


Figura 62: Diagrama de blocos para o cálculo do diâmetro

(Fonte: McCOY e RUBIN, 2008)

A princípio McCoy e Rubin sugerem que a pressão máxima de operação seja assumida como 15,3 MPa para calcular uma primeira estimativa de espessura. Já o fator de eficiência da junta é adotado como 1 e o fator de projeto como 0,72 (de acordo com CRF). O valor referente a mínima tensão de escoamento do material depende da especificação e da classe do material escolhido para o duto (McCOY e RUBIN, 2008).

Dutos para transporte de CO_2 são normalmente construídos de acordo com a API 5L (McCOY e RUBIN, 2008). Para este trabalho foi escolhido API 5L - X70 como material para os três dutos. Em seu estudo, McCoy utiliza este mesmo material que possui SMYS igual a 483 MPa.

O valor de Di calculado a partir Equação 2 é ajustado para o próximo maior valor de Di correspondente a um NPS disponível. Com base neste Di ajustado, uma nova pressão a jusante do duto deve ser calculada. Esta pressão será sempre maior do que a pressão a jusante especificado pelo utilizador uma vez que o diâmetro ajustado será sempre maior do que o ótimo valor calculado pela Equação 2 (McCOY e RUBIN, 2008).

II.11.3 Aspecto Econômico

A estimativa precisa do diâmetro do tubo é a etapa mais importante no cálculo do custo de dutos de CO_2, isto porque a maioria dos modelos de cálculo baseia-se em dois parâmetros: diâmetro da tubulação e comprimento (KANG *et al*, 2014). Muitas equações de cálculo de diâmetro de dutos são propostas, mas a maioria dessas equações requer diferença de pressão e estas são dadas arbitrariamente, sem quaisquer processos de otimização (KNOOPE *et al*, 2013;. VANDEGINSTE e PIESSENS, 2008). Ou seja, se a diferença de pressão é determinada, o diâmetro do tubo também é determinado automaticamente, e vice-versa. Uma maior diferença de pressão exige maior capacidade de bombeamento, tubulação mais grossa ou materiais de maior resistência. Por isso não é conveniente obter um diâmetro ótimo baseado em uma diferença de pressão arbitrária. O mais adequado é que o diâmetro do duto, a diferença de pressão, a espessura do tubo e o material sejam determinados simultaneamente. (KANG *et al*, 2014).

Existem na literatura dois principais tipos de modelos para o cálculo do custo de dutos de transporte: os modelos que relacionam os custos ao diâmetro do duto e os que relacionam os custos à vazão mássica transportada. Porém é importante ressaltar que

todos os modelos de cálculo dependem, direta ou indiretamente, do diâmetro do duto (KNOOPE *et al*, 2013).

Em 2013, Knoope *et al* fizeram um estudo envolvendo a revisão de vários modelos de cálculo de custos de duto de transporte de CO_2 existentes na literatura. Como conclusão do estudo foi observado que a maioria dos modelos subestima o custo destes dutos. E ainda que apenas dois modelos, os que relacionam o custo com o peso do duto, levam em consideração a maior necessidade de material para os dutos de CO2. Há ainda modelos que usam como base para seus cálculos dutos de gás natural *onshore* já existentes, o que acaba por subestimar o custo. Além disso, a maioria dos modelos de custo é baseada em dutos relativamente antigos, construídos na década de 1900 e no início dos anos 2000, não considerando o aumento do preço dos materiais nos últimos anos. As diferenças de custos fornecidos pelos quatorze modelos revisados podem ter como explicação os seguintes fatores (KNOOPE *et al*, 2013):

- Diferentes condições topográficas (como por exemplo, terreno plano, pedregoso, deserto ou mar);
- Diferentes regiões geográficas;
- Diferentes hipóteses relacionadas à duração dos dutos, taxa de juros e capacidade da linha;
- Diferentes tipos de aço, revestimento e isolamento;
- Nível de detalhamento das equações de custo de cada modelo;
- Tipos de custos incorporados ao modelo (como por exemplo, se compressores e bombas são consideradas).

Os investimentos são maiores quando estações de compressores são necessárias para compensar a perda de pressão ao longo do duto, ou para os dutos mais longos ou para um terreno montanhoso. Estações de compressão podem ser evitadas aumentando o diâmetro do duto e reduzindo a velocidade do fluxo. Os custos também dependem do terreno onde será instalado. Custos de dutos terrestres podem aumentar em 50 a 100% ou mais quando a rota do duto está congestionada e densamente povoada. Os custos também aumentam nas montanhas, em áreas de reserva de natureza, em áreas com obstáculos, tais como rios e rodovias, e em áreas densamente urbanizadas por causa da acessibilidade a construção e medidas adicionais de segurança requeridos. Já dutos *offshore* geralmente operam a altas pressões e temperaturas mais baixas do que dutos terrestres, e são muitas vezes, mas não sempre, 40 a 70% mais caro (IPCC, 2005).

II.11.3.1 Modelos de custo para dutos

Os custos de construção de dutos são determinados principalmente pelo diâmetro, comprimento, pressões de operação, tipo de materiais e terreno. Outros fatores influenciam este cálculo e podem ocasionar diferenças de uma região para outro, como por exemplo: o clima, os custos do trabalho, o grau de concorrência entre as empresas contratantes, normas de segurança, a densidade populacional e direito de passagem.

Na literatura, vários modelos descrevem os custos de capital para dutos de CO_2. Em seu estudo, Knoope *et al*. revisaram quatorze modelos e os categorizaram da seguinte forma:

- Modelos de custos lineares: Heddle *et al*, 2003;. Element Energy, 2010; Van den Broek et al, 2010;

- Modelos com base no peso do duto: Piessens *et al*, 2008; Gao *et al*, 2011;

- Equações quadráticas: IEA GHG, 2002; Parker, 2004;

- Modelo logarítmico: McCoy e Rubin, 2008;

- Modelos com base na vazão: Dahowski *et al*, 2004; Ogden *et al*., 2004; McCollum e Ogden, 2006; Dahowski et al., 2009; Chandel *et al*., 2010; Serpa *et al*., 2011.

Todos os modelos citados são baseados em custos de dutos de gás natural, apesar do fato de que quase todas as fontes reconhecem que dutos de CO_2 são mais caros que dutos de gás natural, devido à pressão de operação mais alta, controle de fratura e outras medidas de proteção e segurança (Heddle et al., 2003; Hendriks *et al*., 2007; Essandoh-Yeddu e Gülen, 2009; ICF International, 2009; Chandel *et al*., 2010; ZEP, 2010). Porém nenhum dos modelos incorpora estes custos adicionais.

- **Modelos lineares:**

O modelo linear utilizado por Van den Broek (2010), Heddle et al. (2003) e ElementEnergy (2010) pode ser, resumidamente, expresso pela seguinte equação:

$$I = C * D * L * F_T * F_C * F_R \qquad \text{(Equação 8)}$$

Onde:

I= investimento;

C = fator de custo;

D = diâmetro (m);

L = comprimento (m);

F_T = fator de correção para diferentes terrenos;

F_C = fator de correção por seguir ou não corredores;

F_R = fator de correção para diferentes regiões.

Os três modelos lineares apresentados abordam dutos *onshore* e *offshore*, porém utilizam um fator de terreno para estabelecer uma diferença de custo entre os dois tipos de dutos. Em seu modelo, Van den Broek *et al* (2010), adota o fator de custo de 1788 €/m^2 para um projeto nos Países Baixos. Já Heddle *et al*. obtêm um fator de custo igual a 1200 €/m^2, para dutos *onshore*, com base na regressão linear de dados Comissão Federal Reguladora de Energia dos Estados Unidos (FERC). Este fator inclui a travessia de rios, rodovias e ferrovias, sendo assim assume-se que o fator considera uma quantidade média de travessias ao longo do percurso de instalação do duto. Já para dutos *offshore*, foi utilizado o fator de custo de 2044 €/m^2, baseado no estudo apresentado por Sarv (2001).

No trabalho apresentado em ElementEnergy (2010) é apresentado o fator de custo de 1605 €/m^2, obtido por regressão linear, mas neste caso para dutos de 0,76 e 0,91 m de diâmetro, com base nos dados da FERC. Porém essa constante só é válida para canpos abertos em países desenvolvidos, senão os seguintes fatores de correção para terreno e região (Tabelas 16 e17) devem ser utilizados.

Tabela 16: Fator de correção para diferentes terrenos

Terreno	Fator de correção para terreno
Campo aberto	1
Região montanhosa	2,5
Deserto	1,3
Floresta	3
Offshore (lâmina d'água até 500 metros)	1,6
Offshore (lâmina d'água superior a 500 metros)	2,7

(Fonte: ElementEnergy, 2010)

Tabela 17: Fator de multiplicação para diferentes regiões

Região	Fator de correção para região
África	0,8
Austrália	1
Canadá	1
América Central e América do Sul	0,8
China	0,7
Europa Oriental	0,8
CIS	0,7
Índia	0,7
Japão	1
México	0,8
Oriente Médio	0,9
Países da Ásia em desenvolvimento	0,8
Coréia do Sul	0,8
EUA	1
Europa Ocidental	1

(Fonte: ElementEnergy, 2010)

- **Modelos com base no peso do duto:**

Um dos modelos apresentados por Knoope et al é o de Gao et al (2011), onde é apresentado um modelo desenvolvido para o mercado chinês. Por isso precisa de algumas adaptações para ser utilizado para outras partes do mundo. A principal característca do modelo é que ele calcula o custo a partir do peso do duto. Para calcular o peso do duto (Equação 9) é necessário o cálculo da espessura necessária ao duto (Equação 10).

$$W = 0{,}02466 * t * (OD - t) * L \qquad \text{(Equação 9)}$$

$$t = \frac{P_{max} * OD}{2 * S * F * E} \qquad \text{(Equação 10)}$$

Onde:

W = peso do duto (kg);

OD = diâmetro externo do duto (mm);

L = comprimento do duto (m);

t = espessura do duto (mm);

P_{max} = pressão máxima de operação (MPa);

S = tensão mínima de escoamento (MPa);

F = fator de projeto (0,72);

E = fator de eficiência da junta (1).

O custo do duto pode ser então calculado pela Equação 11.

$$I = W * \frac{c_p}{f_m} \quad \text{(Equação 11)}$$

Onde:

I = investimento total;

c_p = preço do material do duto por quilograma;

f_m = fração dos custos de material.

Gao et al indicam que a fração dos custos de material é entre 22 e 34% para os EUA e de 50% para a China, devido aos menores custos trabalhistas.

Outro estudo que também utiliza peso de material para o cálculo do custo do duto é realizado por Piessens et al (2008). Porém para incorporar economia de escala para dutos mais longos, um fator adicional é acrescentado à equação (-16 * OD * ln(L) * L). Contudo, a adição deste fator pode gerar economias de escala excessivas e ocasionar até mesmo custos negativos para longas distâncias (1000 km) e pequenos diâmetros (0,01 m). Para evitar então este excesso de economia de escala, a segunda parte da equação (-16 * OD * ln(L) * L) é restrita a ser apenas 30% da primeira parte da equação (L*St*FP*(π*7850/4)*(OD2-(OD-t)2) (Piessens, 2011).

$$I_{material} = L * S_t * FP * \left(\frac{\pi * 7{,}850}{4}\right) * OD^2 - ((OD - t)^2) - 16 * OD * \ln(L) * L \quad \text{(Equação 12)}$$

$$t = \left(\frac{2}{1 - FT}\right) * \left(\frac{P_{ave} * OD}{2 * (S + 0{,}4 * P_{ave})} + FC\right) \quad \text{(Equação 13)}$$

Onde:

I = investimento;

L = comprimento;

S_t = preço do aço por quilograma;

FP = fator regional de produção de aço;

OD = diâmetro externo;

T = espessura do duto;

FT = fator de tolerância de espessura;

P_{ave} = pressão média de transporte no duto;

S = tensão mínima de escoamento;

FC = fator de resistência mecânica e à corrosão;

F_T = fator de correção para diferentes regiões.

- **Equações quadráticas:**

O relatório da IEA GHG de 2002 analisou o custo para a transmissão de CO_2 e de energia, tanto *onshore* quanto *offshore*. O modelo para o cálculo do custo do duto é representado pela Equação 14. São apresentados seis tipos de coeficientes para esta equação, de acordo com o tipo de aço utilizado ANSI 600# (para pressões até 9 MPa), 900# (até 14 MPa) e 1500# (até 22,5 MPa). Porém ANSI 600# é considerado impróprio para dutos de CO_2 devido à pequena diferença entre a pressão crítica e a máxima pressão permitida, portanto não é mais considerado.

$$I = (a_1 * L + b_1 + (a_2 * L + b_2) * OD + (a_3 * L + b_3) * OD^2) \quad \text{(Equação 14)}$$

Onde:

I = investimento;

a_i e b_i = constantes (Tabela 18);

L = comprimento;

OD = diâmetro externo

Tabela 18: Constantes para equação de custo de IEA GHG, 2002*.

Constante	ANSI 900#		ANSI 1500#	
	Onshore	***Offshore***	***Onshore***	***Offshore***
a_1	0,0619	0,4061	0,057	0,4048
b_1	0,8529	4,6926	1,8663	4,6936
a_2	0,00115	-0,00174	0,00129	-0,00153
b_2	-0,00001	-0,01133	0,00049	-0,0113
a_3	0,0003	0,00033	0,00049	0,00051
b_3	0,0003	0,00017	7E-06	0,0002

*I [=] M US$; L [=] km; OD [=] in

(Fonte: Adaptado de IEA GHG, 2002)

Outro modelo que utiliza equação quadrática para cálculo de custo de dutos é apresentado por Parker (2004). Em seu estudo são analisados dados de custo de construção para de dutos de óleo e gás para avaliar custos de uma estrutura de hidrogênio. Embora o objetivo do estudo não tenha sido para o transporte de CO_2, o trabalho foi utilizado por diversos trabalhos para este fim (McCollum e Ogden, 2006; Chandel et al, 2010).

Parker (2004) desenvolveu uma equação de custo para cada categoria de custos (material, mão de obra, custos relacionados a danos e despesas diversas), baseado no melhor ajuste das medianas. Para o período investigado, a porcentagem média de erros indicados pelo autor é de 31% para o material, 49% para mão de obra, 59% para diversas e de 84% para despesas de linha. Posteriormente, Parker acrescentou os custos de cada categoria para desenvolver uma equação para os custos totais, que ele estima ter uma percentagem de erro média de 42% para o período investigado.

$$I_{material} = (330{,}5 * D^2 + 687 * D + 26{,}960) * L + 35{,}0 \quad \text{(Equação 15)}$$

$$I_{mão\ de\ obra} = (343 * D^2 + 2{,}074 * D + 170{,}13) * L + 185{,}0 \quad \text{(Equação 16)}$$

$$I_{danos} = (577 * D^2 + 29{,}788) * L + 40{,}0 \quad \text{(Equação 17)}$$

$$I_{diversos} = (8{,}417 * D + 7{,}324) * L + 95{,}0 \quad \text{(Equação 18)}$$

$$I_{total} = (1250{,}5 * D^2 + 697{,}491 * D + 234{,}202) * L + 355 \quad \text{(Equação 19)}$$

Onde:

D = diâmetro (in);

L = comprimento (milhas);

I = investimento (US$).

- **Modelo logarítmico (CMU):**

Baseado em dutos de gás natural, McCoy e Rubin (2008) desenvolveram um modelo logarítmico para o custo de dutos de CO_2. O modelo foi obtido com base na regressão de custos de projeto (baseados na FERC) publicados no período de 1995 a 2005. Foi desenvolvida uma equação com diferentes parâmetros para cada categoria de custo (material, mão de obra, custos relacionados a danos e custos diversos) e para cada região.

$$I = b * L^{a_6} * D^{a_7} \quad \text{(Equação 20)}$$

$$\log(b) = a_1 + a_1 x_1 + a_2 x_2 + \cdots + a_5 x_5 \quad \text{(Equação 21)}$$

Onde:

L = comprimento (km);

a_n = constante especificada para cada categoria (Tabela 19);

D = diâmetro (in);

X_n = valores binários paras as seis diferentes regiões do EUA (X_1: nordeste; X_2: sudeste; X_3: central: X_4: sudoeste; X_5: oeste).

Tabela 19: Coeficiente da equação de McCoy e Rubin para custo do duto.

Coeficiente	Material	Mão de obra	Danos	Diversos
a_0	3,112	4,487	3,95	4,39
a_1	-	0,075	-	0,145
a_2	0,074	-	-	0,132
a_3	-	-0,187	-0,382	-0,369
a_4	-	-0,216	-	-
a_5	-	-	-	-0,377
a_6	0,901	0,82	1,049	0,783
a_7	1,59	0,94	0,403	0,791

(Fonte: McCoy e Rubin, 2008)

- **Modelo com base na vazão:**

São seis os modelos, de diferentes autores, que tem como base do custo do duto de CO_2 a vazão transportada. Dahowski et al (2004) inicialmente assumiram uma relação linear do custo com o diâmetro e o comprimento do duto *onshore*, porém depois reescreveram o modelo de forma com que este dependesse apenas da vazão e do comprimento (Equação 22). Para isto foi adotado que 1000 milhões de pés cúbicos por dia são transportados por um metro quadrado de tubulação.

$$I = 68{,}719 * m^{0,5} * L \qquad \text{(Equação 22)}$$

Onde:
I = investimento (€);
M = vazão mássica (kg/s);
L = comprimento (km).

Em 2009, o modelo acima desenvolvido por Dahowski foi atualizado para o mercado chinês (Dahowski, 2009). Para a atualização, foram utilizados dados mais recentes da FERC e os valores extremos (mais alto e mais baixo custo) para cada categoria de diâmetro foram excluídos. O modelo pode ser então descrito pela seguinte equação:

$$I = 77{,}854 * m^{0,4055} * L + 595{,}704 \qquad \text{(Equação 23)}$$

Outro estudo desenvolvido em 2004 foi o de Odgen et al, onde foi analisada a produção de H_2 com captura e armazenamento de CO_2 (CCS - Carbon Capture and Storage). Os custos do transporte de CO_2 foram baseados na estimativa feita por Skovholt (1993) para dutos de 16, 30, 40 e 64 polegadas, incluindo compressão inicial de 11 MPa. A partir destes dados foi derivada uma equação (sem considerar a compressão inicial) do custo em função do diâmetro. Equação esta que foi posteriormente reformulada de forma com que o custo dependesse apenas da vazão mássica e do comprimento (Equação 24).

$$I = C_0 * \left(\frac{m}{m_0}\right)^{0,48} * \left(\frac{L}{L_0}\right)^{0,24} * L \qquad \text{(Equação 24)}$$

Onde:

C_0 = custo base por unidade de comprimento (1052 €/m);

M = vazão mássica (kg/s);

L = comprimento (m);

0 = faz referência ao caso base (L0 = 100 m; m0 = 185 kg/s).

Apesar de Skovholt (1993) mencionar em seu estudo que seu modelo é aplicável tanto para dutos *onshore* quanto *offshore*, Odgen et al (2004) focaram somente no estudo de dutos *onshore*. Sendo assim, a Equação 24 não é aplicável para dutos *offshore*.

McCollum and Odgen (2006) compararam diferentes modelos econômicos existentes para cálculo do custo de dutos de CO_2 (Odgen et al, 2004; Heddle et al, 2003; IEA GHG, 2002; Wildenbourg et al, 2004; Dahowski, 2004; Parker, 2004). E desenvolveram seu modelo a partir da média desses modelos já existentes (Equação 25).

$$I = 9970 * m^{0,35} * L^{1,13} \quad \text{(Equação 25)}$$

Onde:

I = custo para dutos *onshore*;

m = vazão mássica (kg/s);

L = comprimento (m).

Serpa et al (2011) iniciaram seu estudo com base na equação quadrática de IEA GHG (2002). Eles observaram que a relação bi/ai é tipicamente da ordem de 10 (expressa em km), a partir disso eliminaram então o termo b da fórmula. Além disso, a razão entre a_2d^2 e a_1d é maior do que 5 para diâmetros acima de 0,50 m. Sendo assim eles simplificaram a equação assumindo que a_1=0. Por fim, o diâmetro presente na equação (D) foi substituído por uma equação contendo a vazão mássica, resultando na seguinte equação.

$$I = (\beta * m^{\gamma} + a_0) * F_T * L \quad \text{(Equação 26)}$$

$$\beta = a_1 * \left(\frac{8 * f_{darcy} * L}{\rho * \pi^2 * \Delta P}\right)^{\frac{2}{5}} \quad \text{(Equação 27)}$$

Onde:

I = investimento (M€;

a_0 e a_1 = constantes;

fdarcy = fator de atrito de Darcy;

L = comprimento (km);

ρ = densidade (kg/m3);

ΔP = queda de pressão total (Pa);

m = vazão mássica;

γ = expoente;

FT = fator de correção para diferentes terrenos (os mesmos adotados em IEA GHG, 2002).

Para simplificar a equação ainda mais foi adotado que o expoente γ é igual a um. Para justificar essa simplificação e determinar os valores de a_0 e β, foram utilizadas várias estimativas de custo já existentes para dutos de CO_2 e gás natural. Utilizando uma regressão linear desses dados foi obtido a_0 = 0,533 e β = 0,019, com R^2 de 0,8, indicando um ajuste razoável.

O último estudo citado no estudo de Knoope et al (2013) investiga potenciais economias de escala no transporte de CO_2 (CHANDEL et al, 2010). Foram utilizados os custos analisados Parker (2004), mas levando em consideração somente dutos maiores que 75 milhas (=120,7 km), pois estes foram considerados representativos para dutos de CO_2 de longas distâncias. Para uma dada distância e uma dada vazão mássica, foi calculado o diâmetro necessário e este foi aproximado para o próximo diâmetro comercial existente. Foi ainda calculada a quantidade de compressores (incluindo um no final do duto para repressurizar o CO_2). Foram calculados custos para várias vazões mássicas e comprimentos e com base nos resultados foi construída uma equação para o custo com base na vazão mássica (Equação 28).

$$I_t = L * e^{-3,47+\left(\frac{35,8}{m}\right)-0,17*\ln(m)} \qquad \text{(Equação 28)}$$

Onde:

It = custo por tonelada de CO_2 transportado (€/t);

L = comprimento (km);

m = vazão mássica (kg/s).

II.11.3.2 Modelos de custo para compressores e bombas

Para compressores existem menos modelos de cálculo de custo disponíveis do que para os dutos. Knoope et al (2013) citam em seu estudo que foram encontrados cinco estimativas de custo para estações de compressão. Porém somente dois estudos utilizam a relação entre custo e capacidade instalada, são eles: IEA GHG (2002) e Chandel et al (2010).

Para este trabalho foi utilizado o modelo descrito em IEA GHG (2002), que calcula o custo de bombas e compressores de CO_2 a partir das seguintes equações:

$$I_{bomba} = 7{,}82 * P + 0{,}46 \quad \text{(Equação 29)}$$

$$I_{compressor} = 6{,}388 + 0{,}581 * P - 0{,}008 * P^2 \quad \text{(Equação 30)}$$

Onde:

I = custo (milhões de dólares);

P = potência da bomba/compressor (MW).

CAPÍTULO III: FLUXOGRAMA DE PROCESSO

III.1 – Premissas de Projeto

Para poços onde a produção de petróleo está associada à produção de gás, a corrente de saída do poço pode ser dividida em três fases: óleo, gás e água. Essa corrente de saída do poço foi obtida na simulação através de um misturador contendo essas três correntes de entrada.

Concentração do Gás Natural de Júpiter

A concentração de CO_2 no gás de Júpiter é de 79% (EIA/RIMA, 2011). A composição dos demais componentes, contudo, não é reportada na literatura. Para determinar a composição da corrente gasosa, a metodologia adotada no projeto parte de composições existentes na literatura (Colunas 1, 2, 3, 4 e 5 da Tabela 20), reportando-se, na Tabela 20, a composição do gás em base isenta de CO_2 (coluna "% sem CO_2").

Para cada composição de referência (x_i), calcula-se a fração molar do componente i em base isenta de CO_2 (xi') de acordo com a Eq. (31), onde x CO_2 é a porcentagem de CO_2 na respectiva composição de referência.

$$x_i' = \frac{100 * x_i}{100 - x_{CO2}} \qquad \text{(Equação 31)}$$

Com os valores de xi' calculados para cada composição, realiza-se uma média por componente para estes valores (Tabela 21), indicada na Equação 32.

$$\text{Média por componente} = \frac{[x'_i(1)+x'_i(2)+x'_i(3)+x'_i(4)+x'_i(5)]}{5} \qquad \text{(Equação 32)}$$

A partir dessa média, estima-se a fração molar para cada componente com base em 79% de CO_2 (Equação 33).

$$x_i^{\text{ajustado}} = \frac{[(100-79) * \text{média por componente}]}{100} \qquad \text{(Equação 33)}$$

Finalmente, obtém-se a composição final adotada neste trabalho para Júpiter, com o corte da composição da corrente gasosa no componente C9 (isto é, C9+), obtendo-se os valores indicados na última coluna da Tabela 21.

Tabela 20: Composições de referência para a corrente gasosa.

	Composições de Referência (*)									
	1	**% sem CO2 (x_i')**	**2**	**% sem CO2 (x_i')**	**3**	**% sem CO2 (x_i')**	**4**	**% sem CO2 (x_i')**	**5**	**% sem CO2 (x_i')**
CO2	2,8277	-	10,3419	-	1,0000	-	0,4300	-	15,2200	-
N2	0,2309	0,2377	0,4594	0,5124	-	-	0,2800	0,2812	0,2400	0,2831
H2S	0,0000	0,0000	0,0214	0,0238	-	-	-	-	-	-
C1	77,8724	80,1385	69,2735	77,2641	73,0000	73,7374	78,7400	79,0800	68,2000	80,4435
C2	7,6064	7,8277	8,8675	9,8904	10,0000	10,1010	5,6600	5,6844	4,9000	5,7797
C3	5,9155	6,0877	6,1004	6,8041	8,0000	8,0808	3,9700	3,9871	3,4400	4,0576
iC4	2,9943	3,0814	2,9915	3,3365	2,5000	2,5253	1,4400	1,4462	1,2500	1,4744
nC4	1,1796	1,2139	0,4274	0,4766	2,5000	2,5253	3,0600	3,0732	2,6500	3,1257
iC5	0,3086	0,3175	0,8868	0,9890	1,0000	1,0101	1,0900	1,0947	0,9400	1,1088
nC5	0,4265	0,4389	0,1923	0,2145	1,0000	1,0101	1,8400	1,8479	1,5900	1,8754
nC6	0,2994	0,3081	0,3419	0,3813	1,0000	1,0101	3,5000	3,5151	1,5600	1,8401
nC7	0,0305	0,0314	0,0855	0,0953	-	-	-	-	-	-
nC8	0,1803	0,1855	0,0107	0,0119	-	-	-	-	-	-
nC9	0,0693	0,0713	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC10	0,0325	0,0334	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC11	0,0153	0,0158	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC12	0,0060	0,0062	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC13	0,0023	0,0024	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC14	0,0013	0,0013	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC15	0,0007	0,0007	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC16	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC17	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC18	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
nC19	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
C20+	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	-	-	-	-	-	-
100-%molar de CO2:	97,1723		89,6581		99,0000		99,5700		84,7800	

(*)As composições de referência utilizadas foram obtidas nas seguintes referências: (a) Composição 1: VAZ, 2009 (Página 53); (b) Composição 2: VAZ, 2009 (Página 77), (c) Composição 3: SANT'ANNA, 2005 (Página 53), (d) Composição 4: BARBOSA, 2010 (Página 77 – Marlim), (e) Composição 5: BARBOSA, 2010 (Página 77 – Tupi). A composições 1 e 2 possuem, respectivamente, 0,0026 e 6,40% molar de água, porém como neste trabalho será simulada uma corrente de água separadamente, estas porcentagens foram desconsideradas e as composições normalizadas.

Tabela 21: Cálculos e composição final para a corrente gasosa.

	COMPOSIÇÃO DO GÁS							
	Composições de Referência					Média por componente	Composição ajustada	Composição final
	$x_i'(1)$	$x_i'(2)$	$x_i'(3)$	$x_i'(4)$	$x_i'(5)$			
CO2	-	-	-	-	-	-	79,0000	**79,0000**
N2	0,2377	0,5124	-	0,2812	0,2831	0,2629	0,0552	**0,0552**
H2S	0,0000	0,0238	-	-	-	0,0048	0,0010	**0,0010**
C1	80,1385	77,2641	73,7374	79,0800	80,4435	78,1327	16,4079	**16,4079**
C2	7,8277	9,8904	10,1010	5,6844	5,7797	7,8566	1,6499	**1,6499**
C3	6,0877	6,8041	8,0808	3,9871	4,0576	5,8035	1,2187	**1,2187**
iC4	3,0814	3,3365	2,5253	1,4462	1,4744	2,3728	0,4983	**0,4983**
nC4	1,2139	0,4766	2,5253	3,0732	3,1257	2,0829	0,4374	**0,4374**
iC5	0,3175	0,9890	1,0101	1,0947	1,1088	0,9040	0,1898	**0,1898**
nC5	0,4389	0,2145	1,0101	1,8479	1,8754	1,0774	0,2262	**0,2262**
nC6	0,3081	0,3813	1,0101	3,5151	1,8401	1,4109	0,2963	**0,2963**
nC7	0,0314	0,0953	-	-	-	0,0253	0,0053	**0,0053**
nC8	0,1855	0,0119	-	-	-	0,0395	0,0083	**0,0083**
nC9	0,0713	-	-	-	-	0,0143	0,0030	**0,0055**
nC10	0,0334	-	-	-	-	0,0067	0,0014	-
nC11	0,0158	-	-	-	-	0,0032	0,0007	-
nC12	0,0062	-	-	-	-	0,0012	0,0003	-
nC13	0,0024	-	-	-	-	0,0005	0,0001	-
nC14	0,0013	-	-	-	-	0,0003	0,0001	-
nC15	0,0007	-	-	-	-	0,0001	0,0000	-
nC16	0,0002	-	-	-	-	0,0000	0,0000	-
nC17	0,0002	-	-	-	-	0,0000	0,0000	-
nC18	0,0001	-	-	-	-	0,0000	0,0000	-
nC19	-	-	-	-	-	0,0000	0,0000	-
C20+	-	-	-	-	-	0,0000	0,0000	-

O componente hipotético C20+ representa a fração pesada do óleo, compreendendo os hidrocarbonetos cujo número de átomos de carbono é igual ou superior a 20. A criação deste componente hipotético em ambiente HYSYS é possibilitada através da função *hypothetical component*, onde se faz necessária a implementação de propriedades do componente a ser criado. Para o hidrocarboneto hipotético C20+, foi utilizado peso molecular de 536 g/mol e massa específica de 959 kg/m3 (VAZ, 2009).

Composição do Óleo

Para a composição da corrente de óleo foram utilizados valores reportados por Neto (2013), apresentados na Tabela 22.

Tabela 22: Composição da corrente de óleo.

COMPOSIÇÃO ÓLEO (fração molar)									
CO2	-	**C3**	0,48	**nC6**	4,87	**nC11**	6,17	**nC16**	2,89
N2	-	**iC4**	0,26	**nC7**	6,43	**nC12**	5,28	**nC17**	2,53
H2S	-	**nC4**	1,16	**nC8**	8,42	**nC13**	4,56	**nC18**	2,24
C1	-	**iC5**	0,47	**nC9**	6,97	**nC14**	3,92	**nC19**	2,02
C2	-	**nC5**	1,65	**nC10**	7,18	**nC15**	3,36	**C20+**	29,14

(Fonte: Adaptado de NETO, 2013)

Condições operacionais

As condições operacionais das três correntes são apresentadas na Tabela 23.

Tabela 23: Condições operacionais das correntes de entrada.

	Condições Operacionais		
	ÓLEO	GÁS	ÁGUA
Temperatura (°C):	40	40	40
Pressão (bar):	220	220	220
Vazão (Sm^3/d):	1.200	200.000	1.200

A vazão de óleo a ser inserida foi fixada com base no fator inicial de petróleo para Júpiter, 8 Mbopd (ANP, 2010). Já para a vazão de gás utilizou-se a razão gás/óleo (RGO) de 950 scf/bbl, já que a RGO estimada para Júpiter situa-se entre 826 e 1010 scf/bbl (ANP, 2010). O teor de água e sedimentos (BSW) para este poço pode alcançar valores de até 80% (ANP, 2010), porém, como este valor se refere apenas a uma estimativa do valor máximo de BSW, considerou-se 50% de BSW para estimar a vazão de água.

A temperatura do petróleo dentro do reservatório é de aproximadamente 60°C, enquanto que a temperatura no fundo do oceano é de 4°C (REVISTA ADVIR, 2013). Adotou-se uma temperatura de chegada no manifold de 40°C (SANT'ANNA, 2005).

Os poços do pré-sal possuem pressões iniciais elevadas no reservatório, para Júpiter a estimativa situa-se entre 550 – 650 kgf/cm2 (ANP, 2010). Como este valor é para a pressão inicial no reservatório, foi considerado para simulação o valor de 220 bar, já que haverá perda de pressão do trajeto do reservatório ao manifold.

Dada a limitação de diâmetro utilizada para dutos submarinos, apenas uma fração da corrente total (água+óleo+gás) proveniente do poço foi adotada como alimentação do sistema de processamento. Na simulação, esta situação foi simulada como um divisor de correntes após o misturador das correntes de óleo, gás e água, sendo a vazão dimensionante de 700.000 kg/h (que corresponde a 972,2 Sm3/h e 17.730 kgmol/h).

Neste trabalho, não foi incluído nos cálculos o gás para consumo no navio.

Pacote termodinâmico

Para o desenvolvimento do estudo, foram utilizados três pacotes termodinâmicos diferentes disponíveis no simulador de processos ASPEN HYSYS. Para a maior parte da simulação foi utilizado o pacote de Peng-Robinson que é recomendado em aplicações de óleo e gás (ASPENTECH, 2010). Porém para os processos que possuem MEG (desde o duto de transporte de gás não tratado até a coluna de regeneração de MEG e o duto de retorno de MEG) foi utilizado o pacote de glicóis (Glycol Package), recomendado para a solução de glicóis e água. O terceiro pacote utilizado foi o de aminas (Amine Pkg), que foi aplicado nos processos envolvidos na recuperação de CO_2 por absorção com aminas.

III.2 – PFD (*Process Flow Diagram*)

O fluxograma conceitual do processo proposto é apresentado na Figura 63. Neste, a corrente proveniente do poço sofre etapa de processamento *subsea* para separação da corrente trifásica inicial. Após essa separação, a corrente rica em óleo segue por um *riser* até o FPSO, onde o gás não tratado, i.e., com CO_2 e não desidratado, é separado do óleo e re-encaminhado para o ambiente submarino, unindo-se à corrente de gás proveniente da separação *subsea*. A corrente de gás resultante é encaminhada então ao duto de transporte de gás (não tratado) para a unidade de processamento

onshore. A corrente de água separada em ambiente *subsea* é destinada à injeção para aumento da recuperação do poço.

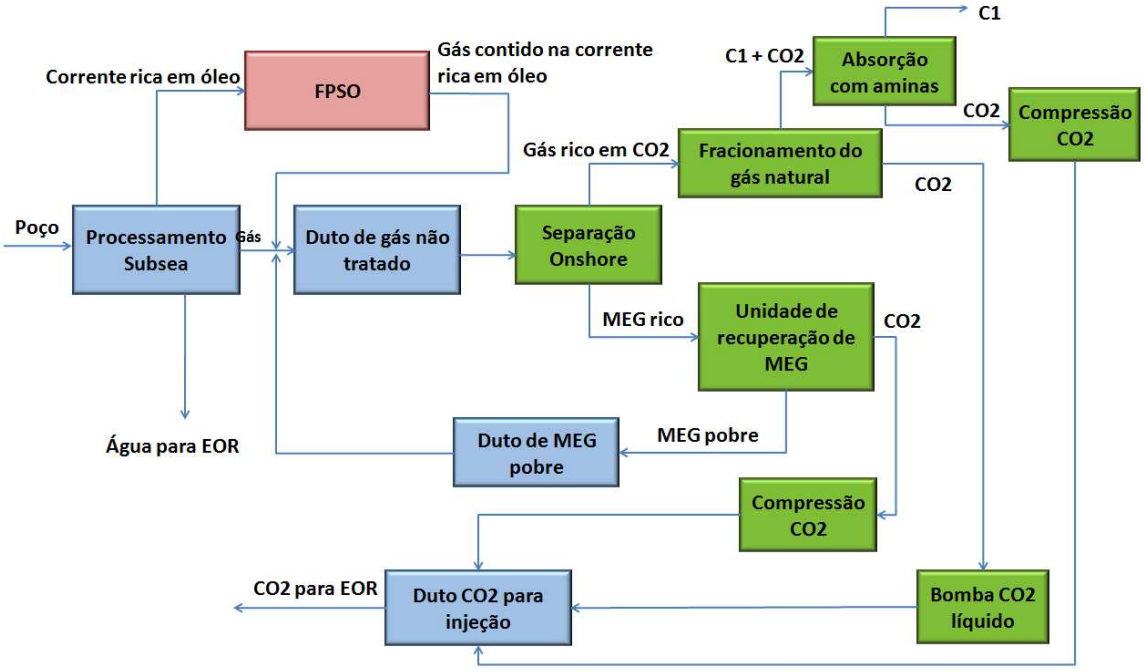


Figura 63: PDF do processo proposto. Em verde estão indicadas as etapas *onshore*, e, em azul, as etapas *subsea*.

A corrente de saída do duto é então tratada em uma unidade *onshore*. Numa primeira etapa, esta corrente passa por um processo de separação. Deste processo resultam duas correntes: a corrente de gás rico em CO_2 e a corrente de MEG rico. A corrente gasosa (79% de CO_2) é encaminhada para a etapa de fracionamento do gás natural que inclui uma etapa de destilação extrativa. A corrente rica em metano resultante desta etapa ainda contém CO_2 e precisa ser destinada a uma etapa de absorção com aminas.

A outra corrente proveniente da etapa de separação *onshore*, MEG rico, tem como destino a unidade de recuperação de MEG, onde, por processo convencional, a água é removida e uma corrente de MEG concentrado (89% molar) é obtida. Esta corrente de MEG pobre é bombeada e encaminhada por duto submarino até o ponto de injeção no início do duto de gás, trabalhando em circuito fechado.

III.3 – Fluxograma de Processo

O fluxograma da alternativa de processamento simulado no ambiente ASPEN HYSYS é apresentado na Figura 64.

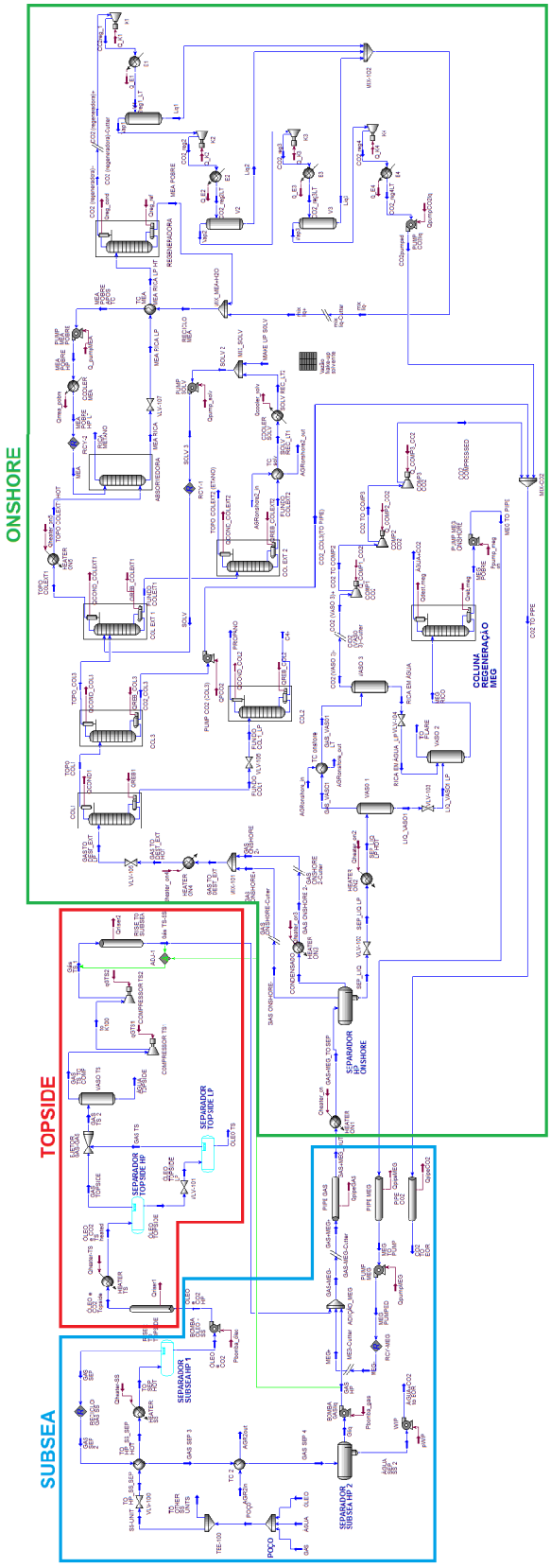


Figura 64: Fluxograma completo da alternativa de processamento

III.3.1 Processo *Subsea*

A etapa de processamento *subsea* tem como principal objetivo separar as correntes de óleo, gás e água e é apresentada na Figura 65.

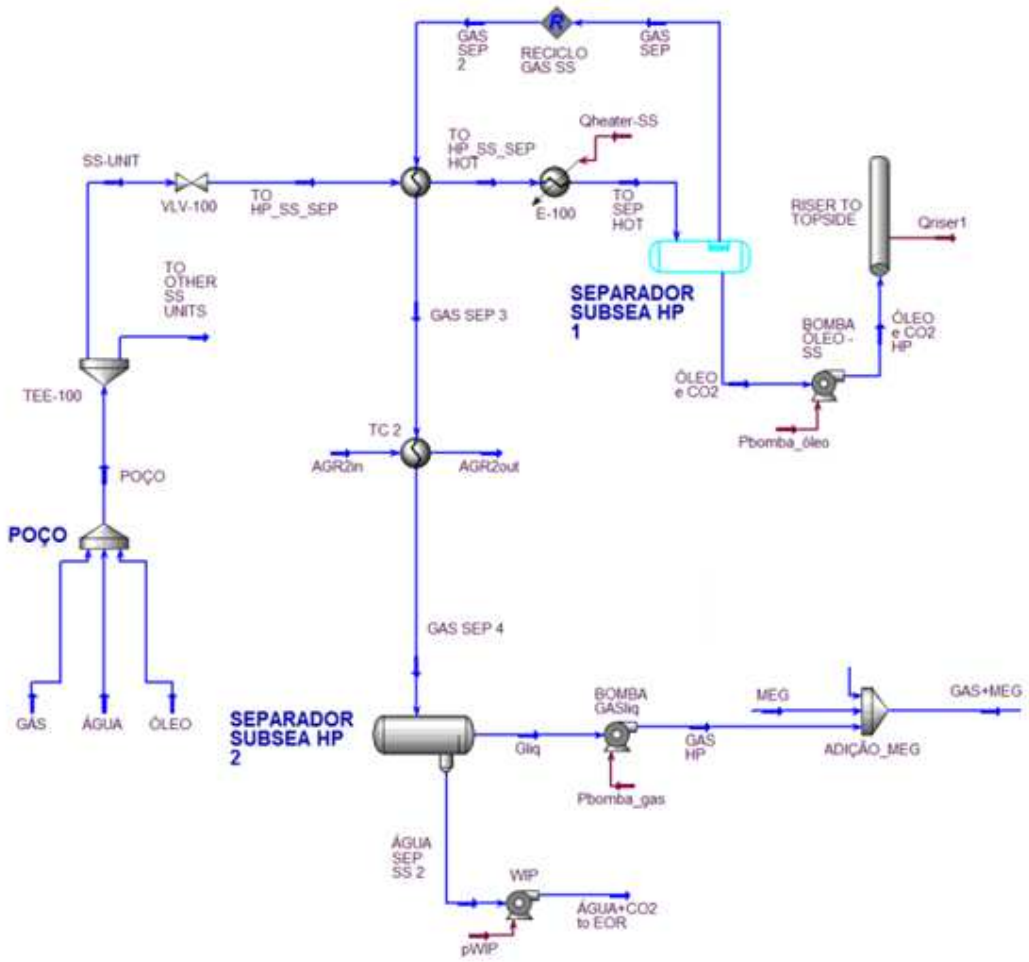


Figura 65: Processamento *Subsea*.

A corrente proveniente do poço, a 220 bar e 40°C, primeiramente tem sua pressão reduzida a 160 bar devido à pressão de operação dos separadores *subsea*, 160 – 180 bar (JAHANSHAHI, 2013). Com a finalidade de aumentar a separação, i.e., vaporizar o gás condensado na carga, após a redução de pressão essa corrente é aquecida. Tal aquecimento ocorre inicialmente por um trocador de calor que tem como fluido quente a própria corrente de gás que deixa o primeiro separador. Após o trocador de calor, ainda é necessário um aquecedor para que a corrente alcance 110°C.

A corrente em alta temperatura e na pressão adequada segue então para o primeiro separador *subsea*. Este separador bifásico origina duas correntes. Uma representa a maior fração de gás natural e CO_2 presente na carga e segue no processo

subsea, aquecendo a corrente de chegada após a despressurização. Já a outra é rica em óleo e segue através de um *riser* até a plataforma.

A corrente de gás após passar pelo primeiro trocador de calor ainda precisa ter sua temperatura reduzida para que ocorra melhor separação entre água e gás no próximo separador submarino. Para este resfriamento utiliza-se um trocador de calor com a própria água do mar que se encontra a 4°C. Após esta etapa a corrente de gás é encaminhada para um segundo separador *subsea* que também opera em alta pressão.

No segundo separador, a água contida no gás é separada e encaminhada para reinjeção. Já a corrente de gás proveniente deste separador, que se encontra completamente liquefeita, é bombeada para injeção no duto de gás. Porém, antes da entrada no duto, esta corrente se une a uma corrente de monoetilenoglicol (MEG). Na entrada do duto de gás, é adicionada ainda uma corrente de gás proveniente da separação na plataforma, conforme detalhada no item III.3.2.

A vazão de MEG injetada no duto de gás é de 30 Sm^3/h. Esta vazão foi adotada com base na vazão do mesmo inibidor utilizada em Snøhvit. A injeção de MEG no projeto norueguês é de aproximadamente 80 Sm^3/h para produções de gás variando até 60.000 Sm^3/d (PETTERSEN, 2011). Como a produção de gás adotada neste trabalho é aproximadamente 23.000 Sm^3/h, assumiu-se vazão de MEG igual a 30 Sm^3/h.

III.3.2 Processo *Topside*

A corrente rica em óleo separada no primeiro separador *subsea* é encaminhada para processamento na plataforma, conforme fluxograma da Figura 66.

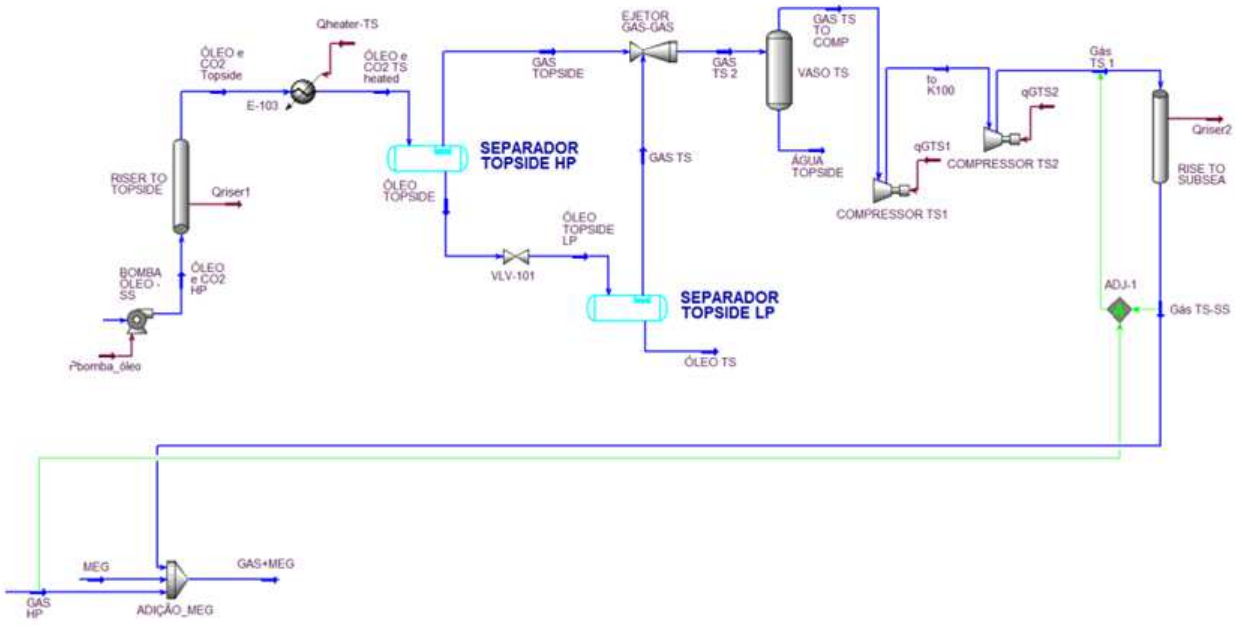


Figura 66: Processamento na plataforma.

A corrente de chegada na plataforma precisa ser reaquecida, pois esta perde calor durante o transporte até a plataforma. A seguir, esta corrente é então encaminhada a um separador bifásico. Uma corrente rica em gás e uma rica em óleo deixam este primeiro separador. A corrente rica em óleo é ainda direcionada a um separador a pressão atmosférica, após sofrer despressurização. Deste segundo separador, saem a corrente de óleo e uma corrente de gás que se encontrava dissolvida no óleo. Esta segunda corrente de gás, a baixa pressão, é encaminhada junto com a corrente de gás proveniente do primeiro separador, a alta pressão, a um ejetor gás/gás. Este ejetor utiliza a energia do corrente de alta pressão para aumentar a pressão da outra corrente.

A corrente de saída do ejetor é encaminhada ainda a um vaso para remoção da água contida neste gás, sendo posteriormente comprimida em dois estágios e enviada por um *riser* de descida para se unir à corrente de gás proveniente da separação *subsea*. Nessa etapa da simulação, foi utilizada a operação ADJUST do ASPEN HYSYS, que permite ajustar uma variável de processo (pressão de corrente de saída do segundo compressor do *topside*) até que uma variável-alvo (pressão de saída do *riser* de descida) atinja uma especificação (250 bar, pressão do gás de entrada no duto *subsea*). Esta ferramenta foi utilizada para que a corrente de gás separada na plataforma chegue ao ponto de injeção no duto submarino de gás na mesma pressão da corrente de gás proveniente da separação *subsea*.

III.3.3 Dutos *Subsea*

A etapa do fluxograma onde são apresentados os três dutos propostos é apresentada na Figura 67.

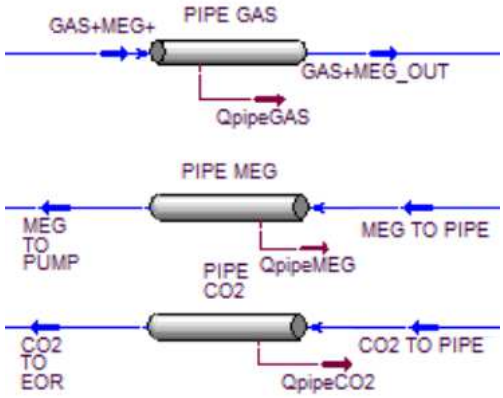


Figura 67: Dutos propostos.

Para o cálculo do sistema de dutos foi utilizado o modelo de escoamento de Beggs & Brill disponível no simulador. Cada duto foi simulado como se fosse composto por três segmentos. Estes três segmentos são mostrados na Figura 68 e percorrem distâncias horizontais de 130, 20 e 200 quilômetros, sendo o segmento intermediário, o trecho inclinado que percorre a distância vertical de 2000 metros. Esta fragmentação possibilitou o uso de diferentes temperaturas ambiente para cálculos da troca de calor através dos dutos. Foram utilizados três valores diferentes de temperaturas: 4, 10 e 15°C para os três segmentos, respectivamente.

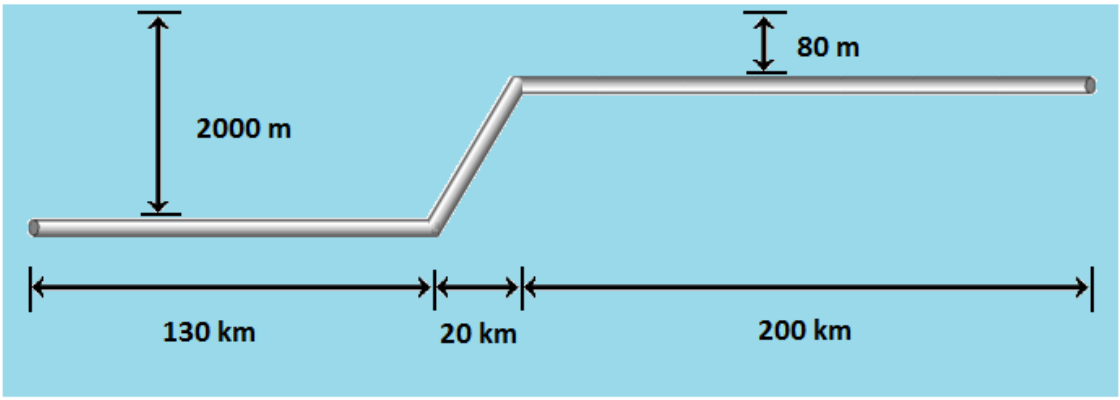


Figura 68: Perfil topográfico dos dutos.

Os diâmetros dos dutos foram calculados segundo a metodologia descrita no item II.11.2, porém tal procedimento envolve um cálculo iterativo e precisa então de um

valor inicial. Para o diâmetro interno inicial do duto de gás não tratado utilizou-se o valor limite praticado comercialmente (32 in). Já os diâmetros internos iniciais dos dutos de MEG e CO_2 foram utilizados respectivamente 5 e 20 in, valores escolhidos de forma proporcional a vazão que estes transportam.

III.3.4 Processo *Onshore*

Após o transporte por duto submarino, uma corrente multifásica é entregue no continente. Esta corrente é composta de gás e CO_2 no estado vapor, assim como condensado e CO_2 no estado líquido, além da água em solução com o monoetilenoglicol. O fluxograma do processo *onshore* operando a partir desta corrente é mostrado na Figura 69.

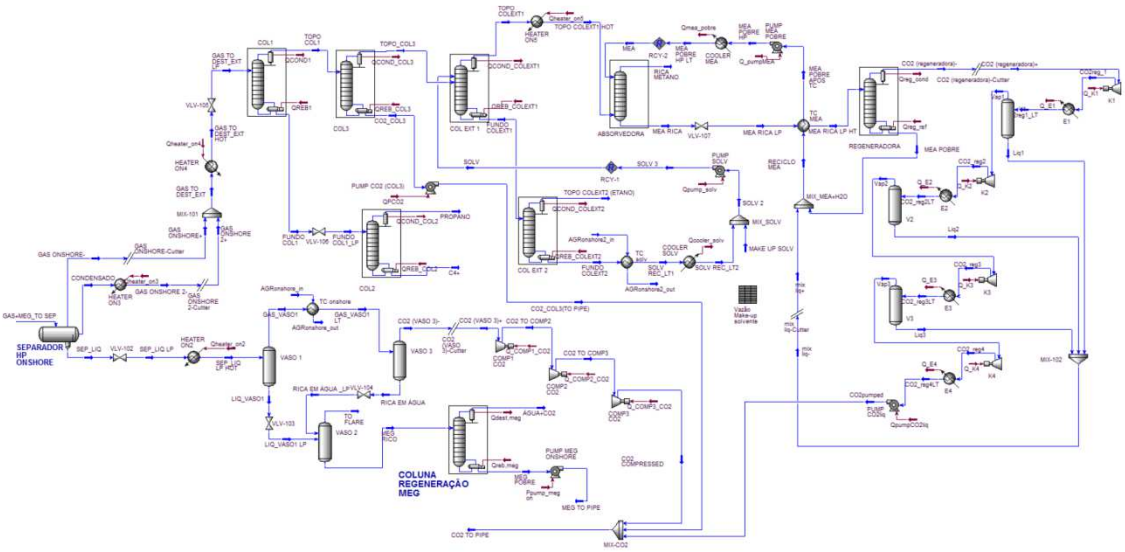


Figura 69: Fluxograma do processamento *onshore*.

Antes de ser encaminhada para um separador trifásico *onshore*, a corrente de chegada passa por um aquecedor para ter sua temperatura elevada em 10°C, a fim de facilitar a remoção de MEG na corrente de fundo do separador. Neste separador trifásico, são geradas uma corrente de gás, uma de condensado e a corrente rica em MEG que é destinada ao processo de recuperação. Já as correntes de gás e condensado possuem teor de CO_2 de aproximadamente 79% e seguem para as etapas de fracionamento do gás natural e remoção do CO_2. A corrente de condensado, porém, é pré-aquecida para sua vaporização.

III.3.4.1 Recuperação do MEG

A corrente líquida, rica em monoetilenoglicol, que deixa o separador deve ainda ter o CO_2 nela contido removido antes de ser encaminhada à unidade de recuperação de MEG. A fim de vaporizar o CO_2 e facilitar sua remoção, esta corrente passa por despressurização seguida de aquecimento. A nova corrente, a 10 bar e 150°C, é encaminhada então a um vaso (Vaso 1) e separada em duas correntes. A corrente líquida que deixa este primeiro vaso *onshore*, ainda contém traços de CO_2 e por isso ainda passa por mais etapa de despressurização e separação em um segundo vaso (Vaso 2). A corrente vaporizada que deixa o primeiro vaso, carreando uma pequena quantidade de MEG, é resfriada e enviada a um terceiro vaso (Vaso 3) para recuperar a parcela de MEG que sai na corrente líquida deste vaso. Esta corrente rica em MEG e água é ainda despressurizada e alimentada no Vaso 2, junto coma corrente líquida despressurizada do Vaso 1. A corrente gasosa que deixa o Vaso 3 possui aproximadamente 99% de CO_2 e se une às correntes ricas em CO_2 provenientes da unidade de membranas que são encaminhadas à etapa de compressão para seguirem pelo duto de retorno de CO_2 até o ponto de reinjeção no campo.

O Vaso 2, que trabalha a pressão de 1,5 bar, tem como carga as duas correntes líquidas provenientes dos Vasos 1 e 3. Neste vaso, ainda é removido parte do CO_2 contido na corrente rica em MEG. Esta parcela de CO_2 está contida na corrente gasosa que deixa o topo do separador e encaminhada para *flare*. Já a corrente líquida (aproximadamente 97% da vazão volumétrica alimentada no vaso) segue para a unidade de recuperação de MEG.

A recuperação de MEG segue o sistema convencional, utilizando apenas uma coluna de destilação. A corrente de MEG pobre que deixa a coluna é especificada para que tenha 89% molar de MEG em sua composição. Esta corrente é então bombeada para ser injetada no duto de retorno de MEG a 270 bar.

III.3.4.2 Fracionamento do Gás natural e remoção do CO_2

O processo de fracionamento do gás natural foi feito com base no trabalho desenvolvido em Bastos (2014), que se fundamenta na ordem decrescente de volatilidade dos componentes do gás natural: metano, etano, CO_2, propano, butano e os

mais pesados que butano. Sendo escolhidos então como componentes chave para a primeira etapa do fracionamento, propano e CO_2.

- **Corte CO_2/propano**

Para esta etapa foi utilizada uma coluna de destilação (COL1) especificada para obter recuperação no topo de 99,99% do CO_2 contido na corrente de entrada e no fundo, recuperação de 99,99% do propano alimentado à coluna. Porém para facilitar a remoção do CO_2 na corrente de topo, a montante da coluna foi realizado um aquecimento e uma redução de pressão para facilitar a vaporização do CO_2 (Figura 70).

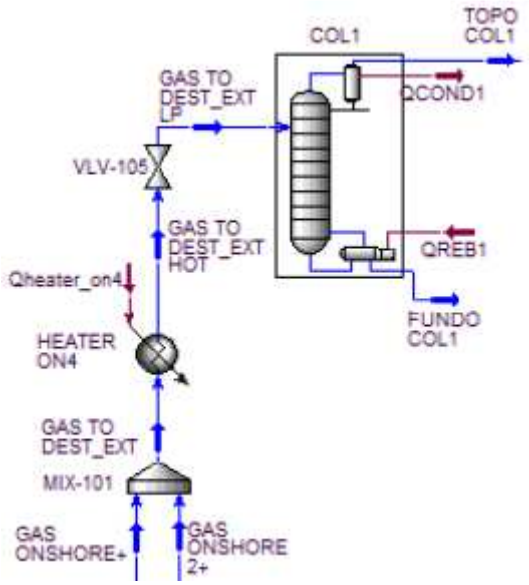


Figura 70: Corte CO_2/propano.

- **Corte propano/C4+**

A corrente de fundo proveniente da primeira etapa, rica em propano segue para a próxima etapa de fracionamento para a separação do propano dos componentes mais pesados (Figura 71). Esta etapa também é realizada em uma coluna de destilação (COL2), especificada para ter a recuperação máxima de propano no topo. Porém antes de entrar na coluna, a corrente de alimentação precisa ser ter sua pressão reduzida pra 10 bar pra facilitar tal processo.

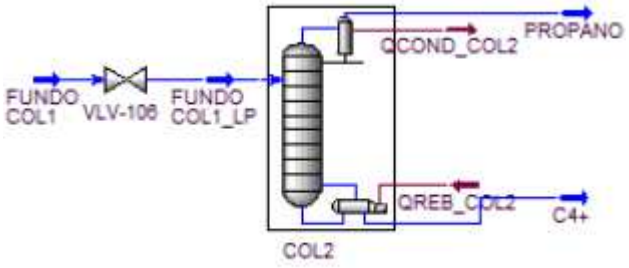


Figura 71: Corte propano/C4+.

- **Corte etano/CO_2**

Quase todo CO_2 exportado está na corrente de topo de topo da coluna do corte de propano/ CO_2 (corrente TOPO COL1), sendo esta corrente composta de mais de 80% de CO_2 (81,17% de CO_2 em fração molar). A próxima etapa do fracionamento consiste então no corte etano/ CO_2, para isto esta corrente é direcionada para uma nova coluna de destilação (COL3) (Figura 72), que objetiva a maior recuperação de etano e mais pesados na corrente de topo junto com a maior captura possível de CO_2 no fundo. A corrente de fundo gerada possui 99,97% molar de CO_2 e é então bombeada para ser injetada no duto de retorno de CO_2.

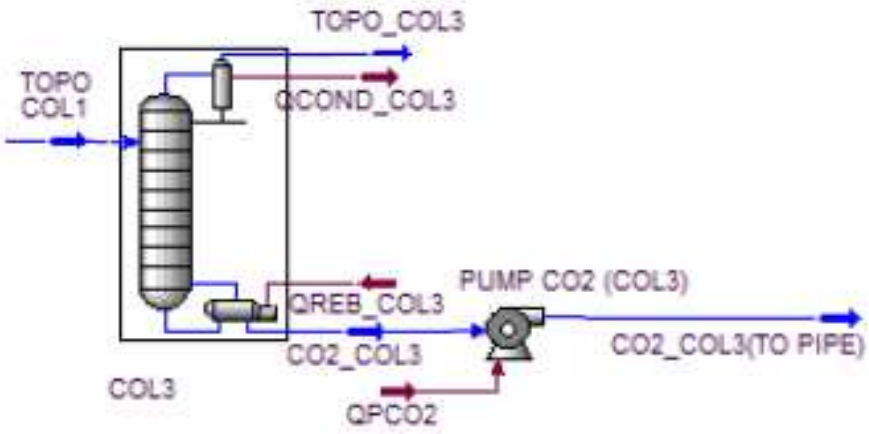


Figura 72: Corte etano/CO_2.

- **Destilação Semi-Criogênica Extrativa (Corte C1/C2)**

A corrente de topo da COL3 (coluna cujos componentes chaves são C2 e CO_2) possui em sua composição C1, C2 e CO_2. Deseja-se realizar a separação entre C1 e C2, porém existe o azeótropo formado entre C2 e CO_2 que torna inviável esta separação em um processo de destilação convencional. Conforme sugerido na literatura, foi utilizada destilação extrativa utilizando C4 como solvente.

Como o n-butano possui maior afinidade pelo etano, a corrente de fundo da primeira coluna extrativa (COL EXT1) é rica em etano e solvente e, portanto deve ser encaminhada a uma segunda coluna (COL EXT2) para que ocorra a separação entre estes dois componentes e o solvente possa voltar a ser utilizado na primeira coluna extrativa. No entanto, antes de se fechar o reciclo, é necessário resfriar este solvente, para isto é utilizado um trocador de calor com água de resfriamento, seguido de um resfriador. Após esta etapa é realizado um make-up para compensar a perda de solvente que ocorre durante o processo. A nova corrente de solvente (recuperado mais o *make-up*) é então bombeada para ser novamente utilizada na primeira coluna extrativa (Figura 73).

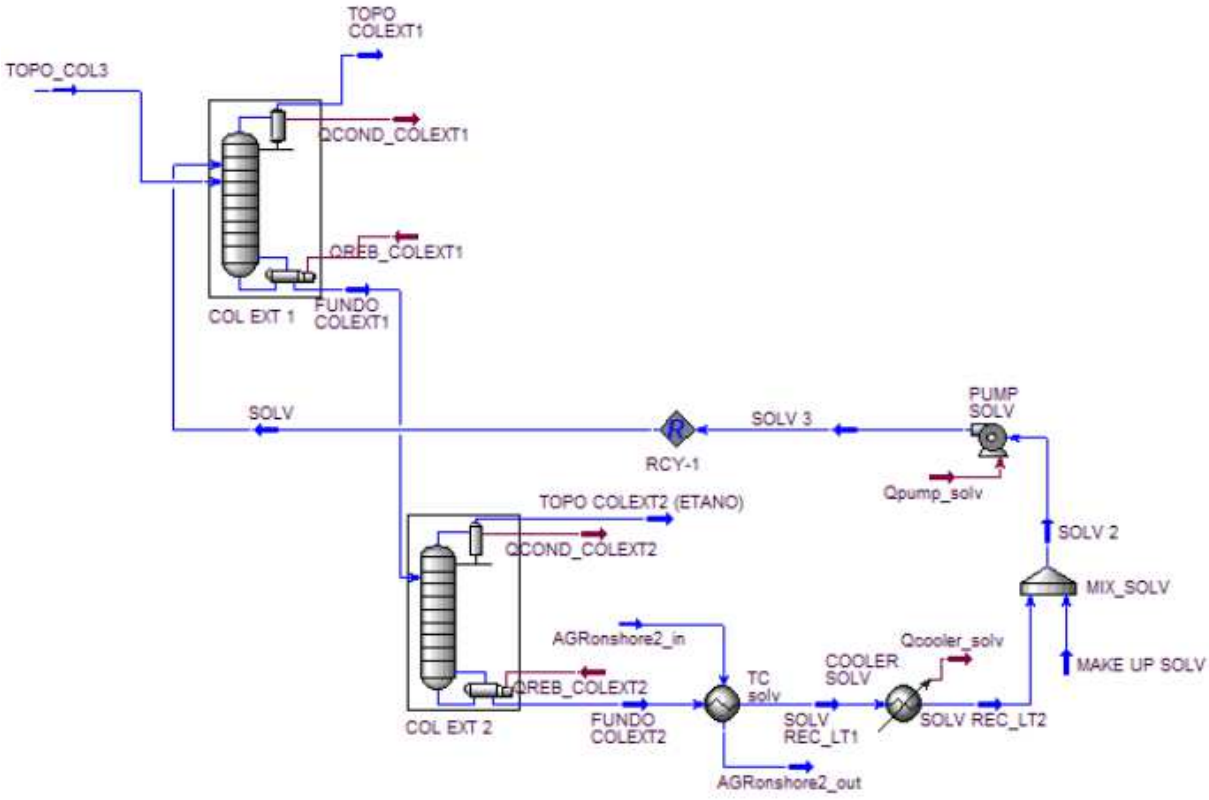


Figura 73: Destilação criogênica extrativa.

- **Ciclo de amina**

A corrente rica em C1, proveniente da primeira coluna extrativa, ainda contém CO_2 em quantidade considerável (17,58% molar) e precisa então ser encaminhada pra um processo de remoção de CO_2 em fase gás. Para este processo foi utilizado o ciclo de aminas, onde se empregou monoetanolamina (MEA) a aproximadamente 28% w/w, a 40°C e 30 bar.

O sistema é composto por duas colunas, uma de absorção (ABSORVEDORA) e outra de regeneração da amina (REGENERADORA) (Figura 74). O sistema de absorção ocorre à alta pressão e baixa temperatura. A coluna proveniente da destilação extrativa precisa então ser aquecida até a temperatura de operação da coluna de absorção (40°C) para poder então ser alimentada à coluna. A corrente que deixa o topo desta coluna (RICA METANO) é a corrente rica em metano e praticamente isenta de CO_2, enquanto que a MEA junto com o CO_2 saem pelo fundo da coluna. Esta corrente de fundo (MEA RICA) deve ser encaminhada para a regeneradora, porém antes de alimentar a coluna, ela deve sofrer despressurização em uma válvula até atingir 10 bar (pressão de operação da regeneradora) e ser aquecida (85°C), uma vez que a regeneradora opera a baixa pressão e alta temperatura. Este aquecimento da corrente MEA RICA é feito em um trocador de integração energética do tipo casco e tubo, onde o calor necessário ao aquecimento é fornecido pela corrente de fundo da coluna regeneradora.

Na coluna regeneradora, o produto de topo é o CO_2 (99,94% molar) que segue para a etapa de compressão. Já o produto de fundo é a corrente de MEA (MEA pobre) que deve retornar para alimentar novamente a absorvedora. Porém antes disso, ela precisa ser novamente enquadrada nas condições operacionais de temperatura e pressão da absorvedora. A troca de calor com a corrente MEA RICA não é suficiente para reduzir sua temperatura novamente para 40°C, por isso um resfriador se torna necessário. Mas antes ela precisa ser também ser bombeada para atingir pressão compatível com a da absorvedora. Após bombeamento e resfriamento, o reciclo pode ser então fechado.

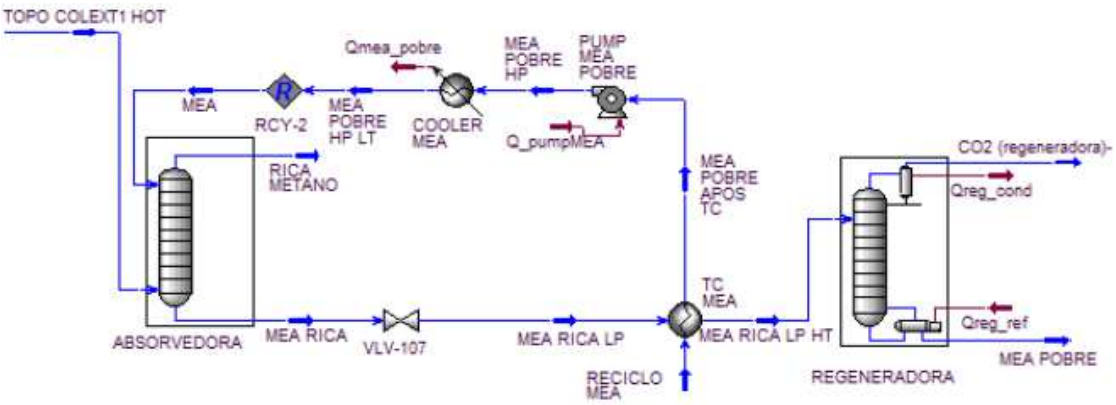


Figura 74: Ciclo de absorção de CO_2 com solução aquosa de amina.

Para o ciclo de amina simulado, não foi necessário *make-up* nem de amina nem de água. Uma vez que a parcela de água perdida junto com o CO_2 na corrente de topo da regeneradora é recuperada nas etapas de compressão (descritas a seguir) e encaminhada novamente para o ciclo de amina.

Durante a simulação do ciclo de aminas, dois parâmetros foram acompanhados:

$$1°)\ \text{"Capture ratio"} = \frac{\text{vazão mássica de solvente (amina+água)}}{\text{vazão mássica de CO2 capturado}} [=] \frac{\text{kg}}{\text{kg}}$$

$$2°)\ \text{"Regeneration energy"} = \frac{\text{carga térmica do refervedor (da regeneradora)}}{\text{vazão de CO2 no topo da regeneradora}} [=] \frac{\text{GJ}}{\text{ton}}$$

Os valores recomendados para estes parâmetros são, respectivamente, próximos a 15 e 3,8, e os obtidos na simulação foram 14,83 e 3,758.

- **Ciclo de compressão de CO_2**

A corrente de CO_2 obtida após o ciclo de aminas, precisa ser comprimida até a pressão de exportação do CO_2 (200 bar). Para isto são utilizados quatro compressores (com razão de compressão aproximadamente 3), seguidos de resfriamento, e uma bomba (Figura 75). Para os três primeiros estágios de compressão foram utilizados vasos para recuperação da água perdida no ciclo de aminas, as correntes líquidas desses vasos (Liq1, Liq2 e Liq3) são misturadas e adicionadas à corrente MEA POBRE que deixa o fundo da regeneradora do ciclo de amina. Após o terceiro vaso, a corrente de CO_2 passa pelo quarto estágio de compressão e resfriamento, a 72,4 bar e 25 °C já se encontra em estado líquido e pode ser bombeada até a pressão de injeção no duto (200 bar).

Esta corrente de CO_2 se une as outras correntes de CO_2 provenientes de etapas anteriores (corrente de fundo da COL3 do fracionamento do gás natural e corrente de topo do VASO 3 do processo de recuperação de MEG) já na pressão de injeção, obtendo assim a corrente de CO_2 a ser exportado que é injetada no duto de retorno.

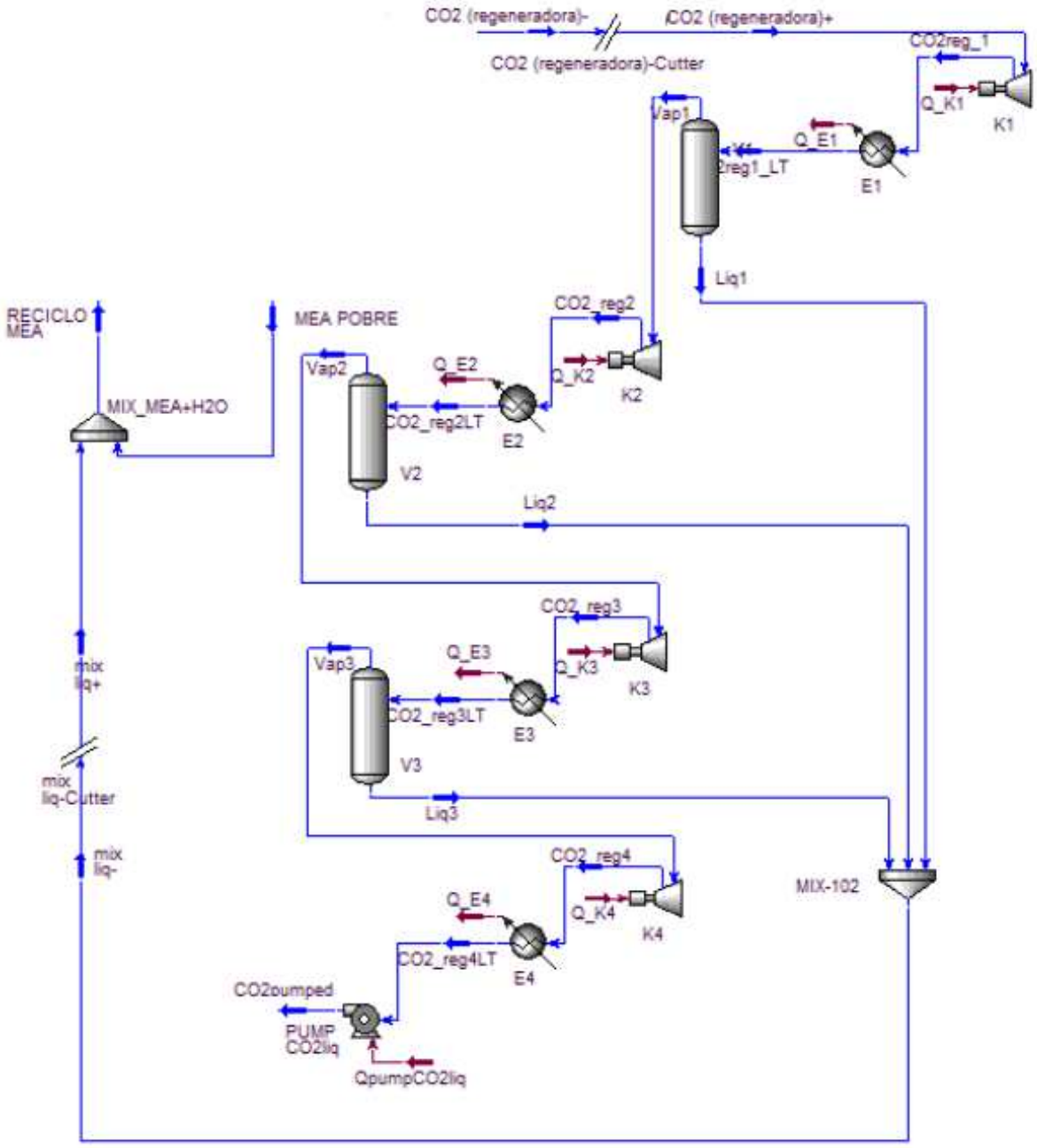


Figura 75: Ciclo de compressão de CO_2.

CAPÍTULO IV: SIMULAÇÃO DO PROCESSO

São apresentados os principais resultados obtidos na simulação, considerando os principais parâmetros a serem monitorados durante cada etapa do processo.

- SEPARADORES: primeiramente são mostrados os dados dos separadores envolvidos no processo. O fluxograma proposto envolve cinco separadores, sendo quatro bifásicos e um trifásico. Destes separadores, dois são submarinos (Tabela 24), outros dois atuam na plataforma (Tabela 25) e, por último, o separador trifásico *onshore* que recebe a corrente de saída do duto de gás não tratado (Tabela 26). Nestas tabelas, são mostradas, além das propriedades das correntes de entrada e saída, as composições.

- VASOS: da mesma forma como feito para os separadores, são mostradas para os vasos as propriedades e frações molares dos principais componentes que são separados nestes vasos (Tabelas 27 e 28).

Em todo o processo são exigidos sete vasos, sendo um na plataforma para separar a água presente no gás, antes deste retornar pelo *riser* para injeção no duto. Já os outros seis estão em ambiente *onshore*, três deles (VASO 1, VASO 2 e VASO 3) completam a separação da corrente líquida rica em MEG que deixa o separador trifásico e os outros três (V1, V2 e V3) pertencem a etapa de compressão do CO_2removido no ciclo de amina.

- TROCADORES DE CALOR: no processo proposto são utilizados cinco trocadores de calor casco e tubo (Tabela 29). Apenas dois deles conta com fluidos de processos no lado quente e no lado frio (TC1 e TC MEA), os outros três são trocadores de calor que funcionam com água de resfriamento.

- AQUECEDORES: este tipo de equipamento é requerido nas três etapas do processo, *subsea*, *topside* e *onshore*. O fluxograma é composto de sete aquecedores, sendo cinco deles localizados no continente (Tabela 30).

- RESFRIADORES: são necessários cinco resfriadores ao longo do projeto (Tabela 31), sendo todos eles localizados em ambiente *onshore*. Um deles é para complementar o resfriamento, feito em uma primeira etapa com água de resfriamento, da corrente de solvente recuperado da destilação extrativa. Já os quatro resfriadores são utilizados para resfriar as correntes de saída dos compressores na etapa de compressão do CO_2 removido no ciclo de amina.

- BOMBAS: são nove bombas necessárias ao longo do processo (Tabelas 32 e 33), entre elas seis têm como finalidade o aumento da pressão da corrente para que ela seja transportada, por duto ou *riser*. Já as três restantes, uma é a bomba de reinjeção de água no poço (WIP) e as outras três repressurizam o solvente da destilação extrativa (PUMP SOLV) e a MEA do ciclo de amina (PUMP MEA POBRE).

- COMPRESSORES: a necessidade de compressores pode ser divida em três etapas ao longo de todo o projeto. A primeira dela, composta por dois compressores em série, tem como objetivo aumentar a pressão do gás separado no *topside* para que este retorne pelo *riser* de descida até o ponto de injeção no duto submarino de gás.Na segunda etapa são requeridos três compressores para a compressão *onshore* do CO_2 separado da corrente de fundo do separador trifásico *onshore*. Este será injetado no duto de CO_2 de retorno para reinjeção no poço e precisa, portanto ser pressurizado para o transporte. Já a última etapa consiste na compressão do CO_2 separado no ciclo de amina, onde são necessários quatro compressores. Os principais parâmetros destes compressores estão na Tabelas 34 e 35.

- VÁLVULAS: foram utilizadas nos casos onde era necessária a redução de pressão da corrente de processo e seus dados são apresentados na Tabela 36.

- EJETOR: um ejetor gás-gás é proposto no fluxograma do processo realizado na plataforma, já que a corrente de gás proveniente do separador de alta pressão pode ser utilizada para aumentar a pressão da corrente de gás do separador de baixa pressão (Tabela 37).

- *RISER*: dois *risers*(Tabela 38) são utilizados para interligar o processo *subsea* com a plataforma. Um *riser* de subida transporta a corrente, rica em óleo, separado no primeiro separador submarino. Já o segundo *riser*, de descida, leva o gás contido nesta corrente e separado no *topside*, para ser injetado no duto de gás *subsea* e transportado para o continente.

- DUTOS: a simulação de cada um dos três dutos propostos foi divida em três segmentos. Isto para melhor simular as trocas de calor entre o duto e o ambiente, já que a temperatura da água do mar varia de acordo com sua profundidade. Na Tabela 39, são apresentadas apenas as temperaturas e pressões de entrada e de saída dos dutos, não sendo mostrados os dados intermediários entre os segmentos.

- COLUNA REGENERAÇÃO DE MEG: o sistema de regeneração de MEG através do sistema convencional simulado conta apenas como uma coluna de destilação. As especificações desta coluna foram feitas com base na razão de refluxo e na fração molar de monoetilenoglicol de 0,89 na corrente MEG POBRE que deixa o fundo da coluna. As propriedades desta coluna, assim como as frações dos principais componentes envolvidos neste processo de separação são apresentadas na Tabela 40.
- COLUNAS DO FRACIONAMENTO DO GÁS: são necessárias cinco colunas (Tabelas 41, 42, 43, 44 e 45) para esta etapa do processo, sendo que duas delas fazem parte da destilação extrativa.
- COLUNAS DO CICLO DE AMINA: a remoção de CO_2 da corrente rica em metano é realizada através da absorção de aminas, sendo necessárias uma absorvedora (Tabela 46) e uma regeneradora (Tabela 47).

Tabela 24: Tabela de propriedades e composição das correntes dos separadores *subsea*.

	SEPARADOR SUBSEA HP 1			SEPARADOR SUBSEA HP 2		
	ENTRADA	CORRENTES DE SAÍDA		ENTRADA	CORRENTES DE SAÍDA	
Corrente	TO SEP HOT	GAS SEP	ÓLEO e CO2	GAS SEP 4	Gliq	ÁGUA SEP SS 2
Fração vapor	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura (°C)	110,00	110,00	110,00	9,00	9,00	9,00
Pressão (kPa)	15950,00	15950,00	15950,00	15850,00	15850,00	15850,00
Vazão Molar (kgmol/h)	17731,55	17717,24	14,32	17717,24	17520,81	196,42
Vazão Mássica (kg/h)	700000,00	696672,76	3327,24	696672,76	693009,83	3662,93
Vazão volumétrica (Sm^3/h)	972,18	968,57	3,61	968,57	964,86	3,71
COMPOSIÇÃO (fração molar)						
C1	0,1591	0,1591	0,0664	0,1591	0,1609	0,0000
C2	0,0159	0,0159	0,0116	0,0159	0,0161	0,0000
C3	0,0118	0,0118	0,0130	0,0118	0,0119	0,0000
iC4	0,0048	0,0048	0,0072	0,0048	0,0049	0,0000
nC4	0,0043	0,0043	0,0072	0,0043	0,0044	0,0000
iC5	0,0019	0,0019	0,0042	0,0019	0,0019	0,0000
nC5	0,0023	0,0023	0,0056	0,0023	0,0023	0,0000
nC6	0,0030	0,0030	0,0109	0,0030	0,0030	0,0000
nC7	0,0001	0,0001	0,0006	0,0001	0,0001	0,0000
nC8	0,0002	0,0002	0,0012	0,0002	0,0002	0,0000
nC9	0,0001	0,0001	0,0012	0,0001	0,0001	0,0000
nC10	0,0001	0,0001	0,0011	0,0001	0,0001	0,0000
nC11	0,0001	0,0001	0,0013	0,0001	0,0001	0,0000
nC12	0,0001	0,0001	0,0015	0,0001	0,0001	0,0000
nC13	0,0000	0,0000	0,0019	0,0000	0,0000	0,0000
nC14	0,0000	0,0000	0,0024	0,0000	0,0000	0,0000
nC15	0,0000	0,0000	0,0025	0,0000	0,0000	0,0000
nC16	0,0000	0,0000	0,0026	0,0000	0,0000	0,0000
nC17	0,0000	0,0000	0,0031	0,0000	0,0000	0,0000
nC18	0,0000	0,0000	0,0033	0,0000	0,0000	0,0000
nC19	0,0000	0,0000	0,0034	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,7772	0,7775	0,4641	0,7775	0,7859	0,0244
N2	0,0005	0,0005	0,0001	0,0005	0,0005	0,0000
H2O	0,0180	0,0180	0,0067	0,0180	0,0073	0,9756
C20+	0,0003	0,0000	0,3768	0,0000	0,0000	0,0000
MEG	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela 25: Tabela de propriedades e composição das correntes dos separadores da plataforma.

	SEPARADOR TOPSIDE HP			SEPARADOR TOPSIDE LP		
	ENTRADA	CORRENTES DE SAÍDA		ENTRADA	CORRENTES DE SAÍDA	
Nome da corrente	ÓLEO e CO2 TS heated	GAS TOPSIDE	ÓLEO TOPSIDE	ÓLEO TOPSIDE LP	GAS TS	ÓLEO TS
Fração vaporizada	0,43	1,00	0,00	0,26	1,00	0,00
Temperatura (°C)	50,00	50,00	50,00	48,00	48,00	48,00
Pressão (kPa)	2564,83	2564,83	2564,83	100,00	100,00	100,00
Vazão Molar (kgmol/h)	14,32	6,18	8,14	8,14	2,08	6,05
Vazão Mássica (kg/h)	3327,24	247,30	3079,94	3079,94	91,39	2988,55
Vazão volumétrica (Sm^3/h)	3,61	0,34	3,27	3,27	0,13	3,15
COMPOSIÇÃO (fração molar)						
C1	0,0664	0,1385	0,0131	0,0131	0,0505	0,0002
C2	0,0116	0,0190	0,0063	0,0063	0,0235	0,0004
C3	0,0130	0,0142	0,0124	0,0124	0,0425	0,0020
iC4	0,0072	0,0050	0,0091	0,0091	0,0269	0,0029
nC4	0,0072	0,0041	0,0095	0,0095	0,0264	0,0037
iC5	0,0042	0,0013	0,0064	0,0064	0,0128	0,0042
nC5	0,0056	0,0015	0,0087	0,0087	0,0155	0,0064
nC6	0,0109	0,0012	0,0181	0,0181	0,0159	0,0189
nC7	0,0006	0,0000	0,0015	0,0015	0,0005	0,0018
nC8	0,0012	0,0000	0,0024	0,0024	0,0003	0,0031
nC9	0,0012	0,0000	0,0030	0,0030	0,0002	0,0040
nC10	0,0011	0,0000	0,0020	0,0020	0,0000	0,0027
nC11	0,0013	0,0000	0,0023	0,0023	0,0000	0,0030
nC12	0,0015	0,0000	0,0026	0,0026	0,0000	0,0035
nC13	0,0019	0,0000	0,0033	0,0033	0,0000	0,0044
nC14	0,0024	0,0000	0,0042	0,0042	0,0000	0,0056
nC15	0,0025	0,0000	0,0045	0,0045	0,0000	0,0060
nC16	0,0026	0,0000	0,0045	0,0045	0,0000	0,0061
nC17	0,0031	0,0000	0,0054	0,0054	0,0000	0,0073
nC18	0,0033	0,0000	0,0058	0,0058	0,0000	0,0078
nC19	0,0034	0,0000	0,0059	0,0059	0,0000	0,0079
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,4641	0,8083	0,2011	0,2011	0,7584	0,0086
N2	0,0001	0,0004	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
H2O	0,0067	0,0064	0,0070	0,0070	0,0264	0,0003
C20+	0,3768	0,0000	0,6610	0,6610	0,0000	0,8892
MEG	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabela 26: Tabela de propriedades e composição das correntes do separador *onshore*.

	SEPARADOR HP ONSHORE			
	ENTRADA	CORRENTES DE SAÍDA		
Nome da corrente	GAS+MEG_TO SEP	GAS ONSHORE	CONDENSADO	SEP_LIQ
Fração vaporizada	0,9415	0	1	0
Temperatura (°C)	12,2	12,2	12,2	12,2
Pressão (kPa)	4749,78	4749,78	4749,78	4749,78
Vazão Molar (kgmol/h)	18128,05	212,13	17067,66	848,27
Vazão Mássica (kg/h)	726479,93	11424,67	673180,46	41874,79
Vazão volumétrica (Sm^3/h)	996,92	15,72	940,89	40,31
COMPOSIÇÃO (fração molar)				
C1	0,1576	0,0425	0,1669	0,0001
C2	0,0158	0,0141	0,0167	0,0000
C3	0,0117	0,0298	0,0120	0,0009
iC4	0,0048	0,0227	0,0048	0,0012
nC4	0,0042	0,0260	0,0041	0,0013
iC5	0,0018	0,0199	0,0016	0,0017
nC5	0,0022	0,0288	0,0019	0,0027
nC6	0,0029	0,0771	0,0021	0,0000
nC7	0,0002	0,0071	0,0001	0,0000
nC8	0,0002	0,0110	0,0001	0,0000
nC9	0,0002	0,0131	0,0000	0,0000
nC10	0,0001	0,0058	0,0000	0,0000
nC11	0,0001	0,0053	0,0000	0,0000
nC12	0,0001	0,0045	0,0000	0,0000
nC13	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
nC14	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
nC15	0,0000	0,0004	0,0000	0,0001
nC16	0,0000	0,0021	0,0000	0,0000
nC17	0,0000	0,0020	0,0000	0,0000
nC18	0,0000	0,0018	0,0000	0,0000
nC19	0,0000	0,0016	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2	0,7584	0,6701	0,7890	0,1658
N2	0,0006	0,0001	0,0006	0,0000
H2O	0,0104	0,0003	0,0001	0,2212
C20+	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
MEG	0,0285	0,0137	0,0000	0,6051

Tabela 27: Propriedades e composição das correntes dos vasos (*topside* e recuperação do MEG).

			Fração vapor	Vazão (kg/h)	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Composição (fração molar)			
							CO2	Metano	Água	MEG
VASO TS	Entrada	**GAS TS 2**	0,9979	339,46	46,1	1230,4	0,7957	0,1163	0,0115	0,0000
	Correntes de saída	**ÁGUA TOPSIDE**	0	0,32	46,1	1230,4	0,0030	0,0000	0,9970	0,0000
		GAS TS TO COMP	1	339,15	46,1	1230,4	0,7973	0,1165	0,0094	0,0000
VASO 1	Entrada	**SEP_LIQ LP HOT**	0,185	41874,79	150,0	1050	0,1658	0,0001	0,2212	0,6051
	Correntes de saída	**LIQ_VASO1**	0	35185,91	150,0	1050	0,0117	0,0000	0,2485	0,7389
		GAS_VASO1	1	6688,88	150,0	1050	0,8433	0,0003	0,1008	0,0168
VASO 2	Entrada	**LIQ_VASO1 LP**	0,033	35185,91	144,9	150	0,0117	0,0000	0,2485	0,7389
		RICA EM ÁGUA _LP	0,008	440,00	39,8	150	0,0088	0,0000	0,8416	0,1494
	Correntes de saída	**MEG RICO**	0	34894,96	143,3	150	0,0007	0,0000	0,2532	0,7460
		TO FLARE	1	730,95	143,3	150	0,3341	0,0000	0,5636	0,0799
VASO 3	Entrada	**GAS_VASO1 LT**	0,8874	6688,88	40,0	1000	0,8433	0,0003	0,1008	0,0168
	Correntes de saída	**RICA EM ÁGUA**	0	440,00	40,0	1000	0,0088	0,0000	0,8416	0,1494
		CO2 (VASO 3)	1	6248,88	40,0	1000	0,9492	0,0004	0,0068	0,0000

Tabela 28: Propriedades e composição das correntes dos vasos (etapa de compressão de CO_2).

			Fração vapor	Vazão (kg/h)	Temp. (°C)	Pressão (kPa)	Composição (fração molar)	
							CO2	Água
V1	Entrada	**CO2reg1_LT**	0,9816	27629	50	220	0,9151	0,0744
	Correntes de saída	**Vap1**	1	27409,75	50	220	0,9322	0,0571
		Liq1	0	219,2495	50	220	0,0006	0,9994
V2	Entrada	**CO2reg2_LT**	0,9598	27409,75	50	760	0,9322	0,0571
	Correntes de saída	**Vap2**	1	26938,17	50	760	0,9711	0,0177
		Liq2	0	471,5824	50	760	0,0021	0,9979
V3	Entrada	**CO2reg3_LT**	0,9892	26938,17	50	2380	0,9711	0,0177
	Correntes de saída	**Vap3**	1	26815,65	50	2380	0,9817	0,007
		Liq3	0	122,521	50	2380	0,0064	0,9936

Tabela 29: Dados dos trocadores de calor.

	TROCADORES DE CALOR				
	TC1	**TC2**	**TC onshore**	**TC solv**	**TC MEA**
Área	subsea	subsea	onshore	onshore	onshore
Número de passes no casco	1	1	1	1	2
Passes de tubos por casco	2	2	2	2	2
UA (kJ/°C.h)	1,06E+07	5,93E+06	3,36E+04	5,96E+05	4,89E+06
vazão ref. casco (kg/h)	7,00E+05	2,61E+06	2,48E+04	5,82E+05	1,86E+04
vazão ref. tubo (kg/h)	6,97E+05	6,97E+05	6,69E+03	1,45E+05	1,80E+04
delta P casco (kPa)	0	0	0	0	0
delta P tubo (kPa)	50	50	50	50	50
delta T casco (°C)	61,59	-34	15	-77,4	22,34
delta T tubo (°C)	-67	6	-110	15	-32,07
T entrada (casco) (°C)	32,8	4	20	20	62,66
T saída (casco) (°C)	94,39	10	35	35	85
T entrada (tubo) (°C)	110	43	150	137,4	101,3
T saída (tubo) (°C)	43	9	40	60	69,23
carga térmica (kW)	3,55E+04	1,87E+04	4,46E+02	1,05E+04	1,46E+04

Tabela 30: Propriedades dos aquecedores.

	AQUECEDORES						
	HEATER SS	**HEATER TS**	**HEATER ON1**	**HEATER ON2**	**HEATER ON3**	**HEATER ON4**	**HEATER ON5**
Locação	subsea	topside	onshore	onshore	onshore	onshore	onshore
Temperatura entrada (°C)	94,39	2,47	2,18	4,19	12,18	14,51	-60,72
Temperatura saída (°C)	110	50	12,18	150	140	70	40
delta T (°C)	15,61	47,53	10	145,8	127,8	55,49	100,7
Carga térmica (kW)	6249	87,37	1,27E+04	4913,84	1209,86	15712,9	4079,49
Vazão (kg/h)	7,00E+05	3335	7,27E+05	4,19E+04	1,14E+04	6,85E+05	73341,8

Tabela 31: Propriedades dos resfriadores.

	RESFRIADORES				
	COOLER SOLV	**E1**	**E2**	**E3**	**E4**
Temperatura entrada (°C)	60	136	182,8	167,7	165,2
Temperatura saída (°C)	-58,88	50	50	50	50
delta T (°C)	-118,9	-85,99	-132,8	-117,7	-140,2
Carga térmica (kW)	1,07E+04	778,4	1,31E+03	978,3	2451
Vazão (kg/h)	1,45E+05	2,76E+04	2,74E+04	2,69E+04	2,68E+04

Tabela 32: Propriedades das bombas *subsea*.

	BOMBAS SUBSEA			
	BOMBA ÓLEO - SS	BOMBA GASliq	WIP	PUMP MEG
Vazão (kg/h)	3335	6,93E+05	3716	3,29E+04
delta T (°C)	0,589	10,04	0,3405	3,28
delta P (kPa)	6050	8150	4150	2,31E+04
Pressão sucção (kPa)	1,60E+04	1,59E+04	1,59E+04	1,91E+03
Pressão descarga (kPa)	2,20E+04	2,40E+04	2,00E+04	2,50E+04
Potência (kW)	8,5	2818,0	5,5	249,9

Tabela 33: Propriedades das bombas *onshore*.

	BOMBAS ONSHORE				
	PUMP MEG ONSHORE	PUMP CO2 (COL3)	PUMP SOLV	PUMP MEA POBRE	PUMP CO2liq
Vazão (kg/h)	3,29E+04	5,72E+05	1,45E+05	4,20E+05	2,68E+04
delta T (°C)	5,8	16,4	0,05	1	24,7
delta P (kPa)	2,68E+04	17000	100	2,97E+03	1,28E+04
Pressão sucção (kPa)	155	3,00E+03	2,90E+03	8,00E+01	7240
Pressão descarga (kPa)	2,70E+04	2,00E+04	3,00E+03	3,05E+03	2,00E+04
Potência (kW)	334,8	3760,072	8,1	454,4311	179,8821

Tabela 34: Propriedades dos compressores (Etapas 1 e 2).

	COMPRESSORES				
	COMPRESSORTS1	**COMPRESSORTS2**	**COMP1 CO2**	**COMP2 CO2**	**COMP3 CO2**
Locação	topside	topside	onshore	onshore	onshore
Potência (kW)	10,11	8,41	155,14	202,62	189,97
Tipo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo
Razão de compressão	3,251	2,153	3	3	2,222
Pressão sucção	1230	4000	1000	3000	9000
Pressão descarga	4000	8611	3000	9000	20000
Vazão (kg/h)	339,1	339,1	6,25E+03	6,25E+03	6,25E+03
delta T (°C)	107,5	82,39	98,3	119,7	101,6
delta P (kPa)	2770	4611	2000	6000	11000

Tabela 35: Propriedades dos compressores (Etapa 3).

	COMPRESSORES			
	K1	**K2**	**K3**	**K4**
Locação	onshore	onshore	onshore	onshore
Potência (kW)	700,07	958,02	788,04	694,46
Tipo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo	Centrífugo
Razão de compressão	2,7	3,68	3,2	3,06
Pressão sucção	100	220	760	2380
Pressão descarga	270	810	2430	7290
Vazão (kg/h)	27631,32675	27412,0652	2,69E+04	2,68E+04
delta T (°C)	96	132,8	117,7	115,2
delta P (kPa)	170	590	1670	4910

Tabela 36: Propriedades das válvulas.

	VÁLVULAS							
	VLV-100	**VLV-101**	**VLV-102**	**VLV-103**	**VLV-104**	**VLV-105**	**VLV-106**	**VLV-107**
Área	subsea	topside	onshore	onshore	onshore	onshore	onshore	onshore
Abertura (%)	50	50	50	50	50	50	50	50
Queda de pressão (kPa)	6000	2474	3649,8	900	850	1649,8	2000	2900
Vazão (kg/h)	700000	3088	41875	35186	440	684605	30931	447223
Pressão entrada (kPa)	2,20E+04	2574	4750	1050	1000	4650	3000	3000
Pressão saída (kPa)	1,60E+04	100	1100	150	150	3000	1000	100

Tabela 37: Propriedades do ejetor.

	EJETOR GAS-GAS		
	Fluido primário	Fluido secundário	Descarga
	GAS TOPSIDE	**GAS TS**	**GAS TS2**
Pressão (kPa)	2574	100	1230
Temperatura (°C)	50	48	46,08
Vazão mássica (kg/h)	247,4	92,08	339,46

Tabela 38: Propriedades dos *risers*.

	RISERS	
	RISER TO TOPSIDE	**RISER TO SUBSEA**
Comprimento (m)	2000	2000
Diâmetro (in)	12	3,15
delta P (kPa)	1,94E+04	-1,54E+04
delta T (°C)	108,1	231,7
Energia transferida (kW)	195,9	49,86
Vazão alimentada (kg/h)	3335	339

Tabela 39: Propriedades dos dutos propostos.

	DUTOS		
	Duto de gás	**Duto de MEG**	**Duto de CO2**
Vazão alimentada (kg/h)	7,26E+05	3,29E+04	6,05E+05
Temperatura entrada (°C)	20,00	189,86	16,18
Temperatura saída (°C)	2,18	4,31	3,66
Pressão entrada (kPa)	2,50E+04	2,70E+04	2,00E+04
Pressão saída (kPa)	4,88E+03	1,91E+03	1,12E+04

Tabela 40: Propriedades da coluna de regeneração de MEG e principais frações molares das correntes.

COLUNA DE REGENERAÇÃO DE MEG			
N° de pratos	8		
Razão de Refluxo	1,69		
Carga térmica condensador (kW)	2114		
Carga térmica refervedor (kW)	4561		
Composição (fração molar)			
Corrente	**MEG RICO**	**ÁGUA + CO2**	**MEG POBRE**
MEG	0,746	0,0001	0,8900
Água	0,2532	0,9951	0,1100
CO2	0,0007	0,0042	0

.

Tabela 41: Propriedades da COL1 e suas correntes.

COL1 (corte CO2/propano)			
N° de pratos	70		
Razão de Refluxo	8,04		
Carga térmica condensador (kW)	4,30E+05		
Carga térmica refervedor (kW)	4,12E+05		
Propriedades das correntes			
Corrente	GAS TO DEST_EXT LP	TOPO COL1	FUNDO COL1
Vazão mássica (kg/h)	684605,13	653674,32	30930,82
Temperatura (°C)	58	-14	119
Pressão (kPa)	3000	3000	3000
Fração molar CO2	0,7875	0,8117	0,0026
Fração molar C1	0,1653	0,1704	0,0000
Fração molar C2	0,0166	0,0171	0,0000
Fração molar C3	0,0123	0,0001	0,4057
Fração molar C4+	0,0174	0,0000	0,5824
Vazão mássica CO2 (kg/h)	598878,90	598818,99	59,91
Vazão mássica C1 (kg/h)	45831,91	45831,91	0,00
Vazão mássica C2 (kg/h)	8637,62	8637,62	0,00
Vazão mássica C3 (kg/h)	9335,28	93,31	9241,97
Vazão mássica C4 +(kg/h)	21388,35	0,00	21388,35

Tabela 42: Propriedades da COL2 e suas correntes.

COL2 (corte propano/C4+)			
N° de pratos	30		
Razão de Refluxo	2,5		
Carga térmica condensador (kW)	2,18E+03		
Carga térmica refervedor (kW)	1,80E+03		
Propriedades das correntes			
Corrente	FUNDO COL1_LP	PROPANO	C4+
Vazão mássica (kg/h)	30930,82	9314,30	21616,52
Temperatura (°C)	76	28	93
Pressão (kPa)	1000	1000	1000
Fração molar CO2	0,0026	0,0065	0,0000
Fração molar C1	0,0000	0,0000	0,0000
Fração molar C2	0,0000	0,0000	0,0000
Fração molar C3	0,4057	0,9501	0,0338
Fração molar C4+	0,5824	0,0209	0,9660
Vazão mássica CO2 (kg/h)	59,91	59,91	0,00
Vazão mássica C1 (kg/h)	0,00	0,00	0,00
Vazão mássica C2 (kg/h)	0,00	0,00	0,00
Vazão mássica C3 (kg/h)	9241,97	8784,58	457,39
Vazão mássica C4 +(kg/h)	21388,35	254,12	21134,22

Tabela 43: Propriedades da COL3 e suas correntes.

COL3 (corte etano/CO2)			
N° de pratos	50		
Razão de Refluxo	8,62		
Carga térmica condensador (kW)	9,47E+04		
Carga térmica refervedor (kW)	5,38E+04		
Propriedades das correntes			
Corrente	TOPO COL1	TOPO_COL3	CO2_COL3
Vazão mássica (kg/h)	653674,32	81672,65	572001,66
Temperatura (°C)	-14	-59	-5
Pressão (kPa)	3000	3000	3000
Fração molar CO2	0,8117	0,1626	0,9997
Fração molar C1	0,1704	0,7587	0,0000
Fração molar C2	0,0171	0,0759	0,0001
Fração molar C3	0,0001	0,0000	0,0002
Fração molar C4+	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica CO2 (kg/h)	598818,99	26953,82	571865,17
Vazão mássica C1 (kg/h)	45831,91	45831,91	0,00
Vazão mássica C2 (kg/h)	8637,62	8594,44	43,18
Vazão mássica C3 (kg/h)	93,31	0,00	93,31

Tabela 44: Propriedades da COL EXT1 e suas correntes.

COL EXT1				
N° de pratos	50			
Razão de Refluxo	0,5			
Carga térmica condensador (kW)	7,58E+03			
Carga térmica refervedor (kW)	2,65E+04			
Propriedades das correntes				
Corrente	SOLV	TOPO_COL3	TOPO COLEXT1	FUNDO COLEXT1
Vazão mássica (kg/h)	145309,33	81672,08	73341,22	153640,19
Temperatura (°C)	-58,8	-58,9	-60,7	119,2
Pressão (kPa)	3000	3000	3000	3000
Fração molar CO2	0,0000	0,1626	0,1758	0,0000
Fração molar C1	0,0000	0,7587	0,8199	0,0000
Fração molar C2	0,0000	0,0759	0,0000	0,1027
Fração molar nC4	1,0000	0,0000	0,0013	0,8972
Vazão mássica CO2 (kg/h)	0,00	26953,25	26950,55	2,69
Vazão mássica C1 (kg/h)	0,00	45831,91	45831,91	0,00
Vazão mássica C2 (kg/h)	0,72	8594,44	2,34	8592,81
Vazão mássica nC4 (kg/h)	145308,62	0,00	263,92	145044,69

Tabela 45: Propriedades da COL EXT2 e suas correntes.

COL EXT2			
N° de pratos	50		
Razão de Refluxo	22,8		
Carga térmica condensador (kW)	1,39E+04		
Carga térmica refervedor (kW)	1,64E+04		
Propriedades das correntes			
Corrente	FUNDO COLEXT1	TOPO COLEXT2 (ETANO)	FUNDO COLEXT2
Vazão mássica (kg/h)	153640,19	8594,64	145045,55
Temperatura (°C)	119,2	9,5	137
Pressão (kPa)	3000	3000	3000
Fração molar CO2	0,0000	0,0002	0,0000
Fração molar C1	0,0000	0,0000	0,0000
Fração molar C2	0,1027	0,9998	0,0000
Fração molar nC4	0,8972	0,0000	1,0000
Vazão mássica CO2 (kg/h)	2,69	2,69	0,00
Vazão mássica C1 (kg/h)	0,00	0,00	0,00
Vazão mássica C2 (kg/h)	8592,81	8591,95	0,86
Vazão mássica nC4 (kg/h)	145044,69	0,00	145044,69

Tabela 46: Propriedades da ABSORVEDORA e suas correntes.

ABSORVEDORA				
N° de pratos	10			
Propriedades das correntes				
Corrente	MEA	TOPO COLEXT1 HOT	RICA METANO	MEA RICA
Vazão mássica (kg/h)	420639,76	73341,22	46758,37	447222,61
Temperatura (°C)	40,0	40,0	40,4	64,8
Pressão (kPa)	3000	3000	3000	3000
Fração molar CO2	0,0264	0,1758	0,0027	0,0581
Fração molar C1	0,0000	0,8199	0,9895	0,0004
Fração molar MEA	0,1084	0,0000	0,0000	0,1049
Fração molar H2O	0,8651	0,0000	0,0026	0,8366
Vazão mássica CO2 (kg/h)	20928,97	26951,15	341,59	47538,52
Vazão mássica C1 (kg/h)	0,00	45831,91	45720,66	111,25
Vazão mássica MEA (kg/h)	119206,46	0,00	2,03	119204,43
Vazão mássica H20 (kg/h)	280504,34	0,00	135,91	280368,42

Tabela 47: Propriedades da REGENERADORA e suas correntes.

REGENERADORA			
N° de pratos	40		
Razão de Refluxo	1,94		
Carga térmica condensador (kW)	1,43E+04		
Carga térmica refervedor (kW)	2,78E+04		
Propriedades das correntes			
Corrente	MEA RICA LP HT	CO2 (regeneradora)-	MEA POBRE
Vazão mássica (kg/h)	447222,61	27632,34	419590,27
Temperatura (°C)	85,0	40,0	101
Pressão (kPa)	100	100	100
Fração molar CO2	0,0581	0,9151	0,0265
Fração molar C1	0,0004	0,0105	0,0000
Fração molar MEA	0,1049	0,0000	0,1088
Fração molar H2O	0,8366	0,0744	0,8647
Vazão mássica CO2 (kg/h)	47538,09	26633,86	20904,23
Vazão mássica C1 (kg/h)	111,25	111,25	0,00
Vazão mássica MEA (kg/h)	119204,43	0,00	119204,43
Vazão mássica H20 (kg/h)	280368,42	886,81	279481,62

CAPÍTULO V: DIMENSIONAMENTO E CÁLCULO DO CUSTO DO SISTEMA DE DUTOS

O dimensionamento dos três dutos propostos no projeto envolve o cálculo do diâmetro interno e da espessura, que são variáveis básicas para o cálculo do custo.

V.1 – Cálculo do diâmetro e espessura dos dutos

Para o dimensionamento dos dutos foi utilizado o modelo de McCoy e Rubin (2008), descrito no Item II.11.2. Para a realização dos cálculos envolvidos neste modelo foram utilizados os dados obtidos na simulação e para isto foi feito então uma integração HYSYS – Excel, através de *Visual Basic for Applications* (VBA).

Para esta integração foram criados quatro módulos no VBA (apresentados no Apêndice A), o primeiro deles tem como objetivo conectar a simulação realizada em ambiente HYSYS com a planilha onde serão realizados os cálculos. Já os outros três módulos são referentes aos cálculos de cada um dos dutos.

O cálculo do diâmetro envolve um processo iterativo, necessitando de uma estimativa inicial para o mesmo. McCoy e Rubin (2008) propõem que essa estimativa seja baseada na velocidade de 1,36 m/s para o fluido. Porém, para este trabalho, os dutos já haviam sido simulados com uma estimativa inicial. Então para a otimização do diâmetro destes dutos foi realizado o cálculo proposto em McCoy e Rubin (2008) utilizando como estimativa inicial os diâmetros já simulados (Tabela 48).

Tabela 48: Estimativa inicial dos diâmetros dos dutos.

	Vazão alimentada (kg/h)	Estimativa inicial para o diâmetro
Duto de Gás	7,26 E+05	32 in
Duto de MEG	3,29E+04	5 in
Duto de CO2	6,05E+05	20 in

O cálculo do diâmetro é então realizado conforme as etapas descritas no Item II.11.2. Este diâmetro calculado precisa ainda ser aproximado para o próximo valor de NPS disponível, sendo que estes valores de NPS são relacionados ao diâmetro externo do duto em polegadas (Tabela 49).

Tabela 49: Resultados obtidos no cálculo do diâmetro.

	Duto de Gás	Duto de MEG	Duto de CO2
Diâmetro interno calculado (in)	23,04	4,13	13,11
Próximo Valor NPS disponível*	24	4,5	14
Diâmetro externo (in)	24	4,5	14

A próxima etapa do dimensionamento consiste em calcular a espessura da parede do tubo, e a partir dela e do diâmetro externo já calculado, obter o diâmetro interno dos dutos. Para este cálculo é necessária a pressão máxima de operação do duto (conforme Equação 7), esta pressão foi obtida na simulação em Hysys (já atualizada com o novo diâmetro calculado). Foram obtidos então os seguintes valores de espessura e diâmetro interno para os dutos (Tabela 50).

Tabela 50: Pressão máxima operacional, espessura e diâmetro interno final dos dutos.

	Duto de Gás	Duto de MEG	Duto de CO2
Pressão máxima no duto (kPa)	25000	27000	37337,03
Espessura da parede (mm)	21,91	4,44	19,09
Diâmetro interno final (in)	23,14	4,32	13,25

V.2 – Cálculo do custo do sistema de transporte

O custo de transporte compreende o custo dos dutos e o custo das bombas e compressores necessários para a pressurização dos fluidos a serem transportados.

V.2.1 – Custos dos dutos

Os modelos lineares de custo assumem uma relação linear entre custo e comprimento, o que não condiz com os dados divulgados pela FERC, uma vez que não consideram economias de escala. Porém após certo comprimento, estas economias de escala passam a ter uma influencia muito menor no custo (KNOOPE et al, 2013).

Alguns dos modelos citados no Item II.11.3 assumem economias de escala relacionadas ao comprimento do duto, são eles Piessens et al (2008), os modelos quadráticos (IEA GHG, 2002 e Parker, 2004), o modelo logarítmico de McCoy e Rubin

(2008) e o modelos baseado na vazão de Dahowski et al (2009). Sendo que para as equações quadradas o efeito global desse fator torna-se menor à medida que o aumenta-se o comprimento do duto, de acordo com o que é observado nos dados da FERC.

Segundo Knoope et al (2013), outro fator importante na análise dos cálculos de custo é a espessura da parede, que é influenciada pela pressão máxima de operação do duto e pelo material utilizado. O material utilizado influencia também em custos de construção, já que dutos de paredes mais finas são mais fáceis de soldar e mais baratas de transportar (GRAF et al, 2003). No entanto, apesar da grande influência do tipo de aço sobre o custo do gasoduto, apenas três fontes (IEA GHG, 2002; GAO et al, 2011 e SERPA et al, 2011) citam, explicitamente, o tipo de aço em seus modelos.

Entre os modelos citados, apenas os modelos lineares, Van de Broek et al (2010), Heddle et al (2003), ElementEnergy (2010), o quadrático , IEA GHG (2002) e o baseado na vazão (Serpa et al, 2011) são aplicáveis para ambiente *offshore*. Portanto para o cálculo do custo dos dutos propostos neste trabalho foi utilizado o modelo proposto em IEA GHG (2002), pois além de incluir material e economia de escala em seus modelos, apresenta um modelo diferente só para dutos *offshore*.

O modelo de IEA GHG (2002) para dutos *offshore* é feito para lâminas d'água de 600 a 800 metros. Porém, de acordo com Bai e Bai (2010), o custo de sistemas *subsea* é relativamente linear com o aumento da profundidade da água. Tendo conhecimento desta relação, foi utilizado, neste trabalho, um fator para ajustar o modelo de IEA GHG (2002) à profundidade dos dutos propostos. Como o modelo inicial é para profundidades de 600 a 800 metros, então para a profundidade de 2000 metros foi utilizado um fator 3,5, tendo como base a linearidade do custo com a lâmina d'água e o fato do assentamento no oceano a 2000 metros de profundidade ser mais caro.

De forma complementar ao modelo de IEA GHG (2002) foi adicionado um custo relacionado ao revestimento do duto. Este custo foi baseado nos dados de revestimento mencionados em Bai e Bai (2010), onde são citados custos de revestimento (US$/m) para dutos de 4, 10, 12, 16 e 20 polegadas (Tabela 51). Conforme pode ser observado, estes custos (US$/m) seguem uma relação linear com o diâmetro. Sendo assim, foi realizado o ajuste linear (R^2= 0,984) e obtida a equação que relaciona diâmetro (D) e custo de revestimento (C_{rev}) (Figura 76). Desta forma foi possível obter estes custos para os diâmetros dos dutos propostos e somá-los aos custos calculados pelo modelo de IEA GHG (2002) (Tabela 52).

Tabela 51: Custo do revestimento (US$/m) (BAI e BAI, 2010).

Diâmetro (in)	4	10	12	16	20
Custo do revestimento (US$/m)	150	360	400	480	590

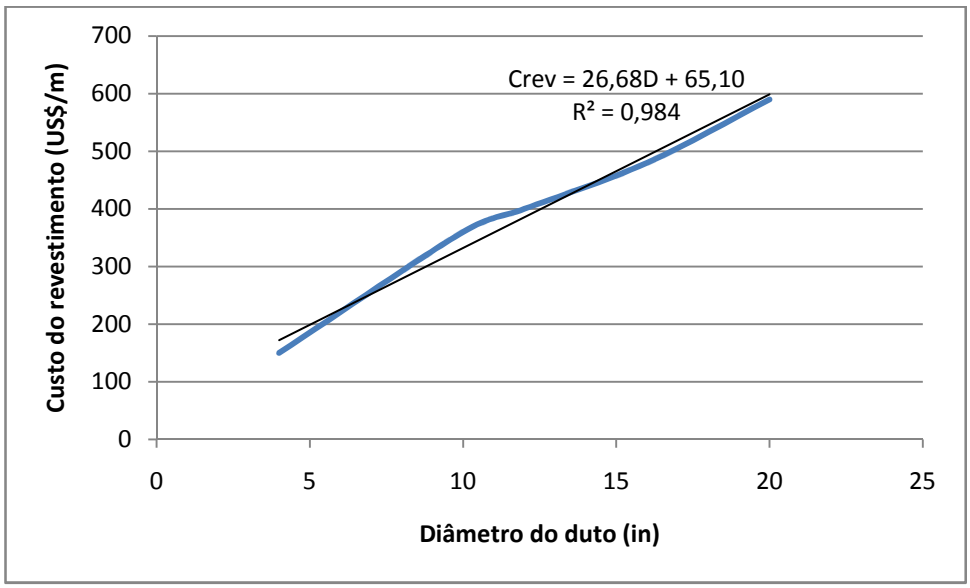


Figura 76: Ajuste linear dos dados de custo de revestimento (US$/m *versus* diâmetro).

Na Tabela 52 são apresentados os custos calculados para cada duto.

Tabela 52: Custos dos dutos propostos.

Duto	Custo Revestimento			Custo IEA GHG, 2002 (milhões US$)	Custo Total (milhões US$)
	US$/m	Para 350 km (US$)	milhões US$		
MEG	185,16	64806000	64,81	516,39	581,20
CO2	438,62	153517000	153,52	608,35	761,87
GÁS	705,42	246897000	246,90	827,35	1074,25

V.2.2 – Custos dos compressores e bombas

Conforme descrito no Item II.11.3, os custos de compressores e bombas foram calculados também segundo o modelo proposto em IEA GHG (2002). As equações tanto para bomba como para compressores só depende da potência de cada um deles, valor este que já é fornecido na simulação.

Nesta etapa foram calculados apenas os custos dos compressores e bombas envolvidos no sistema de transporte, ou seja, aqueles que pressurizam o fluido para serem injetados no duto e transportados. Estes custos são apresentados na tabelas 53 e 54.

Tabela 53: Custos dos compressores do sistema de transporte.

COMPRESSORES			
Compressor	Potência (kW)	Potência (MW)	Custo (Milhões de dólares)
COMP1 CO2	155,1	0,1551	6,48
COMP2 CO2	202,6	0,2026	6,51
COMP 3 CO2	190	0,1900	6,50
K1	700	0,7000	6,79
K2	957,9	0,9579	6,94
K3	787,9	0,7879	6,84
K4	694,4	0,6944	6,79
		TOTAL:	46,84

Tabela 54: Custos das bombas do sistema de transporte.

BOMBAS			
Bomba	Potência (kW)	Potência (MW)	Custo (Milhões de dólares)
BOMBA GASliq	3164	3,1640	25,20
MEGpump	261,3	0,2613	2,50
pump_CO2(col3)	3760	3,7600	29,86
P_CO2liq	179,9	0,1799	1,87
		TOTAL:	59,44

CAPÍTULO VI: ANÁLISE E DISCUSSÃO

Com base nos cálculos de balanços de massa e energia realizados no ASPEN HYSYS, é possível uma análise de desempenho do processo quanto ao cumprimento das metas de projeto. Para esta análise, foram utilizadas a corrente de alimentação dimensionante do projeto (SS-UNIT) e as correntes finais da simulação, a saber:

- ÓLEO TS: Corrente de óleo que deixa o segundo separador bifásico da plataforma;
- ÁGUA TOPSIDE: corrente de água separada do gás após este deixar o ejetor na plataforma;
- ÁGUA+CO2 to EOR: corrente rica em água proveniente do segundo separador *subsea*;
- TO FLARE: corrente de topo do VASO 2 localizado no continente;
- ÁGUA+CO2: corrente de topo obtida na coluna de regeneração de MEG;
- PROPANO: corrente de topo da COL2 (coluna do corte C3/C4+), rica em propano;
- C4+: corrente de fundo da COL2 (coluna do corte C3/C4+), rica em butanos e hidrocarbonetos mais pesados;
- TOPO COLEXT2 (C2): corrente de topo da segunda coluna extrativa, é a corrente rica em etano;
- RICA METANO: corrente de topo da absorvedora do ciclo de amina, rica em metano;
- CO2 TO PIPE: é a corrente que corresponde a mistura das três correntes de CO2 separado ao longo do processo *onshore* e que será injetada no duto de retorno.

O cálculo, apresentado na Tabela 55, utilizou como referência as vazões mássicas de CO_2, de metano, etano, propano, C4+(*), C20+ e água. Calculou-se então o percentual das vazões mássicas destes componentes, nas correntes já citadas, em relação às vazões destes componentes na corrente de alimentação SS-UNIT.

Tabela 55: Percentual das correntes finais em relação à alimentação.

	CO2	METANO	ETANO	PROPANO	C4+(*)	C20+	H2O
SS-UNIT	605285,80	45832,81	8637,76	9369,95	21895,14	2920,97	5764,97
ÓLEO TS	0,0004	0,0000	0,0008	0,0056	0,4365	99,1785	0,0006
ÁGUA TOPSIDE	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0054
ÁGUA+ CO2 to EOR	0,0352	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	60,7567
TO FLARE	0,0564	0,0000	0,0000	0,0057	0,1731	0,0000	4,0904
ÁGUA +CO2	0,0034	0,0000	0,0000	0,0001	0,0261	0,0000	34,4866
PROPANO	0,0099	0,0000	0,0000	93,7559	1,1607	0,0000	0,5515
C4+	0,0000	0,0000	0,0000	4,8782	96,5247	0,8215	0,0000
TOPO COLEXT2(C2)	0,0004	0,0000	99,4697	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
RICA METANO	0,0564	99,7553	0,0271	0,0000	1,2051	0,0000	2,3576
CO2 TO PIPE	99,8408	0,2446	0,5008	1,3544	1,6790	0,0000	1,6495

C4+(*): Se refere aos hidrocarbonetos que possuem de 4 a 19 átomos de carbono. O componente hipotético C20+ (explicado no item III.1) não foi incluído no parâmetro C4+ para que este servisse como um indicador para o óleo, e assim a avaliação do porcentagem de óleo separado no *topside* e a de C4+ separada da corrente gasosa no continente pudesse ser feita.

A partir desta análise é possível observar que as metas do projeto são atingidas, uma vez que as porcentagens de CO_2, metano, etano e C20+ atingem valores superiores a 99% nas correntes que por principio devem conter, respectivamente, todo o CO_2, metano, etano e óleo separados. Apenas as correntes de propano e C4+ não atingiram recuperação superior a 99%, porém ambas ultrapassaram os 90% de recuperação.

Quanto à vazão inicial de água, esta já se distribui por mais correntes ao longo do processo. Porém somando-se o percentual referente à água das duas correntes ricas neste componente (ÁGUA+CO2 to EOR e ÁGUA+CO2) é obtido percentual superior a 95%. Deste percentual, aproximadamente 60% corresponde à água separada no processamento *subsea* e que é destinada à reinjeção.

Já na Tabela 56, são apresentadas as composições (em frações molares) e vazões mássicas das correntes finais do processo, comprovando também a eficácia do processo de separação escolhido.

Tabela 56: Composição molar e vazão mássica das correntes finais.

		Correntes Finais									
		ÓLEO TS	ÁGUA TOPSIDE	ÁGUA+ CO2 to EOR	TO FLARE	ÁGUA +CO2	PROPANO	C4+	TOPO COLEXT2(C2)	RICA METANO	CO2 TO PIPE
Vazão mássica (kg/s)		2995,51	0,32	3715,71	730,95	2014,90	9314,61	21616,21	8594,63	46758,22	605067,67
Composição molar	**CO2**	0,0086	0,0030	0,0243	0,3341	0,0042	0,0065	0,0000	0,0002	0,0027	0,9984
	C1	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9895	0,0005
	C2	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9998	0,0000	0,0001
	C3	0,0020	0,0000	0,0000	0,0005	0,0000	0,9501	0,0338	0,0000	0,0000	0,0002
	iC4	0,0029	0,0000	0,0000	0,0016	0,0000	0,0205	0,2665	0,0000	0,0000	0,0001
	nC4	0,0037	0,0000	0,0000	0,0021	0,0000	0,0003	0,2464	0,0000	0,0016	0,0001
	iC5	0,0042	0,0000	0,0000	0,0063	0,0002	0,0000	0,1033	0,0000	0,0000	0,0001
	nC5	0,0064	0,0000	0,0000	0,0113	0,0004	0,0000	0,1239	0,0000	0,0000	0,0001
	nC6	0,0189	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1728	0,0000	0,0000	0,0000
	nC7	0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0096	0,0000	0,0000	0,0000
	nC8	0,0031	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0107	0,0000	0,0000	0,0000
	nC9	0,0040	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0098	0,0000	0,0000	0,0000
	nC10	0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0043	0,0000	0,0000	0,0000
	nC11	0,0030	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0037	0,0000	0,0000	0,0000
	nC12	0,0035	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0031	0,0000	0,0000	0,0000
	nC13	0,0044	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0027	0,0000	0,0000	0,0000
	nC14	0,0056	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0023	0,0000	0,0000	0,0000
	nC15	0,0060	0,0000	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0016	0,0000	0,0000	0,0000
	nC16	0,0061	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0016	0,0000	0,0000	0,0000
	nC17	0,0073	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0014	0,0000	0,0000	0,0000
	nC18	0,0078	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0012	0,0000	0,0000	0,0000
	nC19	0,0079	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000
	C20+	0,8892	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000
	H2O	0,0003	0,9970	0,9757	0,5636	0,9951	0,0084	0,0000	0,0000	0,0026	0,0004

Outra análise que pode ser feita é quanto ao poder calorífico da corrente rica em metano produzida. A relevância desta análise consiste no fato do preço do gás natural ser dado em função desta propriedade do gás.

O preço do gás natural no Brasil, de forma diferente ao que ocorre no resto do mundo, vem aumentando. Isto porque mesmo com a forte queda no preço do petróleo,

houve a desvalorização do real. Em janeiro de 2015, um milhão de BTU de gás custava US$ 7,4, equivalentes a R$ 19,50 pela taxa de câmbio da época. E em janeiro de 2016, o preço do gás caiu para US$ 5,6, custando agora R$ 22,70 devido à desvalorização da moeda nacional (www.abegas.org.br/Site/?p=54132). Já o preço mensal internacional do gás natural, em janeiro de 2016, ficou em US$ 2,7/milhão BTU, valor bem abaixo da media brasileira (www.indexmundi.com). Cabe ressaltar também o preço de importação do gás natural boliviano. Uma vez que da oferta total de 95,03 milhões de m^3/dia, em média 32,06 milhões de m^3/dia foram importados da Bolívia por cerca de 4 US$/ milhão de BTU.

Na Tabela 57, é apresentado o poder calorífico da corrente rica em metano, assim como os respectivos valores para os preços a nível mundial, nacional e de importação citados acima.

Tabela 57: Análise do poder calorífico da corrente rica em metano e valor quanto ao preço do gás natural.

	RICA METANO
Poder calorífico por massa (kJ/kg)	49.186,22
Vazão mássica (kg/h)	46.758,22
Poder calorífico (kJ/h)	2.299.860.351,91
Poder calorífico (BTU/h)	2.179.847.015,87
Poder calorífico (BTU/d)	52.316.328.380,77
Valor a preço de US$ 2,27/milhão de BTU (UU$/dia)	118.758,07
Valor a preço de US$ 5/milhão de BTU (UU$/dia)	261.581,64
Valor a preço de US$ 5,6/milhão de BTU (UU$/dia)	292.971,44

Tendo conhecido o valor referente ao poder calorífico da corrente rica em metano, é possível realizar uma análise do consumo específico de energia elétrica e térmica (kW/BTU.h^{-1} de metano produzido) (Tabela 58).

Tabela 58: Consumo específico de energia por BTU/h de metano produzido.

	EQUIPAMENTO			ÁREA	CONSUMO ENERGÉTICO (kW)		CONSUMO ESPECÍFICO DE ENERGIA (kW/BTU.h^{-1} de metano produzido)
ENERGIA TÉRMICA	AQUECEDORES	HEATER SS		subsea	6249	44952,46	2,06E-05
		HEATER TS		offshore	87,37		
		HEATER ON1		onshore	12700,00		
		HEATER ON2		onshore	4913,84		
		HEATER ON3		onshore	1209,86		
		HEATER ON4		onshore	15712,9		
		HEATER ON5		onshore	4079,49		
	RESFRIADORES	COOLER SOLV		onshore	10700,00	16212,70	7,44E-06
		E1		onshore	778,40		
		E2		onshore	1305,00		
		E3		onshore	978,30		
		E4		onshore	2451,00		
	COLUNAS	COL. REG. MEG	Condensador	onshore	2114,00	1110728,58	5,10E-04
			Refervedor	onshore	4561,00		
		COL 1	Condensador	onshore	430876,82		
			Refervedor	onshore	414153,97		
		COL 2	Condensador	onshore	2185,00		
			Refervedor	onshore	1795,00		
		COL 3	Condensador	onshore	94738,97		
			Refervedor	onshore	53768,40		
		COL EXT 1	Condensador	onshore	7580,00		
			Refervedor	onshore	26476,96		
		COL EXT 2	Condensador	onshore	13927,32		
			Refervedor	onshore	16429,22		
		REGENERADORA	Condensador	onshore	14322,28		
			Refervedor	onshore	27799,63		
ENERGIA ELÉTRICA	BOMBAS	COMPRESSOR TS1		offshore	10,11	3706,84	1,70E-06
		COMPRESSOR TS2		offshore	8,41		
		COMP1 CO2		onshore	155,14		
		COMP2 CO2		onshore	202,62		
		COMP3 CO2		onshore	189,97		
		K1		onshore	700,07		
		K2		onshore	958,02		
		K3		onshore	788,04		
		K4		onshore	694,46		

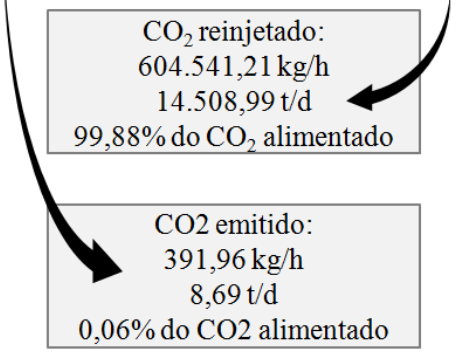
		EQUIPAMENTO	ÁREA	CONSUMO ENERGÉTICO (kW)		CONSUMO ESPECÍFICO DE ENERGIA (kW/BTU.h^{-1} de metano produzido)
ENERGIA ELÉTRICA	COMPRESSORES	BOMBA ÓLEO - SS	subsea	8,46	7819,19	3,59E-06
		BOMBA GASliq	subsea	2818,00		
		WIP	subsea	5,52		
		PUMP MEG	subsea	249,92		
		PUMP MEG ONSHORE	onshore	334,81		
		PUMP CO2 (COL3)	onshore	3760,07		
		PUMP SOLV	onshore	8,10		
		PUMP MEA POBRE	onshore	454,43		
		PUMP CO2liq	onshore	179,88		
ENERGIA TOTAL REQUERIDA:				1.183.419,77 kW		5,43E-04 kW/BTU.h-1

Uma vez que um dos grandes motivadores da proposta deste trabalho é o dióxido de carbono, segue uma análise relacionada a este componente. A corrente que alimenta o duto de retorno de CO_2 (CO2 TO PIPE) é formada pela mistura de três correntes de CO_2 separadas ao longo de todo o processo *onshore*: CO2 (VASO 3), CO2_COL3 e CO2 (regeneradora). Esta corrente é composta por aproximadamente 99,8% do CO_2 alimentado ao processo, tendo fração molar de CO_2 igual a 0,9984. Como o objetivo é a reinjetar o CO_2 separado, estas correntes precisam ser pressurizadas até a pressão de exportação (200 bar). Devido a isto, o processo proposto apresenta como vantagem obter a maior parte do CO_2 recuperado no estado líquido (corrente CO2_COL3 que corresponde a aproximadamente 94,5% do CO_2 alimentado ao processo) (Tabela 59), visto que a demanda energética de bombeamento é menor que a de compressão.

Outra análise relativa ao CO_2, é quanto ao que é emitido e o que é reinjetado (Tabela 59). Para calcular a vazão de CO_2 emitida, foram utilizadas as correntes finais de processo TO FLARE e ÁGUA + CO2, que possuem em sua composição basicamente água e CO_2, com quantidades muito pequenas de hidrocarbonetos (Tabela 56). Por esta análise é possível obter a razão CO_2 emitido/ CO_2 reinjetado, sendo esta igual a 0,0006. O que demonstra que a objetivo da proposta de processamento foi alcançado, já que 99,88% do CO_2 presente no gás é reinjetado, evitando a problemática de emissão de CO_2 durante a exploração de campos ultra ricos em CO_2.

Tabela 59: Análise do processo quanto às vazões de dióxido de carbono.

Correntes	Vazão de CO2 (kg/h)	% em relação ao CO2 alimentado
SS-UNIT	605.285,80	-
ÓLEO TS	2,31	0,000382131
ÁGUA TOPSIDE	0,00	3,77006E-07
TO FLARE	341,48	0,056416297
ÁGUA +CO2	20,48	0,003383773
PROPANO	59,91	0,009897754
C4+	0,00	2,93591E-15
TOPO COLEXT2(C2)	2,67	0,000441815
RICA METANO	341,17	0,056364604
CO2 (regeneradora)	26.631,11	4,399757864
CO2_COL3	571.867,48	94,47891893
CO2 (VASO 3)	5.829,53	0,963104536
ÁGUA+ CO2 to EOR	213,09	0,035204086



Como as etapas de fracionamento do gás natural envolvem processos criogênicos e correntes com CO_2 em sua composição, foi realizado o teste de CO_2 *freeze-out*, disponível no simulador HYSYS, nos pontos mais frios das colunas de destilação, com potencial de congelamento de CO_2. Esta utilidade presente no simulador permite avaliar se há congelamento ou não de CO_2 e qual a temperatura para determinada corrente em que há o congelamento. Desta forma foram avaliados os topos da coluna COL 3 (do condensador até o 6° prato) e da COL EXT 1 (do condensador até o 25° prato). Com os resultados obtidos nesta verificação, foram obtidos os gráficos para cada topo de coluna (Figuras 77 e 78), onde são mostradas as temperaturas das correntes em cada estágio e as respectivas temperaturas onde ocorreria o congelamento do CO_2. Conforme pode ser observados nos gráficos, não há risco de congelamento de CO_2 em nenhum ponto destas colunas, excetuando-se o condensador de topo da coluna

COL EXT 1, onde a diferença de temperatura para o ponto de *freeze-out* é da ordem de apenas 3°C.

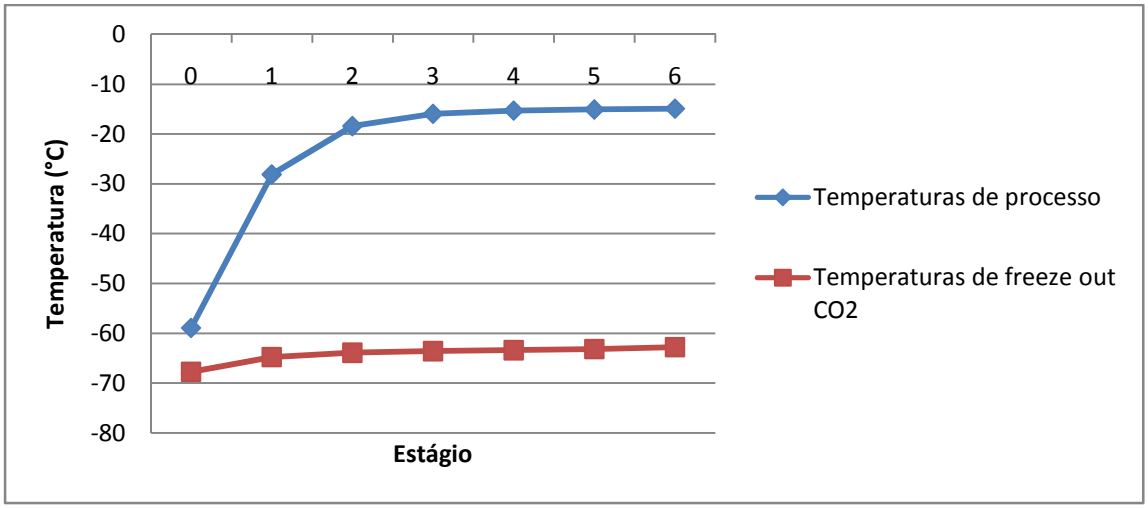


Figura 77: Teste de *Freeze-Out* (congelamento) de CO_2 para COL 3.

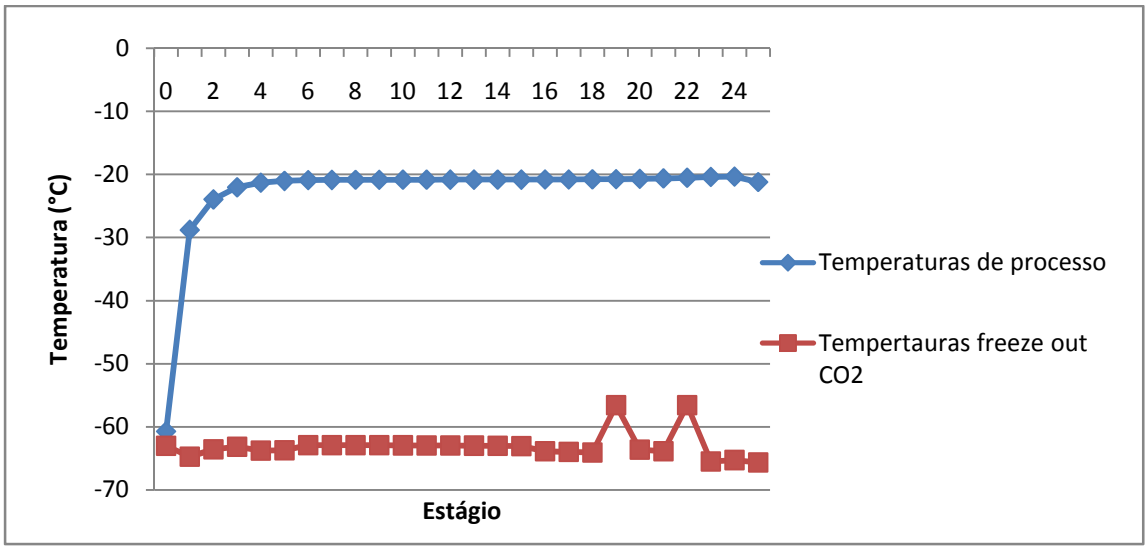


Figura 78: Teste de *Freeze-Out* (congelamento) de CO_2 para COL EXT 1.

Como última análise, são avaliados os custos obtidos para o sistema de transporte. A comparação entre custos de dutos não é a melhor forma de avaliação, uma vez que estes dependem de diversos fatores de construção, de matéria-prima e locais. Porém se torna necessário para julgar os resultados obtidos pelo menos em ordem de grandeza. Na literatura existem muitos custos e formas de avaliação disponíveis, porém para projetos *onshore* ou *offshore* em baixa profundidade. Foram utilizados então como referência os custos dos dez dutos mais importantes no mundo em fase de planejamento. Com o objetivo de facilitar a comparação dos dados, foram calculados os custos

específicos para estes dutos, já que possuem diferentes comprimentos. Os valores obtidos foram comparados com o custo específico do duto de gás proposto (foi utilizado o duto de gás por possuir maior diâmetro, compatível com os demais diâmetros que estão sendo utilizados na comparação). Como pode ser observado na Tabela 60, o custo calculado para o duto de gás segue a média de 3 milhões US$/km, indicando que o modelo utilizado para o cálculo resulta em uma boa estimativa de custo.

Tabela 60: Comparação do custo específico (milhão US$/km) do duto de gás proposto com custos de projetos de dutos existentes na literatura.

Dados da literatura			
Projeto	**Comprimento**	**CAPEX (M USD)**	**M USD/km**
Aasta Hansteen Field Aasta Hansteen Field (Polarled) Pipeline	480	4300	8,96
MEIDP Pipeline	1200	4000	3,33
Turkish Stream Pipeline	910	3300	3,63
Trans-Adriatic Pipeline	100	2000	20,00
Kashgan Pipeline	650	1800	2,77
Shah Deniz Pipeline	500	1500	3,00
Iran-Oman Pipeline	260	1000	3,85
Rota 3 Pipeline	370	1000	2,70
Zakum Field Pipeline 2	240	855	3,56
Johan Sverdrup Platform Pipeline	165	656	3,98
Duto proposto			
Gás	350	1074,25	3,07

(Fonte:supplhi.com/documents/20181/132021/08+SupplHi+Projects+Database+-+Offshore+Pipeline+-+Sept+2015.pdf/793bc8ca-5283-44f6-b508-0022ec6f4f8d)

Já os custos dos sistemas de pressurização relacionados aos dutos foram comparados aos custos de compressão do projeto de Snohvit. Os custos das etapas de compressão, transporte e injeção de CO_2 para Snohvit somam 191 milhões de dólares. Onde, deste montante, 37% (70,67 milhões US$) estão relacionados ao sistema de compressão. Para o projeto proposto são somados os custos das bombas e compressores que estão envolvidos na pressurização das correntes de CO_2 separadas. O resultado para o sistema de compressores e bombas sugerido é de 78,57 milhões de US$ (Tabela 61), compatível com o de Snohvit.

Tabela 61: Custo do sistema proposto de pressurização de CO_2.

Bomba/Compressor	**Custo (milhões US$)**
pump_CO2(col3)	29,8632
P_CO2liq	1,8668
COMP1 CO2	6,4779
COMP2 CO2	6,5054
COMP 3 CO2	6,4981
K1	6,7908
K2	6,9372
K3	6,8408
K4	6,7876
TOTAL:	78,5678

CAPÍTULO VII: CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Conforme mostrado nos resultados obtidos na simulação, é possível a realização do transporte do gás não tratado, via duto com injeção contínua de MEG, para tratamento *onshore*. Indicando a possibilidade de transporte de gás com alto teor de CO_2, diferente do sistema de exportação submarina de gás tratado já realizado no Brasil. Atualmente, este transporte é feito com concentração máxima de CO_2 de 3%. Esta concentração utilizada como referência é inviável para o gás encontrado em Júpiter, que atinge concentração de 79% de CO_2. Para atingir a especificação exigida pela ANP do teor de CO_2 no gás natural para este poço, é mostrado o potencial de utilização das três áreas de processamento atuando em conjunto: *subsea*, *offshore* e *onshore*.

A simulação revelou a possibilidade de todo o óleo ser removido na plataforma. Enquanto que a pequena quantidade de gás que ainda é enviada à FPSO, passa por processos apenas de separação. Após ser removido do óleo, este gás é comprimido e enviado novamente para o fundo do mar para ser injetado no duto de gás não tratado. Não ocorre, na plataforma, qualquer processamento ou especificação a ser atingida quanto a este gás. Isto reduz o grande número de operações destinadas ao processamento de gás que são realizadas atualmente no *topside* das plataformas do Pré-Sal. Essa redução implica positivamente nas fortes limitações destas plataformas, peso e área. O processamento do gás sendo transferido para o continente resultaria em redução do CAPEX destas FPSO's.

Os dutos envolvidos na simulação tiveram seus diâmetros calculados através de um processo iterativo, onde foi realizada uma integração entre o simulador HYSYS e Excel via aplicativo MS-VB. Os diâmetros obtidos por tal procedimento são compatíveis com as limitações existentes no mercado. Tendo conhecidos esses diâmetros foi possível calcular os custos dos três dutos propostos. Foram calculados também os custos de compressão e bombeamento relacionados ao transporte via dutos. Desta forma, foi obtido o custo relacionado ao sistema de transporte proposto.

Quanto ao sistema de inibidor utilizado para o duto, foi proposto que este trabalhe em circuito fechado. A eficiência do sistema foi comprovada através da ausência de hidratos observada na simulação. O MEG é separado da corrente de gás que chega ao continente e enviado a uma unidade de regeneração de MEG. Nesta unidade, é feita a separação da água absorvida do gás durante o transporte. A especificação

utilizada nesta etapa foi que a corrente de MEG rico que deixa a unidade tenha concentração de 89% molar do inibidor. Os objetivos do projeto também foram alcançados quanto a esta etapa de inibição, uma vez que após fechar o circuito com a corrente vinda da recuperação de MEG, nenhuma formação de hidrato foi detectada na simulação. Destaca-se que o grande inventário de MEG a ser mantido neste circuito expande o mercado deste produto e fortalece a necessidade de aprimoramentos de projeto e operação de unidades de recuperação de MEG.

A viabilidade do processo *onshore* de separação do gás natural também foi demonstrada na simulação, uma vez que foram obtidas correntes ricas em metano, etano, propano e C4+ sem haver nenhum ponto de congelamento de CO_2 durante o processo. A outra vantagem do processo proposto consiste em recuperar mais de 90% do CO_2 no estado líquido, facilitando sua pressurização para injeção no duto de retorno.

A proposta de reinjeção de CO_2 além de aumentar a recuperação de óleo no poço, também é uma solução para produzir em um poço com grande percentual de CO_2 evitando emissões para a atmosfera. O projeto prevê que mais de 99% do CO_2 proveniente do poço retorne para reinjeção, conforme alcançado na simulação.

O projeto engloba o método de recuperação avançada de petróleo estudado atualmente nos campos do pré-sal, a injeção alternada de água e CO_2. A alternância aumenta o fator de recuperação do campo de forma superior aos métodos já realizados, em que é feita somente a injeção de água produzida ou de CO_2. Aprimoramentos nesta tecnologia resultarão em sinergias entre a tecnologia proposta e aumento de recuperação de petróleo, sendo uma recomendação para futuros desenvolvimentos.

Recomenda-se como continuidade deste trabalho, o dimensionamento de todos os equipamentos propostos na simulação e o estudo econômico de todo o processo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGUIAR, E. F. S. “Gás Natural”. Slides da disciplina Tecnologias de Refino de Petróleo e Processamento de Gás Natural. Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2012.

ALVES, E. F. S. D. “Desempenho de um sistema de produção offshore de petróleo mediante BCSS instalado no leito marinho”. Projeto de Graduação em Engenharia de Petróleo, Universidade Federal do Espírito Santo. 2013.

AKER SOLUTIONS. “MEG Regeneration for Floating Production Units”. 2010. Disponível em http://www.tekna.no/ikbViewer/Content/798896/08.

API 5L – “API Specification for Line Pipe”. American Petroleum Institute, Forthy-third Edition, March 2004.

ANDRADE, A. R. “Hidratos no âmbito da perfuração: histórico, mecanismos de inibição e técnicas para análises de hidrato”. Monografia apresentada à Pontifícia Universidade Católica do Rio de Janeiro para obtenção do título de especialista em Engenharia de Dutos. 2009.

ANP; GCA (Gaffney, Cline & Associates). “Exame e Avaliação de Dez Descobertas e Prospectos Selecionadas no Play do Pré-sal em Águas Profundas na Bacia de Santos”. Brasil. 2010.

ANP. “Boletim da Produção de Petróleo e Gás Natural – Novembro de 2015”. Superintendência de Desenvolvimento e Produção – SDP. 2015.

ASPELUND, A., Jordal, K. “Gas conditioning - the interface between CO2 capture and transport”. International Journal of Greenhouse Gas Control 1(3): 343-354. 2007.

ASPENTECH. “FAQ: Modeling Heavy Oils Using Aspen HYSYS®”. 2010.

ASSIS, L. E.; HACKBART, F. S. “DOSSIÊ TÉCNICO – Conversão de equipamentos Residenciais a gás”. SENAI-RS. 2006. Disponível em http://respostatecnica.org.br/dossie-tecnico/downloadsDT/NTM=

BAI, Y. BAI, Q. “Subsea Engineering Handbook”. Elsevier. 2010.

BAKER, R. W.; LOKHANDWALA, K. “Natural Gas Processing with Membranes: An Overview”. Ind. Eng. Chem. Res., 47, 2109-2121. 2008.

BARBOSA, M. C. “Produção de LGN a partir de correntes de CO_2 para Recuperação Avançada de Petróleo”. Dissertação de mestrado apresentada a Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2010.

BASTOS, H. B. “Análise técnica de processamento *onshore* de gás natural com exportação de CO2 em duto para EOR.” Monografia do curso de Pós-Graduação lato-sensu em Engenharia de Processos Upstream, Gestore, UFRJ. 2014.

BORGES, M.; ASSUNÇÃO, G. G.; COELHO, J. K.; RIBEIRO, R. “Hidratos – Escoamento multifásico”. Universidade Federal do Espírito Santo. 2013.

BOTHAMLEY, M.; SPE; CAMPBELL, J. M. “Offshore Processing Options for Oil Platforms”. SPE 90325. 2004.

BRASIL ENERGIA. O estrategista do Pré-sal. 2009. Disponível em http://www.cogen.com.br/workshop/2009/O_estrategista_do_pre_sal.pdf. Acesso em: 24 de jul. de 2014.

BRIGNOLE, E., PEREDA, S. “Phase Equilibrium Engineering”. Supercritical Fluid Science and Technology. Elsevier. Volume 3. 2013.

BRUSTAD, S.; LOKEN, K. P.; WAALMANN, J. G. “Hydrate Prevention using MEG instead of MeOH: Impact of experience from major Norwegian developments on technology selection for injection and recovery of MEG”. OTC 17355. 2005.

Caracterização da Atividade II.2.1. “Atividade de Produção e Escoamento de Petróleo e Gás Natural do Pólo Pré-Sal da Bacia de Santos - Etapa 2”. Petrobras. 2013.

CARVALHO, R. B. “Análise de Metodologia de Controle de Hidratos em Águas Ultra-Profundas”. Projeto de graduação apresentado ao curso de Engenharia de Petróleo da Escola Polictécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2010.

CHANDEL, M.K., PRATSON, L.F., WILLIAMS, E. “Potential economies of scale in CO2 transport through use of a trunk pipeline”. Energy Conversion and Management 51, 2825–2834. 2010.

CHANDRAGUPTHAN, B., “An Insight to Inhibitors”. PETROMIN. 2011. Disponível em: http://www.pmpipeliner.safan.com/mag/ppl0911/t50.pdf.

CORDEIRO, A. F. “Estudo de simulação e controle de uma unidade de processamento de gás natural”. Dissertação de mestrado apresentada Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química (UFRJ). 2011.

COTIA, D. M. R. “Análise da recuperação avançada de óleo através da Injeção de CO2 alternado com água sob incerteza geológica”. Projeto de graduação apresentado ao curso de Engenharia de Petróleo da Escola Polictécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2012.

CRF - US Code of Federal Regulations. Title 49, Subtitle B, Chapter I, Subchapter D, Part 192: Transportation of natural and other gas by pipeline: minimum federal safey standards. 005.

DAHOWSKI, R.T., DOOLEY, J.J., DAVIDSON, C.L., BACHU, S., GUPTA, N. “A CO2 storage supply curve for North America”. PNWD-3471, 1–92. 2004.

DAHOWSKI, R.T., Li, X., DAVIDSON, C.L., WEI, N., DOOLEY, J.J. “Regional opportunities for carbon dioxide capture and storage in China. A comprehensive CO2 storage cost curve and analysis of the potential for large scale carbon dioxide capture and storage in the people’s Republic of China”. Prepared for the U.S. Department of Energy. PNNL-19091, 1–85. 2009.

DORTMUND, D.; DOSHI, K. “Recent Developments in CO2 Removal Membrane Technology.” UOP LLC, Illinois, EUA. 1999.

DNV-OS-F101. Offshore Standard – Submarine Pipeline Systems. Det Norske Veritas. 2007.

DUARTE, D. G.; DE MELO, A. V.; CARDOSO, C. B., VIANNA, F. L. V.; IRMANN-JACOBSEN, T.; MCCLIMANS, O. T., BARTA, P.; ELAMIN, Z. M. F.; MOE, R. "Marlim 3 Phase Subsea Separation System – Challenges and Innovative Solutions for Flow Assurance and Hidrate Prevention Strategy". OTC 23694. 2012.

EIA/RIMA para a Atividade de Produção e Escoamento de Petróleo e Gás Natural do Pólo Pré Sal da Bacia de Santos - Etapa 1. Petrobras. 2011

ElementEnergy. "CO2 pipeline infrastructure: An analysis of global challenges and opportunities". Final report for IEA Greenhouse Gas Programme, 1–134. 2010.

ESSANDOH-YEDDU, J., GULEN, G. "Economic modeling of carbon dioxide integrated pipeline network for enhanced oil recovery and geologic sequestration in the Texas Gulf Coast region". Energy Procedia 1, 1603–1610. 2009.

EUPHEMIO, M. L. L.; KUCHPIL, C.; FIGUEIRO, M. W."Subsea Scenarios and Boosting – Building Blocks for Scenarios". OTC 20186. 2009.
EY. "Artic oil and gas". 2013. Disponível em: http://www.ey.com/Publication/vwLUAssets/Arctic_oil_and_gas/$FILE/Arctic_oil_and_gas.pdf

FARRIS, C.B. "Unusual design factors for supercritical CO2 Pipelines". Energy Prog. 3 (3), 150–158. 1983.

FERRO, F.; TEIXEIRA, P. "Os Desafios do Pré-Sal". Câmara dos Deputados – Conselho de Altos Estudos e Avaliação Tecnológica. 2009.

FORMIGLI, J. "500 mil barris de óleo por dia no Pré-sal". Petrobras, 2014. Disponível em: http://pt.slideshare.net/petrobrasri/500-mil-barris-de-leo-por-dia-no-prsal.

GALE, J., DAVIDSON, J. "Transmission of CO2 - Safety and economic considerations". Energy 29: 1319-1328. 2004.

GALP ENREGIA. Relatório & contas 2013. Energia em Desenvolvimento. Disponível em http://www.galpenergia.com/PT/investidor/AssembleiaGeral/AGCorrente/Lists/DocumentosPropostas/Relatorio_contas_2013.pdf

GAO, L., FANG, M., Li, H., HETLAND, J. "Cost analysis of CO2 transportation: case study in China". Energy Procedia 4, 5974–5981. 2011.

GOLOMB, D. "Transport systems for ocean disposal of CO2 and their environmental effects". Energy Convers. Manage. 38, S279–S286. 1997.

GRAF, M.K., HILLENBRAND, H.G., HECKMANN, C.J., NIEDERHOFF, K.A. "Highstrength Large-diameter Pipe for Long-distance High Pressure Gas Pipelines". Proceedings of the International Offshore and Polar Engineering Conference, 2347–2354. 2003.

GREEN, D. W., WILLHITE, P. G. "Enhance Oil Recovery" Society of Petroleum Engineers. 1998.

GOUVEIA, F. "Tecnologia nacional para extrair petróleo e gás do pré-sal". Conhecimento & Inovação v.6 n.1 Campinas. 2010.

GUDMUNDSSON, J., S.; "Gas-Liquid Separation Ahead of Subsea Compression," Norwegian University of Science and Technology. 2011.

HAMRE, S., JOHANNESSEN, A. "Challenges in creating an Infrastructure for the Transportation of Gas". 23rd World Gas Conference and Exhibition. 2006.

HART, A., GNANENDRAN, N. "Cryogenic CO2 capture in natural gas". Energy Procedia 1 (2009), 697 - 706 (GHGT-9). 2009.

HEDDLE, G., HERZOG, H., KLETT, M. "The economics of CO2 storage". MIT LFEE 2003-003 RP, 1–115. 2003.

HENDRIKS, C.A., K. BLOK, and W.C. TURKENBURG. “The recovery of carbon dioxide from power plants”. Proceedings of the Symposium on Climate and Energy, Utrecht, The Netherlands. 1989.

HERRI, J. M.; KWATERSKI, M. “Derivation of a Langmuir type of model to describe the intrinsic growth rate of gas hydrates during crystallisation from gas mixtures”. Chemical Engineering Science 81, 28–37. 2012.

HOLMES, A. S., RYAN, J. M., PRICE, B. C., STYRING, R. E. “Process improves acid gas separation”. Hydrocarbon Process. 131–136. 1982.

HUO, Z.; FREER, E.; LAMAR, M.; SANNIGRAHI, B.; KNAUSS, D. M.; SLOAN Jr, .E.D. “Hydrate Plug Prevention by Anti-agglomeration”. ChemicalEngineering Science 56, 4979–4991. 2001.

http://www.abegas.org.br/Site/?p=52050

http://www.abegas.org.br/Site/?p=54132

http://aibel.com/en/docs/dokumenter/presentation-thailand

http://aoghs.org/offshore-history/offshore-oil-history/

http://www.bahiagas.com.br/gas-natural/o-que-e-gas-natural

http://www.brasil.gov.br/economia-e-emprego/2015/12/producao-de-petroleo-e-gas-no-pre-sal-cresce-em-novembro#

http://cursos.unisanta.br/engpetroleo/documentos/Grupo_6_desenv_mercado_nacional_de_GN.pdf

http://economia.uol.com.br/noticias/redacao/2013/04/08/petrobras-vai-jogar-gas-e-agua-em-pocos-para-elevar-produtividade-no-pre-sal.htm

http://www.gasprocessingnews.com/features/201406/examine-inlet-separation-technologies-for-increased-reliability.aspx

http://www.ibp.org.br/main.asp?View=%7B58784FF7-BB06-46B8-8200-A72A1FA66ABD%7D&

http://www.ibp.org.br/main.asp?View=%7B58784FF7-BB06-46B8-8200-A72A1FA66ABD%7D&Team=%7BCFA331ED-C047-4441-8EEC-9467D2F58BE4%7D

http://www.ilsung.com/archives/project/module

http://www.ilsung.com/archives/project/petrobras-onerosa-seperax-membrane-modules

http://www.ilsung.com/archives/project/module-7

http://www.imlusofonia.org/index.php/actividades/congresso-2008/137-intervencao-a-exploracao-de-hidrocarbonetos-em-aguas-profundas

http://www.indexmundi.com/pt/pre%E7os-de-mercado/?mercadoria=g%C3%A1s-natural&meses=120

http://www.infomoney.com.br/mercados/acoes-e-indices/noticia/4062634/petrobras-quer-vender-blocos-pre-sal-veja-onde-estao-quanto

http://memoria.petrobras.com.br/

http://nxt.anp.gov.br/NXT/gateway.dll/leg/resolucoes_anp/2008/junho/ranp%2016%20-%202008.xml

http://www.oceanica.ufrj.br/deno/prod_academic/relatorios/2013/Bruno%20e%20Julio/relat1/relatorio.htm

http://www.oceanica.ufrj.br/deno/prod_academic/relatorios/2011/NathalieThiago/relat1/Conteudo.htm

http://www.ofseas.com.br/index.php?option=com_content&view=article&id=1469%3Apetrobras-lidera-processamento-submarino-entre-as-petroleiras-no-mundo&Itemid=54

http://www.petrobras.com.br/pt/

http://www.petrobras.com.br/pt/quem-somos/estrategia/plano-de-negocios-e-gestao/

http://www.petronoticias.com.br/archives/4618

http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/resultados-comprovam-viabilidade-tecnica-e-economica-do-pre-sal.htm

http://www.petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/areas-de-atuacao/exploracao-e-producao-de-petroleo-e-gas/pre-sal/

http://presal.hotsitespetrobras.com.br/tecnologias-pioneiras/#5

http://pt.slideshare.net/jhurengo/apostila-separao-armazenagem-e-transporte-de-petrleo-e-gs

http://pt.slideshare.net/petrobrasri/viso-geral-54452155

http://pt.slideshare.net/petrobrasri/webcast-3t15

http://pt.slideshare.net/petrobrasri/plano-de-negociosegestao20152019apresentacaoaimprensa

http://www.riocapitaldaenergia.rj.gov.br/site/conteudo/Parceiro12Noticia.aspx?C=dswf5qOfptQ%3D

http://www.shell.com/global/aboutshell/major-projects-2/perdido/overview.html

http://www.statoil.com/en/NewsAndMedia/News/2012/Pages/21May_Gullfaks_Compression.aspx

http://supplhi.com/documents/20181/132021/08+SupplHi+Projects+Database+-+Offshore+Pipeline+-+Sept+2015.pdf/793bc8ca-5283-44f6-b508-0022ec6f4f8d

IEA GHG - International Energy Agency Greenhouse Gas R&D Programme. “Pipeline transmission of CO2 and energy”. Report Number PH 4/6. 2002.

IEA GHG - International Energy Agency Greenhouse Gas R&D Programme. “Building the cost curves for CO2 storage: European sector”. Report Number 2005/2. 2005.

ICF International. “Developing a pipeline infrastructure for CO2 capture and storage: Issues and challenges”. 1–97. 2009.

IPCC, 2005. "Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage”. Prepared by Working Group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change [Metz, B., O. Davidson, H.C. de Coninck, M. Loos, and L.A. Meyer (eds.)]. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom and New York, NY, USA, 442. 2005.

IPT. “Nota técnica DGE/CETAE 003/2009 - Desafios do Pré-Sal”. Instituto de Pesquisas Tecnológicas. 2009.

JAHANSHAHI, E. “Public Trial Lecture: Challenges in design, operation and control of subsea separation processes”. Norwegian University of Science and Technology-NTNU. 2013.

KANG, K., HUH, C., KANG, S. “The Cost Estimation of CO2 Pipeline Transport for the Offshore CCS in Korea”. Proceedings of the Twenty-fourth (2014) International Ocean and Polar Engineering Conference. International Society of Offshore and Polar Engineers (ISOPE). ISBN 978-1 880653 91-3 ; ISSN 1098-6189. 2014.

KAZMIERCZAK, T., BRANDSMA, R., NEELE, F., HENDRIKS, C. “Algorithm to create a CCS low-cost pipeline network”. Energy Procedia 1, 1617–1623. 2009.

KELLAND, M. A. et al.: “Studies on New Gas Hydrate Inhibitors”, SPE 30420, 1995.

KLEMP, S. “Offshore gas field developments and multiphase flow transfer” Statoil. Disponível em http://www.hseregulationauthority.com.qa/hse/hse.nsf/48722e44f8edafd9432570fe002570ca/32f79ffdecb56aef43257102003ad62d/$FILE/016.%20STATOIL_Offshore%20gas%20field%20developments%20and%20multiphase%20flow.pdf.

KOHL, A., NIELSEN, R. “Gas Purification”. 5th edition. Gulf Publishing Company. Houston, 1997.

KRAUSE, P. B. “Estudo de alternativa de transporte de CO2 em dutos”. Dissertação de mestrado em Engenharia Mecânica, PUC-Rio. 2010.

KRUSE, H., TEKIELA, M. “Calculating the consequences of a CO2-pipeline rupture”. Energy Convers. Manage. 37, 1013–1018. 1996.

LASTARI, F., PAREEK, V., TREBBLE, M., TADE, M. O., CHINN, D., TSAI, N. C. “Extractive distillation for CO2-ethane azeotrope separation”. Chemical Engineering and Processing 52 (2012) 155– 161. 2012.

LITTEL, R. J., VERGSTEEG, G. F., VAN SWAAIJ, W. P. M..“Kinetics of CO2 with Primary and Secondary Amines in Aqueous Solutions – II. Influence of Temperature on Zwitterion Formation and Deprotonation Rates”. Chemical Engineering Science, 47, 2037-2045. 1992.

MAIOLI, G., GURUCHAGA, G., RAVENTOS, M. “Guias para eldiseño, operación y mantenimiento de plantas de tratamiento com amina” – Tartagal – Salta – Argentina. 2002.

MCCABE, W.L., SMITH, J.C., HARRIOTT, P. “Unit Operations of Chemical Engineering”. Fifth ed. McGraw-Hill, Inc. New York, NY. 1993.

MCCOY, S.T., RUBIN, E.S. “An engineering-economic model for pipeline transport of CO2 with application to carbon capture and storage”. International Journal of Greenhouse Gas Control 2, 219–229. 2008.

MENDES, L. “Avaliação Técnica e Econômica de Processos de Produção de Metanol e Carbonatos Orgânicos para Seqüestro Químico de CO2 de Termoelétricas”. Dissertação de Mestrado, Escola de química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2012.

MELO, A., V.; “Desenvolvimento de Controladores Inteligentes para o Sistema VASPS”. Dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas. Departamento de Engenharia de Petróleo. 2008.

MOFARAHI, M.; KHOJASTEH, Y.; KHALEDI, H., FARAHNAK, A. “Design of CO2 absorption plant for recovery of CO2 from flue gases of gas turbine”. Energy, 33, 1311-1319. 2008.

MOHITPOUR, M., GOLSHAN, H., MURRAY, A. “In: Pipeline Design & Construction”. first ed. ASME Press, New York, NY. 2003.

MOKHATAB, S., POE, W. A., SPEIGHT, J. G. “Handbook Of Natural Gas Transmission And Processing”. Burlington. MA, USA. Elsevier, 636 p. 2006.

MONTEIRO, J. G. M. “Um Estudo sobre Alternativas de Seqüestro de Carbono: Modelos, Métricas e Otimalidade”. Dissertação de Mestrado. Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2009.

MORAIS, J. M.”Petróleo em Águas Profundas. Uma história tecnológica da PETROBRAS na exploração e produção *offshore*.” Ipea. Petrobras. 2013.

NAKAO, A. “Modelagem de Contactadores Gás-Líquido para Separação de CO_2 de Gás Natural com Solução Aquosa de Etanolaminas”. Dissertação de Mestrado apresentada à Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2010.

NASCIMENTO, J. T. “Avaliação Técnico-Econômica de Ultracentrífugas a Gás para Remoção de CO2 em Poços do Pré-Sal”. Dissertação de Mestrado apresentada à Escola de Química. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2012.

NAZZER, C.A., Prime Services Ltd., e KEOGH, J., Petreco Intl. “Advances in Glycol Reclamation Technology”. OTC 18010. 2006.

NETO, A. S. A. “Modelagem e simulação fluidodinâmica do escoamento multifásico em um poço de petróleo com características do pré-sal”. Trabalho de Conclusão de Curso em Engenharia Química. Universidade Federal de Sergipe. 2013.

NETO, D. L. P. “Estudo do comportamento da rocha reservatório em presença de CO2 e soluções salinas para fins de armazenamento geológico”. Dissertação de mestrado em Engenharia e Tecnologia de Materiais apresentada à Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul. 2014.

NUNES, C. E. V. “Sistema Inteligente de Suporte Operacional em Processos de Tratamento Primário de Petróleo”. Dissertação de Mestrado em Engenharia Elétrica. Universidade Federal de Sergipe. 2012.

NUNES, G.C. Processamento Primário de Petróleo. Apostila do curso de Pós-Graduação em Engenharia de Processos Upstream. Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2013.

ODENBERGER, M., SVENSSON, R. “Transportation systems for CO2 - application to carbon sequestration”. Technical Report No. T2003-273. Department of Energy Conversion, Chalmers University of Technology, Goteborg, Sweden. 2003.

OECD/IEA – International Energy Agency. “Prospects for CO2 capture and Storage”. Energy Technology Analysis. 2004.

OGDEN, J.M., YANG, C., JOHNSON, N., Ni, J., JOHNSON, J. Conceptual design of optimized

fossil energy systems with capture and sequestration of carbon dioxide”. Final report. DE-FC26-02NT41623, 1–191. 2004.

OLAJIRE, A. A. “CO2 capture and separation technologies for end-of-pipe applications - A review”. Energy, v. 35, p. 2610 – 2628. 2010.

PARKER, N. “Using natural gas transmission pipeline costs to estimate hydrogen pipeline costs”. UCD-ITS-RR-04-35, 1–85. 2004.

PEYTAVY, J. L; GLÉNAT, P.; BOURG, P. “Kinetic Hydrate Inhibitors –

Sensitivity Towards Pressure and Corrosion Inhibitors”. International Petroleum Technology Conference, Dubai. 2007.

PETROBRAS. “Caracterização da Atividade II.2.4 – Atividade de Produção de Gás e Condensados no Campo de Mexilhão, Bacia de Santos”. 2006. Disponível em: http://licenciamento.ibama.gov.br/Petroleo/Sistema%20de%20Producao%20de%20Gas%20Natural%20e%20Condensados%20-%20Campo%20de%20Mexilhao%20-%20Bacia%20de%20Santos/EIA%20Mexilh%C3%A3o/CD%202/EIA_RIMA/Cap%C3%ADtulo%20II/02.%20Caracteriza%C3%A7%C3%A3o%20da%20Atividade/Produ%C3%A7%C3%A3o/II.2.4.2%20A%20ao%20B%20-%20Final.pdf

PETROBRAS. “Processamento Primário de Petróleo”. Rio de Janeiro. 2007.

PETROBRAS. “Pré-Sal: Respostas ao Estadão”. 2011. Disponível em: http://fatosedados.blogspetrobras.com.br/2011/02/20/seguranca-pre-sal-ambiente/

PETTERSEN, J. “Snøhvit Field development”. Statoil, 2011.

Piessens, K. “Personal Communication on costs equations and modelling methods”. 2011.

PIESSENS, K., LAENEN, B., NIJS, W., MATHIEU, P., BAELE, J.M. “Policy Support System for Carbon Capture and Storage”. SD/CP/04A, 1–269. 2008.

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

PINTO, A. C. C.; NAVEIRO, J. T. “Inovações Tecnológicas para o Pré-sal e seus Desdobramentos para a Indústria”. 1° Encontro brasileiro de jovens lideranças na indústria do petróleo. 2009. Disponível em: http://pt.slideshare.net/guest36230bc/inovaoes-tecnologicas-para-o-pre-sal

PINTO, A. C. C., VAZ, C. E. M., BRANCO, C. C. M., RIBEIRO, J. “An Evaluetion of Large Capacity Processing Units for Ultra Deep Water and High GOR Fields”. OTC-25274-MS. 2014.

PORTO, A. C. C. H.; PASQUALINO, I. P. “Estudo de implantação de processamento submarino com exportação para a costa”. Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Oceânica – COPPE (UFRJ). 2013.

PRICE, B. C., GREGG, F. L. “CO2/EOR: from source to resource.” Oil Gas J. (August 1983). 116–122. 1983.

Relatório de Atividades, Petrobras, 2010 Disponível em: www.investidorpetrobras.com.br.

REVISTA ADVIR. Publicação da Associação de Docentes da Uerj. Edição número 31(23-24). Dezembro 2013.

ROSA, A. J., CARVALHO, R. S., XAVIER, J. A. D. “Engenharia de reservatórios de Petróleo”. Interciência. 2006.

RYAN, J. M., SCHAFFERT, F. W. “CO2 recovery by the Ryan/Holmes process”. Chem. Eng. Prog. 53–56. 1984.

SANT'ANNA, A. A. "Simulação de Processamento de Gás Natural em Plataforma Offshore". Projeto Final de Curso em Engenharia Química apresentado à Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2005.

SANTOS, W.G. Minicurso Processamento de Gás Natural. 2012. Fórum UFPETRO 2012. Universidade Federal de Pernambuco. Disponível em: http://ufpetro.com.br/downloads/processamento.pdf. 2012.

SARV, H. "Further Technological Evaluation of CO2 Storage in Deep Oceans". Presented at the 26th International Technical Conference on Coal Utilisation & Fuel Systems, March 5-8, 2001, Clearwater, Florida. 2001.

SCHAFFERT, F. W., RYAN, J. M. "Ryan/Holmes technology lands EOR projects". Oil Gas J. (January 1985). 133–136. 1985.

SERPA, J., MORBEE, J., TZIMAS, E. "Technical and Economical Characteristics of a CO2 Transmission Pipeline Infrastructure". JCR Scientif and Technical Reports. European Comission. 2011.

SHAFEEN, A., CROISET, E., DOUGLAS, P.L., CHATZIS, I. "CO2 sequestration in Ontario, Canada. Part II. Cost estimation". Energy Convers. Manage. 45, 3207–3217. 2004.

SLOAN, E. D. Jr. "Clathrate Hydrates of Natural Gases". Marcel Dekker. EUA. 1998.
STATOIL. "Enhanced recovery through subsea compression at Gullfaks". 2012. Disponível em: http://www.statoil.com/en/NewsAndMedia/News/2012/Pages/21May_Gullfaks_Compression.aspx

SKOVHOLT, O. "CO2 transportation system". Energy Convers. Manage. 34, 1095–1103. 1993.

SVENSSON, R., ODENBERGER, M., JOHNSSON, F., STROMBERG, L. "Transportation systems for CO2 - application to carbon capture and storage". Energy Convers. Manage. 45, 2343–2353. 2004.

SVENSSON, R., ODENBERGER, M., JOHNSSON, F., STROMBERG, L. "Transportation Infrastructure for CCS - Experiences and Expected Development". Greenhouse Gas Control Technologies, Volume II - Elsevier Ltd. 2005.

THOMAS, J. "Fundamentos de Engenharia de Petróleo". Editora Interciência, 2ª edição. 2001.

TOSCANO, L. "Estudo Comparativo por Otimização Termoeconômica de Sistemas de Separação de Gás Carbônico por Membranas em Plataformas de Petróleo". Dissertação de Mestrado apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica, COPPE – UFRJ. 2015.

VALIM, M. T. "Tenacidade a fratura da Junta Soldada Obtida a Arco Submersão de Aço API 5L Grau X-80". Dissertação de Mestrado em Engenharia Metalúrgica e de Materiais, PUC-Rio. 2005.

VAN DEN BROEK, M., RAMIREZ, A., GROENENBERG, H., NEELE, F., VIEBAHN, P., TURKENBURG, W., FAAIJ, A. "Feasibility of storing CO2 in the Utsira formation as part of a long term Dutch CCS strategy: An evaluation based on a GIS/MARKAL toolbox". International Journal of Greenhouse Gas Control 4, 351–366. 2010.

VAZ, C. E. N. MAIA, J. L. P., SANTOS, W. G. "Tecnologia da Indústria do Gás Natura". 1ªEdição. São Paulo: Blucher, 416 p. 2008.

VAZ, J. C. "Sistema de Controle e Análise de Cenários em Plantas Offshore de óleo e Gás". Dissertação de mestrado apresentada à Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro. 2009.

VICHITRANANDA, V.; SIMMS, N.; SUMNR, J. "Subsea Processing in Remote Marginal Fields". SPE 153345. 2012.

UOP . "UOP Separatex^{TM} Membrane Technology". 2009.

WILDENBORG, T., HOLLOWAY, S., HENDRIKS, C., KREFT, E., LOKHORST, A. "Cost curves for CO2 storage. Part 2: European sector". NITG 04-238-B1208, 1–162. 2004.

WOOD, N. V., O'BRIEN, J. V., SCHAFFERT, F. W. "Seminole CO2 flood gas plant has successful early operations". Oil Gas J. (November 1986). 50–54. 1986.

WU, M.; WANG, S.; LIU, H. "A Study on Inhibitors for the Prevention of Hydrate Formation in Gas Transmission Pipeline". Journal of Natural Gas Chemistry 16, 81-85. 2007.

ZARENEZHAD, B., HOSSEINPOUR, N. "An extractive distillation technique for producing CO2 enriched injection gas in enhanced oil recovery (EOR) fields". Energy Conversion and Management 50 (2009) 1491–1496. 2009a.

ZARENEZHAD, B., HOSSEINPOUR, N. "Sharp Separation of CO2 from Recovered Hydrocarbon Mixtures in EOR Fields for Recycling in Petroleum Reservoirs". 2009b. Disponível em: http://www.aidic.it/icheap9/webpapers/59Zarenezhad.pdf

ZEP. "CO2 transport costs". 1–52. 2010.

ZIGRANG, D.J., SYLVESTER, N.D. "Explicit approximations to the solution of colebrook friction factor equation". AIChE J. 28 (3), 514–515. 1982.

APÊNDICE A: Cálculos do diâmetro e custo dos dutos no MS-Excel

Neste apêndice são mostrados os cálculos dos diâmetros dos dutos propostos, assim como os seus respectivos cálculos de custos. Primeiramente, estão as planilhas de cada duto. Em seguida são apresentados os módulos em código VBA envolvidos nos cálculos.

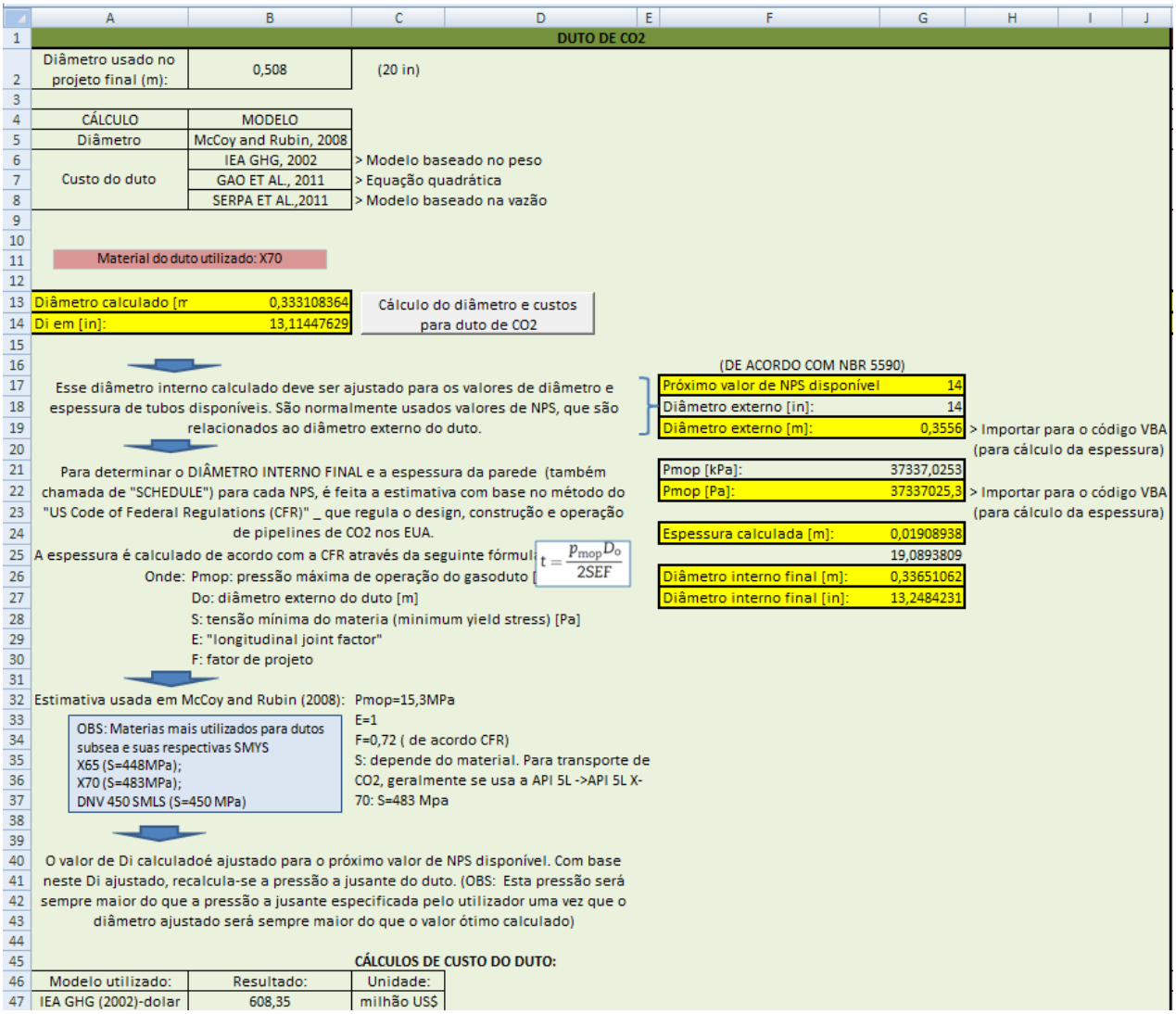


Figura A1: Planilha do duto de CO2.

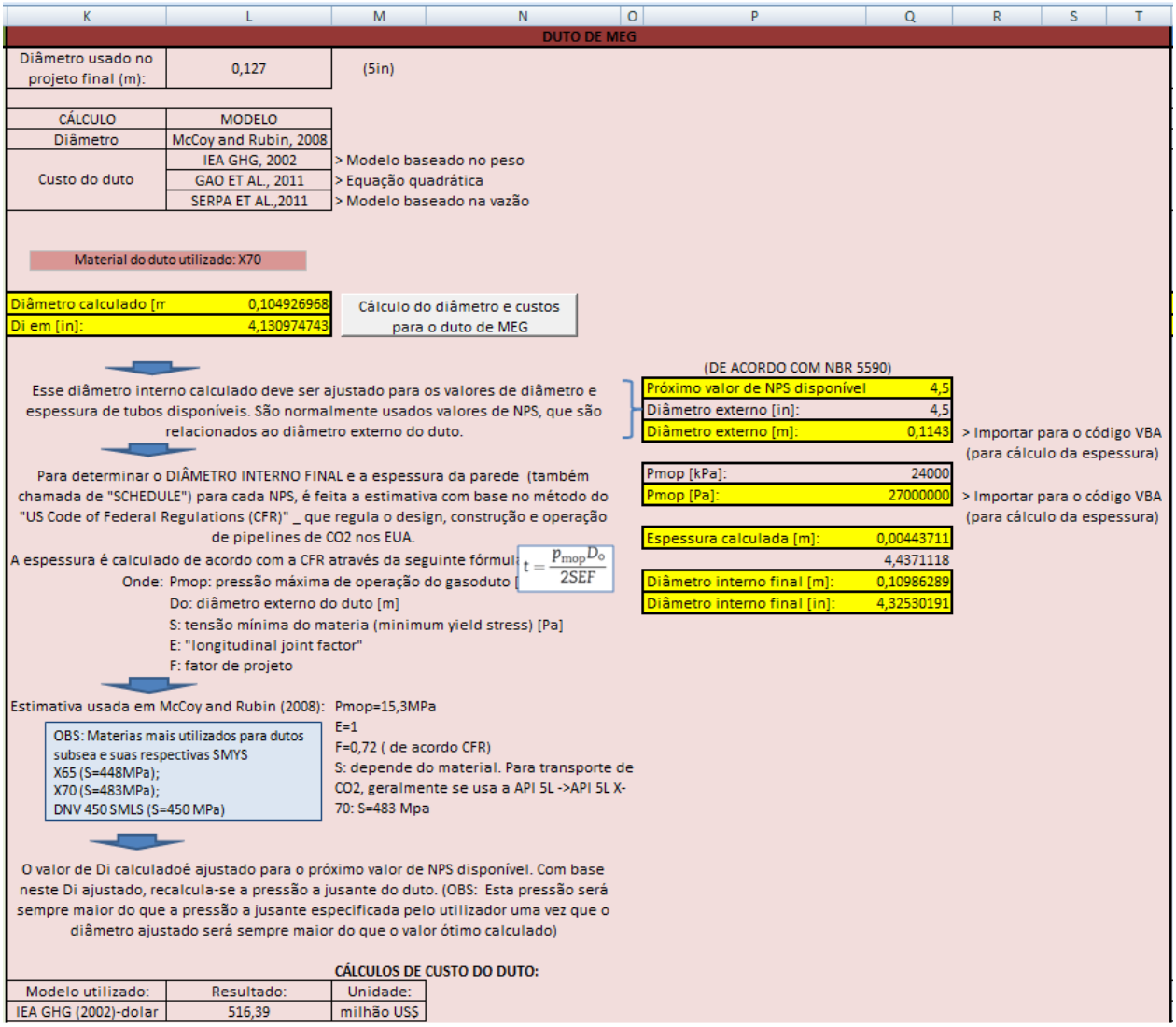


Figura A2: Planilha do duto de MEG.

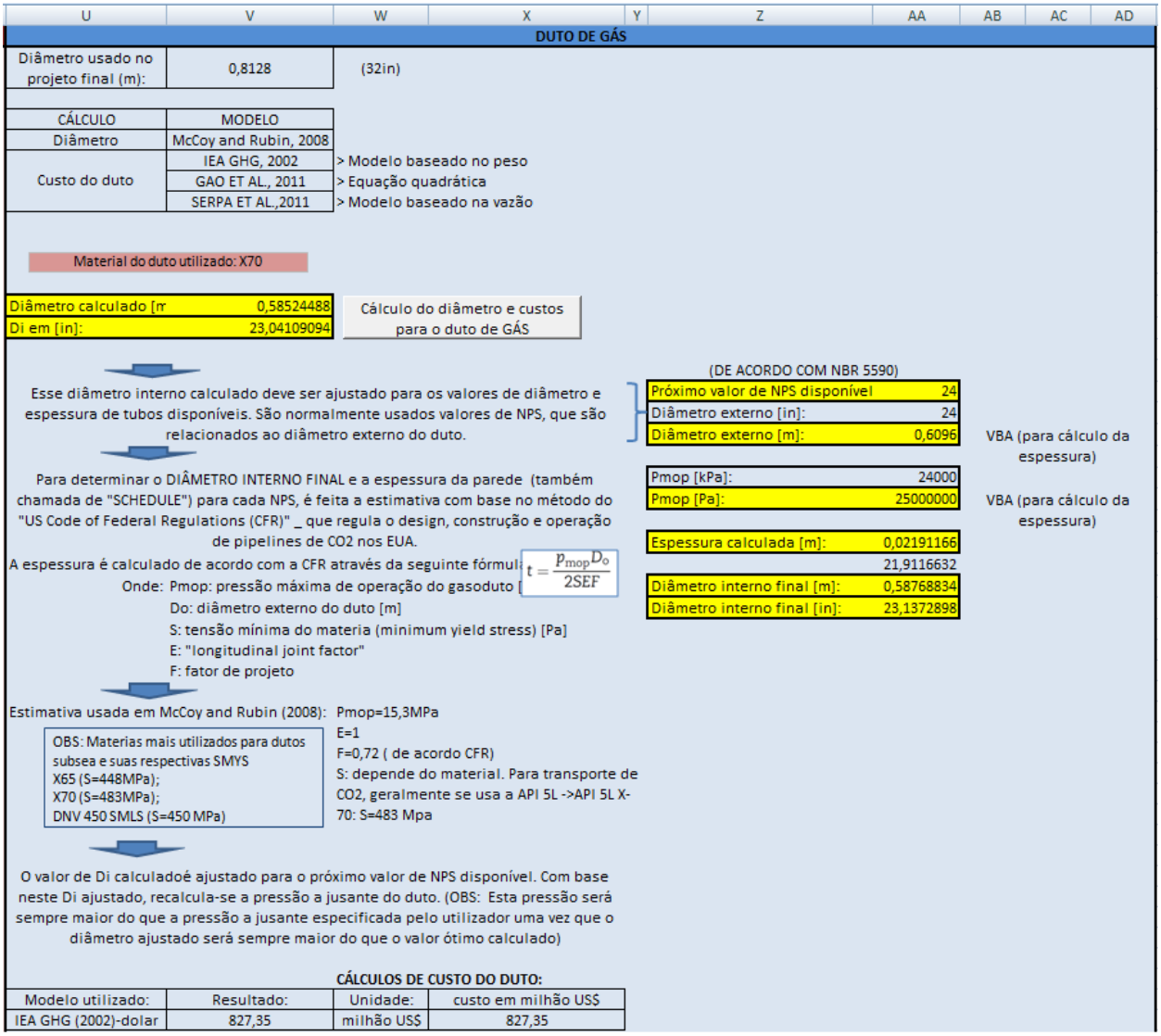


Figura A3: Planilha do duto de gás.

- **MÓDULO 1: Conecta MS-Excel com a simulação em HYSYS.**

(Geral) (Declaração)

```
Public hyCase As Object
Public hyApp As Object

Public Sub Conectar_Hysys()

' Conectando-se com o Hysys

    'Enable error trapping
    'On Error GoTo errortrap

    'inicializando o aplicativo e caso
    Set hyApp = CreateObject("HYSYS.Application")
    Set hyCase = hyApp.ActiveDocument

    'If there is no currently active case then display an error message and exit
    If hyCase Is Nothing Then
        MsgBox "A HYSYS simulation case must be open."
        Exit Sub
    End If

End Sub
```

- **MÓDULO 2: Realiza aos cálculos de diâmetro, espessura e custos do duto de CO2.**

```
'CÁLCULO PARA O DUTO DE CO2

Sub Calculo_de_diametro_e_custo_CO2()
'O cálculo do diâmetro consiste em um processo iterativo

'1)Especificar as constantes
Const E = 0.0000457 'E = rugosidade [metros]
Const R = 8.314462 'R = constante universal dos gases [Pa.m3/mol.K]
Const h1 = 2000 'h1 = altura inicial [metros]
Const h2 = 0 'h2 = altura final [metros]
Const g = 9.8 'g = gravidade [m/s2]
Const pi = 3.14159265359
Const L = 350000 'L = extensão do duto [metros]

'2)Dimensionar as variáveis
Dim Reynolds As Double 'Re = reynols
Dim m_imp As Currency ' m = vazão mássica [kg/s]
Dim m As Currency ' m = vazão mássica [g/s]
Dim D As Variant 'D = diâmetro interno (do duto de CO2)em [m]
Dim Dinicial As Variant
Dim DinCO2_1 As Variant
Dim DinCO2_2 As Variant
Dim DinCO2_3 As Variant
Dim DsimCO2_1 As Variant
Dim DsimCO2_2 As Variant
Dim DsimCO2_3 As Variant
Dim McP As Currency 'McP = viscosidade [cP]
Dim Mi As Variant 'Mi = viscosidade [Pa.s]
Dim Ff As Currency 'fF = fator de fricção de Fanning
Dim P1imp As Currency 'P1 = preessão de entrada no duto importada do hysys [kPa]
Dim P2imp As Currency 'P2 = pressão de saída do duto importada do hysys [kPa]
Dim P1 As Currency 'P1 = preessão de entrada no duto [Pa]
Dim P2 As Currency 'P2 = pressão de saída do duto [Pa]
Dim Pave As Currency 'Pave = pressão média [Pa]
Dim Zave As Currency 'Zave = compressibilidade média do fluido
Dim T1 As Currency 'T1 = temperatura de entrada no duto [°C]
Dim T2 As Currency 'T2 = temperatura de saída do duto [°C]
Dim Tave As Currency 'Tave = temperatura média [K]
Dim PM As Currency 'PM = peso molecular
Dim Vm1imp As Variant 'Vm1 = volume molar na entrada do duto [m3/kgmol]
Dim Vm2imp As Variant 'Vm2 = volume molar na saída do duto [m3/kgmol]
Dim Vm1 As Variant 'Vm1 = volume molar na entrada do duto [m3/mol]
Dim Vm2 As Variant 'Vm2 = volume molar na saída do duto [m3/mol]
Dim Vmave As Variant 'Vmave = volume molar médio [m3/mol]

'3)Fazer a interface das variáveis com o Hysys

Call Conectar_Hysys
```

```
'chamar os objetos: as correntes de onde puxarei as variáveis e o duto
Dim hyStream1 As ProcessStream 'hyStream1 é a corrente de entrada no duto
Set hyStream1 = hyCase.Flowsheet.MaterialStreams.ITEM("CO2 TO PIPE")
Dim hyStream2 As ProcessStream 'hyStream2 é a corrente de saída do duto
Set hyStream2 = hyCase.Flowsheet.MaterialStreams.ITEM("CO2 TO EOR")
McP = hyStream1.Viscosity 'unidade de viscosidade no hysys [cP]
m_imp = hyStream1.MassFlow
m = m_imp * 1000
Mi = McP / 1000 'convertendo a viscosidade para [Pa.s]
P1imp = hyStream1.Pressure 'importa do hysys em [kPa]
P2imp = hyStream2.Pressure 'importa do hysys em [kPa]
P1 = P1imp * 1000 'multiplicar por 1000 para converter de kPa para Pa
P2 = P2imp * 1000 'multiplicar por 1000 para converter de kPa para Pa
Pave = (2 / 3) * (P2 + P1 - ((P1 * P2) / (P2 + P1)))
T1 = hyStream1.Temperature 'em graus Celsius
T2 = hyStream2.Temperature 'em graus Celsius
Tave = ((T1 + T2) / 2) + 273.15
PM = hyStream1.MolecularWeight
Vm1imp = hyStream1.MolarVolume 'importa do hysys em [m3/kgmol]
Vm2imp = hyStream2.MolarVolume 'importa do hysys em [m3/kgmol]
Vm1 = Vm1imp / 1000 'dividir por 1000 para obter Vm1 em [m3/mol]
Vm2 = Vm2imp / 1000 'dividir por 1000 para obter Vm2 em [m3/mol]
Vmave = ((Vm1 + Vm2) / 2)
Zave = (Pave * Vmave) / (R * Tave)

Dim hySS1 As SpreadsheetOp
Dim hyCell1 As SpreadsheetCell
Dim hyCell2 As SpreadsheetCell
Dim hyCell3 As SpreadsheetCell
Set hySS1 = hyCase.Flowsheet.Operations.ITEM("TABELA-DUTO_CO2")
Set hyCell1 = hySS1.Cell(1, 1)
Set hyCell2 = hySS1.Cell(1, 2)
Set hyCell3 = hySS1.Cell(1, 3)
DinCO2_1 = hyCell1.CellValue 'os três diâmetros já são exportados da planilha em [m]
DinCO2_2 = hyCell2.CellValue
DinCO2_3 = hyCell3.CellValue

Set hyCell4 = hySS1.Cell(3, 1)
Set hyCell5 = hySS1.Cell(3, 2)
Set hyCell6 = hySS1.Cell(3, 3)
DextCO2_1 = hyCell4.CellValue 'os três diâmetros já são exportados da planilha em [m]
DextCO2_2 = hyCell5.CellValue
DextCO2_3 = hyCell6.CellValue

'ESPECIFICANDO O CHUTE INICIAL E O ERRO INICIAL

Dim a As Currency
Dim B As Currency
```

```
Dinicial = 0.508
erro = 0.18

Do While erro >= 0.000001

'4) Cálculo do número de Reynolds (mas este depende de Di)
Reynolds = (4 * m) / (Mi * pi * Dinicial)

'5) Cálculo do fator de fricção de Fanning
a = E / Dinicial
B = Log((a / 3.7) - ((5.02 / Reynolds) * (Log((a / 3.7) - (5.02 / Reynolds) * (Log((a / 3.7) + (13 / Reynolds)))))))
Ff = 1 / ((-2 * B) ^ 2)

'6) Cálculo do diâmetro
w = (-64 * (Zave ^ 2) * (R ^ 2) * (Tave ^ 2) * Ff * (m ^ 2) * L)
X = (PM * Zave * R * Tave * ((P2 ^ 2) - (P1 ^ 2)))
Y = (2 * g * (Pave ^ 2) * (PM ^ 2) * (h2 - h1))
Xcorrigido = X / 1000

D = (w / ((pi ^ 2) * (Xcorrigido + Y))) ^ (1 / 5)

erro = Abs(Dinicial - D)
Dinicial = D

Loop

'MOSTRAR O DIÂMETRO FINAL CALCULADO NA PLANILHA

Worksheets("Plan1").Range("B13").Value = D

'REALIZAR O CÁLCULO DA ESPESSURA
Dim t As Double 't = espessura [metros]
Dim Dext As Double
Dext = Worksheets("Plan1").Range("G19").Value
Dim Pmop As Double 'Pmop: presssõa máxima de operação do duto [Pa]
Pmop = Worksheets("Plan1").Range("G22").Value
Const Ys = 483000000# 'S: tensão mínima do materia (minimum yield stress) [Pa] --> PARA API 5L X-70
Const Eljf = 1 'Eljf: "longitudinal joint factor"
Const F = 0.72 'F: fator de projeto

t = (Pmop * Dext) / (2 * Ys * Eljf * F)

Worksheets("Plan1").Range("G24").Value = t

'Diâmetro interno final
Dif = Dext - t

Worksheets("Plan1").Range("G26").Value = Dif

'exportando os valores de diâmetro para a simulação:
'(EXTERNO)
Set DosimCO2_1 = hySS1.Cell(3, 1)
Set DosimCO2_2 = hySS1.Cell(3, 2)
Set DosimCO2_3 = hySS1.Cell(3, 3)

Let DosimCO2_1.CellValue = Dext
Let DosimCO2_2.CellValue = Dext
Let DosimCO2_3.CellValue = Dext
'(INTERNO)

Set DisimCO2_1 = hySS1.Cell(1, 1)
Set DisimCO2_2 = hySS1.Cell(1, 2)
Set DisimCO2_3 = hySS1.Cell(1, 3)

Let DisimCO2_1.CellValue = Dif
Let DisimCO2_2.CellValue = Dif
Let DisimCO2_3.CellValue = Dif

'CÁLCULO DO CUSTO COM BASE EM: IEA GHG REPORT (2002)

Dim c_duto1 As Variant 'c_duto se refere ao custo do duto
L_km = L / 1000
Dext_in = Worksheets("Plan1").Range("G18").Value
c_duto1 = ((0.4048 * L_km + 4.6946) - ((0.00153 * L_km + 0.0113) * Dext_in) + ((0.000511 * L_km + 0.000204) * (Dext_in ^ 2))) * 3.5

'Mostrar o custo na planilha:
Worksheets("Plan1").Range("B47").Value = c_duto1
```

- **MÓDULO 3: Módulo que realiza aos cálculos de diâmetro, espessura e custos do duto de MEG.**

```
'CÁLCULO PARA O DUTO DE MEG

Sub Calculo_de_diametro_e_custo_MEG()
'O cálculo do diâmetro consiste em um processo iterativo

'1)Especificar as constantes
Const E = 0.0000457 'E = rugosidade [metros]
Const R = 8.314462 'R = constante universal dos gases [Pa.m3/mol.K]
Const h1 = 2000 'h1 = altura inicial [metros]
Const h2 = 0 'h2 = altura final [metros]
Const g = 9.8 'g = gravidade [m/s2]
Const pi = 3.14159265359
Const L = 350000 'L = extensão do duto [metros]

'2)Dimensionar as variáveis
Dim Reynolds As Double 'Re = reynols
Dim m_imp As Currency ' m = vazão mássica [kg/s]
Dim m As Currency ' m = vazão mássica [g/s]
Dim D As Variant 'D = diâmetro interno (do duto de CO2)em [m]
Dim Dinicial As Variant
Dim DinMEG_1 As Variant
Dim DinMEG_2 As Variant
Dim DinMEG_3 As Variant
Dim DsimMEG_1 As Variant
Dim DsimMEG_2 As Variant
Dim DsimMEG_3 As Variant
Dim McP As Currency 'McP = viscosidade [cP]
Dim Mi As Variant 'Mi = viscosidade [Pa.s]
Dim Ff As Currency 'fF = fator de fricção de Fanning
Dim P1imp As Currency 'P1 = preessão de entrada no duto importada do hysys [kPa]
Dim P2imp As Currency 'P2 = pressão de saída do duto importada do hysys [kPa]
Dim P1 As Currency 'P1 = preessão de entrada no duto [Pa]
Dim P2 As Currency 'P2 = pressão de saída do duto [Pa]
Dim Pave As Currency 'Pave = pressão média [Pa]
Dim Zave As Currency 'Zave = compressibilidade média do fluido
Dim T1 As Currency 'T1 = temperatura de entrada no duto [°C]
Dim T2 As Currency 'T2 = temperatura de saída do duto [°C]
Dim Tave As Currency 'Tave = temperatura média [K]
Dim PM As Currency 'PM = peso molecular
Dim Vm1imp As Variant 'Vm1 = volume molar na entrada do duto [m3/kgmol]
Dim Vm2imp As Variant 'Vm2 = volume molar na saída do duto [m3/kgmol]
Dim Vm1 As Variant 'Vm1 = volume molar na entrada do duto [m3/mol]
Dim Vm2 As Variant 'Vm2 = volume molar na saída do duto [m3/mol]
Dim Vmave As Variant 'Vmave = volume molar médio [m3/mol]

'3)Fazer a interface das variáveis com o Hysys
```

```
Call Conectar_Hysys

'chamar os objetos: as correntes de onde puxarei as variáveis e o duto
Dim hyStream1 As ProcessStream 'hyStream1 é a corrente de entrada no duto
Set hyStream1 = hyCase.Flowsheet.MaterialStreams.ITEM("MEG TO PIPE")
Dim hyStream2 As ProcessStream 'hyStream2 é a corrente de saída do duto
Set hyStream2 = hyCase.Flowsheet.MaterialStreams.ITEM("MEG TO PUMP")
McP = hyStream1.Viscosity 'unidade de viscosidade no hysys [cP]
m_imp = hyStream1.MassFlow
m = m_imp * 1000
Mi = McP / 1000 'convertendo a viscosidade para [Pa.s]
P1imp = hyStream1.Pressure 'importa do hysys em [kPa]
P2imp = hyStream2.Pressure 'importa do hysys em [kPa]
P1 = P1imp * 1000
P2 = P2imp * 1000
Pave = (2 / 3) * (P2 + P1 - ((P1 * P2) / (P2 + P1)))
T1 = hyStream1.Temperature 'em graus Celsius
T2 = hyStream2.Temperature 'em graus Celsius
Tave = ((T1 + T2) / 2) + 273.15
PM = hyStream1.MolecularWeight
Vm1imp = hyStream1.MolarVolume 'importa do hysys em [m3/kgmol]
Vm2imp = hyStream2.MolarVolume 'importa do hysys em [m3/kgmol]
Vm1 = Vm1imp / 1000 'dividir por 1000 para obter Vm1 em [m3/mol]
Vm2 = Vm2imp / 1000 'dividir por 1000 para obter Vm2 em [m3/mol]
Vmave = ((Vm1 + Vm2) / 2)
Zave = (Pave * Vmave) / (R * Tave)

Dim hySS1 As SpreadsheetOp
Dim hyCell1 As SpreadsheetCell
Dim hyCell2 As SpreadsheetCell
Dim hyCell3 As SpreadsheetCell
Set hySS1 = hyCase.Flowsheet.Operations.ITEM("TABELA-DUTO_MEG")
Set hyCell1 = hySS1.Cell(1, 1)
Set hyCell2 = hySS1.Cell(1, 2)
Set hyCell3 = hySS1.Cell(1, 3)
DinMEG_1 = hyCell1.CellValue 'os três diâmetros já são exportados da planilha em [m]
DinMEG_2 = hyCell2.CellValue
DinMEG_3 = hyCell3.CellValue

Set hyCell4 = hySS1.Cell(3, 1)
Set hyCell5 = hySS1.Cell(3, 2)
Set hyCell6 = hySS1.Cell(3, 3)
DextMEG_1 = hyCell4.CellValue 'os três diâmetros já são exportados da planilha em [m]
DextMEG_2 = hyCell5.CellValue
DextMEG_3 = hyCell6.CellValue
```

```
'ESPECIFICANDO O CHUTE INICIAL E O ERRO INICIAL

Dim a As Currency
Dim B As Currency

Dinicial = 0.127
erro = 0.0166

Do While erro >= 0.000001

'4) Cálculo do número de Reynolds (mas este depende de Di)
Reynolds = (4 * m) / (Mi * pi * Dinicial)    'o fator 1000 é para concerter o valor de Mi de Cp para Pa.s

'5) Cálculo do fator de fricção de Fanning
a = E / Dinicial
B = Log((a / 3.7) - ((5.02 / Reynolds) * (Log((a / 3.7) - (5.02 / Reynolds) * (Log((a / 3.7) + (13 / Reynolds)))))))
Ff = 1 / ((-2 * B) ^ 2)

'6) Cálculo do diâmetro
w = (-64 * (Zave ^ 2) * (R ^ 2) * (Tave ^ 2) * Ff * (m ^ 2) * L)
X = (PM * Zave * R * Tave * ((P2 ^ 2) - (P1 ^ 2)))
Y = (2 * g * (Pave ^ 2) * (PM ^ 2) * (h2 - h1))
Xcorrigido = X / 1000

D = (w / ((pi ^ 2) * (Xcorrigido + Y))) ^ (1 / 5)

erro = Abs(Dinicial - D)
Dinicial = D

Loop

'MOSTRAR O DIÂMETRO FINAL CALCULADO NA PLANILHA

Worksheets("Plan1").Range("L13").Value = D

'REALIZAR O CÁLCULO DA ESPESSURA
Dim t As Double 't = espessura [metros]
Dim Dext As Double
Dext = Worksheets("Plan1").Range("Q19").Value
Dim Pmop As Double 'Pmop: presssõa máxima de operação do duto [Pa]
Pmop = Worksheets("Plan1").Range("Q22").Value
Const Ys = 483000000# 'S: tensão mínima do materia (minimum yield stress) [Pa] --> PARA API 5L X-70
Const Eljf = 1 'Eljf: "longitudinal joint factor"
Const F = 0.72 'F: fator de projeto

t = (Pmop * Dext) / (2 * Ys * Eljf * F)

Worksheets("Plan1").Range("Q24").Value = t

'Diâmetro interno final
Dif = Dext - t

Worksheets("Plan1").Range("Q26").Value = Dif


'exportando os valores de diâmetro para a simulação:
'(EXTERNO)
Set DosimMEG_1 = hySS1.Cell(3, 1)
Set DosimMEG_2 = hySS1.Cell(3, 2)
Set DosimMEG_3 = hySS1.Cell(3, 3)

Let DosimMEG_1.CellValue = Dext
Let DosimMEG_2.CellValue = Dext
Let DosimMEG_3.CellValue = Dext
'(INTERNO)
Set DisimMEG_1 = hySS1.Cell(1, 1)
Set DisimMEG_2 = hySS1.Cell(1, 2)
Set DisimMEG_3 = hySS1.Cell(1, 3)

Let DisimMEG_1.CellValue = Dif
Let DisimMEG_2.CellValue = Dif
Let DisimMEG_3.CellValue = Dif

'CÁLCULO DO CUSTO COM BASE EM: IEA GHG REPORT (2002)

Dim c_duto1 As Variant 'c_duto se refere ao custo do duto
L_km = L / 1000
Dext_in = Worksheets("Plan1").Range("Q18").Value
c_duto1 = ((0.4048 * L_km + 4.6946) - ((0.00153 * L_km + 0.0113) * Dext_in) + ((0.000511 * L_km + 0.000204) * (Dext_in ^ 2))) * 3.5


'Mostrar o custo na planilha:
Worksheets("Plan1").Range("L47").Value = c_duto1
```

- **MÓDULO 4: Módulo que realiza aos cálculos de diâmetro, espessura e custos do duto de gás.**

```
'CÁLCULO PARA O DUTO DE GAS

Sub Calculo_de_diametro_e_custo_GAS()
'O cálculo do diâmetro consiste em um processo iterativo

'1)Especificar as constantes
Const E = 0.0000457 'E = rugosidade [metros]
Const R = 8.314462 'R = constante universal dos gases [Pa.m3/mol.K]
Const h1 = 2000 'h1 = altura inicial [metros]
Const h2 = 0 'h2 = altura final [metros]
Const g = 9.8 'g = gravidade [m/s2]
Const pi = 3.14159265359
Const L = 350000 'L = extensão do duto [metros]

'2)Dimensionar as variáveis
Dim Reynolds As Double 'Re = reynols
Dim m_imp As Currency ' m = vazão mássica [kg/s]
Dim m As Currency ' m = vazão mássica [g/s]
Dim D As Variant 'D = diâmetro interno (do duto de CO2)em [m]
Dim Dinicial As Variant
Dim DinGAS_1 As Variant
Dim DinGAS_2 As Variant
Dim DinGAS_3 As Variant
Dim DsimGAS_1 As Variant
Dim DsimGAS_2 As Variant
Dim DsimGAS_3 As Variant
Dim McP As Currency 'McP = viscosidade [cP]
Dim Mi As Variant 'Mi = viscosidade [Pa.s]
Dim Ff As Currency 'fF = fator de fricção de Fanning
Dim P1imp As Currency 'P1 = preessão de entrada no duto importada do hysys [kPa]
Dim P2imp As Currency 'P2 = pressão de saída do duto importada do hysys [kPa]
Dim P1 As Currency 'P1 = preessão de entrada no duto [Pa]
Dim P2 As Currency 'P2 = pressão de saída do duto [Pa]
Dim Pave As Currency 'Pave = pressão média [Pa]
Dim Zave As Currency 'Zave = compressibilidade média do fluido
Dim T1 As Currency 'T1 = temperatura de entrada no duto [°C]
Dim T2 As Currency 'T2 = temperatura de saída do duto [°C]
Dim Tave As Currency 'Tave = temperatura média [K]
Dim PM As Currency 'PM = peso molecular
Dim Vm1imp As Variant 'Vm1 = volume molar na entrada do duto [m3/kgmol]
Dim Vm2imp As Variant 'Vm2 = volume molar na saída do duto [m3/kgmol]
Dim Vm1 As Variant 'Vm1 = volume molar na entrada do duto [m3/mol]
Dim Vm2 As Variant 'Vm2 = volume molar na saída do duto [m3/mol]
Dim Vmave As Variant 'Vmave = volume molar médio [m3/mol]

'3)Fazer a interface das variáveis com o Hysys

Call Conectar Hysys
```

```
'chamar os objetos: as correntes de onde puxarei as variáveis e o duto
Dim hyStream1 As ProcessStream 'hyStream1 é a corrente de entrada no duto
Set hyStream1 = hyCase.Flowsheet.MaterialStreams.ITEM("GAS+MEG+")
Dim hyStream2 As ProcessStream 'hyStream2 é a corrente de saída do duto
Set hyStream2 = hyCase.Flowsheet.MaterialStreams.ITEM("GAS+MEG_OUT")
McP = hyStream1.Viscosity 'unidade de viscosidade no hysys [cP]
m_imp = hyStream1.MassFlow
m = m_imp * 1000
Mi = McP / 1000 'convertendo a viscosidade para [Pa.s]
P1imp = hyStream1.Pressure 'importa do hysys em [kPa]
P2imp = hyStream2.Pressure 'importa do hysys em [kPa]
P1 = P1imp * 1000 'multiplicar por 1000 para converter de kPa para Pa
P2 = P2imp * 1000 'multiplicar por 1000 para converter de kPa para Pa
Pave = (2 / 3) * (P2 + P1 - ((P1 * P2) / (P2 + P1)))
T1 = hyStream1.Temperature 'em graus Celsius
T2 = hyStream2.Temperature 'em graus Celsius
Tave = ((T1 + T2) / 2) + 273.15
PM = hyStream1.MolecularWeight
Vm1imp = hyStream1.MolarVolume 'importa do hysys em [m3/kgmol]
Vm2imp = hyStream2.MolarVolume 'importa do hysys em [m3/kgmol]
Vm1 = Vm1imp / 1000 'dividir por 1000 para obter Vm1 em [m3/mol]
Vm2 = Vm2imp / 1000 'dividir por 1000 para obter Vm2 em [m3/mol]
Vmave = ((Vm1 + Vm2) / 2)
Zave = (Pave * Vmave) / (R * Tave)

Dim hySS1 As SpreadsheetOp
Dim hyCell1 As SpreadsheetCell
Dim hyCell2 As SpreadsheetCell
Dim hyCell3 As SpreadsheetCell
Set hySS1 = hyCase.Flowsheet.Operations.ITEM("TABELA-DUTO_GAS")
Set hyCell1 = hySS1.Cell(1, 1)
Set hyCell2 = hySS1.Cell(1, 2)
Set hyCell3 = hySS1.Cell(1, 3)
DinGAS_1 = hyCell1.CellValue 'os três diâmetros já são exportados da planilha em [m]
DinGAS_2 = hyCell2.CellValue
DinGAS_3 = hyCell3.CellValue

Set hyCell4 = hySS1.Cell(3, 1)
Set hyCell5 = hySS1.Cell(3, 2)
Set hyCell6 = hySS1.Cell(3, 3)
DextGAS_1 = hyCell4.CellValue 'os três diâmetros já são exportados da planilha em [m]
DextGAS_2 = hyCell5.CellValue
DextGAS_3 = hyCell6.CellValue
```

```
'ESPECIFICANDO O CHUTE INICIAL E O ERRO INICIAL

Dim a As Currency
Dim B As Currency

Dinicial = 0.8128
erro = 0.39

Do While erro >= 0.000001

'4) Cálculo do número de Reynolds (mas este depende de Di)
Reynolds = (4 * m) / (Mi * pi * Dinicial)    'o fator 1000 é para concerter o valor de Mi de Cp para Pa.s

'5) Cálculo do fator de fricção de Fanning
a = E / Dinicial
B = Log((a / 3.7) - ((5.02 / Reynolds) * (Log((a / 3.7) - (5.02 / Reynolds) * (Log((a / 3.7) + (13 / Reynolds)))))))
Ff = 1 / ((-2 * B) ^ 2)

'6) Cálculo do diâmetro
w = (-64 * (Zave ^ 2) * (R ^ 2) * (Tave ^ 2) * Ff * (m ^ 2) * L)
X = (PM * Zave * R * Tave * ((P2 ^ 2) - (P1 ^ 2)))
Y = (2 * g * (Pave ^ 2) * (PM ^ 2) * (h2 - h1))
Xcorrigido = X / 1000

D = (w / ((pi ^ 2) * (Xcorrigido + Y))) ^ (1 / 5)

erro = Abs(Dinicial - D)
Dinicial = D

Loop

'MOSTRAR O DIÂMETRO FINAL CALCULADO NA PLANILHA

Worksheets("Plan1").Range("V13").Value = D

'REALIZAR O CÁLCULO DA ESPESSURA
Dim t As Double 't = espessura [metros]
Dim Dext As Double
Dext = Worksheets("Plan1").Range("AA19").Value
Dim Pmop As Double 'Pmop: presssõa máxima de operação do duto [Pa]
Pmop = Worksheets("Plan1").Range("AA22").Value
Const Ys = 483000000# 'S: tensão mínima do materia (minimum yield stress) [Pa] --> PARA API 5L X-70
Const Eljf = 1 'Eljf: "longitudinal joint factor"
Const F = 0.72 'F: fator de projeto

t = (Pmop * Dext) / (2 * Ys * Eljf * F)

Worksheets("Plan1").Range("AA24").Value = t
'Diâmetro interno final
Dif = Dext - t

Worksheets("Plan1").Range("AA26").Value = Dif

'exportando os valores de diâmetro para a simulação:
'(EXTERNO)
Set DosimGAS_1 = hySS1.Cell(3, 1)
Set DosimGAS_2 = hySS1.Cell(3, 2)
Set DosimGAS_3 = hySS1.Cell(3, 3)

Let DosimGAS_1.CellValue = Dext
Let DosimGAS_2.CellValue = Dext
Let DosimGAS_3.CellValue = Dext
'(INTERNO)
Set DisimGAS_1 = hySS1.Cell(1, 1)
Set DisimGAS_2 = hySS1.Cell(1, 2)
Set DisimGAS_3 = hySS1.Cell(1, 3)

Let DisimGAS_1.CellValue = Dif
Let DisimGAS_2.CellValue = Dif
Let DisimGAS_3.CellValue = Dif

'CÁLCULO DO CUSTO COM BASE EM: IEA GHG REPORT (2002)
Dim c_duto1 As Variant 'c_duto se refere ao custo do duto
L_km = L / 1000
Dext_in = Worksheets("Plan1").Range("AA18").Value
c_duto1 = ((0.4048 * L_km + 4.6946) - ((0.00153 * L_km + 0.0113) * Dext_in) + ((0.000511 * L_km + 0.000204) * (Dext_in ^ 2))) * 3.5

'Mostrar o custo na planilha:
Worksheets("Plan1").Range("V47").Value = c_duto1
```